Министерство здравоохранения Украины
Украинская фармацевтическая академия

В.И.Чуешов, А.И.Зайцев,
С.Т.Шебанова, Н.Е.Чернов

ПРОМЫШЛЕННАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ЛЕКАРСТВ

В 2-х томах

Том 1

Под ред. проф. В. И. Чуешова

Рекомендовано Научно-методической комиссией по фармации Министерства образования Украины в качестве учебника для студентов фармацевтических высших учебных заведений и факультетов

Харьков
«Основа»
Издательство УкрФА
1999

ББК 52.82я73
Ч85
УДК 615.451.13:615.451.16:615.453.6:665.584.264

Р е ц е н з е н т ы: д-р фарм.наук проф. *Е.Е.Борзунов*;
д-р фарм.наук проф. *А.А.Цуркан*

В учебнике рассмотрены теоретические основы промышленных процессов, используемых при изготовлении лекарственных средств в условиях химико-фармацевтических заводов, фабрик и малых предприятий с учетом последних достижений фармацевтической науки и практики. Приведены описание устройства и принципы работы аппаратуры, предназначенной для проведения отдельных технологических операций.

Учебник соответствует учебной программе и предназначен для студентов фармацевтических высших учебных заведений и факультетов.

Чуєшов В.І. та ін.

Ч85 Промислова технологія ліків: [Підручник. У 2-х т. Том 1 /В.І.Чуєшов, О.І.Зайцев, С.Т.Шебанова, М.Ю.Чернов]; За ред. проф. В.І.Чуєшова. – Х.: Основа; Видавництво УкрФА, 1999. – 560 с. – Рос. мова. – (Навчальна література для студентів фармацевтичних вищих закладів освіти і факультетів).
ISBN 5-7768-0629-1
ISBN 966-615-017-4 (УкрФА).

У підручнику розглянуто теоретичні основи промислових процесів, що використовуються при виготовленні лікарських засобів в умовах хіміко-фармацевтичних заводів, фабрик та малих підприємств з урахуванням останніх досягнень фармацевтичної науки та практики. Подано опис устрою та принципів роботи апаратів, призначених для проведення окремих технологічних операцій.

Підручник відповідає навчальній програмі і призначений для студентів фармацевтичних вищих закладів освіти і факультетів.

Ч $\frac{4107030000-31}{226-99}$ Замовне

ISBN 5-7768-0629-1
ISBN 966-615-017-4 (УкрФАЧ

ББК 52.82 73

І В.І.Чєшов, О.І.Зайцев,
С.Т.Шебанова,
М.Ю.Чернов, 1999

ПРЕДИСЛОВИЕ

За последние годы фармацевтическая наука достигла значительных успехов: разработаны научные основы и созданы более перспективные технологии при получении лекарственных средств, в производство внедрено современное технологическое оборудование, используются новые группы лекарственных и вспомогательных веществ, созданы высокоэффективные лекарственные препараты.

Дальнейшее развитие народного хозяйства Украины, в частности фармацевтической отрасли, предусматривает углубление и совершенствование знаний об основных аппаратах и технологических линиях фармацевтического производства, дальнейшее внедрение прогрессивных технологий, разрешение наиболее сложных проблем гидродинамических, тепловых, массообменных и других процессов. В связи с этим изучение технологии лекарств постоянно требует создания новых учебников и учебных пособий, которые бы соответствовали современному уровню состояния науки и описывали наиболее прогрессивные методы изготовления лекарственных препаратов как в Украине, так и за рубежом.

Многолетний опыт преподавания заводской технологии лекарств в Украинской фармацевтической академии и других высших учебных заведениях показал, что освоение дисциплины целесообразно начинать с изучения основных процессов и аппаратов фармацевтической технологии и лишь затем рассматривать основы технологии производства различных лекарственных препаратов.

Отсутствие специального учебника по процессам и аппаратам потребовало включения в настоящее издание необходимых сведений о специальном оборудовании и аппаратуре, используемых на химико-фармацевтических предприятиях. Этот материал содержится в данном томе учебника.

Рациональное приготовление лекарственных препаратов, создание их новых видов, изыскание более совершенных методов производства требуют глубоких знаний отдельных технологических операций. Поэтому в первом томе учебника приведены современные сведения по теории основных процессов производства готовых лекарственных препаратов (измельчение, растворение, прессование, экстракции и т.д.).

Том содержит 21 главу. В них отражены сведения о таких технологических процессах, как измельчение, просеивание, смешение, перемещение жидкостей и газов, разделение неоднородных систем (жидких и газовых), перемешивание в жидких средах, а также о тепловых (основы теплопередачи, нагревание, охлаждение и конденсация, выпаривание),

массообменных (основы массопередачи, абсорбция, перегонка жидкостей, экстракция, адсорбция, сушка, кристаллизация) и холодильных (умеренное и глубокое искусственное охлаждение) процессах.

В учебный материал включены новые разделы, касающиеся устройства, принципа работы и расчетов аппаратуры для мембранного разделения, применяемого в промышленном производстве при получении высокоочищенной воды для инъекционных лекарственных форм и иммунобиологических препаратов.

Кроме того, в книге приведены классификация и требования к материалам для изготовления и эксплуатации аппаратуры в специфических условиях производства лекарственных средств, а также данные об эксплуатационных, конструктивных и экономических требованиях к аппаратам для фармацевтических производств; содержатся требования по охране труда, технике безопасности и промышленной санитарии.

Вместе с тем из-за ограниченного объема учебника более подробные материалы (расчетные эмпирические уравнения, значения физических констант и т.д.) приведены лишь в некоторых разделах. Недостающие сведения читатель найдет в специальной и справочной литературе, на которую имеются ссылки в конце каждой главы.

Авторы полагают, что данная книга, будучи первым учебником по процессам и аппаратам фармацевтических производств, едва ли свободна от недочетов. Поэтому они заранее выражают свою признательность читателям, которые сообщат о замеченных недостатках.

Коллектив авторов, участвовавших в написании этого тома, считает своим приятным долгом выразить благодарность всем, кто способствовал лучшему изложению учебного материала и качественному изданию книги.

Особую благодарность авторы выражают рецензентам за ценные замечания и советы, сделанные ими при подготовке рукописи к печати.

ВВЕДЕНИЕ

Краткий исторический очерк развития заводской технологии лекарств как науки. Процессы и аппараты фармацевтической технологии

Технология лекарств — это наука, включающая теоретические основы и технические закономерности производственных процессов приготовления лекарственных средств.

История развития технологии лекарств в нашей стране неразрывно связана с историей развития фармации — комплекса фармацевтических наук и практических навыков. Изготовление лекарственных форм и галеновых препаратов в дореволюционной России долгое время считалось техникой, курсом практических работ. Этот курс предшествовал преподаванию фармацевтической химии и включал правила изготовления определенной лекарственной формы, основываясь часто на традиционных навыках. Выделение технологии лекарственных форм как науки стало возможным после 1918 г., когда была введена принципиально новая система высшего и среднего фармацевтического образования.

Происхождение термина «фармация» относится к глубокой древности. Под изображением обожествленного врача древнего Египта Тота была найдена надпись — «фар-ма-ки», что означает — «дарующий исцеление».

Греки, учившиеся у египтян искусству врачевания, образовали из указанного корня свой термин — «фармакон», что значит «лекарство», «яд». В древнем Риме различные специальности лекарственного дела обозначались терминами, имеющими в основе корень «фарма»: фармаксис, pharmaceuta, pharmacopolae и др.

Знатоки лекарственного дела известны очень давно, но фармация как наука была частью медицины, и выдающимися деятелями лекарствоведения были врачи, объединившие в своей деятельности не только все отрасли медицины, но и естествознание, и философию своего времени (Гиппократ, Гален, Авиценна, Разес, Парацельс и др.). Развитие химии и техники в период алхимии привело к значительному обогащению лекарственного каталога. Изготовление и усовершенствование фармацевтических препаратов сосредоточивались в аптечных лабораториях, которые стали колыбелью фармацевтической химии и технологии лекарств. Обширные ботанические знания всегда служили основой лекарствоведения и фармацевтического образования. Аптеки постепенно становятся центрами науки. Academia della crus'ca во Флоренции была организована (1584) в аптеке Ласка на улице Тернабуони, о чем свидетельствует мемориальная доска на стене дома. Academia Royol Sciences основана в аптеке Жофруа в Париже. Начало Raual Society (Оксфорд, XVII в.) положили научные собрания в доме у аптекаря Кросса (Шеленц).

Окончательное выделение фармации в особую дисциплину произошло в XVIII в. Этот век объединил результаты, бывшие до того отрывочными и случайными, и развил их необходимость и внутреннее объединение. Множественные перепутанные сведения познания были упорядочены, обособлены и приведены в периодическую связь.

Создание и развитие науки об условиях и способах изготовления лекарств были подготовлены работами выдающихся ученых XVIII и XIX вв.: М.В.Ломоносова, А.Л.Лавуазье, Т.Е. Ловица, В.М. Севергина, Н.М. Максимовича-Амбодика, А.А. Иовского, А.П. Нелюбина, Д.И. Менделеева, А.В. Пеля, В.А. Тихомирова и др.

В XVIII и XIX вв. создаются высшие фармацевтические школы: фармацевтический институт в Эрфурте (1795 г.) под руководством И.Б. Тромисдорфа, кафедра фармации в Военно-хирургической академии в СПБ (1798 г.) под руководством Т.А. Смеловского, кафедра фармации Юрьевского (Тарту) университета (1800 г.) под руководством рижского аптекаря Гринделя. В 1803 г. создается знаменитая школа фармации в Париже под руководством фармацевта Вокельена и К.В. Шееле. Их экспериментальные исследования существенно способствовали превращению химии в науку.

Труды вышеуказанных ученых явились краеугольным камнем стройного здания фармацевтической науки и ее составной части — технологии лекарств.

Переход к укрупненным методам производства лекарств начал осуществляться в последней четверти XIX в. в передовых капиталистических странах — Германии, Франции, США и Англии.

Началом развития химико-фармацевтической промышленности в России послужил указ от 11 мая 1898 г., в котором разрешалось «производство сложных фармацевтических препаратов (галеновых) в специально устроенных фабриках (заводах), лабораториях и отдельных химических заводах». Все желающие могли открывать эти предприятия вне аптеки, но с условием, чтобы управляющими были магистры фармации либо лица, окончившие курс в одном из высших учебных заведений, где химия преподавалась в числе главных предметов.

Совершенствование производства лекарственных средств потребовало теоретического обоснования производственных процессов, их систематизации и изучения, что привело к созданию прообраза курса «Процессы и аппараты химико-фармацевтических производств» в 1909 г. В этом же году профессор Петербургского технологического института Александр Кириллович Крупский опубликовал учебное пособие «Начальные главы учения о проектировании химической технологии», где были сформулированы основные методологические направления развития дисциплины.

Почти одновременно профессор Иван Александрович Тищенко в 1912 г. на химическом факультете МВТУ ввел курс «Процессы и аппараты» как самостоятельную дисциплину.

Идеи создания курса, высказанные А.К. Крупским и И.А. Тищенко, успешно развивались в дальнейшем Д.П. Коноваловым, А.Ф. Фокиным, К.Ф. Павловым, А.М. Трегубовым, С.Н. Обрядчиковым, А.Г. Касаткиным и др.

Предложенные А.К. Крупским методы изучения процессов и аппаратов заключаются в следующем:

— из чрезвычайно большого числа химико-технологических процессов путем группирования выделяется ограниченное число основных процессов;

— при изучении основных процессов и их отдельных групп используются единые кинетические закономерности.

Только при таком подходе представилось возможным обобщить огромный фактический материал в виде компактной и стройной научной дисциплины.

В России на рубеже XIX и XX вв. появилась плеяда ученых — родоначальников организации и открытия фармацевтических учебных заведений и фармацевтических факультетов. Это — профессора Л.Г. Спасский (1868 — 1929), Б.А. Бродский (1872 —1937), М.Г. Вольпе (1884 — 1940), Л.Ф. Ильин (1871 — 1937), Г.Я. Коган (1889 — 1956) и И.А. Обергард (1888 — 1937), которые представляли Санкт-Петербургскую (Ленинградскую) школу технологов и педагогов; профессор С.Ф. Шубин (1898 — 1942) работал в Харьковском фармацевтическом институте, член-корреспондент АН Украинской ССР профессор Я.А. Фиалков (1895 — 1959), профессор Томского медицинского института Н.А. Александров (1858 — 1935) и его ученик доцент фармацевтического факультета I МОЛМИ им. И.М. Сеченова (ныне Московская медицинская академия) А.С. Прозоровский, профессор Бакинского медицинского института Р.К. Алиев (1917 — 1966), профессор М.Х. Бергольц (1890 — 1951), работавший во Всесоюзном научно-исследовательском химико-фармацевтическом центре им. С. Орджоникидзе (ВНИХФИ); академик Орехов, академик Академии наук Грузинской ССР профессор И.Г. Кутателадзе (1887 – 1963) — основатель института фармакохимии АН Грузинской ССР.

В последние десятилетия большой вклад в развитие фармацевтической технологии внесли заведующий кафедрой «Общей химической технологии, процессов и аппаратов» профессор Г.К. Гончаренко и его школа (Харьковский политехнический институт), занимавшиеся вопросами интенсификации процессов жидкостной экстракции и экстрагирования из лекарственного сырья, широко используемых в фармацевтической технологии, профессор И.А. Муравьев (Пятигорский фармацевтический институт), изучавший закономерности процесса экстракции из лекарственного растительного сырья, автор обстоятельного учебника «Технология лекарств», выдержавшего три издания, профессор Г.С. Башура, профессор Н.А. Ляпунов (ГНЦЛС),

посвятившие свои работы совершенствованию технологии мягких лекарственных форм и лекарств в аэрозольной упаковке, член-корреспондент АМН СССР А.И. Тенцова (Московская медицинская академия), внесшая значительный вклад в разработку технологии лекарств для детей.

Основы развития биофармации, ее теории и практики были заложены в конце 1960-х — начале 1970-х гг. профессором И.С. Ажгихиным (I МОЛМИ) и И.М. Перцевым (Украинская фармацевтическая академия – УкрФА). В настоящее время разработкой лекарственных форм с использованием биофармацевтических исследований занимаются профессор В.А. Головкин (Запорожский медицинский институт), профессор С.С. Хмелевская (Львовский медицинский институт), профессор Д.И. Дмитриевский (УкрФА).

Созданием препаратов на основе природных субстанций, в частности продуктов пчеловодства, занимаются ученые под руководством профессора А.И. Тихонова (УкрФА).

Над проблемой совершенствования технологии инъекционных растворов работают научные школы, созданные профессором Ф.А. Коневым (ГНЦЛС), профессором Ф.А. Жогло (Львовский медицинский институт), профессором К.Ф. Кулешом (Харьковский НИИ эндокринологии и химии гормонов).

Технология таблетированных лекарственных форм — основное научное направление школ, возглавляемых профессорами Е.Е. Борзуновым (Киевский институт усовершенствования врачей), Н.А. Казариновым (ГНЦЛС), Т.А. Грошовым (Запорожский медицинский институт).

Вопросом внедрения в фармацевтическое производство новых вспомогательных веществ и лекарственных форм на их основе посвящены исследования профессора Б.Г. Ясницкого, профессора Д.П. Сало (УкрФА), профессора В.А. Оридороги (ГНЦЛС).

Широкие исследования в области фармацевтической технологии проводятся в странах дальнего зарубежья. Наиболее существенный вклад в эту область фармацевтической науки внесли Л. Кувчинский (Польша), Л. Затурецкий и М. Халабала (Чехословакия), Т. Трандафилов (Болгария), Д. Вагнер и Г. Леви (США), К. Мюнцель (Швейцария).

В настоящее время технология лекарств представляет собой фармацевтическую дисциплину, раскрывающую глубокие теоретические основы химии, физики, биологии.

Раздел «Процессы и аппараты фармацевтической технологии» является неотъемлемой частью технологии лекарств, решающей вопросы их промышленного производства.

Курс «Процессы и аппараты фармацевтической технологии» основывается на общих законах физики и химии и, по существу, является теоретической основой химической и химико-фармацевтической технологии, позволяющей проанализировать и рассчитать процесс, найти оптимальные его параметры, разработать

и рассчитать аппаратуру, необходимую для проведения этого процесса. Его можно отнести к числу основных профессионально-ориентированных курсов, формирующих подготовку инженера-технолога, конструктора машин и аппаратов, а также механика химических и химико-фармацевтических производств. Специалист, изучивший курс «Процессы и аппараты фармацевтической технологии», получает необходимые подготовку и знания для разработки технологических и аппаратурных схем производственных процессов, связанных с изготовлением лекарственных средств, знания для разработки схем устройства машин и аппаратов и расчетов их основных размеров по заданным параметрам процесса. Технолог, эксплуатирующий заводские машины и аппараты, получает необходимые сведения для рационального использования машин и аппаратов, проведения процессов с минимальными затратами сырья и энергии для максимального использования мощности оборудования.

Классификация основных процессов

Процессы химико-фармацевтической технологии подразделяют на пять основных групп в зависимости от закономерностей, характеризующих их протекание.

Первая группа — гидромеханические процессы, скорость которых определяется только законами гидродинамики. К ним относятся: осаждение взвешенных частиц в жидкой или газообразной среде под действием силы тяжести, центробежной силы или сил электрического поля; фильтрование жидкостей или газов через слой зернистого материала, происходящее под действием разности давлений; перемешивание в жидкой среде и др.

Вторая группа — тепловые процессы, скорость которых определяется законами распространения тепла. В эту группу входят процессы нагревания, охлаждения и конденсации.

Третья группа — массообменные (диффузионные) процессы. Их скорость определяется скоростью перехода веществ из одной фазы в другую, т.е. законами массопередачи. К диффузионным процессам относятся абсорбция, экстракция, ректификация, адсорбция, сушка и др.

Четвертая группа — химические процессы, связанные с превращением веществ и изменением их химических свойств. Скорость этих процессов определяется закономерностями химической кинетики.

Пятая группа — механические процессы, которые включают измельчение твердых материалов, классификацию сыпучих материалов и их смешение.

Вышеизложенное позволяет сказать, что в основе классификации химико-технологических процессов в фармацевтическом производстве лежат кинетические закономерности.

В соответствии с этим всю аппаратуру целесообразно классифицировать по следующим группам:

1. Гидромеханические аппараты.
2. Тепловые аппараты.
3. Массообменные аппараты.
4. Реакторы — аппараты для осуществления химических превращений.
5. Механические аппараты.

К 5-й группе относятся аппараты, основой которых является механическое воздействие на материал (измельчение, просеивание, смешение, прессование и т.д.).

Системы единиц измерения физических величин

При расчете процессов и аппаратов пользуются различными данными о физических свойствах веществ (плотность, вязкость и др.) и параметрами, характеризующими состояние этих веществ (скорость, давление и др.). Все эти величины могут измеряться различными единицами.

В настоящее время применяется несколько систем единиц измерения. В зависимости от принятой системы та или иная физическая величина имеет определенные единицы измерений. Единица измерения данной величины представляет собой ее выражение через единицы величин, положенных в основу определенной системы единиц.

В Украине, согласно ГОСТ 9867—61, предпочтительно применяется Международная система единиц (СИ), принятая XI Генеральной конференцией по мерам и весам в октябре 1960 г. Допускается также применение систем СГС и МКГСС и некоторых внесистемных единиц измерения.

В СИ за единицы основных физических величин приняты единицы длины — *метр* (м), массы — *килограмм* (кг) и времени — *секунда* (с).

Система СГС (сантиметр — грамм — секунда) отличается от СИ тем, что за единицу длины принят *сантиметр* (см), за единицу массы — *грамм* (г).

Система МКГСС (метр — килограмм-сила — секунда) отличается от СИ тем, что за основную величину вместо массы принята сила, единицей которой является *килограмм-сила* (кгс или кг).

Стандартами допускается применение кратных и дольных единиц измерения, образуемых путем умножения данной единицы на число 10 в определенной степени. При этом перед наименованием величины пишут приставки, образующие соответствующую кратность или дольность данной основной единицы.

Например:

мега (М) $=1\cdot10^{6}$ *санти* (с) $=1\cdot10^{-2}$

кило (к) $=1\cdot10^{3}$ *милли* (м) $=1\cdot10^{-3}$

деци (д) $=1\cdot10^{-1}$ *микро* (мк) $=1\cdot10^{-6}$

Для тепловых измерений вводится четвертая основная величина — температура; единицей температуры является *градус*. В зависимости от начальной точки отсчета различают абсолютную температуру (отсчет от абсолютного нуля), выражаемую в *градусах Кельвина* (К), и температуру по стоградусной шкале (отсчет от точки плавления льда), выражаемую в *градусах Цельсия* (°С).

Рассмотрим единицы измерения этих величин, наиболее часто применяемых в курсе «Процессы и аппараты».

Длина. Основной единицей длины является *метр* (м), а в системе СГС — *сантиметр* (см). Применяются также дольные единицы: *дециметр* (дм) и *миллиметр* (мм), а также из внесистемных единиц — *микрон* (мкм), причем 1 м = 10 дм = =100 см = 1000 мм = $1\cdot10^{6}$ мкм.

Площадь (поверхность) в системах Международной и МКГСС измеряется в $м^2$, в системе СГС — в $см^2$, причем 1 $м^2$ = 10 000 $см^2$.

Объем в системах Международной и МКГСС применяется в $м^3$, а в системе СГС — в $см^3$. Из внесистемных единиц применяется *литр* (л), равный 1 $дм^3$.

При этом 1 $м^3$ = $1\cdot10^{6}$ $см^3$ = 1000 л.

Время. Основной единицей времени во всех системах является *секунда* (с), в качестве внесистемных единиц применяются *час* (ч) и *минута* (мин). Для выражения производительности установок и оборудования часто используют непредусмотренные стандартами единицы времени: *сутки* и *год*.

Скорость в СИ, а также в системе МКГСС измеряется в м/с, а в системе СГС — в см/с.

Ускорение в СИ и системе МКГСС измеряется в $м/с^2$, а в системе СГС — в $см/с^2$.

Масса в системах Международной и СГС является основной величиной и выражается в *килограммах* (кг) или в *граммах* (г). В системе МКГСС масса, как следует из основного закона механики (**масса = сила / ускорение**), измеряется в ($кгс\cdot с^2/м$).

Единица массы, равная 1 $кгс\cdot с^2/м$, иногда называется *технической единицей массы* (сокращенно — т.е.м.). Часто применяется внесистемная единица массы — *тонна* (т).

Между размерностями массы в различных системах единиц существует следующее соотношение:

1 кг = 1000 г = 0,0102 $кгс\cdot с^2/м$ = 0,001 т.

В химико-фармацевтической технологии количество вещества часто выражают в *молях* (моль) и *киломолях* (кмоль). Под *киломолем* (или *молем*) понимают количество вещества в *килограммах* (или *граммах*), численно равное молекулярному весу.

Таким образом,

$$1 \text{ кмоль} = 1000 \text{ моль} = M \text{ кг},$$

где М — молекулярный вес (или молекулярная масса).

Сила является основной величиной МКГСС, единицей измерения силы служит *килограмм-сила* (кгс). Под *килограмм-силой* понимают силу, сообщающую телу массой 1 кг ускорение 9,81 м/с^2. На основании приведенного выше закона механики **(сила = масса · ускорение)** сила в СИ измеряется в кг · м/с^2, а в системе СГС — в г · см/с^2.

Единица силы, равная 1 кг·м/с^2, называется ньютоном (Н); единица силы, равная 1 г · см/с^2, называется *диной* (дин). Сила в 1 Н сообщает телу массой 1 кг ускорение 1 м/с^2, сила в 1 дин сообщает телу массой в 1 г ускорение 1 см/с^2.

Соотношение между единицами силы в различных системах следующее:

$$1 \text{ Н} = 1 \cdot 10^5 \text{ дин} = 0{,}102 \text{ кгс}.$$

Вес (сила притяжения тела к Земле) определяется взвешиванием на пружинных весах и выражается в единицах силы (Н, дин, кгс). Часто весом неправильно называют результат взвешивания на рычажных весах, т.е. массу тела, и выражают его в единицах массы (кг, г). Под весом тела следует понимать только силу притяжения его к Земле, выраженную в единицах силы. Следует отметить, что вес тела, вычисленный в кгс (система МКГСС), и его масса, выраженная в кг (СИ), имеют одинаковое числовое значение (разница не превышает 0,2 %).

Работа (и энергия) равна произведению силы на путь (длину). Единицами измерения работы являются *ньютон-метр* (Н · м) — в СИ, *дина-сантиметр* (дин·см) — в системе СГС и *килограмм-сила-метр* (кгс·м) — в системе МКГСС. Единица работы, равная 1 Н · м, называется *джоулем* (Дж), равная 1 дин·см, — *эргом* (эрг). Работа, равная 1000 Дж, называется *килоджоулем* (кДж).

Широко распространены внесистемные единицы работы и энергии – *ватт-час* (Вт · ч) и *киловатт-час* (кВт · ч), а в области тепловых измерений — *калория* (кал) и *килокалория* (ккал).

Между различными единицами работы и энергии существуют следующие соотношения:

$$1 \text{ Дж} = 0{,}001 \text{ кДж} = 1 \cdot 10^7 \text{ эрг} = 0{,}102 \text{ кгс} \cdot \text{м} = 0{,}239 \text{ кал} = 0{,}239 \cdot 10^{-3} \text{ ккал};$$

$$1 \text{ кВт·ч} = 1000 \text{ Вт·ч} = 3{,}6 \cdot 10^6 \text{ Дж} = 3600 \text{ кДж} = 367000 \text{ кгс} \cdot \text{м} = 860 \text{ ккал}.$$

В СИ предусматривается одна и та же единица — *джоуль* — для измерения всех видов **энергии**, в том числе и тепловой. Это устраняет необходимость введения в расчетные формулы дополнительных множителей для пересчета единиц измерения различных видов энергии. Если же тепловая энергия измеряется в ккал, то для перехода к единицам СИ или МКГСС в расчетные формулы вводится делитель А (термический эквивалент работы),

равный количеству тепла, которое соответствует данной единице работы (Дж или кгс • м):

$$A = 0{,}239 \cdot 10^{-3} \text{ ккал/Дж} = \frac{1}{427} \text{ ккал/кгс} \cdot \text{м}.$$

Мощность — работа, произведенная в единицу времени, измеряется в Дж/с в СИ, в эрг/с — в СГС, в кгс • м/с — в МКГСС. Мощность, равная 1 Дж/с, – *ватт* (Вт). Величина, равная 1000 Вт (или, что то же, 1 кДж/с), называется *киловаттом* (кВт).

Соотношение между единицами мощности следующее:

$$1 \text{ Вт} = 0{,}001 \text{ кВт} = 1 \cdot 10^{7} \text{ эрг/с} = 0{,}102 \text{ кгс} \cdot \text{м/с}.$$

Пересчет единиц физических величин из одной системы единиц в другую можно производить исходя из соотношения между основными единицами измерения:

$$1 \text{ м} = 100 \text{ см}, \; 1 \text{ кг} = 1000 \text{ г}, \; 1 \text{ кгс} = 9{,}81 \text{ Н}.$$

Например:

$$1\,\text{Н} = 1\frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{с}^2} = \frac{1000\,\text{г} \cdot 100\,\text{см}}{\text{с}^2} = 100\,000\frac{\text{г} \cdot \text{см}}{\text{с}^2} = 100\,000\,\text{дин};$$

$$1\,\text{Дж} = 1\,\text{Н} \cdot \text{м} = \frac{1}{9{,}81}\,\text{кгс} \cdot \text{м} \text{ или } 0{,}102 \text{ кгс} \cdot \text{м}.$$

Вязкость. *Динамический* коэффициент вязкости* (ДКВ) в СИ измеряется в Па • с. *Кинематический* коэффициент вязкости (ККВ) в СИ имеет размерность $м^2/с$. ККВ = ДКВ/плотность. Соотношение между единицами измерения ДКВ в различных системах следующее:

$$1\,\text{Па} \cdot \text{с} = 1\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} = \frac{1000\,\text{г}}{100\,\text{см} \cdot \text{с}} = 10\frac{\text{г}}{\text{см} \cdot \text{с}} = 10\,\text{П(пуаз)} = 1000\,\text{сП(сантипу аз)};$$

$$1\text{сП} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} = 1 \text{ м Па} \cdot \text{с};$$

$$1\text{П} = 1 \text{ дин} \cdot \text{с/см}^2 = 0{,}1 \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Список литературы:

1. *Муравьев И.А.* Технология лекарств. Изд. 3-е, перераб. и доп. Т.1. М.: Медицина, 1980. С. 6 — 18.

2. *Стабников В.Н.* Возникновение и развитие науки о процессах и аппаратах пищевых производств //Изв. вузов. Пищ. технология. 1970. №2 (75). С. 72 — 77.

3. *Стабников В.Н.* Наука о процессах и аппаратах и ее место в ряду других наук //Пищ. пром-сть. 1969. Вып. 10. С. 44 — 49.

4. *Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З.* Процессы и аппараты химической технологии. М.: Хим. лит-ра, 1962. С. 19 — 23.

5. *Избранные* очерки современной теории и практики производства лекарств /Под ред. Ажгихина И.С. Пермское кн. изд-во, 1975. С.5 — 21.

---

* Часто ДКВ сокращенно называют просто *вязкостью*.

Глава 1. ТРЕБОВАНИЯ К МАТЕРИАЛАМ И АППАРАТАМ

При создании аппарата с целью проведения технологического процесса необходимо учитывать эксплуатационные, конструктивные и экономические требования, а также охрану труда и технику безопасности в промышленных условиях.

1.1. Эксплуатационные требования

Аппарат создается для проведения определенного технологического процесса, требующего определенных условий. Такими условиями являются: температура и давление, при которых осуществляется процесс; скорость движения и взаимный контакт потоков; механические, тепловые и другие воздействия.

Так, при варке холосаса, содержащего сахар и пектиновые вещества, могут образовываться осадки на поверхности обогрева и скапливаться продукты карамелизации, которые влияют на процесс теплообмена, поэтому рационально применение котла, приведенного на рис. 1.1.

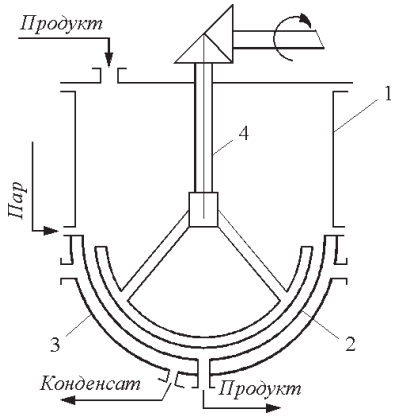


Рис. 1.1. Холосасоварочный котел: 1 — корпус; 2 — днище; 3 — паровая рубашка; 4 — мешалка

Котел имеет цилиндрический корпус 1, сферическое днище 2, снабженное паровой рубашкой 3 и якорной мешалкой 4. Мешалка способствует равномерному обогреву холосаса, а также предотвращает осаждение и карамелизацию сахара. Устройство такого аппарата позволяет создать оптимальные условия для протекания процесса, тогда как другие типы аппаратов (например, цилиндрическая форма котла с плоским днищем, лопастной мешалкой и змеевиком для пара) не обеспечили бы указанных условий.

Главной характеристикой аппарата является его производительность, т.е. количество полученного готового продукта за единицу времени.

Более полно характеризует конструкцию производительность, отнесенная к 1 м^2 поверхности, например: напряжение выпарных аппаратов — количество воды, выпаренной за 1 ч и отнесенное к 1 м^2 его поверхности.

Производительность аппарата можно увеличить интенсификацией процесса, заменой периодических процессов непрерывными, механизацией и автоматизацией их.

1.2. Конструктивные требования

При проектировании нового аппарата с соблюдением эксплуатационных требований ставятся такие условия: минимальная масса; обеспечение соответствующей прочности; применение стандартных легко заменяемых деталей и узлов, а также удобство в эксплуатации, ремонте, монтаже и разборке; технологичность в изготовлении.

При проектировании аппарата, чтобы уменьшить его массу, используют такую форму, при которой отношение боковой поверхности аппарата к его объему было бы минимальным.

Самое малое отношение поверхности к объему имеют аппараты шаровые, последние используются при создании хранилищ для жидкостей. При проектировании аппаратов цилиндрической формы с крышкой и плоским дном указанное условие сохраняется при соотношении $H:D = 2$ (H — высота, D — диаметр). Изготовление отдельных деталей и узлов из материалов высокой прочности также уменьшает массу аппарата.

1.3. Требования техники безопасности и промышленной санитарии

Аппараты и приборы для химико-фармацевтического производства проектируют и изготовляют с требуемым запасом прочности, снабжают их предохранительными системами, предупреждающими аварии, а также ограждают его движущиеся детали и узлы.

Поэтому используют наиболее удобные в этом отношении герметически закрытые аппараты непрерывного действия, в которых контроль осуществляется с пульта управления автоматически с соответствующей двойной защитой (например, тепловая и электрическая). Аппараты фармацевтических производств должны строго соответствовать высоким санитарно-гигиеническим требованиям, предупреждающим бактериальное, механическое или химическое загрязнения и разложение лекарственных средств.

Для обеспечения указанных условий аппараты должны быть герметичны, удобны для возможной тщательной зачистки и дезинфекции, кроме того, аппараты должны быть изготовлены из материалов, не взаимодействующих с окружающей средой, перерабатываемыми материалами.

1.4. Экономические требования

Затраты на проектирование, изготовление, монтаж и эксплуатацию химико-фармацевтических аппаратов с учетом оптимально-реальных условий должны быть минимальными и

обоснованы технико-экономическими расчетами. Экономическая целесообразность внедрения в производство аппарата зависит от качества производимой на нем продукции и затрат на его обслуживание.

1.5. Классификация и характеристика материалов для изготовления аппаратов, их защита от коррозии

Перед проектированием аппарата решающим вопросом для конструктора является выбор материала для его изготовления.

При изготовлении аппаратов и устройств для химико-фармацевтических производств используются различные материалы: железо, чугун, легированные металлы и их сплавы, неметаллические материалы и защитные покрытия (резина, винипласт, фаолит, пластмассы, изготовленные на основе сополимеров, полихлорвиниловых смол, а также лаки (ВХЛ-4000), полиэтилен, фторопласты и др.).

1.5.1. Металлы

В химико-фармацевтическом аппаратостроении широко используют сталь, чугун, медь, бронзу, латунь, алюминий и олово.

Сплавы железа с углеродом, в которых последнего содержится до 1,7 %, называются сталями, а сплавы, где углерода от 1,7 до 6,67 %, — чугунами.

Сталь. На химико-фармацевтических предприятиях и в цехах (фитохимическом, таблеточном, фасовочном и др.) окружающая среда обладает невысокой агрессивностью, поэтому оборудование для них изготавливают из обычных сталей: Ст.0, Ст.2 и Ст.3.

Следует отметить, что обычные стали легко окисляются под воздействием кислорода воздуха и влаги. При соприкосновении лекарственного вещества (в виде раствора) с ржавой поверхностью происходит как механическое загрязнение, так и переход ионов железа в готовый препарат. Применение аппаратов для ампульного производства из обычных сталей и чугуна без защитных покрытий ограничено, а в случае их использования соблюдают условия, предупреждающие коррозию. Например, углеродистая сталь без защитного покрытия допускается для изготовления стальных таблеточных прессов, фильтров, мельниц для измельчения лекарственного растительного сырья и др.

Стальные аппараты разрешается применять для варки чистых сахарных растворов.

Для изготовления ответственных деталей (валов, центрифуг, коленчатых валов, подшипников и др.), работающих в неагрессивных средах, применяют углеродистые и легированные (марганцовистые, хромоникелевые и др.) стали, обладающие высокой прочностью и упругостью. Приборы, аппараты и

установки, используемые для переработки агрессивных сред (инъекционных растворов, содержащих кислоты и щелочи, лекарственных фруктовых соков и т.д.), изготавливают из нержавеющей стали.

Нержавеющая сталь является самым широко применяемым материалом для трубопроводов и рабочих поверхностей оборудования химико-фармацевтических предприятий. Отшлифованная поверхность нержавеющей стали обладает хорошими антикоррозийными свойствами, не требует покрытий специальными лаками, полуды и позволяет осуществлять соответствующую санитарную обработку.

Медь и ее сплавы. Медь образует сплавы с цинком, оловом и алюминием, называемые латунями, оловянной и алюминиевой бронзами.

Широкое практическое применение имеют в химико-фармацевтическом производстве сплавы с высоким содержанием чистой меди. Это — область существования α-твердого раствора однородной фазы, не изменяющейся в твердом состоянии.

Механические свойства латуни и бронзы изменяются с повышением содержания цинка, олова и алюминия, приобретая большую твердость и хрупкость.

α-твердые растворы латуни и бронзы отличаются малой твердостью и высокой пластичностью и поэтому легко штампуются, прокатываются, что очень важно при изготовлении аппаратов для медицинской промышленности.

Медь. Чистая медь широко применяется в аппаратостроении для химико-фармацевтических производств вследствие того, что она и ее сплавы обладают высокой коррозийной стойкостью, хорошей теплопроводностью и пластичностью.

Медь является материалом для изготовления теплообменников, перегонных и ректификационных аппаратов в производстве спирта, дистиллированной (апирогенной) воды и др. Медь применяется в тех случаях, когда испытываемые металлом напряжения сравнительно малы, ибо его технические свойства ухудшаются с повышением температуры.

Латунь и бронза. Латунь применяется в виде труб и листов. Бронза идет на изготовление клапанов и корпусов насосов, вентилей, кранов и других небольших по габаритам деталей.

Алюминий. Указанный материал часто применяется для изготовления трубопроводов и емкостей для хранения дистиллированной воды, используемой в ампульном производстве. Алюминий обладает хорошей теплопроводностью, малой плотностью, хорошо штампуется и сваривается.

Алюминий на воздухе покрывается тонким слоем окиси алюминия, который предохраняет металл от дальнейшего окисления. Продукты окисления не ядовиты.

При изготовлении лекарственных средств, содержащих витамин С, в алюминиевых аппаратах качество продуктов не ухудшается. Однако при продолжительном воздействии на алюминий растворов поваренной соли, органических кислот происходит окисление, что ограничивает его применение.

Олово обладает хорошей стойкостью в средах, содержащих органические кислоты, поэтому оно широко применяется в виде защитного покрытия (полуды) стальных и медных аппаратов и устройств.

Защита металлов от коррозии

Коррозия — процесс разрушения материала химическими и электрохимическими агентами.

Химической коррозией называют процессы химического взаимодействия материала со средой без возникновения электрического тока, подчиняющиеся законам химической кинетики гетерогенных процессов. Наиболее распространенным ее видом является газовая коррозия, протекающая в сухих газах при полном отсутствии влаги. Газообразный агент вступает в реакцию с атомами металла, расположенными на поверхности, и образует соответствующее соединение.

Если в результате коррозии образуется плотная пленка и ее продукты не летучи, то коррозия уменьшается и даже может совсем прекратиться. При образовании рыхлой пленки коррозия приводит к полному разрушению металла. Реакция стали с водородом сопровождается выделением метана, что приводит к изменению структуры металла. Такую реакцию называют обезуглероживанием стали. Указанный вид коррозии очень опасен для аппаратов, эксплуатируемых под давлением и при высоких температурах.

Электрохимической коррозией называют процессы, протекающие под действием электролитов, сопровождающиеся возникновением электрического тока и подчиняющиеся законам электрохимической кинетики. Данный вид коррозии протекает в растворах кислот, щелочей, солей, а также при атмосферной коррозии в почве.

Виды коррозии

По характеру разрушения металла бывает коррозия *сплошная* и *местная*.

Сплошная коррозия образуется равномерно по всей поверхности металла.

Пример. Процесс ржавления сплавов железа на воздухе или коррозия в растворах сильных кислот.

Местная коррозия — неравномерное размещение очагов коррозии в виде пятен или точек.

Борьба с коррозией

1. Нанесение инертных покрытий на защищаемый материал.

Для покрытия применяются различные металлы, органические (краски, лаки) или неорганические соединения (эмали и неметаллические пленки).

Металлами можно покрывать материал *горячим* способом (путем лужения или оцинковывания).

При *термохимическом* способе покрытия, или *плакировании*, на поверхность металла помещают лист другого металла и совместно их прокатывают. Таким способом получают биметалл (лист железа, покрытый медью или латунью).

Способ *металлизации* состоит в том, что проволоку из защитного металла расплавляют и распыляют током сжатого воздуха, покрывая тонким слоем защищаемый материал.

Металлические покрытия из никеля, хрома, меди, серебра, золота и других металлов наносят гальваническим методом.

Используемые для защиты от коррозии органические вещества могут образовывать пленки в результате физического процесса высыхания растворителя или в результате химических процессов (полимеризации, окислении).

Боросиликатное стекло с добавкой солей кобальта используют для покрытия стальных изделий, а с добавками солей свинца — для нанесения покрытия изделий из чугуна. Окисную пленку на алюминий можно наносить анодированием. Такой защите подвергают, например, детали самолета, что продлевает срок их эксплуатации.

Добавление ингибиторов в корродирующую среду. В качестве ингибиторов (замедлителей коррозии) используют как неорганические, так и органические соединения. Они могут быть анодными или катодными замедлителями.

Анодные ингибиторы могут образовывать с ионами растворяющегося металла нерастворимые соединения, которые осаждаются в виде пленки на корродирующих поверхностях, что вызывает прекращение действия коррозии.

В качестве указанных ингибиторов используют щелочи, карбонаты, жидкое стекло, растворимые фосфаты.

Применяют также катодные ингибиторы, которые, осаждаясь на катоде, вызывают высокое перенапряжение водорода. В качестве таких ингибиторов применяют соли тяжелых металлов, мышьяка, висмута и т.п.

2. Электрохимический способ.

Электрохимическая защита может быть протекторной или катодной. Протекторы изготовляют из алюминия, цинка или магниевых сплавов.

Во избежание коррозии можно принудительно сделать защищающую конструкцию катодом, присоединив ее к

отрицательному полюсу постоянного тока, создавая, таким образом, определенную разность потенциалов. Описанный вид защиты называют катодной защитой.

Оба вида защиты часто применяются при прокладке подземных трубопроводов в строительстве химико-фармацевтических предприятий, при постройке оснований ферм высоковольтных передач и т.д.

1.5.2. Неметаллические материалы

Для изготовления установок, аппаратов и их узлов используют неорганические материалы, стекло, искусственные силикатные материалы и материалы органического происхождения: дерево, пластмасса и др.

Стекло. В последние годы стекло начали широко применять в химико-фармацевтическом производстве при изготовлении трубопроводов, фильтров, емкостей и оборудования цехов по выпуску инъекционных растворов.

Преимущества стекла: химическая стойкость, прозрачность и малый коэффициент термического расширения; недостатки: хрупкость, относительная сложность узлов и деталей, непригодность для работы при резких изменениях температуры.

Дерево и пластические материалы. Ввиду сравнительно малой стоимости и доступности дерево применяется для изготовления различных емкостей, тары и отдельных машин, но оно является нежелательным материалом при создании аппаратов ввиду его пористости, гигроскопичности и малой прочности. Пластические массы перспективны для химико-фармацевтического производства. В настоящее время нашли свое применение винипласт, полиэтилен, фторопласты и др.

Винипласт и **фаолит** применяются в аппаратостроении. Они обладают хорошими антикоррозионными качествами и легко формуются. Поэтому данные материалы являются заменителями цветных металлов и сплавов — меди, латуни, свинца и бронзы.

Ввиду достаточной прочности винипласт и фаолит используются не только как облицовочные защитные материалы, но и как конструкционные.

Винипласт термопластичнее, чем фаолит, что позволяет получать из него детали необходимой формы, а также создавать различные аппараты. Винипласт хорошо сваривается и склеивается, стоек к воздействию почти всех минеральных кислот (кроме концентрированной азотной и серной) к щелочам и к растворам солей любых концентраций.

Недостаток винипласта — склонность к ползучести: температурный предел его находится при 60÷70 °С. Ввиду набухаемости в воде винипласт непригоден для водных растворов.

Фаолит применяется в виде листов из сырой фаолитовой массы трех марок (А, Т и П) как замазка для склеивания и сборки готовых узлов и изделий. Из фаолита марки А изготавливают трубы и арматуру. Фаолит марки Т имеет хорошую теплопроводность, и его используют для изготовления элементов теплообменной аппаратуры. Фаолит марки П, из которой нередко изготавливают арматуру, подобен фаолиту А, но превосходит его по теплостойкости. Следует отметить, что стойкость винипласта в 2÷3 раза выше стойкости фаолита.

Пластические массы, полученные на основе сополимеров полихлорвиниловых смол, имеют более высокие антикоррозийные свойства. Указанные материалы, называемые винилитами, используют в качестве фильтрующих материалов, покрытий хранилищ кислот, а также в виде лака ВХЛ-4000, который отличается высокой химической стойкостью к кислотам и щелочам, хорошей прилипаемостью к металлам, эластичностью. Они имеют преимущества по сравнению с бакелитовыми лаками.

Поверхности, образуемые этим лаком, можно промывать щелочными растворами любой концентрации, дезинфицировать растворами хлорной извести и серной кислоты.

Полиэтилен является термопластической массой, полученной полимеризацией этилена, обладающей высокой химической стойкостью к агрессивным средам при температуре не выше 60 °С.

Фторопласты — пластические массы, получаемые путем полимеризации фтористых производных этилена.

Фторопласт исключительно устойчив к агрессивным средам и превосходит благородные металлы и сплавы (называется — искусственная платина).

Для изготовления различных узлов и деталей применяется фторопласт-4, для защитных покрытий — фторопласт-3. Методом прессования фторопласта-4 получают листы толщиной 1÷5 мм, тонкостенные трубы, краны, вентили. Фторопласт-4 стоек к жирам, маслам, влаге, кислотам, не обладает запахом, поэтому его можно применять при любых условиях обработки лекарственных средств до 200 ^{0}С. Ввиду того что фторопласт-4 не прилипает ни к каким материалам, его используют в качестве облицовочного материала для валов и транспортных лент.

Фторопласт-3 — тонкий, сыпучий материал с температурой плавления 210 °С. В смеси с этиловым спиртом и ксилолом образует суспензию, которой покрывают металл до получения защитной пленки, стойкой к влаге и агрессивным средам.

Покрытие из фторопласта-3 выдерживает продолжительный нагрев при температуре 100 °С, сохраняя механические свойства.

Олово. Лужение оловом широко применяется для покрытия змеевиков, трубопроводов.

В применяемом для лужения олове допускается не более 1 % свинца, 0,05 % – висмута, 0,05 % – сурьмы и 0,02 % – мышьяка.

Недостаток луженой поверхности — нестойкость полуды и ее быстрый износ, особенно в кислых средах.

Лаки. Рабочие поверхности металлических аппаратов покрывают бакелитовыми и полихлорвиниловыми лаками, а также кремнийорганическими смолами (силиконолед), последние после высыхания становятся прочными, водонепроницаемыми и стойкими к кислотам.

Список литературы:

1. *Чернобыльский И.И., Бондарь А.Г., Гаевский Б.А. и др*. Машины и аппараты химических производств. 2-е изд. М.: Машгиз, 1961.

2. *Домашнев А.Д*. Конструирование и расчет химических аппаратов. М.: Машгиз, 1961.

3. *Батунер Л.М*. Процессы и аппараты органического синтеза и биохимической технологии. М.: Химия, 1966.

4. *Канторович З.Б*. Основы расчета химических машин и аппаратов. М.: Машгиз, 1960.

5. *Лащинский А.А., Толчинский А.Р*. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. 2-е изд. М.: Машиностроение, 1970.

6. *Стабников В.Н*. Процессы и аппараты пищевых производств. М.: Пищ. пром-сть, 1976. С.54 — 71.

Глава 2. ТЕХНИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА МАТЕРИАЛОВ, ПОЛУПРОДУКТОВ И ПРОДУКТОВ ФАРМАЦЕВТИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

2.1. Общие сведения

В технологии химико-фармацевтических препаратов применяется разнообразное оборудование (аппараты) в зависимости от условий проведения процесса и свойств обрабатываемого сырья. Главными факторами, определяющими тип аппаратуры, являются: химические свойства материалов, участвующих в процессах, и их агрегатное состояние; температура; тепловой эффект реакции; давление; длительность процесса; интенсивность теплообмена и др.

Для создания промышленных машин и аппаратов необходимо иметь сведения о технических свойствах перерабатываемых исходных материалов, полупродуктов и получаемых готовых лекарственных средств. Указанные свойства в большой степени определяют габариты аппарата, его производительность, технологический режим работы, конструкцию, материал для изготовления.

Рассмотрим некоторые технические свойства исходных материалов, полупродуктов и готовых лекарственных средств.

1. Физико-механические и структурные свойства

Они оцениваются предельными напряжениями разрушения (для сыпучих и упруговязких материалов), внутренним трением (для жидкости, газов и пластических материалов), структурным сопротивлением фильтрации (для осадков и пористых материалов).

2. Теплофизические свойства

Указанные свойства материалов характеризуются теплопроводностью, теплоемкостью, температуропроводностью, удельной теплотой фазового перехода, коэффициентом объемного расширения и др.

3. Физико-химические свойства

Они характеризуются плотностью, вязкостью, коэффициентом диффузии, поверхностным и межфазным натяжениями, давлением насыщенных паров, молекулярной массой и др.

Многие технические свойства веществ фармацевтических производств хорошо изучены и представлены в специальной литературе. Однако недостаточное количество сведений затрудняет осуществление технических расчетов.

Свойства исследуемых материалов зависят от их строения, состава и количественного содержания в них отдельных компонентов.

В состав продуктов фармацевтических производств входят вещества минерального, растительного, животного происхождения и органические химические продукты.

2.2. Структурно-механические свойства материалов

Структурно-механическое строение перерабатываемых материалов имеет большое значение при их измельчении и переработке.

Технологические свойства порошков зависят от их физико-химических характеристик.

Относительная плотность порошков, насыпная масса, пористость взаимосвязаны и определяются формой, размерами, взаимным расположением частиц и их удельной массой.

Особенностью растительных материалов является их морфолого-анатомическое строение, обусловливающее зачастую плотную оболочку и внутреннюю структуру. Для измельчения указанных материалов требуются значительные механические усилия.

Материалы животного происхождения не имеют отчетливо выраженной оболочки. Они содержат наряду с клетками и неклеточные структуры, имеющие форму волокон или бесструктурной массы.

2.2.1. Сыпучие материалы

Сыпучие и пористые лекарственные материалы характеризуются насыпной массой и пористостью.

Насыпная масса $\rho_м$ материала имеет ту же размерность, что и плотность ρ твердых частиц, но относится ко всему объему свободно насыпанного вещества (вместе с порами).

Насыпная масса вещества может быть найдена по формуле

$$\rho_м = (1 - \varepsilon)\,\rho \text{ кг/м}^3, \qquad (2.1)$$

где ε — пористость, которая характеризует степень уплотнения сыпучего и пористого веществ и представляет собой отношение объема пустот ко всему объему вещества.

Для идеального сыпучего материала, состоящего из одинаковых шаровых частиц, возможны два предельных варианта укладки частиц: свободная и плотная.

При свободной укладке, когда центры соприкасающихся шаров образуют куб,

$$\rho_м = 0{,}523\rho. \qquad (2.2)$$

При плотной укладке, когда центры соприкасающихся шаров образуют ромбоэдр,

$$\rho_м = 0{,}744\rho. \qquad (2.3)$$

По данным Г.М. Знаменского [3, с.21], для большинства сыпучих тел в среднем

$$\rho_{\text{м}} = 0{,}576\rho. \qquad (2.4)$$

Параметром, аналогичным плотности вещества, является молекулярная масса m, которая для бинарной смеси вещества a и b определяется по формуле

$$m = \left(\frac{X_a}{m_a} + \frac{X_b}{m_b} \right)^{-1}, \qquad (2.5)$$

где X_a и X_b — массовые доли компонентов в смеси;

m_a и m_b — молекулярные массы компонентов a и b.

Плотность сложных многокомпонентных материалов, полупродуктов и продуктов рекомендуется принимать по опытным данным, приводимым в справочниках, в зависимости от состава продуктов и их температуры.

2.2.2. Эмульсии, суспензии и растворы

Эмульсии, суспензии и растворы характеризуются концентрацией находящихся в них веществ, вязкостью и плотностью.

Концентрация вещества в указанных системах выражается в массовых и объемных процентах, а в растворах, кроме того, — в молярных процентах.

Динамическая вязкость μ суспензий и эмульсий вычисляется в зависимости от μ_0 жидких сред и объемной концентрации Q находящихся в них частиц.

Если обозначить через X массовую долю твердой фазы в суспензии, через $\rho_{\text{С}}$ и $\rho_{\text{т}}$ — плотности суспензии и твердых частиц, содержащихся в ней, то объемная доля твердой фазы в суспензии будет

$$q = \frac{X / \rho_{\text{Т}}}{1 / \rho_{\text{С}}} = \frac{X \rho_{\text{С}}}{\rho_{\text{Т}}}. \qquad (2.6)$$

Плотность суспензии $\rho_{\text{С}}$ определяют исходя из суммы объемов жидкой и твердой фаз, входящих в ее состав:

$$\frac{1}{\varrho_{\text{С}}} = \frac{1-X}{\varrho_{\text{ж}}} + \frac{X}{\varrho_{\text{т}}},$$

откуда следует, что

$$\varrho_{\text{С}} = \frac{1}{\dfrac{1-X}{\varrho_{\text{ж}}} + \dfrac{X}{\varrho_{\text{т}}}} \ \text{кг/м}^3, \qquad (2.7)$$

где $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкой фазы, кг/м^3.

Тождественные зависимости можно получить и для эмульсии.

Вязкость суспензий можно определить по формуле

$$\mu = \mu_0(1 + 4{,}5q)\ \text{Н·с/м}^2. \qquad (2.8)$$

Для лекарственных соков, сиропов динамическую вязкость при 20 ^{0}С можно определить ориентировочно по формуле

$$\mu = 0{,}94e^{(0{,}05+0{,}08B)} \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2, \qquad (2.9)$$

где B — концентрация веществ в растворе, %.

При температуре, отличающейся от 20 ^{0}С, вязкость вычисляется по уравнению

$$\mu_t = \frac{12{,}9\mu}{(T-273)^{0{,}85}} \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2,$$

где T — температура, К.

Кинематическая вязкость жидкости:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \ \frac{\text{м}^2}{\text{с}}.$$

Различные коллоидные растворы и густые суспензии, нередко встречающиеся в фармацевтических производствах, относятся к пластическим материалам. В отличие от обычных жидкостей указанные материалы имеют высокую вязкость и при небольших сдвигах не текут, а лишь изменяют свою форму.

Общую характеристику механических свойств пластических материалов дает понятие консистенции, не имеющей строгого физического смысла, размерности и числового выражения.

Под консистенцией подразумевают вязкость, клейкость, упругость и другие свойства, ощущаемые при осязании. Так, о пилюльной массе или пасте в конце ее приготовления говорят, что она имеет упругую консистенцию. Таким образом, консистенция является качественным показателем, определяемым путем сопоставления с консистенцией других материалов и не имеющих количественного выражения.

Структурное сопротивление фильтрации оказывают сжимаемые и несжимаемые осадки, пористые керамические и зернистые вещества, которые очень влияют на процесс фильтрации.

Сжимаемые осадки содержат коллоиды, или хлопьевидные частицы, которые с увеличением давления фильтрации уплотняются. При этом сильно уменьшается размер капилляров для прохода фильтрата, отчего увеличивается сопротивление фильтрации. Несжимаемые осадки в отличие от сжимаемых состоят из зернистых и кристаллических частиц, последние в процессе фильтрации не деформируются, наблюдается только их перегруппировка, вследствие чего размеры капилляров изменяются на очень малую величину и сопротивление фильтрации незначительно в сравнении с сопротивлением сжимаемых осадков.

Удельное сопротивление фильтрации, которое оказывают осадки пористых керамических и зернистых материалов, находится опытным путем с учетом структуры материала и давления при фильтрации.

2.3. Теплофизические и физико-химические свойства материалов

Теплофизические свойства исследуемых веществ в основном характеризуются теплопроводностью, теплоемкостью и температуро-проводностью. Теплопроводность — процесс распространения теплоты в теле путем непосредственного соприкосновения между частицами с различной температурой. Это так называемый молекулярный способ переноса тепловой энергии. В чистом виде указанный процесс может быть только в однородных твердых телах при невозможности возникновения в них конвективных токов.

2.3.1. Коэффициент теплопроводности

Коэффициент теплопроводности λ определяет количество теплоты, которое проходит в час через 1 м^2 поверхности при изменении температуры в 1^0 на 1 м пути теплового потока.

Для различных материалов коэффициент теплопроводности различен и для каждого из них зависит от структуры, плотности, влажности, давления и температуры тела. Коэффициент теплопроводности определяют опытным путем и для различных материалов они приводятся в справочниках [7,8,9]. Здесь же приведены эмпирические формулы, по которым можно рассчитать λ со средней погрешностью около 6 %.

Для определения λ жидкостей и газов можно пользоваться диаграммами [10]. Ориентировочные значения λ приведены в табл. 2.1:

Таблица 2.1

Вещество	λ, Вт/(м·К)	Вещество	λ, Вт/(м·К)
Газы	0,005÷0,60	Дерево	0,06÷0,55
Воздух 0÷1000 ^{0}C	0,020÷0,08	Металлы	2÷420
Капельные жидкости	0,08÷0,8	Медь красная	~400
Вода 0÷100 ^{0}C	0,15÷0,29	Алюминий	~200
Строительные и изоляционные материалы	0,02÷2,9	Железо	~48
Красный кирпич 0÷300 ^{0}C	0,5÷0,6	Сталь	10÷60
Накипь, водяной камень	1,163÷3,49	Ртуть	7÷88

Аналитически для многих материалов зависимость коэффициента теплопроводности от температуры линейна:

$$\lambda_t = \lambda_0(1 + bt),$$

где λ_0 — значение коэффициента теплопроводности при 0 °С;

b — постоянная, определяемая экспериментом.

Для смесей различных материалов, имеющих незначительное количество масляной фазы λ, можно вычислить по их составу, принимая теплопроводность воды $\lambda_в$ и сухих веществ $\lambda_{с.в}$. Тогда теплопроводность материала

$$\lambda = \lambda_в \frac{\omega}{100} + \lambda_{с.в} \frac{100 - \omega}{100} \text{ Вт/(м} \cdot \text{град)}, \qquad (2.10)$$

где ω — содержание влаги в материале, % мас.

Продукты, содержащие значительное количество масляной фазы, будут иметь теплопроводность, близкую к 0,14÷0,17 Вт/(м · град).

2.3.2. Теплоемкость

Теплоемкостью вещества называется отношение количества теплоты, сообщаемой веществу в каком-либо процессе, к соответствующему изменению температуры.

Удельной теплоемкостью называется теплоемкость единицы количества вещества.

Удельная теплоемкость материалов зависит в основном от количественного содержания в них сухих веществ, а удельная теплоемкость растворов, состоящих из летучих компонентов, — от их концентрации и температуры.

Удельная теплоемкость многих используемых в фармацевтической технологии материалов можно найти в справочной литературе. Для некоторых жидкостей значения теплоемкостей приведены в прил. 2.1.

Удельные теплоемкости, не найденные в литературе, но необходимые для проведения технических расчетов, с достаточной точностью могут быть определены по одной из ниже приведенных формул.

1. Удельная теплоемкость неоднородных систем обычно определяется по правилу аддитивности (прямой пропорциональности):

$$C = C_a \cdot X_a + C_в \cdot X_в + C_c \cdot X_c + \ldots, \qquad (2.11)$$

где C_a, $C_в$, C_c — массовые удельные теплоемкости компонентов *а, в, с;*

X_a, $X_в$, X_c — массовые доли количества веществ, к которым отнесены теплоемкости C_a, $C_в$, C_c.

Обычно наиболее надежны непосредственные измерения теплоемкости таких систем.

2. Удельная теплоемкость замороженных материалов:

$$C = 2177 - 8{,}4B \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}, \qquad (2.12)$$

где B — содержание сухих веществ в материале, % мас.

3. Удельная теплоемкость простого сахарного и лекарственных сиропов:

$$C = 41{,}87 - B(29{,}73 - 0{,}075t + 0{,}046\text{Дб}) \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}, \qquad (2.13)$$

где t — температура продукта, ^{0}C;

Дб — доброкачественность продукта, %.

4. Удельная теплоемкость спиртовых бражек:

$$C = 42{,}66 - 39{,}8\ B' \quad \text{Дж/(кг·град)}, \qquad (2.14)$$

где B′ — истинное содержание сухих веществ в бражке, % мас.

Значения удельной теплоемкости некоторых твердых материалов, жидкостей и газов приведены в справочной литературе [9, с. 503, 504].

Приложение 2.1

Удельная теплоемкость жидких веществ и водных растворов. Пересчет в СИ: 1 ккал/(кг·град) 4190 = 1 Дж/(кг·град)

Вещество	Удельная теплоемкость, ккал/(кг·град)							
	при –20°C	при 0°C	при 20°C	при 40°C	при 60°C	при 80°C	при 100°C	при 120°C
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Азотная кислота								
100%-ная	0,415	0,418	0,42	0,425	0,43	0,435	0,44	0,445
50%-ная	–	0,667	0,68	0,693	0,71	0,73	0,74	0,76
Аммиак жидкий	1,08	1,1	1,13	1,16	1,22	1,3	1,37	1,48
Аммиачная вода 25%-ная	–	1,03	1,03	1,04	1,06	1,08	1,1	1,13
Анилин	–	0,477	0,487	0,498	0,508	0,519	0,529	0,54
Ацетон	0,49	0,505	0,52	0,535	0,55	0,566	0,581	0,596
Бензол	–	0,39	0,413	0,436	0,46	0,483	0,506	0,52
Бутиловый спирт	0,47	0,503	0,555	0,607	0,66	0,712	0,765	0,817
Вода	–	1,01	0,999	0,998	1,0	1,0	1,01	1,02
Гексан	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536
Глицерин 50%-ный	–	0,85	0,85	0,84	0,84	–	–	–
Двуокись серы (жидкая)	0,313	0,317	0,327	0,342	0,363	0,389	0,42	0,457
Дихлорэтан	0,232	0,253	0,274	0,296	0,317	0,339	0,361	0,382
Изопропиловый спирт	0,525	0,564	0,635	0,706	0,777	0,847	0,917	0,987
Кальций хлористый (25%-ный раствор)	0,678	0,69	0,702	0,71	0,73	0,74	0,75	0,76
Метиловый спирт								
100%-ный	0,569	0,589	0,613	0,637	0,66	0,684	0,708	0,732
40%-ный	–	0,84	0,85	0,86	0,86	0,87	0,88	0,89
Муравьиная кислота	–	0,469	0,49	0,511	0,531	0,552	0,573	0,593
Натр едкий (раствор)								
50%-ный	–	–	0,773	0,769	0,767	0,765	0,763	0,762
40%-ный	–	0,807	0,817	0,826	0,83	0,832	0,832	0,832
30%-ный	–	0,824	0,84	0,856	0,865	0,869	0,869	0,869
20%-ный	–	0,842	0,862	0,875	0,882	0,886	0,888	0,888
10%-ный	–	0,882	0,9	0,912	0,918	0,922	0,924	0,926

Продолжение прил. 2.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Натрий хлористый (20%-ный раствор)	–	0,941	0,939	0,936	0,931	0,93	0,92	0,92
Нитробензол	–	0,334	0,347	0,36	0,374	0,387	0,4	0,414
Октан	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526
Олеум 20%-ный	–	0,326	0,34	0,354	0,368	0,382	0,396	0,41
Серная кислота								
98%-ная	–	0,335	0,348	0,361	0,375	0,388	0,402	0,414
92%-ная	0,353	0,366	0,377	0,389	0,4	0,412	0,425	0,436
70%-ная	0,431	0,447	0,463	0,479	0,495	0,51	0,527	0,543
60%-ная	0,505	0,525	0,545	0,565	0,585	0,605	0,625	0,645
Сероуглерод	0,232	0,235	0,238	0,242	0,245	0,248	0,252	0,255
Хлористоводородная кислота 30%-ная	–	0,55	0,59	0,63	0,67	0,72	0,76	0,8
Толуол	0,363	0,385	0,407	0,429	0,451	0,473	0,494	0,506
Уксусная кислота								
100%-ная	–	0,45	0,476	0,502	0,527	0,553	0,579	0,605
50%-ная	–	0,73	0,74	0,75	0,76	0,78	0,79	0,8
Фенол расплавленный	–	–	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56
Хлорбензол	0,285	0,3	0,315	0,33	0,345	0,36	0,376	0,391
Хлороформ	0,23	0,287	0,244	0,251	0,258	0,265	0,272	0,279
Четыреххлористый углерод	0,194	0,2	0,206	0,213	0,22	0,226	0,233	0,24
Этилацетат	0,424	0,441	0,468	0,475	0,493	0,51	0,527	0,544
Этиловый спирт								
100%-ный	0,505	0,547	0,593	0,648	0,708	0,769	0,839	0,909
80%-ный	–	0,64	0,68	0,72	0,77	0,82	0,87	0,93
60%-ный	–	0,73	0,75	0,79	0,83	0,86	0,9	0,95
40%-ный	–	0,82	0,84	0,87	0,88	0,91	0,94	0,96
20%-ный	–	0,91	0,92	0,93	0,94	0,95	0,97	0,98
Этиловый эфир	0,516	0,528	0,541	0,575	0,633	0,69	0,747	0,803

Список литературы:

1. *Муравьев И.А.* Технология лекарств. Т. 1. М.: Медицина, 1980. С. 33 — 37.

2. *Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З.* Процессы и аппараты химической технологии. М.: Изд-во хим. лит-ры, 1962. С. 479 — 481.

3. *Стабников В.Н., Попов В.Д., Лысянский В.М.* Процессы и аппараты пищевых производств. М.: Пищ. пром-сть, 1976. С. 17 —28.

4. *Николаев Б.А.* Измерение структурно-механических свойств пищевых продуктов. М.: Экономика, 1964. 224 с.

5. *Чубик И.А., Маслов А.М.* Справочник по теплофизическим константам пищевых продуктов и полупродуктов. М.: Пищ. пром-сть, 1965. 156 с.

6. *Касаткин А.Г.* Процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971. С.25 — 30.

7. *Кикоин М.С.* Таблицы физических величин. М.: Атомиздат, 1976. 125 с.

8. *Дж. Перри.* Справочник инженера-химика. Т. 1. Л.: Химия, 1969. С. 15.

9. *Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Изд. 8-е, перераб. и доп. Л.: Химия, 1976. С. 504 — 506.

10. *Романков П.Г., Носков А.А.* Сборник расчетных диаграмм по курсу процессов и аппаратов химической технологии. М.; Л.: Химия, 1966. 24 с.

МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Глава 3. ИЗМЕЛЬЧЕНИЕ, СМЕШЕНИЕ И ДОЗИРОВКА ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ В ФАРМАЦЕВТИЧЕСКОМ ПРОИЗВОДСТВЕ

Процесс измельчения широко применяется в химико-фармацевтическом производстве, особенно в фитохимических цехах. *Измельчение* представляет собой *процесс механического деления твердых тел на части*. В результате измельчения увеличивается поверхность обрабатываемых материалов, что позволяет значительно ускорить растворение, химическое взаимодействие, выделение биологически активных веществ из измельченного материала.

Переработка материалов в измельченном виде позволяет значительно ускорить экстрагирование и тепловую обработку материалов, провести указанные процессы с незначительными потерями действующих веществ и меньшим расходом тепла.

3.1. Способы измельчения и их классификация

В настоящее время для измельчения фармацевтических материалов используют механизмы и машины различных конструкций, начиная от крупных щековых дробилок, измельчающих глыбы материала величиной до 2 м^3, и кончая коллоидными мельницами, дробящими вещества на частицы величиной до 0,1 мк.

Поиск вида механического воздействия зависит от величины кусков и прочности материала. Чаще всего оптимальное измельчение достигается сочетанием различных усилий, например: раздавливания и истирания, удара и истирания и др.

Измельчение характеризуется степенью измельчения i, т.е. отношением размера D кусков материала до измельчения к размеру d кусков после измельчения:

$$i = \frac{D}{d}. \qquad (3.1)$$

Куски материалов до и после измельчения не имеют симметричной формы, их размеры определяются размером отверстий сит, через которые просеивают твердый сыпучий материал.

Для расчета среднего характерного размера кусков материал разделяют с помощью набора сит на несколько *фракций*. В каждой фракции находят средний характерный размер как полусумму характерных размеров максимального d_{max} и минимального d_{min} кусков:

$$d_{ср} = \frac{d_{max} + d_{min}}{2}. \qquad (3.1\ а)$$

Практически размер максимальных кусков определяется размером отверстий сита, через которое проходит весь материал данной фракции, а размер минимальных кусков — размером отверстий сита, на котором данная фракция остается.

Средний характерный размер куска в смеси вычисляют по уравнению

$$d = \frac{d_{ср1} \cdot a_1 + d_{ср2} \cdot a_2 + ... + d_{ср} \cdot a_n}{a_1 + a_2 + ... + a_n}, \qquad (3.1\ б)$$

где $d_{ср1}$, $d_{ср2}$, … , $d_{ср\,n}$ – средние размеры кусков каждой фракции;

a_1, a_2, … , a_n – содержание каждой фракции, % мас.

Найденные таким образом средние характерные размеры кусков D исходного и d измельченного материалов используются для расчета степени измельчения по формуле (3.1).

В зависимости от размера кусков исходного материала и конечного продукта различают два типа измельчения: 1) дробление; 2) размол (порошкование).

Приблизительная характеристика классов дробления и размола приведена в табл. 3.1:

Таблица 3.1

Классы измельчения	D, мм	d, мм
Крупное (дробление)	1000÷200	250÷40
Среднее (дробление)	250÷50	40÷10
Мелкое (дробление)	50÷25	10÷1
Тонкое (размол)	25÷3	1÷0,4
Коллоидное (размол)	0,2÷0,1	до 0,001

Крупное, среднее и мелкое дробления осуществляют в дробилках сухим способом, а тонкое и коллоидное измельчения — сухим или мокрым способом. При мокром дроблении уменьшается пылеобразование и получают частицы, более однородные по размеру, облегчается также выгрузка материала.

Дробление материалов осуществляется раздавливанием, ударом, истиранием, раскалыванием и распиливанием, резанием, разламыванием. Указанные способы измельчения представлены на рис. 3.1.

Для достижения оптимальной степени измельчения процесс осуществляют постадийно на последовательно соединенных дробильно-размольных машинах.

Изрезывающие машины используют для измельчения растительного материала (корней, стеблей, цветков и др.).

Раздавливание применяют при крупном и среднем измельчениях, истирание — при тонком измельчении.

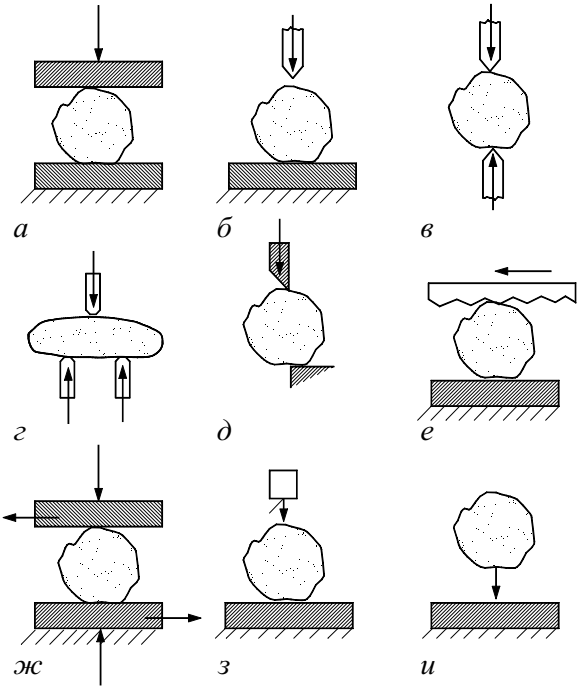


Рис. 3.1. Способы измельчения материалов:
а — раздавливание; *б*, *в* — раскалывание; *г* — разламывание; *д* — резание; *е* — распиливание; *ж* — истирание; *з* — жесткий удар; *и* — свободный удар

В зависимости от физико-механических свойств исходных материалов используют следующие способы измельчения (табл. 3.2):

Таблица 3.2

Материал	Способы измельчения
Твердый и хрупкий	Раздавливание, удар
Твердый и вязкий	Раздавливание, распиливание
Хрупкий, средней твердости	Удар, раскалывание и истирание
Вязкий, средней твердости	Истирание или истирание и удар, распиливание

Измельчение осуществляется по двум основным схемам — в открытом или замкнутом циклах.

Если измельчение проводят по первой схеме, то материал проходит через мельницу только один раз. При работе в замкнутом цикле основная часть материала проходит через мельницу многократно, т.е. материал с размерами частиц больше допустимого возвращается на повторное измельчение.

Дробление в замкнутом цикле позволяет значительно повысить производительность агрегата и получить более равномерный по размеру материал.

Машины для измельчения (дробления и размола) подразделяются на дробилки и мельницы. В технике мельницами называют машины для тонкого и сверхтонкого помолов, дробилками — машины для крупного, среднего и мелкого измельчений. Однако такое деление весьма условно.

3.2. Теоретические основы измельчения

По современным представлениям, измельчение твердых тел основывается на том, что под действием механических усилий в измельчаемом материале возникают внутренние напряжения и при достижении предела прочности материала последний разрушается.

При прекращении внешнего воздействия трещины за счет молекулярных сил могут смыкаться, при этом тело подвергается лишь упругой деформации.

Процессы измельчения связаны с расходом энергии на образование новых поверхностей, на преодоление внутреннего трения частиц при их деформации и на преодоление трения между материалом и рабочими деталями машины.

Затраты энергии на измельчение определяются исходя из известных двух теорий: поверхностной и объемной.

В соответствии с поверхностной гипотезой Риттингера (Берлин, 1867г.) работа, затрачиваемая на измельчение, пропорциональна величине вновь образовавшейся поверхности измельченного материала.

Поверхность материала при измельчении возрастает пропорционально конечному размеру частиц d, который согласно зависимости (3.1) равен: $d = \frac{D}{i}$.

Поэтому при одинаковой крупности частиц исходного материала для степеней измельчения i_1 и i_2 получим следующее отношение работ:

$$\frac{A_1}{A_2} = \frac{\frac{i_1}{D}}{\frac{i_2}{D}} = \frac{i_1}{i_2} \ . \qquad (3.2)$$

Следовательно, работа, затрачиваемая на измельчение, пропорциональна степени измельчения материала или вновь образуемой поверхности.

По объемной теории В.Н. Кирпичева (1874 г.), а позднее — Ф. Кика (1885 г.), затраты энергии на измельчение пропорциональны объему тела и, следовательно, отношение работ A_1 и A_2, израсходованных на измельчение двух тел, имеющих объемы V_1 и V_2:

$$\frac{A_1}{A_2} = \frac{V_1}{V_2} . \qquad (3.3)$$

Работа равна произведению силы P на деформацию Δl, которая по закону Гука пропорциональна линейному размеру l тела, т.е. $A = aPl$ (a — коэффициент пропорциональности).

Объем тела пропорционален его линейным размерам, т.е. $V = bl^3$ (b — коэффициент пропорциональности).

Соответственно выражение (3.3) принимает вид:

$$\frac{aP_1l_1}{aP_2l_2} = \frac{bl_1^3}{bl_2^3} \text{ или } \frac{P_1}{P_2} = \frac{l_1^2}{l_2^2}. \qquad (3.4)$$

Таким образом, в соответствии с объемной теорией работа измельчения пропорциональна объемам тел, а действующие усилия пропорциональны поверхностям этих тел.

Исследования показывают, что обе гипотезы не отражают в полной мере всех явлений, происходящих при измельчении. Работы В.А. Баумана и других показали, что гипотеза Кирпичева – Кика хорошо согласуется с результатами при крупном и среднем дроблениях (раздавливание и удар), а поверхностная гипотеза Риттингера более применима к процессам мелкого дробления и тонкого измельчения.

Однако большее признание получила точка зрения, согласно которой ни одна из предложенных гипотез (и их последующие вариации), взятых порознь, неприменима ко всем видам измельчения материалов, к разным методам дробления и разным типам измельчителей.

Такой точки зрения придерживался и П.А.Ребиндер — основоположник физико-химической механики, считавший, что гипотеза, наиболее близкая к истине, находится посередине между предположениями Риттингера и Кирпичева – Кика.

В соответствии с теорией П.А. Ребиндера работа, затрачиваемая на измельчение, в общем случае является суммой двух слагаемых:

$$A = \sigma\Delta F + k\Delta V, \qquad (3.5)$$

где σ — удельная энергия, отнесенная к единице поверхностности тела;

ΔF — поверхность тела, образующаяся при разрушении;

k — удельная работа упругой и пластической деформаций, отнесенная к единице объема твердого тела;

ΔV — объем тела, подвергшегося деформации.

Первый член указанного выражения представляет собой энергию, затрачиваемую на образование новых поверхностей при разрушении тела.

Второе слагаемое уравнения выражает энергию деформации.

Таким образом, работа измельчения пропорциональна как вновь образованной поверхности, так и объему измельчаемого материала. Это синтетическое решение вопроса верно, по-видимому, и потому, что разрушение тела происходит не за один прием, а за

несколько приемов. Очевидно, что в начальную стадию дробления, т.е. при крупном дроблении, основная работа затрачивается на деформацию тела; новых поверхностей образуется немного и, следовательно, второе слагаемое имеет малое численное значение.

Расход энергии при измельчении возрастает с уменьшением размера частиц. В связи с этим во избежание непроизводительных затрат крайне важно, чтобы при организации процесса был заранее известен ожидаемый размер частиц после дробления. «Не дробить ничего лишнего» — таково основное правило дробления.

С целью уменьшения расхода энергии в ряде случаев целесообразно периодически удалять достаточно измельченные частицы из зоны помола.

Фактический расход энергии на измельчение определяется экспериментальным путем с учетом свойств материала и степени измельчения.

3.3. Устройство и принцип работы измельчающих машин

Все измельчители применительно к условиям фармацевтического производства можно разделить на

1) машины для предварительного измельчения;
2) машины для окончательного измельчения.

В новейших отечественных руководствах измельчители предпочитают классифицировать по способам измельчения. В этом случае все измельчители, применяемые в фармацевтическом производстве, можно условно разделить на следующие группы:

1. Изрезывающего и распиливающего действий (траворезки-соломорезки, корнерезки, машины с дисковыми пилами).

2. Раскалывающего и разламывающего действий (щековые дробилки).

3. Раздавливающего действия (гладковалковые дробилки — вальцовые мельницы, валковые дробилки с нарезной рифленой поверхностью).

4. Истирающе-раздавливающего действия (дисковые мельницы — эксцельсиор).

5. Ударного действия (молотковые мельницы, дезинтеграторы, дисмембраторы, струйные мельницы).

6. Ударно-истирающего действия (шаровые мельницы, вибромельницы).

7. Коллоидные измельчители (струйные, вибрационные).

Для *крупного дробления* применяют щековые и конусные дробилки, в которых материал с размером кусков не более 1500 мм измельчается под действием на него в основном раздавливающих и раскалывающих усилий до кусков размером ~ (300÷100) мм.

После крупного дробления материал подвергают в случае необходимости измельчению в дробилках *среднего и мелкого дроблений*, в которых измельчение осуществляется приблизительно от 100 мм (размер наиболее крупных кусков исходного материала) до 10÷12 мм. Для среднего и мелкого дроблении используют валковые и ударно-центробежные мельницы.

Для *тонкого измельчения* от кусков с размером 10÷2 мм до частиц размером 2÷0,0075 мм применяют барабанные и кольцевые мельницы. В них материал измельчается под одновременным действием раздавливающих, ударных и истирающих усилий.

Для *сверхтонкого измельчения* применяют вибрационные, струйные и коллоидные мельницы, в которых частицы материала измельчаются приблизительно от 10÷0,1 мм до $75 \cdot 10^{-5} \div 1 \cdot 10^{-4}$ мм.

3.3.1. Дробилки

Дробильные машины могут быть разделены на

1) щековые и челюстные дробилки;
2) конусные или гирационные дробилки;
3) вальцовые дробилки;
4) молотковые дробилки;
5) шаровые и стержневые мельницы;
6) вибрационные мельницы;
7) мельницы с вращающимися частями (жернова, бегуны, дисковые мельницы);
8) струйные мельницы;
9) коллоидные мельницы.

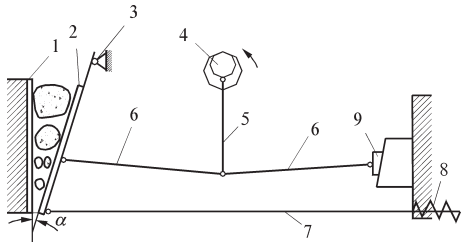


Рис. 3.2. Щековая дробилка:
1 — неподвижная щека; 2 — подвижная щека; 3 — ось; 4 — эксцентриковый вал; 5 — шатун; 6 — распорные плиты; 7 — тяга; 8 — пружина; 9 — колодки

Щековые дробилки предназначены для измельчения материалов средней твердости, а также для твердых материалов, обладающих хрупкостью и вязкостью. К таким материалам относятся камеди, твердые жиры, доломит, руда, ферромарганец, бентонит, боксит, гипс, уголь, кокс, синтетические смолы, корунд, кварц, соли, спеченные материалы, силикаты и др. На рис. 3.2 показана схема щековой дробилки.

Неподвижная щека 1 дробилки является частью станины, щека 2 — подвижная и шарнирно качается на оси 3. Измельчение материала осуществляется рабочими плоскостями щек, а при

обратном движении щеки 2 щель между нижними частями щек расширяется и материал высыпается. Качание подвижной щеки производится с помощью шатуна 5, соединенного с эксцентриковым валом 4. С подвижной щекой шатун соединен шарнирно с помощью распорных плит 6. Замыкание пар движущейся системы обеспечивается тягой 7 и пружиной 8, а изменение величины щели осуществляется смещением колодок 9. Таким образом, крупность материала становится все меньше по мере его перемещения от загрузочного отверстия к выходной щели. Щековые дробилки со сложным движением щеки стандартизованы (ГОСТ 7084–61).

Во избежание поломки при случайном попадании в нее очень прочных кусков материала одну из распорных плит изготавливают из двух частей. Обе части соединяют болтами или заклепками, последние срезаются при превышении допустимой нагрузки и могут быть заменены новыми.

Достоинства щековой дробилки: конструктивная простота и надежность, компактность и легкость в обслуживании.

Недостатки: периодический характер приложения силы на материал; шум при работе и вибрации.

К числу основных параметров, характеризующих работу щековой дробилки, относятся: 1) угол захвата – α; 2) оптимальная рабочая скорость; 3) производительность; 4) расход энергии.

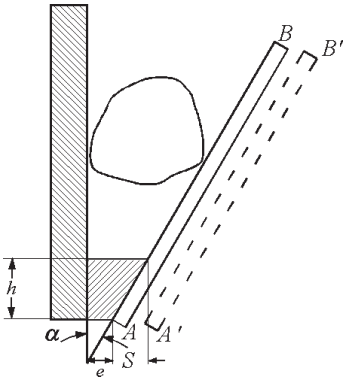


Рис. 3.3. К расчету щековой дробилки

Угол захвата. Угол α (рис. 3.3) между плоскостями дробящих щек при их максимальном сближении называется *углом захвата*. От величины угла захвата зависит степень измельчения, которая возрастает с увеличением α. Однако для того, чтобы куски материала, поступающего в дробилку, не выталкивались из нее давлением щек, необходимо, чтобы угол захвата не превышал 2φ — удвоенного угла трения материала, т.е. должно соблюдаться условие $\alpha < 2\varphi$.

Обычно принимают $\alpha \leq 15 \div 25^{\circ}$.

Оптимальная рабочая скорость и производительность. Производительность щековой дробилки зависит от числа оборотов вала или от числа качаний подвижной щеки.

Принимая, что щека AB (рис. 3.3) совершает не качательное, а поступательное движение (от $A'B'$ до AB), что за каждый оборот вала (во время холостого хода подвижной щеки) из дробилки под

действием своей массы выпадает материал в объеме призмы (на рис. 3.3 — заштрихована), можем определить оптимальное число оборотов вала. Высота призмы (см. рис. 3.3) может быть выражена через ход S щеки АВ и угол захвата α: $h = \frac{S}{\mathrm{tg}a}$. При n оборотах вала в минуту время разгрузки материала (время холостого хода) составит

$$\tau = \frac{1}{2} \cdot \frac{60}{n} = \frac{30}{n} \text{ с.}$$

Путь свободного падения материала (за время τ) равен высоте трапеции:

$$h = \frac{g\tau^2}{2} \text{ или } h = \frac{g}{2}\left(\frac{30}{n}\right)^2 = \frac{450g}{n^2} = \frac{S}{\mathrm{tg}\alpha},$$

откуда число оборотов в минуту:

$$n = \sqrt{\frac{450\, g \cdot \mathrm{tg}\alpha}{S}} = 66{,}5\sqrt{\frac{\mathrm{tg}\alpha}{S}}, \qquad \textbf{(3.5 а)}$$

где S — длина хода щеки, м;

g — ускорение силы тяжести (9,81 м/с^2).

Теоретическую производительность дробилки можно определить, считая, что объем раздробленного материала, выпавшего за один ход щеки, равен объему призмы (в м^3):

$$V = B \cdot F,$$

где B — длина загрузочного отверстия дробилки, м;

F — площадь трапеции, м^2.

Если e — минимальная ширина выпускной щели дробилки (в м), то

$$F = \frac{e + (e + S)}{2} h = \frac{2e + S}{2} h = \frac{2e + S}{2} \cdot \frac{S}{\mathrm{tg}\alpha} \text{ м}^3.$$

При n ходах щели (оборотов вала) в минуту производительность составит (в м^3/ч):

$$Q = 60\, n\, V\, \mu = 60\, n \mu\, \frac{BS(2e + S)}{2\mathrm{tg}\alpha} = \frac{30\, n \mu BS(2e + S)}{\mathrm{tg}\alpha}, \qquad \textbf{(3.5 б)}$$

где μ — коэффициент разрыхления материала на выходе из дробилки, практически принимаемый равным 0,3÷0,65.

С учетом свойств дробимого материала теоретическая производительность щековой дробилки может быть определена по формуле

$$Q = 0{,}15\ \mu d_{\text{ср}}\, BSn\rho \text{ т/ч}, \qquad \textbf{(3.5 в)}$$

где $d_{\text{ср}}$ — средний диаметр кусков измельченного материала, м;

n — число оборотов вала, мин$^{-1}$; B (в см); S (в см).

ρ — плотность материала, кг/м^3.

Расход энергии. Мощность, расходуемая на дробление (при n об/мин), может быть приближенно рассчитана по формуле

$$N = \frac{\sigma^2 n\, b(d_{\text{н}}^2 - d_{\text{к}}^2)}{2340000\, E} \text{ кВт}, \qquad \textbf{(3.5 г)}$$

где σ — предел прочности материала на сжатие, кгс/см^2;

b — длина выпускной щели, см;

$d_н$ и $d_к$ — размер кусков исходного материала и продукта дробления, см;

E — модуль упругости первого рода, кгс/см^2.

Валковые дробилки используются для среднего и тонкого помолов фармацевтического сырья (плодов и семян) при получении масел и др. Эти дробилки состоят из спаренных параллельных валков, которые, вращаясь навстречу друг другу, измельчают материал в основном раздавливанием и истиранием (если скорость их вращения разная).

В зависимости от вида и свойств фармацевтического материала используют валки с гладкой, рифленой и зубчатой поверхностями. Валки с гладкой поверхностью используются для получения только тонкого помола, валки с рифленой — для среднего измельчения, а валки с зубьями — для измельчения плодов, ягод и семян.

Один из валков в подвижных подшипниках — с пружинами, что позволяет регулировать зазор между валками и предотвращать от поломок машины в случае попадания твердых предметов. С целью чистки поверхности валков от приставшего материала по их длине размещают ножи у гладких валков и щетки — у рифленых валков.

Для втягивания материала в зону измельчения исходный размер кусков должен быть примерно в 20 раз меньше диаметра валков.

Рассмотрим основные расчетные параметры вальцовой дробилки с гладкой поверхностью.

Определение угла захвата. На семена между валками (рис. 3.4) действуют силы давления валков P. Равнодействующая R_1 этих сил направлена кверху.

В точках A и $Б$ (соприкосновение семени с валками) возникают силы трения Pf, действующие по касательным в указанных точках, а равнодействующая R_2 направлена вниз. Угол захвата образован касательными в точках A и $Б$.

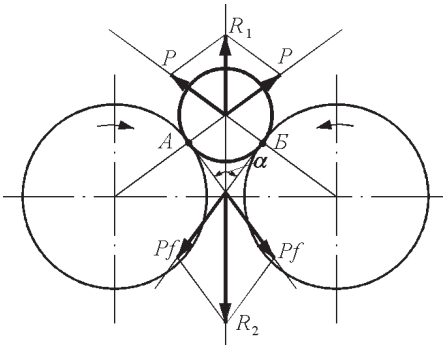


Рис. 3.4. Схема взаимодействия валков

Чтобы семя втягивалось валками и измельчалось при вращении валков, втягивающая сила R_2 должна быть больше выталкивающей силы R_1, т.е. $R_2 > R_1$ или $2Pf\cos\frac{\alpha}{2} > 2P\sin\frac{\alpha}{2}$,

откуда коэффициент трения

$$f > \operatorname{tg}\frac{\alpha}{2}.$$

Так как $f = \operatorname{tg}\varphi$ (φ — угол трения), то

$$\operatorname{tg}\varphi > \operatorname{tg}\frac{\alpha}{2} \quad \text{и} \quad \alpha \le 2\varphi. \qquad (3.5\ \text{д})$$

Отсюда для работы валков угол захвата должен быть меньше двойного угла трения, экспериментально принимают $\alpha = 36^0$.

Размер поступающих на дробление кусков должен быть в 20÷25 раз меньше диаметра гладких валков и в 10÷12 раз меньше диаметра рифленых валков.

Теоретическая объемная производительность одной пары валков по измельченному материалу — это произведение площади поперечного сечения между валками на скорость их вращения:

$$V = bl\pi Dn60 \ \text{м}^3/\text{ч}, \qquad (3.6)$$

где b — ширина зазора между валками, м;

l — длина валков, м;

D — диаметр валков, м;

n — число оборотов валка в минуту.

Действительная (массовая) производительность одной пары валков определяется по формуле

$$G = 60bl\pi Dn\rho\psi \ \text{т/ч}, \qquad (3.7)$$

где ρ — плотность измельчаемого материала, т/м^3;

ψ — 0,5÷0,7 коэффициент, учитывающий неравномерность питания валков.

Для определения производительности вальцевой мельницы, в которой валки вращаются с различной скоростью, используют формулу

$$G = 3600bl w_{\text{пр}}\rho\psi \ \text{т/ч}, \qquad (3.8)$$

где $w_{\text{пр}}$ — окружная скорость прохождения измельченного материала между валками, м/с; приближенно можно считать

$$w_{\text{пр}} = \frac{w_{\text{бв}} + w_{\text{мв}}}{2} \ \text{м/с}, \qquad (3.9)$$

где $w_{\text{бв}}$ — окружная скорость быстро вращающегося валка, м/с;

$w_{\text{мв}}$ — окружная скорость медленно вращающегося валка, м/с.

Ударно-центробежные дробилки

Молотковые дробилки. В этих дробилках за один цикл достигается высокая степень измельчения таких материалов, как корни и стебли растительного сырья, сахар, соль и др.

В молотковой дробилке (рис. 3.5) измельчаемый материал поступает сверху и дробится на лету ударами молотков 1, шарнирно подвешенных с помощью стержней 2, к быстро вращающемуся ротору 3.

Дробление материала происходит также при ударах кусков материала, отбрасываемых молотками, о плиты 7, которыми футерован кожух 5. Для изготовления молотков используют износоустойчивые стали.

Диски помещены в кожухе 5, футерованном плитами 7, с внутренней рифленой поверхностью и сменным ситом 6.

Подлежащий измельчению материал попадает из загрузочной воронки в камеру измельчения и измельчается ударами молотков, вращающихся со скоростью 30÷70 м/с, о рифленую поверхность плит и истиранием его между молотками.

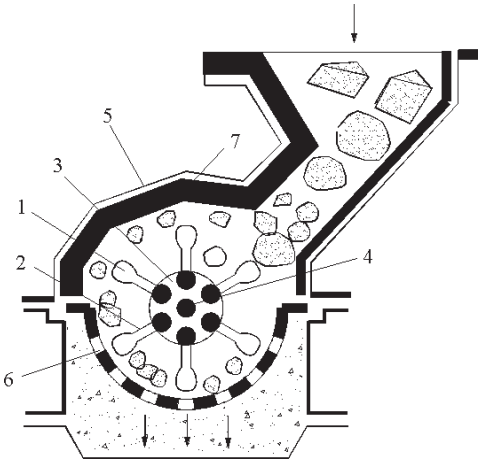


Рис. 3.5. Молотковая дробилка:
1 — молоток; 2 — стержень;
3 — ротор-диск; 4 — вал; 5 — кожух;
6 — сито; 7 — плиты

Степень измельчения регулируется размером отверстий сита (между колосниками).

Молотковые дробилки характеризуются произведением диаметра D на длину ротора L. Эти размеры указывают в обозначении марки дробилки (например, дробилка марки М-6-4 имеет ротор диаметром 600 мм и длиной L = 400 мм).

Производительность молотковых дробилок определяют по формуле

$$Q = \frac{kD^2 L \cdot n^2}{3600(i-1)} \text{ т/ч}, \qquad (3.9\text{ а})$$

где D — диаметр ротора, м;

L — длина ротора, м;

n — число оборотов ротора в минуту;

i — степень измельчения;

k — опытный коэффициент, величина которого зависит от конструкции дробилки и твердости измельчаемого материала (обычно k =4,6÷6,2).

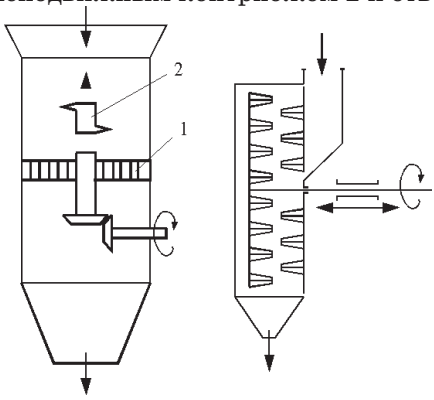
Мощность, потребляемая молотковой дробилкой, может быть приближенно определена по эмпирической формуле:

$$N = (0{,}1 \div 0{,}15) i\, Q \text{ кВт}. \qquad (3.9\text{ б})$$

Дисковые дробилки применяются для измельчения семян, плодов, стеблей растений и др.

Для измельчения фруктов (вишня, абрикос, алыча, слива) применяют дробилку, как на рис. 3.6, *а*. Плоды поступают на диск 1 с прямоугольными шипами и отверстиями d = 10 мм,

размещенными по концентрическим окружностям. При вращении диска (n = 1000 об/мин) материал измельчается между диском и неподвижным контрножом 2 и отводится через отверстия в диске.



а *б*

Рис. 3.6. Дисковые дробилки:
а – с одним диском 1 и контрножом 2;
б – с двумя дисками

В дробилке (рис. 3.6,*б*) сырье поступает в приемник и измельчается между рабочими плоскостями двух дисков. На рабочей плоскости дисков по концентрическим окружностям размещены зубья трапециевидной формы. Причем ряд зубьев одного диска входит между двумя рядами выступов другого диска. Один диск – неподвижный, а другой – на горизонтальном валу вращается со скоростью 7÷8 м/с и может перемещаться вместе с ним для регулирования зазора между ними.

Дезинтегратор (рис. 3.7) представляет собой ударную мельницу, состоящую из двух роторов, вращающихся навстречу друг другу. Штифты на роторах расположены по концентрическим окружностям. Каждый ряд штифтов одного ротора входит между двумя рядами штифтов другого. Роторы вращаются со скоростью около 1200 об/мин. Измельчаемый материал загружается через воронку 5 и тонко измельчается ударами штифтов и дисков.

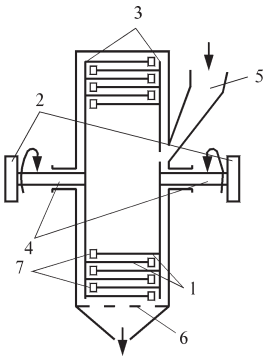


Рис. 3.7. Дезинтегратор:
1 — штифты-пальцы;
2 — шкивы; 3 — роторы;
4 — валы; 5 — воронка;
6 — решетка; 7 — кольца

Выгрузка осуществляется через решетку 6, сквозь отверстия последней могут проходить только куски определенного размера.

Концы штифтов-пальцев каждого кольцевого ряда для жесткости соединены между собой кольцами 7, изготовленными из полосовой стали. Роторы заключены в кожух. Для замены довольно быстроизнашивающихся пальцев предусмотрена специальная конструкция вала на выдвигающейся стойке. Материал, поступающий внутрь ротора на измельчение, попадает на внутренний ряд пальцев, откуда под действием силы удара и центробежной силы отбрасывается на следующий ряд пальцев второго ротора, вращающегося в противоположном направлении,

который отбрасывает куски материала на последующий ряд пальцев и т.д.

С продвижением материала от центра к периферии сила удара возрастает, так как увеличивается скорость вращения пальцев.

Производительность и степень измельчения таких мельниц зависит от количества рядов пальцев и от числа оборотов ротора — с увеличением числа оборотов увеличивается степень измельчения, но уменьшается производительность, так как затрудняется прохождение материала через ряды пальцев. Размеры кусков исходного материала не должны быть больше 25÷35 мм и влажность не должна превышать 8÷11 %. Степень измельчения i в дезинтеграторах обычно не превышает 10, производительность интеграторов – 0,5÷18 т/ч.

Дисмембратор в отличие от дезинтегратора имеет один вращающийся ротор, второй — неподвижен, его роль выполняет крышка мельницы. В фармацевтической технологии мельницы ударного действия используются для измельчения материалов невысокой прочности, а также вязких и волокнистых растительных материалов с повышенной влажностью (до 10 %).

Положительные стороны ударных мельниц:

1) простота устройства и их компактность;
2) высокая производительность и степень измельчения;
3) надежность в работе.

Недостатки:

1) повышенный износ штифтов;
2) большое пылеобразование;
3) большой расход энергии.

Измельчители ударно-истирающего действия

На смешанном принципе удара (преобладающее действие) и истирания работают широко применяемые барабанные мельницы.

Барабанные мельницы — это мельницы, в которых материал измельчается внутри вращающегося корпуса (барабана) под воздействием мелющих тел или самоизмельчением. Мелющими телами служат шары или стержни, окатанная галька. В зависимости от вида этих тел различают шаровые, стержневые, галечные мельницы и мельницы самоизмельчения. При вращении барабана мелющие тела увлекаются под действием центробежной силы и силы трения вместе с поверхностью стенок на определенную высоту, а затем свободно падают и измельчают материал ударом, раздавливанием и истиранием. Помимо этого, материал измельчается между мелющими телами, а также между этими телами и внутренней поверхностью мельницы. Из барабанных измельчителей в фармации чаще применяют шаровые мельницы.

Шаровые мельницы. Шаровая мельница (рис. 3.8) состоит из вращающегося закрытого барабана (фарфорового или металлического)

1, внутри которого размещены стальные или фарфоровые дробящие шары 2. Мельницы бывают *периодического* и *непрерывного* действий. Измельчители *первого типа* (рис. 3.8) герметически закрыты со всех сторон и имеют только одно загрузочно-выгрузочное плотно закрывающееся отверстие 3. После загрузки барабана шарами и измельчаемым материалом машина приводится во вращательное движение. Число оборотов должно быть оптимальным. В результате ударов и истирающего действия при движении шаров материал измельчается.

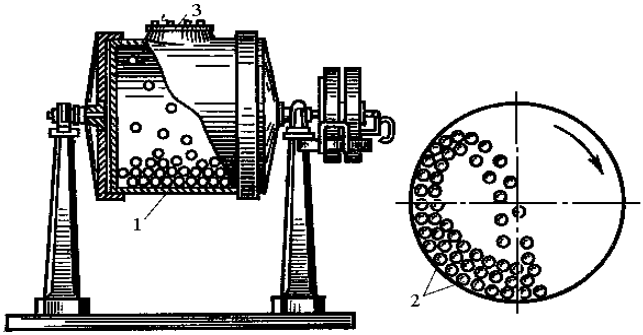


Рис.3.8. Шаровая мельница периодического действия:
1 — корпус; 2 — шары; 3 — загрузочный люк

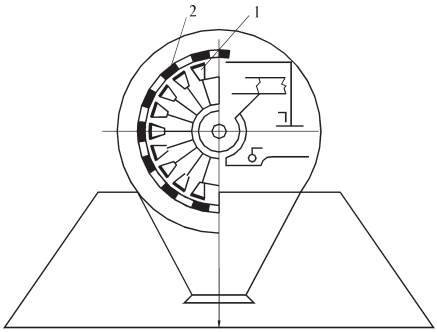


Рис. 3.9. Шаровая мельница непрерывного действия:
1 — перфорированная поверхность; 2 — сито

Внутри *шаровой мельницы непрерывного действия* (рис. 3.9) имеется перемалывающая перфорированная, не составляющая сплошного цилиндра поверхность 1. Она состоит из разобщенных пластинок, утолщенных в местах ударов шаров, и дырчатых — в остальной части. Измельченный материал выпадает через отверстия (зазоры) между пластинами, когда они находятся в наиболее глубоком положении. Прерывная перемалывающая поверхность окружена сплошным цилиндрическим ситом 2, через которое измельченный материал высыпается. Для защиты тонкого сита в мельницах больших размеров имеется второе промежуточное сито. Крупный порошок при вращении поднимается обратно поставленными лопастями и попадает через щели перемалывающей поверхности во внутреннюю

часть мельницы, где повторно подвергается измельчению до полного прохождения через сито.

Измельчаемый свежий материал загружается через центральную загрузочную воронку, а перемолотый — удаляется через нижнее выводное отверстие.

В зависимости от формы барабана и отношения его длины L к диаметру D различают *короткие* ($L/D = 1{,}5 \div 2$), *трубные* ($L/D = 3 \div 6$) и *цилиндроконические мельницы* (барабан имеет форму двух усеченных конусов, широкие основания которых соединены цилиндрической частью) и др.

Расчет шаровых барабанных мельниц

Расход энергии на тонкое измельчение весьма высок и зависит от диаметра барабана, массы дробящих тел, а также концентрации суспензии при мокром измельчении.

Число оборотов. На шар в барабане (рис. 3.10), поднимающийся вдоль стенки за счет трения, действуют центробежная сила P и масса шара G. При массе шара m, радиусе вращения R, угловой скорости ω, числе оборотов барабана n центробежная сила P, действующая на шар, равна:

$$P = m\omega^2 R = m\left(\frac{\pi n}{30}\right)^2 R \,. \qquad (3.10)$$

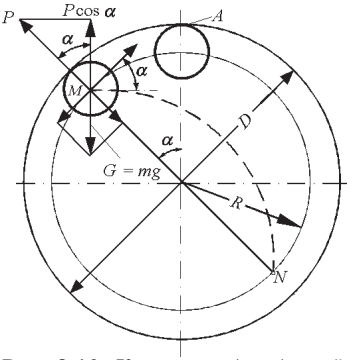


Рис. 3.10. К расчету барабанной шаровой мельницы

В этом случае допускается, что скорости движения шара и барабана равны, а R равен внутреннему радиусу барабана, так как диаметр шара по сравнению с диаметром барабана незначителен.

Вес шара: $$G = mg \,. \qquad (3.11)$$

На рис.3.10 шар в точке M показан в момент его наибольшего подъема по стенке барабана, после чего он должен оторваться от стенки и свободно падать, как тело, брошенное со скоростью, равной скорости барабана, под углом α к горизонту в точку N (см. пунктир на рис. 3.10). Угол подъема шара α, соответствующий моменту равновесия, определяется из проекции сил на вертикальную ось в точке М:

$$P\cos\alpha = mg,$$

откуда

$$\cos\alpha = \frac{mg}{P} = \frac{mg}{m\left(\frac{\pi n}{30}\right)^2 R} \cong \frac{900}{n^2 R} \text{ или } \cos\alpha \cong \frac{1800}{n^2 D}, \qquad (3.12)$$

где D — внутренний диаметр барабана, м.

Отсюда найдем критическую скорость, при которой шар начнет вращаться вместе со стенкой.

По-видимому, шар не сможет оторваться от стенки, если, двигаясь вверх по ней, он достигнет самой высокой точки A в барабане, для которой $\alpha = 0$, т.е. $\cos\alpha = 1$, в данном случае

$$1 = \frac{1800}{n_{кр}^2 D},$$

откуда

$$n_{кр} = \sqrt{\frac{1800}{D}} = \frac{42{,}4}{\sqrt{D}} \text{ об/мин.} \qquad (3.13)$$

Фактически при указанном числе оборотов шар еще не будет вращаться вместе с барабаном вследствие своего скольжения относительно стенки и скольжения одного ряда шаров относительно другого. Поэтому $n_{кр}$, определяемое по уравнению (3.13), следует считать условной величиной, в долях которой выражают оптимальное число оборотов барабана.

Практически оптимальное число оборотов барабана мельницы принимают равным 75 % от $n_{кр}$ и определяют по уравнению

$$n = \frac{32}{\sqrt{D}} \text{ об/мин .} \qquad (3.14)$$

Загрузка шарами. Шаровые мельницы загружают шарами разных размеров, заполняющих почти половину объема барабана. Чтобы работа мельницы была эффективной, должны загружаться как крупные шары для измельчения крупных кусков материала, так и шары среднего и мелкого размеров для истирания мелких частиц.

Короткие мельницы независимо от метода выгрузки заполняют шарами примерно на 40÷50 % объема барабана.

Диаметр шаров $D_ш$, загружаемых в мельницу, зависит от размера кусков питания $d_н$ и размера частиц измельченного материала $d_к$ и может быть определен по эмпирическому уравнению:

$$D_ш = 6(\lg d_к)\sqrt{d_н} \text{ мм}, \qquad (3.15)$$

где $d_к$ выражено в мкм, а $d_н$ — в мм.

Производительность и расход энергии. Производительность Q мельницы определяется выходом частиц оптимальной крупности и может приблизительно найдена по уравнению

$$Q = KVD^{0,6} \text{ т/ч}, \qquad (3.16)$$

где K — коэффициент пропорциональности, найденный по табл. 3.3 (при разгрузке через диафрагму приведенные значения K необходимо умножить на 1,22);

V — объем барабана, м^3;

D — диаметр барабана, м.

Производительность зависит от многих факторов: свойств вещества, величины частиц, степени измельчения, размеров мельницы

и ее загрузки и т.д. Поэтому более точно производительность мельницы может быть определена только опытным путем.

Таблица 3.3

Крупность исходного материала *, мм	Размер измельченного материала, * мм		
	0,2	0,15	0,075
25	1,31	0,95	0,41
19	1,57	1,09	0,51
12	1,91	1,25	0,58
6	2,4	1,5	0,66

Расход энергии на дробление N приблизительно рассчитывается по теоретическому уравнению:

$$N = 6{,}1 m_{ш} \sqrt{D} \text{ кВт}, \qquad (3.17)$$

где $m_{ш}$ — масса шаров, т;

D — внутренний диаметр барабана, м.

Как видно из уравнения (3.17), мощность определяется массой загрузки шаров и диаметром барабана.

В основном при измельчении энергия расходуется на подъем шаров в барабане. Мощность, расходуемая на холостом ходу мельницы, приблизительно равна мощности при работе с нагрузкой. Поэтому наиболее экономична работа барабанной мельницы при полной ее загрузке.

Бегуны

Бегуны (рис.3.11) широко применяются для мелкого и тонкого измельчений. Они обычно состоят из двух (редко — трех) тяжеловесных катков 5, которые при вращении вала 1 обкатываются по днищу чаши 2, измельчая материал как под действием массы, так и за счет истирания вследствие скольжения. Чем больше ширина катков, тем больше разность окружных скоростей различных точек катка, тем больше, следовательно, истирающая способность катка. Бегуны изготавливают с неподвижной чашей и подвижными катками или с подвижной чашей и неподвижными катками.

В обоих типах бегунов катки вращаются вокруг своих осей за счет трения о материал. Соединение катков с валом при помощи кривошипов 4 позволяет каткам свободно перемещаться по вертикали при изменении толщины слоя измельчаемого материала в чаше или при попадании недробимого предмета.

---

* Содержание в материале частиц крупностью меньшей, чем указано в таблице, составляет 85 %.

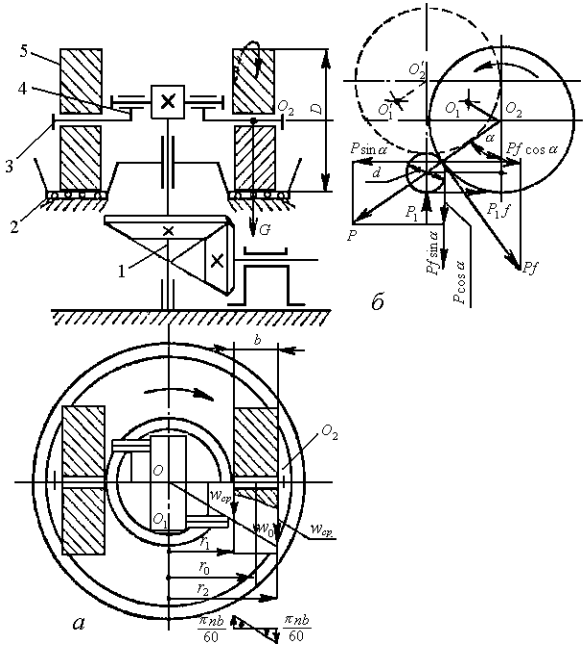


Рис.3.11. Схема бегунов:
1 — вал; 2 — чаша; 3 — ось; 4 — кривошип; 5 — каток

Бегуны могут быть непрерывного или периодического действий, для мокрого, сухого или полусухого измельчений, только для измельчения или перемешивания различных составляющих смеси. Каток состоит из ступицы и бандажа, что упрощает и удешевляет его ремонт. Для уменьшения износа рабочей поверхности бандажа целесообразно наваривать его твердым сплавом. Катки изготавливают диаметром от 600 до 1800 мм и массой от 2 до 7 т и больше, соотношение между шириной b и диаметром катка D и $D_{ч}$ чаши:

$$D = (3 \div 4)b, \quad D_{ч} = (4{,}5 \div 6)b.$$

С увеличением массы катков увеличивается производительность бегунов, но при этом утяжеляется конструкция и увеличивается расход энергии на единицу готовой продукции. Это привело к созданию бегунов с облегченными катками (примерно в 2 раза), которые прижимаются к полу чаши при помощи гидравлического или пневматического устройств, что позволяет снижать расход энергии примерно на 50 %. Степень измельчения на бегунах $i = 10$ и больше.

Угол захвата. В момент наката катка на кусок измельчаемого материала, имеющего диаметр d, возникает сила P, действующая на материал под углом α, сила трения Pf, реакция чаши P_1 на

дробимый кусок и вызываемая ею сила трения fP_1. Кусок будет выталкиваться из-под катка при условии

$$P\sin\alpha \le fP\cos\alpha + fP_1. \qquad (3.18)$$

Подставив в выражение (3.18) значение:

$$P_1 = P\cos\alpha + fP\sin\alpha,$$

получим

$$\operatorname{tg}\alpha \le \frac{2f}{1-f^2}$$

и, заменив f через $\operatorname{tg}\varphi$, получим $\alpha \le 2\varphi$.

Итак, в бегунах будут измельчаться куски, для которых угол захвата меньше двойного угла трения. Коэффициент трения $f = 0{,}3 \div 0{,}5$.

Соотношение между диаметрами катка *D* и кусками измельчаемого материала *d*. Согласно рис. 3.11, *б* имеем

$$\left(\frac{D}{2}-\frac{d}{2}\right)=\left(\frac{D}{2}+\frac{d}{2}\right)\cos\alpha, \text{ откуда } D = d\left(\frac{1+\cos\alpha}{1-\cos\alpha}\right). \qquad (3.19)$$

При угле трения $\varphi = 16°40'$ (что соответствует $f = 0{,}3$) $D \approx 14d$.

Число оборотов чаши. На измельчаемый материал, вращающийся вместе с чашей, действуют силы: вес материала G и центробежная сила $C = \frac{mw^2}{r}$. Для того чтобы материал находился под катками, а не отбрасывался центробежной силой к бортам чаши (кроме быстроходных бегунов), необходимо соблюдать следующее условие:

$$fG \ge \frac{mw^2}{r} = \frac{G}{gr}\left(\frac{\pi rn}{30}\right)^2 = \frac{G\pi^2 rn^2}{g900}, \qquad (3.20)$$

откуда

$$n \le 30\sqrt{\frac{f}{r}} \text{ и при f = 0,3 } n \le \frac{16{,}5}{\sqrt{r}} \text{ об/мин,}$$

где r — наружный диаметр качения катков, м;

w — окружная скорость, м,с;

f — коэффициент трения.

Обычно n = 20÷50 об/мин. Число оборотов вала при подвижных катках 10÷20 об/мин, поэтому бегуны с вращающейся чашей более производительны.

Производительность и потребляемая мощность (рис. 3.11, *а*). Принимая, что куски измельчаемого материала имеют форму шара, производительность бегунов подсчитываем по уравнению

$$Q_в \approx 4br_0 ni\gamma \text{ кгс/ч}, \qquad (3.21)$$

где b — ширина катка, м;

d — диаметр кусков материала, м;

r_0 — средний радиус вращения бегунов, м;

n — число оборотов бегунов в минуту;

i — число бегунов;

γ — удельный вес материала, кгс/м^3.

Мощность N, потребляемая бегунами, необходимая для преодоления сил трения качения N_1 и сил трения скольжения N_2 катков, определяется по уравнениям:

$$N_1 = \frac{P_1 w_0 i}{102} \text{ кВт},$$

$$N_2 = \frac{P_2 w_2 i}{102} \text{ кВт},$$

$$N = \frac{N_1 + N_2}{\eta} \text{ кВт},$$

где $P_1 = \frac{fG}{R}$ — сила тяги, необходимая для качения одного катка, кгс (кг);

G — вес катка, кгс (кг);

f — коэффициент трения качения, м;

R — радиус катка, м;

i — число катков;

$w_0 = \frac{\pi r_0 n}{30}$ — средняя скорость качения катка, м/с (r_0 — средний радиус катка, м);

$P_2 = f_c G$ — сила трения скольжения катка, кгс (f_c — коэффициент трения скольжения);

$\Delta w_2 = \frac{\pi n b}{60}$ — средняя скорость скольжения катка, м/с (рис. 3.11, *а*);

$$\Delta w_2 = w_2 - w_0 = \frac{\pi r_2 n}{30} - \frac{\pi r_0 n}{30} = \frac{\pi n}{30}(r_2 - r_0) = \frac{\pi n}{60} b; \quad (r_2 - r_0) = \frac{b}{2}.$$

η – КПД установки, учитывающий потери на трение в подшипниках и передаче, ориентировочно равен 0,5÷0,7.

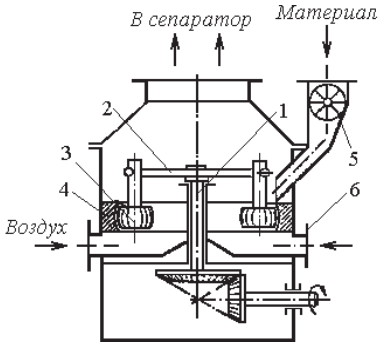


Рис. 3.12. Схема кольцевой маятниковой мельницы:
1 – вал; 2 – крестовина; 3 – ролик; 4 – кольцо; 5 – питатель; 6 – коллектор

Кольцевые мельницы. Измельчение материала в кольцевых мельницах происходит между кольцом и роликами или шарами раздавливанием и истиранием. Ролики (шары) прижимаются к кольцу центро-бежной силой или пружинами. Различают следующие виды кольцевых мельниц: маятниковые, вальцово-пружинные, центробежно-шаровые, пружинные с вертикально вращающимся кольцом.

Маятниковые мельницы (рис. 3.12). При вращении вала 1 с крестовиной 2, на которой подвешены маятники с роликами (от 2 до 6 шт.) 3, последние

центробежной силой прижимаются к кольцу 4 и катятся по нему. Измельчаемый материал загружается в мельницу питателем 5 и поступает на кольцо, где измельчается роликами.

Измельченный материал струей воздуха (или инертных газов), поступающей из коллектора 6, уносится в воздушный сепаратор. Грубая фракция из сепаратора возвращается в мельницу на доизмельчение, а тонкая (готовый продукт) – улавливается в циклонах. Очищенный газ из циклонов посредством вентилятора возвращается в мельницу.

Валково-пружинные мельницы (рис. 3.13). Измельчаемый материал поступает в центр вращающейся чаши 1 с кольцом 2 и центробежной силой отбрасывается на кольцо под ролики 3, где измельчается и пересыпается через края чаши. Снизу чаши подается поток воздуха, который уносит мелкие частицы материала в сепаратор 8, откуда крупная фракция возвращается в мельницу для домалывания, а готовый продукт улавливается в циклонах.

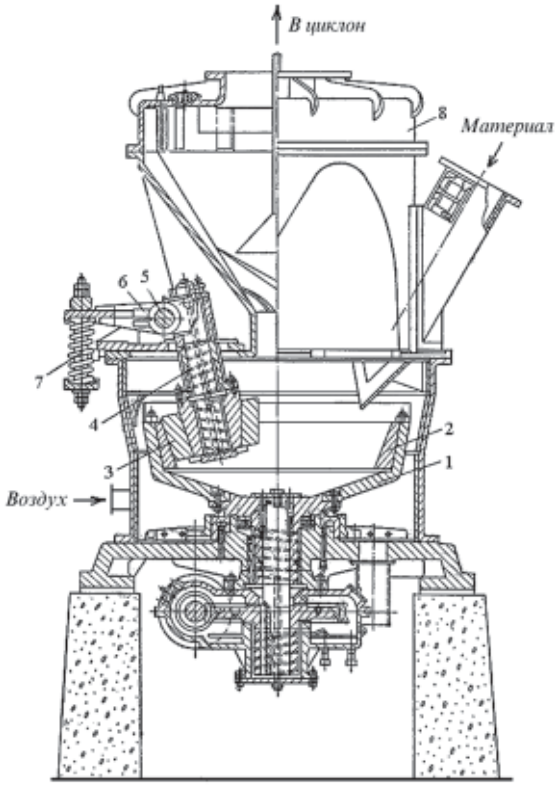


Рис. 3.13. Схема валково-пружинной мельницы:
1 — чаша; 2 — кольцо; 3 — ролики; 4 — ось; 5 — шарнирная ось; 6 — рычаг; 7 — пружина; 8 — проходной сепаратор

Центробежно-шаровые мельницы (рис.3.14). Между вращающимся кольцом 8 и невращающимся кольцом 3 зажаты при помощи пружин 4 шары 7. При вращении кольца 8 шары катятся между кольцами 3 и 8. Измельчаемый материал поступает в мельницу из питателя 1 на опорную тарелку 6 и центробежной силой отбрасывается на кольцо под катящиеся шары и мелется. К рабочей дорожке шары прижимаются при помощи кольца 5 нажатием пружины 4. Пылеразделение и улавливание готового продукта осуществляются в сепараторе 2.

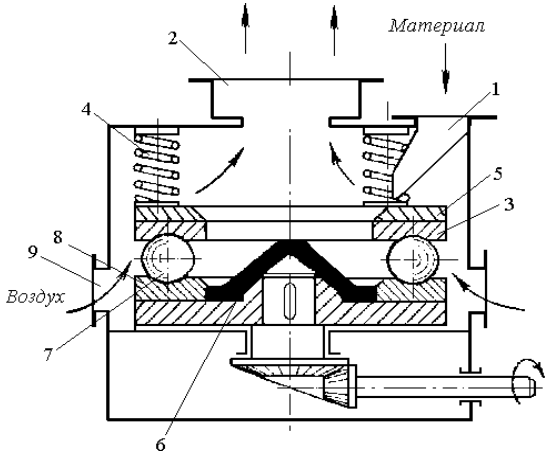


Рис. 3.14. Схема центробежно-шаровой мельницы:
1 — питатель; 2 — сепаратор; 3 — неподвижное кольцо; 4 — пружина;
5 — нажимное кольцо; 6 — тарелка; 7 — шары; 8 — подвижное кольцо;
9 — окно подачи воздуха

Кольцевые мельницы используются для тонкого измельчения материалов малой и средней твердости (мел, тальк, красители и др.), для которых вследствие налипания материала на шары и футеровку не могут быть использованы барабанные шаровые мельницы более простой конструкции. Кольцевые мельницы компактны и могут измельчать материал при изменении степени измельчения в широких пределах. Недостатками мельниц этого типа являются сложность конструкции и большие эксплуатационные расходы.

Сверхтонкое измельчение

Его проводят в вибрационных, струйных и коллоидных мельницах, в которых частицы материала измельчаются приблизительно от $10 \div 0{,}1$ мм до $75 \cdot 10^{-5} \div 1 \cdot 10^{-4}$ мм.

Вибрационные мельницы. Вибрационная мельница, принципиальная схема которой приведена на рис. 3.15, представляет собой цилиндрический или корытообразный корпус 1, примерно на 80 % своего объема загруженный шарами (иногда–

стержнями) 2. Корпус приводится в колебательное движение валом 3, снабженным дебалансом в мельницах инерционного типа или эксцентриковым валом – в гирационных мельницах.

При вращении неуравновешенной массы вала (вибратора) 3 со скоростью от 1000 до 3000 мин$^{-1}$ корпус 1 с загруженными в него шарами и измельчаемым материалом совершает качательное движение по эллиптической траектории в плоскости, перпендикулярной оси вибратора.

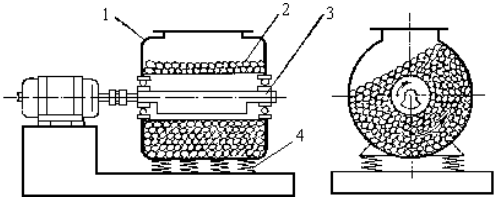


Рис. 3.15. Схема вибрационной мельницы инерционного типа:
1 — корпус; 2 — мелющие тела;
3 — дебалансный вал; 4 — пружинящая опора

Мелющие тела при этом вращаются вокруг собственных осей, а все содержимое корпуса приводится в планетарное движение в сторону, обратную направлению вращения вибратора. Материал интенсивно измельчается под действием частых соударений мелющих тел и истиранием. Корпус устанавливается на пружинящие опоры (рессоры или цилиндрические пружины) 4 и деревянные подкладки, предотвращающие передачу вибраций основанию мельницы.

Вибрационные мельницы используют для сухого и мокрого измельчений периодическим и непрерывным способами. Применение вибрационных мельниц наиболее эффективно для сверхтонкого измельчения материалов небольшой твердости с размерами зерен от 1÷2 мм до 60 мкм и менее. Вибрационные мельницы можно использовать и для тонкого измельчения, но при этом их эффективность не превышает эффективности обычных шаровых мельниц.

По сравнению с шаровыми барабанными мельницами вибрационные мельницы обладают большими энергонапряженностью и производительностью (в расчете на единицу объема барабана). Высокая энергонапряженность при малой внешней поверхности корпуса вибрационной мельницы приводит к сильному повышению температуры внутри нее. Поэтому вибрационные мельницы не применимы для измельчения материалов с низкими температурами размягчения и плавления.

Измельчение в вибрационных мельницах имеет ряд существенных достоинств. Вследствие интенсивного ударно-истирающего воздействия на материал весьма быстро достигается высокая дисперсность продукта измельчения. Частицы материала в мельнице вибрируют во взвешенном состоянии, не слипаются и не спрессовываются. Этим обеспечивается большая однородность размеров частиц измельченного материала.

Относительно низкая производительность (корпус примерно на 80 % заполнен мелющими телами), быстрый износ мелющих тел, тяжелые условия работы (вибрация) подшипников невыгодно отличают вибрационные мельницы от мельниц других типов для сверхтонкого измельчения.

Струйные мельницы. В струйных мельницах энергия, необходимая для измельчения материала, сообщается струей энергоносителя (воздуха, перегретого пара, инертного газа), подаваемой из сопел со звуковыми и сверхзвуковыми скоростями.

Для сверхтонкого измельчения применяют струйные мельницы с плоской и трубчатой помольными камерами.

В мельнице с плоской помольной камерой (рис.3.16) энергоноситель из распределительного коллектора 1 через сопло 2 отдельными струями поступает в помольно-разделительную камеру 3.

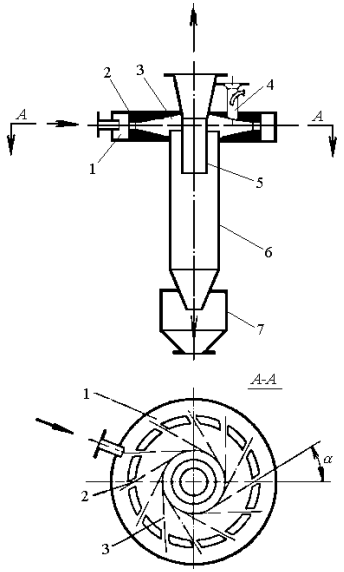


Рис. 3.16. Схема струйной мельницы с плоской помольной камерой:
1 — коллектор энергоносителя; 2 — сопла; 3 — помольная камера; 4 — инжектор; 5 — выхлопная труба; 6 — осадительная труба; 7 — приемник

Оси сопел расположены под некоторым углом α относительно соответствующих радиусов камеры, вследствие чего струи газа пересекаются, образуя вокруг вертикальной оси камеры вращающийся с окружной скоростью 100÷150 м/с многоугольник. Материал на измельчение подается инжектором 4, увлекается струями газа, получает ускорение и измельчается под действием многократных соударений и частично — истиранием частиц в точках пересечения струй. По мере уменьшения размера и массы частицы испытывают все меньшее воздействие центробежной силы инерции во вращающемся потоке и, измельчившись до определенного размера, попадают вместе с газовым потоком в кольцевую щель между трубами 5 и 6. В поле центробежных сил, возникающих в нисходящем вихревом потоке в трубе 6, около 80 % частиц осаждаются на внутренней поверхности трубы и удаляются в приемник 7. Наиболее мелкие частицы, составляющие примерно 20 %, уносятся по трубе 5 и улавливаются в дополнительных циклонах и матерчатых фильтрах.

Мельница с вертикальной трубчатой помольной камерой (рис.3.17) представляет собой замкнутый трубчатый контур, в нижнюю часть которого через систему сопел 2 поступает

энергоноситель. Материал на измельчение подается с помощью инжектора 3. Сопла устанавливают попарно таким образом, чтобы каждая пара струй пересекалась в вертикальной плоскости на некотором расстоянии от противоположной стенки трубы.

Для создания дополнительной циркуляции газа сопла располагают под некоторым углом к вертикальной плоскости. Как и в плоской помольной камере, материал измельчается при многократных соударениях частиц в точках пересечения струй и в общем вихревом потоке. Разделение измельченного материала по крупности частиц происходит в поле центробежных сил при поворотах потока в коленах 4 и 5 трубы. Крупные частицы отбрасываются к внешней стенке трубы и по правой вертикальной трубе вновь попадают в зону измельчения. Мелкие частицы, движущиеся у внутренней стенки трубы, выходят вместе с энергоносителем через жалюзи 6 инерционного пылеразделителя в трубу 7 и далее — во внешнюю систему улавливания (циклоны и матерчатый фильтр).В пылеразделителе крупные частицы, обладающие относительно большой кинетической энергией, отражаются лопатками жалюзей, а более мелкие частицы проходят между лопатками вместе с уходящим газовым потоком. По сравнению с мельницами с плоской камерой в трубчатых мельницах достигается большая однородность измельченного продукта.

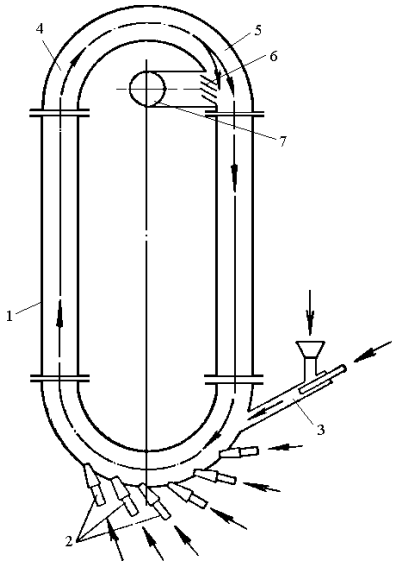


Рис. 3.17. Схема струйной мельницы с трубчатой помольной камерой:
1 — трубчатый контур; 2 — сопла; 3 — инжектор; 4, 5 — колена трубы; 6 — жалюзийный пылеразделитель; 7 — выхлопная труба

Достоинства струйных мельниц: высокие энергонапряженность и эффективность измельчения, отсутствие вращающихся деталей и мелющих тел, возможность сочетания помола и классификации с сушкой, окислением, восстановлением и другими технологическими процессами.

Недостатки: большой расход энергоносителя и, следовательно, высокая энергоемкость процессов, необходимость равномерного питания материалом и поддерживания постоянного аэродинамического режима работы мельницы.

Струйные мельницы как весьма энергоемкие аппараты применяют в основном для сверхтонкого измельчения дорогостоящих материалов (например, двуокиси титана, карбида кремния, капрона и др.). В этом случае затраты на измельчение не сказываются заметно на стоимости продукта.

Коллоидные мельницы. Размеры частиц, получаемых при дроблении в коллоидных мельницах, приближаются к размерам коллоидных частиц и составляют доли микрометров. Во избежание слипания частиц измельчение производят в присутствии диспергирующей среды, в качестве которой применяются жидкость или реже – газ.

В фармацевтической технологии коллоидные мельницы применяют в производстве линиментов (жидких мазей), мазей, паст и др. Коллоидные мельницы обеспечивают высокую дисперсность суспензий и эмульсий, содержащих нерастворимые твердые лекарственные вещества. В этом случае применяют роторно-пульсационные аппараты (РПА) и коллоидные мельницы различных конструкций.

Роторно-пульсационный аппарат (РПА) (рис.3.18) состоит из ротора 1 и статора 2, встроенных в корпус 3.

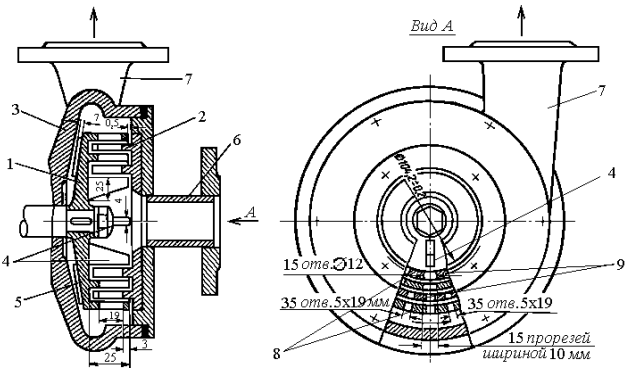


Рис. 3.18. Схема роторно-пульсационного аппарата:
1 — ротор; 2 — статор; 3 — корпус; 4 — радиальные лопасти; 5 — лопасти; 6 — входной патрубок; 7 — нагнетающий патрубок; 8 — кольцо ротора; 9 — кольцо статора

Статор и ротор выполнены в виде соосных перфорированных цилиндров. Перфорация цилиндров ротора и статора может быть различной: в виде прорезей (рис.3.19, *а*), отверстий круглой и овальной форм (рис.3.19, *б*), с рифлением на цилиндрической поверхности в виде насечки или накатки (рис. 3.19, *в*), а также с рифлением на стенках прорезей в виде прорезей с острыми кромками (рис.3.19, *г*), полученных путем сверления с последующей проточкой ($d_п > S_ц$). Промежутки между прорезями могут иметь

скошенные плоские поверхности (рис.3.19, *д*), а некоторые цилиндры могут быть выполнены без перфорации (рис.3.19, *е*).

Аппарат комплектуется сменным набором цилиндров статора, обеспечивающими радиальные зазоры между цилиндрами ротора и статора в пределах 0,25÷2 мм.

Комбинируя различные рабочие органы, можно получить РПА с различными зазорами и геометрией рабочих органов.

Во внутренней зоне ротора и снаружи установлены (рис. 3.18) по четыре радиальные лопасти 4 и 5. Обрабатываемая среда поступает по входному патрубку 6 и удаляется из аппарата через тангенциально расположенный патрубок 7. Ротор вращается с помощью электродвигателя.

Различают РПА погружного (вмонтированного) и проточного (проходного) типов.

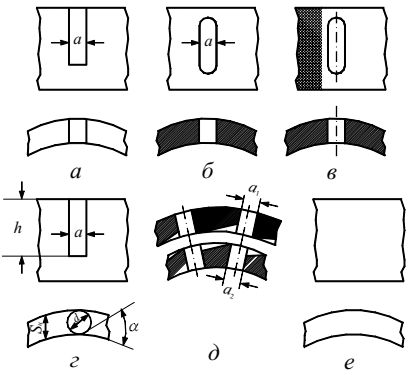


Рис. 3.19. Конструктивные модификации рабочих органов РПА: *а* — радиальная прорезь; *б* — овальное отверстие; *в* — овальное отверстие цилиндрической стенки с рифленой поверхностью; *г* — острокромчатая прорезь переменного сечения; *д* — ступень РПА с переменным радиальным зазором; *е* — цилиндрическая поверхность без перфорации; a_1– a_2 — размер отверстия ротора и статора соответственно; *h* — высота отверстия (прорези)

РПА погружного (вмонтированного) типа обычно выполняют в виде мешалок, помещаемых в емкость с обрабатываемой средой. Такие аппараты иногда называют гидродинамическими аппаратами роторного типа (ГАРТ). Для повышения эффективности перемешивания погружные РПА иногда устанавливают дополнительно к имеющимся мешалкам других типов (например, якорной).

Наибольшее распространение получили РПА проточного типа (рис.3.20), рабочие органы которых смонтированы в небольшом корпусе, имеющем патрубки входа и выхода обрабатываемой среды. В этом случае технологическая схема применения РПА будет иметь вид, как на рис. 3.20, *а*. По этой схеме РПА выполняет диспергирование и смешивание фаз.

При использовании РПА по схеме (рис.3.20,*б*) достигается более однородное распределение фаз во всем объеме. Особенно это важно в производстве мягких лекарственных форм (МЛФ), имеющих высокую вязкость.

При высоком содержании твердой фазы (при экстрагировании из сырья) устанавливается дополнительно питатель 4 в виде шнека (рис.3.20, *в*).

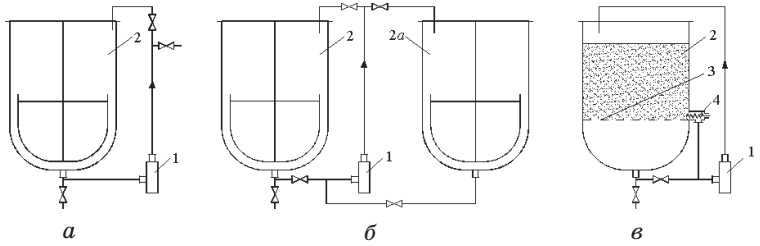


Рис.3.20. Технологические схемы применения РПА:
а — циркуляционная схема; *б* — схема перегрузок;
в — схема с различной разностью циркуляции фаз;
1 — РПА; 2, 2*а* — емкостный аппарат; 3 — ложное дно; 4 — шнек

Для исключения предварительного измельчения порошкообразных антибиотиков (окситетрациклина, дибиомицина, хлортетрациклина, эритромицина) и других веществ, содержащих частицы повышенной прочности, следует применять аппараты роликового типа (рис. 3.21) или с другими дополнительными рабочими телами (например, с зубьями-вкладышами) и др.

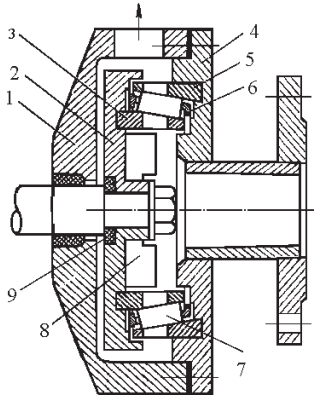


Рис. 3.21. РПА роликового типа:
1 — корпус; 2 — ротор; 3 — обойма с перфорацией; 4 — крышка; 5 —неподвижная перфорированная обойма; 6 — сепаратор; 7 — ролики; 8 — радиальные лопасти ; 9 — упругая втулка

Материал рабочих органов РПА выбирают с учетом агрессивности, температуры обрабатываемой среды и ее абразивности. Для обработки сред с незначительной абразивностью могут быть использованы аустенитные марганцовистые стали, при повышенной абразивности — мартенситные стали, легированные хромом, марганцем, никелем, молибденом и ванадием. Для обработки сред с очень высокой абразивностью рабочие органы могут быть изготовлены из мартенситно-карбидного (белого) чугуна. С повышением стойкости указанных материалов к абразивному истиранию их способность выдерживать сжимающие и ударные нагрузки снижается.

Аппараты роторно-пульсационного типа выпускаются серийно с достаточно широким параметрическим рядом как зарубежными фирмами, так и отечественной промышленностью (в бывшем СССР: Таллиннским заводом химического машиностроения — аппараты ГАРТ, Ленинградским НПО «Прогресс» — РПА и др.).

Наибольшее число конструктивных модификаций РПА предлагается фирмой «Janke and Kunket K.G.» (ФРГ). В

проспектах фирмы приводятся данные о погружных аппаратах, рабочие органы которых установлены на длинном валу (до 1,5 м) и погружаются в обрабатываемую среду, а также – на коротком валу, вмонтированном в днище, крышку или боковую стенку емкости с обрабатываемой средой. Рабочие органы аппаратов, как правило, изготавливаются многоступенчатыми, иногда — с дополнительными ножами и лопастями. Например, наружный диаметр рабочих органов РПА составляет 115, 150, 220, 280, 330 и 350 мм, частота вращения вала — 960÷2900 мин$^{-1}$, а окружная скорость ротора — 15÷21 м/с. Мощность устанавливаемых двигателей колеблется в пределах 2,2÷33 кВт. Производительность таких аппаратов по воде составляет 0,4÷6 м^3/ч.

Вмонтированные аппараты имеют диаметры рабочих органов 115, 130 и 150 мм при частоте вращения вала 2900 мин$^{-1}$ и мощности двигателя 2,2÷7,5 кВт . Окружная скорость ротора — 15÷21 м/с.

Проточные аппараты изготаливаются с рабочими органами диаметром 60, 115, 150, 230 мм, с окружной скоростью — 15÷23 м/с и частотой вращения — 1500÷8000 мин$^{-1}$. При этом мощность двигателя составляет 1,4÷37 кВт, а производительность по воде — 1,6÷60 м^3/ч. Масса аппаратов с рабочими органами диаметром 150 мм не превышает 160 кг .

Показана высокая эффективность и работоспособность РПА в производстве лекарственных средств эмульсионного типа (мазей, линиментов, эмульсий), а также эмульсионных парфюмерных и косметических составов.

Использование РПА в производстве МЛФ суспензионного типа (мазь цинковая 10%-ная, мазь борная 5%-ная, мазь стрептоцидовая 10%-ная) позволило уменьшить затраты времени на производство в 6÷15 раз, уменьшить общие затраты электроэнергии в 2÷7 раз при высокой степени дисперсности и однородности готовых мазей.

Предложена новая технология приготовления суппозиторных масс, лекарственных и защитных паст, получения цинковой основы лейкомасс в производстве пластырей с использованием РПА.

Кроме того, показана высокая эффективность РПА в производстве органопрепаратов (на стадии измельчения сырья), в производстве препаратов микробиологического синтеза (при диспергировании газов в питательной среде для аэробного выращивания микроорганизмов), при приготовлении медицинских растворов (масла камфорного), в процессах растворения, сопровождаемых химической реакцией (ацетонирование сорбозы), при экстрагировании из лекарственного растительного сырья (танина – из галловых орешков, коры крушины ломкой, масла – из семян плодов шиповника, валерианы, листьев скумпии).

Перспективно применение РПА в других отраслях промышленности для интенсификации и совершенствования процессов. Так, РПА успешно используется в гидрометаллургических

процессах выщелачивания, в лесохимической промышленности, при утилизации для повторного использования полимерных материалов (например, полиэтиленовой пленки), в технологии удаления жировых, пигментных и смолистых примесей из биологически активных веществ.

Анализ отечественного и зарубежного опыта, накопленного в теории и практике РПА, указывает на все более возрастающее значение и использование этих эффективных, перспективных аппаратов в энерго- и материалосберегающей технологии, основанной на их применении.

В РПА и коллоидных мельницах размалывание происходит в жидкой среде при помощи удара и растирания. Соотношение твердой и жидкой фаз колеблется в пределах от 1:2 до 1:6 в зависимости от свойств твердого измельченного материала. Коллоидное измельчение является сложным процессом. Конструкции коллоидных мельниц, имеющих промышленное применение, многочисленны. Наибольший интерес для фармацевтических производств представляют бильные и виброкавитационные мельницы.

В роторно-бильной коллоидной мельнице (рис. 3.22) суспензия, подлежащая измельчению, подается через штуцер 8 в корпус 1, где проходит между билами 3, закрепленными на роторе 4, вращающемся на валу 5, и контрударниками 6, закрепленными неподвижно в корпусе. Ряды бил ротора расположены между рядами контрударников корпуса. Измельченный материал выходит из штуцера 9. Если степень измельчения суспензии недостаточна, суспензия пропускается через мельницу повторно. Корпус измельчителя можно охлаждать. Предназначенная для этого жидкость поступает через штуцер 2 и выводится через штуцер 7.

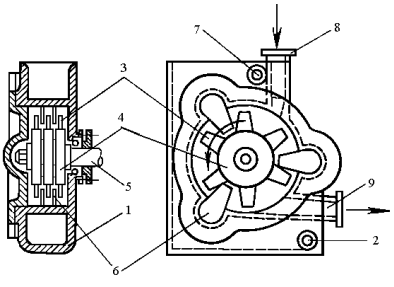


Рис. 3.22. Схема роторно-бильной коллоидной мельницы:
1 — корпус; 2 — штуцер подачи охлаждающей жидкости; 3 — билы; 4 — ротор; 5 — вал; 6 —контрударники; 7 — штуцер вывода охлаждающей жидкости; 8 — штуцер подачи суспензии; 9 — штуцер выхода измельченного материала

Вследствие высокой скорости движения бил и частиц и их встреч с контрударниками в мельнице развивается значительный кавитационный эффект, поэтому такие мельницы иногда называют кавитационными измельчителями. Они могут также использоваться для получения и гомогенизации эмульсии. Производительность такой мельницы с диаметром ротора 200 и 800 мм и скоростью вращения 3000÷12000 об/мин составляет до 100 кг суспензии в час.

Виброкавитационная коллоидная мельница (рис. 3.23) состоит из статора 2 и ротора 3, находящихся в корпусе 1. На поверхности статора и ротора нанесены канавки 4, направленные вдоль цилиндрической поверхности. Суспензия через штуцер 5 поступает в кольцевой зазор между статором и ротором и выходит через штуцер 6. При вращении ротора на валу 8 со скоростью 18000 об/мин частицы суспензии, двигаясь от канавок ротора к канавкам статора, совершают колебания большой частоты, близкие к ультразвуковым, и измельчаются до размера 1 мкм. Корпус мельницы можно охлаждать. Охлаждающая жидкость проходит через штуцеры 7 и 9. Производительность виброкавитационной коллоидной мельницы с диаметром ротора 500 мм составляет 500÷700 кг суспензии в час.

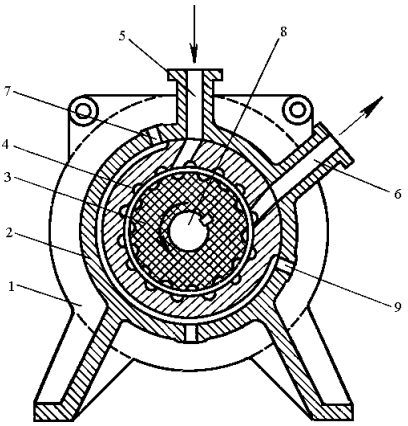


Рис. 3.23. Схема виброкавитационной коллоидной мельницы:
1 — корпус; 2 — статор; 3 — ротор; 4 — канавки; 5 — штуцер подачи суспензии; 6 — штуцер выхода суспензии; 7 — штуцер вывода охлаждающей жидкости; 8 — вал; 9 — штуцер подачи охлаждающей жидкости

Конусная коллоидная мельница (рис. 3.24) имеет статор 5 и конусный ротор 2, заключенные в корпус 3. Ротор и статор имеют на поверхности наклонные канавки 6. Канавки ротора и статора направлены в противоположные стороны. Статор закреплен в корпусе при помощи гайки 4. Материал поступает в аппарат через воронку 7 в крышке 8. Он попадает в зазор между статором и ротором, измельчается и выводится через штуцер 9. Зазор между статором и ротором может регулироваться при помощи гайки 4. Величина зазора может доходить до 0,05 мм. Ротор вращается с окружной скоростью до 105 м/с.

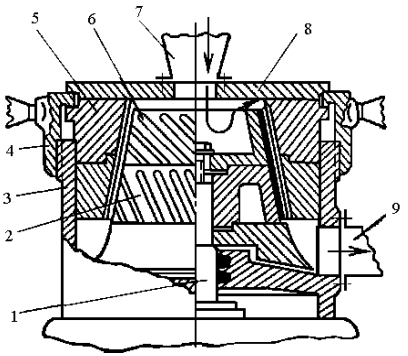


Рис. 3.24. Схема конусной коллоидной мельницы:
1 — вал; 2 — ротор; 3 — корпус; 4 — накидная гайка; 5 — статор; 6 — канавки; 7 — загрузочная воронка; 8 — крышка; 9 — выходной штуцер

3.3.2. Изрезывающие машины

В химико-фармацевтическом производстве широко используется лекарственное растительное сырье, имеющее волокнистую структуру, для измельчения которого наиболее эффективны машины, работающие по принципу изрезывания. Они применяются для предварительного измельчения сырья в фитохимических производствах. Изрезывание сырья осуществляется с помощью механизмов, носящих общее наименование траво- или корнерезок. Основной рабочей частью в этих машинах являются ножи, устройством и характером движения которых определяется тип и конструкция траво- или корнерезок.

Траворезки-соломорезки служат для измельчения растений и их частей (трава, стебли и т.д.). В общем эти машины состоят из станины, которая содержит ленточный транспортер (передачу) и системы ножей (барабанные и дисковые).

Корнерезки с гильотинными ножами. Для изрезывания плотных деревянистых частей растений (корни, корневища, кора) чаще всего применяются корнерезки с гильотинными ножами, устройство которых показано на рис. 3.25. В этой машине массивный нож 6, падая вниз, своей массой усиливает режущий эффект. Сырье по лотку 1 с помощью транспортера 7 продвигается к подающим валам 2, которые уплотняют сырье и направляют его к гильотинному ножу. Нож приводится в движение при помощи кривошипно-шатунного механизма 4,5. Изрезанный материал по лотку 8 поступает в приемную тару.

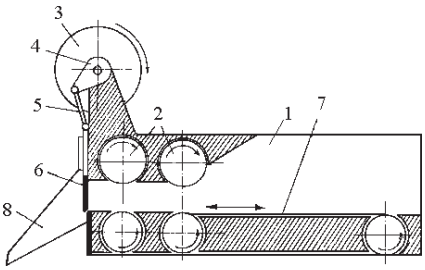


Рис. 3.25. Корнерезка с гильотинными ножами:
1 – лоток; 2 – подающие валы; 3 – шкив; 4 – кривошип; 5 – шатун; 6 – нож; 7 – транспортер; 8 –лоток выгрузки

Барабанные соломорезки. В барабанных соломорезках (рис. 3.26) изогнутые ножи с лезвиями расположены по винтовым линиям с углом подъема до 30°.

Сырье подается по лотку-транспортеру 1, в конце которого смонтированы питающие валики 2, подающие сырье к ножевому барабану 4. Изрезанное сырье выгружается по лотку 6. Установка смонтирована на станине 7 и приводится в действие от электромотора при помощи шкива 5. На одном валу со шкивом посажена зубчатка, приводящая в действие большую шестерню 8, вращающую питающие валики. С другой стороны на валу посажен маховик 3 для обеспечения плавности работы соломорезки. Число оборотов ножевого барабана – 350÷400 об/мин. Производительность,

например, при резке сухой травы ландыша — 300 кг/ч.

Ножевая мельница (рис. 3.27) предназначена для измельчения объемистых и мягких материалов, средней твердости, а также волокнистого и целлюлозосодержащего сырья. Ножевая мельница применяется в научно-исследовательских, сельскохозяйственных лабораториях, в лабораториях медицинской промышленности для измельчения листьев, волокон, пряностей, травы (сена, хмеля, древесины, солода, кукурузы, соломы табака, корней и ветвей, и лекарственных трав).

Режущие пластинки у ножевой мельницы регулируемые.

Четырехгранные режущие бруски можно перетачивать. После износа одной режущей кромки можно поставить следующую режущую кромку, для этого следует просто повернуть режущий брусок на 90^0.

Измельчение в ножевой мельнице осуществляется в результате режущего действия и сдвига. Измельчаемый материал находится в камере измельчения лишь столько времени, сколько требуется для достижения соответствующей крупности продукта измельчения. Конечный размер частиц измельчаемого материала зависит от диаметра отверстий легко заменимых сеток 6.

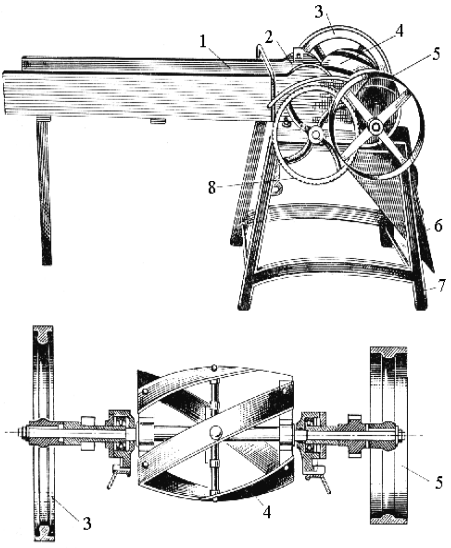


Рис. 3.26. Барабанная соломорезка: 1 — лоток-транспортер; 2 — питающие валики; 3 — маховик; 4 — ножевой барабан; 5 — шкив; 6 — лоток; 7 — станина; 8 — шестерня

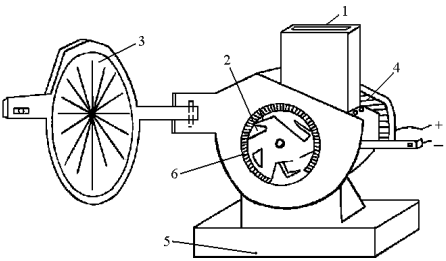


Рис. 3.27. Ножевая мельница: 1 — бункер; 2 — ножи режущие; 3 — крышка; 4 — электромотор; 5 — приемник; 6 — сетка

3.4. Смешение твердых материалов

Перемешивание и смешение твердых материалов широко применяется на химико-фармацевтических предприятиях при изготовлении лекарственных растительных сборов, для получения таблеточной массы и опудривания гранул в таблеточном производстве, при сушке и др. Для этой цели применяют устройства барабанного, шнекового, лопастного типов.

3.4.1. Барабанные смесители

Перемешивание сыпучих материалов в барабанах достигается их вращением. Для увеличения эффективности перемешивания внутри барабанов устанавливают насадки в виде различных перегородок, полок или винтовой спирали на внутренней поверхности стенки.

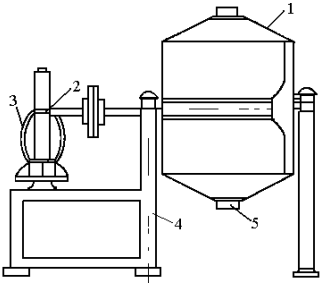


Рис. 3.28. Смесительный барабан:
1 — смеситель; 2 — редуктор;
3 — электродвигатель;
4 —опорная стойка;
5 — загрузочно-выгрузочный люк

Барабанные смесители применяют для периодического и непрерывного смешивания сухих порошкообразных материалов.

Смесительный барабан (рис. 3.28) представляет собой емкость 1 на 200 л, четырехугольной формы, внутри смесителя имеются отбойники, способствующие перемешиванию и рыхлению смешиваемых материалов. Загрузка и выгрузка осуществляется периодически через люк 5. Смеситель вращается вокруг горизонтальной оси со скоростью 28 об/мин.

3.4.2. Шнековые смесители

Для непрерывного смешивания сыпучих и пластических материалов используют одновальные и двухвальные шнековые смесители.

Двухвальный шнековый смеситель (рис. 3.29) состоит из горизонтального корыта 1, в котором с разной скоростью вращаются два параллельных вала 2 с лопатками (на рисунке показан только один передний вал).

На валах размещены поочередно прямые перемешивающие лопатки 3 и транспортирующие лопатки 4, изогнутые по винтовой линии. Перемешиваемая масса поступает через воронку 5 и, перемешиваясь, движется вдоль переднего вала 2, а затем перемещается лопастным колесом 7 на задний вал и перемещается в обратную сторону вдоль него. Готовая масса выгружается через воронку 6.

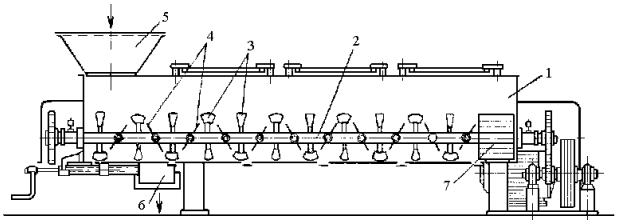


Рис. 3.29. Двухвальный шнековый смеситель:
1 — корыто; 2 — вал; 3 — лопатки; 4 — транспортирующие лопатки;
5 и 6 — воронки; 7 — лопастное колесо

Для смешивания таблетируемой массы широко применяются горизонтальные двухвальные смесители периодического действия с сигмообразными лопастями.

3.4.3. Лопастные смесители

Смеситель с сигмообразными лопастями (рис. 3.30) выполнен в виде корыта 1, в котором навстречу друг другу вращаются с различным числом оборотов сигмообразные лопасти 2. Перемешивание массы осуществляется ее перетиранием между лопастями и стенками корыта.

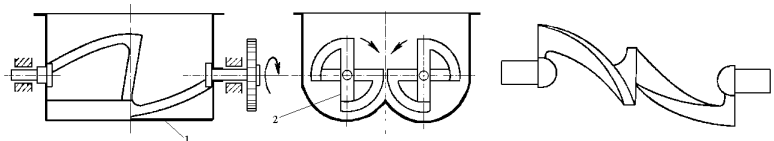


Рис. 3.30. Смеситель с сигмообразными лопастями:
а — общий вид; *б* — конструкция *z*-образного смешивающего вала;
1 — корпус; 2 — вал с лопастью

Таким комбинированным действием достигается оптимальное смешивание густых и вязких масс. После окончания смешивания материал выгружается с помощью опрокидывающего механизма.

В последнее время созданы конструкции быстроходных смесительных аппаратов. В них использован принцип интенсивной циркуляции смешиваемых материалов в распыленном состоянии.

Производительность смесителей периодического действия определяется уравнением

$$G = G_3 \frac{60}{\tau} \quad \text{кг/ч}, \qquad (3.22)$$

где $G_з$ — одноразовая загрузка машины, кг;

τ — продолжительность цикла, мин.

Производительность смесителей непрерывного действия G с вращающимися лопастями может быть определена по уравнению

$$G = 60 \frac{\pi D^2}{4} S \rho \varphi n \text{ кг/ч}, \qquad (3.23)$$

где D — наружный диаметр лопасти, дм;

S — шаг лопасти, дм;

ρ — насыпная плотность смеси, кг/дм^3;

φ — коэффициент подачи, зависящий от конструкции лопастей и их расположения на валу ($\varphi = 0{,}3 \div 0{,}5$);

n — число оборотов лопастей в минуту.

3.5. Питатели твердых материалов

Питателями называются устройства для равномерной и регулируемой подачи сыпучих и штучных материалов в различные машины и аппараты — мельницы, смесители, сушилки, реакторы, печи и др. Питатели подают материал из бункеров непосредственно в аппараты или на транспортеры, перемещающие материал к приемным устройствам аппаратов. Питатели подразделяются на питатели 1) непрерывного движения, 2) колебательного, 3) вращающиеся.

3.5.1. Питатели непрерывного движения

К этой группе относятся ленточные и пластинчатые питатели.

Ленточные питатели (рис. 3.31) сходны с ленточными транспортерами. Такой питатель имеет резиновую ленту 1, натянутую между приводным 7 и натяжным 2 барабанами и движущуюся со скоростью 0,1÷0,25 м/с.

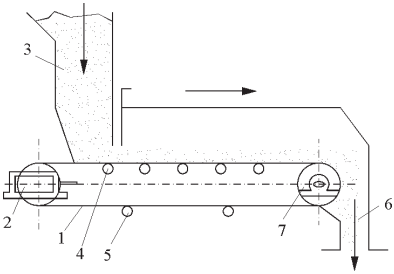


Рис. 3.31. Ленточный питатель:
1 — резиновая лента; 2 — натяжной барабан; 3 — загрузочная воронка; 4,5 — опорные ролики; 6 — разгрузочный патрубок; 7 — приводной барабан

Материал загружается на верхнюю ветвь ленты через загрузочную воронку 3 и перемещается при движении ленты к разгрузочному патрубку 6. При огибании лентой приводного барабана 7 материал сбрасывается в разгрузочный патрубок 6. Питатели такого типа применяют для подачи хорошо сыпучих, легких и неистирающихся материалов с размерами кусков не более 100÷150 мм или тяжелых, сыпучих и абразивных материалов (с плотностью $\geq 1{,}2$ т/м^3) с размером кусков не более 75 мм, а также для подачи влажных материалов. В последнем случае для очистки ленты устанавливают скребки. Ленточные питатели применяют с лентами шириной 400, 500, 750, 900 и 1100 мм. Производительность таких питателей достигает 300 м^3/ч и более.

Пластинчатые питатели (рис. 3.32) по устройству похожи на пластинчатые транспортеры. Они представляют собой бесконечную ленту, состоящую из шарнирных цепей 1, к которым прикреплены пластины 2, несущие перемещаемый материал. На шарнирах цепей расположены ролики 3, которые катятся по направляющим 4, прикрепленным к станине транспортера. Цепи транспортера огибают звездочки 5 и 6. Выгрузка материала осуществляется со стороны приводной звездочки. При перемещении сыпучих материалов пластины снабжаются бортами 7.

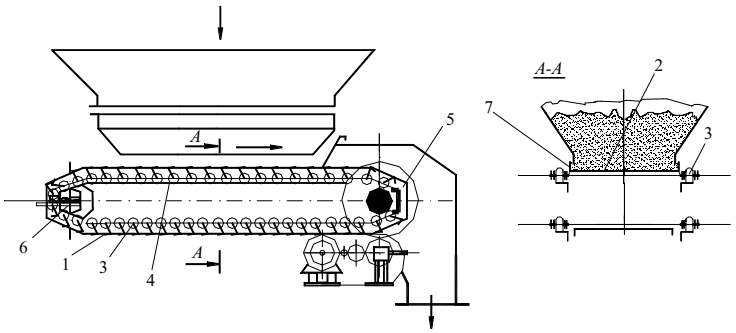


Рис. 3.32. Пластинчатый питатель:
1 — цепь; 2 — пластины; 3 — ролики; 4 — направляющие;
5 — приводная звездочка; 6 — натяжная звездочка; 7 — борт

Цепи и стальная лента перемещаются со скоростью 0,02÷0,12 м/с. Указанные питатели удобны для подачи тяжелых и крупнокусковых материалов размером до 400 мм. Они надежно работают и мало чувствительны к ударам.

Питатели пластинчатые делятся на три типа: для легких условий, для средних и тяжелых, для особо тяжелых условий эксплуатации.

3.5.2. Питатели колебательного движения

К питателям этого типа относятся вибрационные лотковые, плунжерные и качающиеся.

Вибрационный лотковый питатель (рис. 3.33) представляет собой лоток 1 с вибратором 2, подвешенный на пружинах под отверстием истечения бункера 3. Регулировкой винтовых стяжек 4 устанавливают необходимый угол наклона лотка, соответствующий заданной производительности для данного материала.

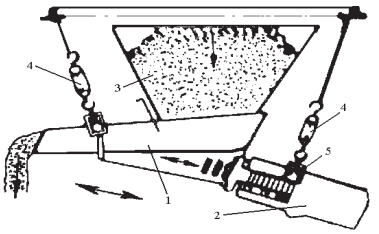


Рис. 3.33. Вибрационный лотковый питатель:
1 — лоток; 2 — вибратор; 3 — бункер;
4 — винтовые стяжки; 5 — пружины

Плунжерный питатель (рис. 3.34) подает материал путем проталкивания его по неподвижному желобу при помощи стального плунжера 1 прямоугольного сечения, совершающего возвратно-поступательное движение.

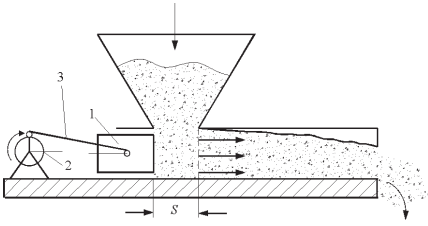


Рис. 3.34. Плунжерный питатель:
1 — плунжер; 2 — эксцентрик;
3 — тяга; S — длина хода плунжера

Плунжер 1 приводится в движение посредством эксцентрика 2 и тяги 3. Основное достоинство плунжерного питателя– точная дозировка материала. Однако вследствие сильного трения между материалом и поверхностью неподвижного желоба такие питатели пригодны только для хорошо сыпучих малоабразивных материалов. Производительность таких питателей ограничена и колеблется в пределах 2÷8 м^3/ч.

Качающийся питатель (рис. 3.35) выполнен в виде движущегося горизонтального стола 1 с неподвижными боковыми бортами 2 и задней стенкой 3, которая образует лоток 4.

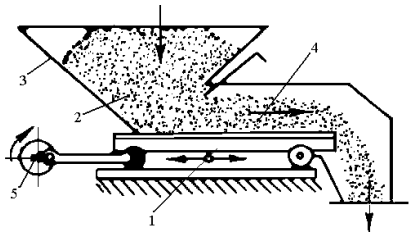


Рис. 3.35. Качающийся питатель:
1 — горизонтальный стол;
2 — боковые борта;
3 — задняя стенка; 4 — лоток;
5 — кривошипно-шатунный механизм

При помощи кривошипно-шатунного механизма 5 стол 1 совершает возвратно-поступательное движение в горизонтальной плоскости. При движении стола вперед материал перемещается вместе со столом и ссыпается через его край. Одновременно на освободившуюся часть поверхности стола из бункера насыпается новая порция материала. При обратном ходе стола материал, упираясь в стенку 3, проскальзывает по столу и частично ссыпается через его край. Ход стола S составляет 200÷250 мм, число ходов — 30÷45 в минуту.

Такие питатели применяются для подачи сыпучих (но не влажных и слеживающихся) материалов с размерами кусков до 500 мм. Качающиеся питатели лоткового типа подразделяют на подвесные питатели марки К для неабразивных, преимущественно легких материалов с насыпной массой до 1 т/м^3, производительность — 80÷360 м^3/ч; питатели марки КТ – для абразивных материалов с насыпной массой до 2,5 т/м^3, производительность — 10÷50 м^3/ч.

Маятниковые питатели являются затворами, приводимыми в действие кривошипно-шатунным механизмом. Такой питатель

представляет собой качающийся на шарнире сектор или лоток, который попеременно открывает или закрывает выпускное отверстие хранилища материала.

Применяются эти питатели только для подачи зернистых и мелкокусковых материалов в установках малой производительности, когда не требуется точное дозирование.

3.5.3. Вращающиеся питатели

К этому типу питателей относятся тарельчатые, винтовые и лопастные (секторные).

Винтовые питатели (рис. 3.36) мало отличаются от шнеков. Материал загружается в бункер 1 и с помощью винта — шнека 2 продвигается к выгрузочному патрубку 3.

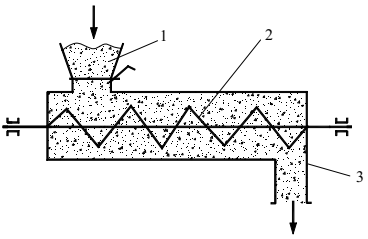


Рис. 3.36. Винтовой питатель:
1 — бункер; 2 — шнек;
3 — патрубок выгрузки

Длина шнековых питателей не превышает 1,5÷2 м. Такие питатели применяются при подаче тонкоизмельченных мелкозернистых материалов, для которых допустимо некоторое крошение.

Абразивные материалы вызывают быстрый износ желоба и винта питателя.

Производительность винтовых питателей не превышает 20÷30 м^3/ч.

Тарельчатые питатели (рис. 3.36) представляют собой вращающуюся на вертикальной оси круглую плоскую тарелку 1, над которой находится подъемный цилиндрический патрубок (манжет) 2. Манжет может перемещаться вдоль горловины бункера. Материал, высыпающийся на тарелку, располагается на ней слоем, имеющим форму усеченного конуса. Образующая конуса наклонена к горизонтали под углом, равным углу естественного откоса материала. При вращении тарелки часть материала снимается с нее скребком 3 (иногда — двумя скребками) и сбрасывается в приемное устройство. Положение скребка относительно тарелки можно изменить. Подачу материала регулируют поднятием

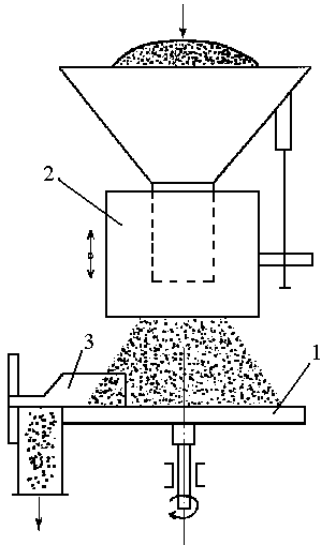


Рис. 3.37. Тарельчатый питатель:
1 — тарелка; 2 — манжет;
3 — скребок

и опусканием манжета или изменением положения скребка и глубины его врезания в слой материала на тарелке.

Тарельчатые питатели широко применяются для подачи сухих, тонкоизмельченных, мелкозернистых и кусковых материалов с размерами кусков не более 80÷100 мм.

Применяются питатели с тарелками диаметром 600÷2500 мм (производительность — 4÷120 м^3/ч), наиболее распространены питатели с тарелками диаметром от 600 до 1250 мм.

Лопастные (секторные) питатели (рис. 3.38) имеют лопастной барабан 1, состоящий из 3÷12 отсеков (секторов). Материал, поступающий через воронку 2, заполняет карманы, образуемые лопастями и торцевыми стенками барабана, и периодически равномерно высыпается при вращении барабана. Эти питатели пригодны преимущественно для подачи тонкоизмельченных или кусковых материалов с размерами кусков не более 50 мм. Изменением числа оборотов барабана достигается точное регулирование подачи. Лопастные питатели широко используются для дозирования сыпучих материалов. Питатели устанавливают в сушилках, циклонах и других аппаратах, разгрузка которых должна производиться без отсоса наружного воздуха.

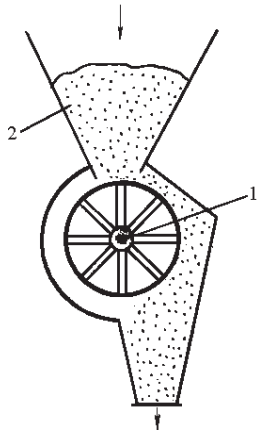


Рис. 3.38. Лопастный (секторный) питатель:
1 — барабан; 2 — воронка

3.6. Дозаторы твердых материалов

Устройства для автоматического дозирования (отмеривания) заданных массы или объема жидких и сыпучих материалов называются *дозаторами*. В данном разделе будут рассмотрены дозаторы для сыпучих материалов.

Дозируемый материал можно измерять в единицах массы (кг) — *весовыми дозаторами* или в единицах объема (м^3) — *объемными дозаторами*.

Производительность дозаторов выражается отношением массы (или объема) к единице времени (кг/ч или м^3/ч). Как весовые, так и объемные дозаторы могут быть *периодического (дискретного)* и *непрерывного действий* с ручным или автоматическим управлением. Выбор типа дозатора определяется характером технологического процесса и свойствами материалов. Дозаторы периодического действия используют главным образом в технологических процессах с размещением оборудования по высоте, а дозаторы непрерывного действия — в процессах с горизонтальным

размещением оборудования и конвейерной транспортировкой материала.

В зависимости от требований технологического процесса применяют *однокомпонентные* дозаторы для порционного и непрерывного дозирования одного материала и *многокомпонентные* дозаторы — для порционного и непрерывного дозирования нескольких сыпучих материалов. В многокомпонентных дозаторах может осуществляться процесс с автоматическим поддержанием соотношения материалов или производиться коррекция по заданной программе. Дозаторы дискретного действия имеют обычно конструкцию бункерного типа, а дозаторы непрерывного — бункерного и ленточного.

Наиболее простые объемные дозаторы не обеспечивают достаточной точности; сложные и точные технологические процессы, как правило, ведутся с использованием весовых дозаторов. Весовые автоматические дозаторы представляют собой комплекс, состоящий из датчика контроля массы, машины-автомата для подачи материала и системы автоматического управления дозой или расходом массы. Основные элементы весового дозатора следующие: объемный дозатор, служащий питателем, грузоприемное и измерительное устройства (датчик), системы регистрации и регулирования, исполнительное устройство.

По принципу действия дозаторы могут быть **гравитационными** (обычно – воронки) без принудительной подачи и **с принудительной подачей** материала (ленточными, винтовыми, тарельчатыми и другими конвейерами или плунжерными, шестеренчатыми и др.).

Дозаторы позволяют экономно расходовать сырье, сокращать потери материалов, расширять поточное производство, исключать многие трудоемкие процессы, а также улучшать условия труда.

Рассмотрим устройство и принцип работы некоторых дозаторов.

3.6.1. Дозаторы периодического (дискретного) действия

К ним относятся автоматические весы для сыпучего материала (рис. 3.39).

Автоматический весовой дозатор применяется в автомате для порционных упаковок гранул плантаглюцида, имеющих определенный постоянный вес.

Дозируемый материал поступает через воронку 1 в ковш 2, в котором взвешивается порция материала (рис.3.39, *а*). По мере заполнения материалом ковш опускается, одновременно опускается штанга 3, снабженная пружиной, и через систему рычагов перемещает заслонку 4 в положение, показанное на рис.3.39, *а* пунктиром. При этом через узкую щель между заслонкой 4 и воронкой 1 материал тонкой струей досыпается в ковш до требуемого веса, что облегчает достаточно точное взвешивание порции материала, так как возможно быстрое прекращение его подачи в ковш.

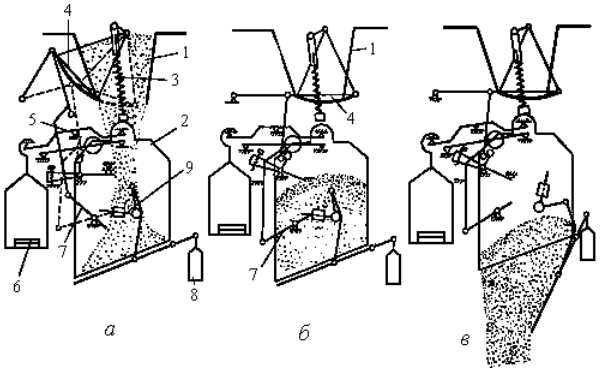


Рис. 3.39. Схема действия автоматических весов:
а — дозирование; *б* — положение равновесия; *в* — выгрузка;
1 — воронка; 2 — ковш; 3 — штанга; 4 — заслонка; 5 — коромысло весов;
6 — груз; 7 — рычаг; 8 — противовес; 9 — запирающее устройство

Ковш 2 подвешен на конце коромысла 5 весов и должен уравновешиваться грузом 6. По достижении равновесия заслонка 4 полностью перекрывает воронку 1 (рис. 3.39,*б*), в этот момент рычаг 7 упирается в устройство 9 (запирающее днище), приподнимая его и освобождая днище. Под действием веса материала оно откидывается и порция материала высыпается из ковша (рис. 3.39,*в*). После опорожнения ковша днище закрывается под действием противовеса 8, при этом стержень запирающего устройства 9 ударяет по системе рычагов, при помощи которых ковш поднимается вверх и затем снова заполняется материалом.

3.6.2. Дозаторы непрерывного действия

К дозаторам непрерывного действия относятся весовой ленточный дозатор с электрорегулированием, шнековый, камерный вакуумный, камерный роторный, дозаторы порошков в твердые желатиновые капсулы и др.

Весовой ленточный дозатор с электрорегулированием. Главной деталью автоматического дозатора непрерывного действия (рис. 3.40) является ленточный транспортер 1, который может поворачиваться вокруг опоры 2.

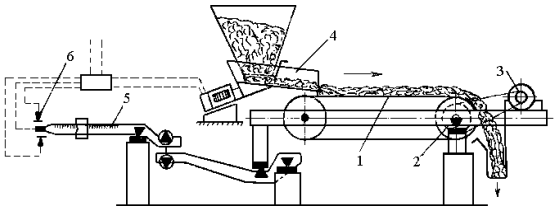


Рис. 3.40. Весовой ленточный дозатор с электрорегулированием:
1 — ленточный транспортер; 2 — опора; 3 — электродвигатель; 4 — электровибрационный питатель; 5 — коромысло весов; 6 — электрический регулятор

Транспортер движется с помощью электродвигателя через редуктор, который установлен в конце транспортера, другой конец его соединен с весами.

Материал подается на ленту электровибрационным питателем 4. Масса материала на ленте уравновешивается грузом, перемещающимся по коромыслу 5 весов, последнее соединено с питателем 4 и электрическим регулятором 6.

Если поступление материала на транспортер недостаточно, левый его конец и соединенное с ним коромысло 5 весов поднимается вверх.

Шнековый дозатор представлен на рис. 3.41. Порошок загружают в бункер 1. С помощью регулятора он подается направляющей мешалкой 3 через дроссельный клапан 4 вниз в загрузочную воронку 2, в которой поддерживается его уровень. Процесс дозирования осуществляется поворотом вертикального дозирующего шнека 5 в подготовленный флакон 6.

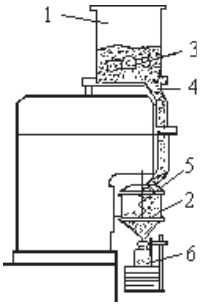


Рис. 3.41. Шнековый дозатор: 1 — бункер; 2 — воронка; 3 — мешалка; 4 — дроссельный клапан; 5 — дозирующий шнек; 6 — флакон

Регулирование величины дозы осуществляется изменением угла поворота шнека.

Камерный вакуумный дозатор представлен на рис. 3.42.

Фасуемый порошок подается в воронку 1. Мешалки 2 и 3, вращающиеся соответственно вокруг вертикальной и горизонтальной осей, обеспечивают равномерное распределение порошка в наполнительной камере 4. В роторе 5, замыкающем низ нагнетательной камеры, расположены восемь дозировочных отверстий 6. Из центра колеса в эти отверстия установлены на резьбе дозирующие поршни 7, определяющие объем наполнения. Ротор периодически, после каждого цикла, поворачивается на 1/8 его объема. Дозировочные отверстия устанавливаются под наполнительной камерой, при этом порошок всасывается в находящиеся под вакуумом отверстия. После двух циклов наружная поверхность наполнительного колеса очищается ракелем 8, а избыток порошка отсасывается. Дальнейшие

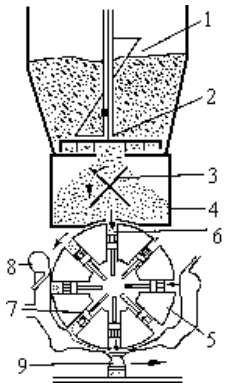


Рис. 3.42. Схема камерного вакуумного дозатора: 1 — воронка; 2, 3 — мешалка; 4 — наполнительная камера; 5 — ротор; 6 — дозировочное отверстие; 7 — дозирующий поршень; 8 — ракель; 9 — флакон

два цикла переводят ротор в положение совмещения с отверстием горловины подготовленного флакона 9. Порошок высыпается во флакон под действием короткого импульса сжатого воздуха.

На рис. 3.43 изображена схема **роторного камерного дозатора** для фасовки порошков в стеклотару. Ротор 4 дозирующего устройства образован в верхней части фланцем с воронками 3 для засыпки продукта во флаконы, располагающиеся в ячейках звездочки 12, укрепленной в его нижней части. Для дозирования над фланцем ротора образована кольцевая камера, заполняемая продуктом и вращающаяся вместе с ротором. Между фланцем ротора и кольцевой камерой установлен эксцентрично к ротору диск, образующий постоянное дно камеры со стороны подачи флаконов и загрузки порошка в камеру и клиновую щель на позициях дозирования. Отсечка доз в кольцевой камере осуществляется перемещающимися вместе с ротором перегородками-отсекателями, совершающими дополнительно движения вверх-вниз. За время оборота производится непрерывное дозирование порошка во флаконы, находящиеся в ячейках звездочки. Доза регулируется изменением уровня (объема) порошка в кольцевой камере дозирующего устройства.

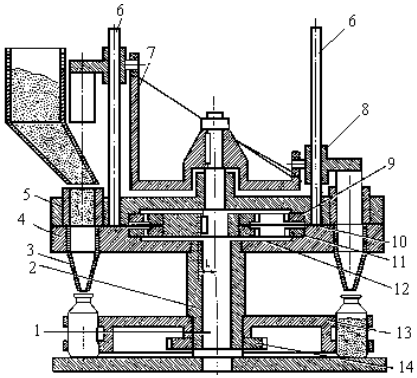
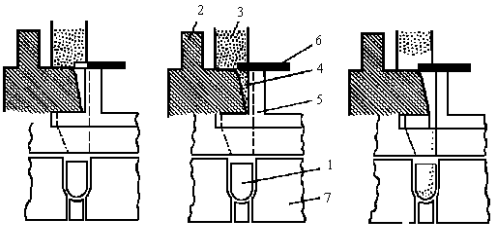


Рис. 3.43. Камерный дозатор порошков:
1 — неподвижная ось; 2 — стакан;
3 — воронка; 4 — ротор; 5 —полукольца;
6 — направляющие; 7 — копир;
8 — каретки; 9 — кольцо; 10 — диск;
11, 13, 14 — зубчатые колеса;
12 — звездочка

Дозирование порошка в твердые желатиновые капсулы (рис. 3.44). Процесс осуществляется в три стадии. Первая — наполнение



а *б* *в*

Рис. 3.44. Схема дозирования порошка и гранул в капсулы:
а — наполнение дозировочной камеры; *б* — промежуточное положение, отсечка дозы; *в* — выдача дозы;
1 — нижняя полукапсула; 2 — дозирующий диск; 3 — бункер;
4 — дозировочная камера; 5 — дозирующий шибер;
6 — разделительный диск; 7 — нижний ротор

дозировочной камеры. В этой стадии отверстия разделительного диска 6 находятся над дозировочной камерой 4. Благодаря этому продукт из бункера 3 может попасть в закрытую внизу шибером 5 дозировочную камеру 4.

В промежуточном положении осуществляется отсечка дозы, т.е. дозировочная камера 4 внизу остается закрытой, но отделяется от материала в бункере разделительным диском 6. Третья стадия — выдача дозы. При этом дозировочная камера 4 вверху остается закрытой, а дозирующий диск 2 поворачивается таким образом, что отверстия дозировочной камеры 4 располагаются над нижней полукапсулой 1, в которую через воронку попадает порошок или гранулы.

Список литературы:

1. *Муравьев И.А.* Технология лекарств. Т.1. М.: Медицина, 1980. С. 63 — 78.

2. *Технология* лекарственных форм. Т.2. М.: Медицина, 1991. С. 92 — 133.

3. *Стабников В.Н., Попов В.Д., Лысянский В.М. и др.* Процессы и аппараты пищевых производств. М.: Пищ. пром-сть, 1976. С. 73 — 103.

4. *Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З.* Процессы и аппараты химической технологии. М.: Изд-во хим. лит-ры, 1962. С. 107 — 120.

5. *Акунов В.И.* Современные вибрационные измельчители без мелющих тел. М.: Промстройиздат, 1957.

6. *Левенсон Л.Б., Цигельный П.М.* Дробильно-сортировочные машины и установки. М.: Стройиздат, 1952.

7. *Орлов С.П.* Весовые дозирующие устройства. М.: Машгиз, 1955.

8. *Балабудкин М.А.* Роторно-пульсационные аппараты в химико-фармацевтической промышленности. М.: Медицина, 1983. 160 с.

9. *Аввакумов Е.Г.* Механические методы активации химических процессов. Новосибирск: Наука, 1986. 263 с.

10. *Вальтер Н.Б.* Процессы и аппараты химико-фармацевтических производств. М., 1990.

11. *Вайсберг Л.А.* Проектирование и расчет вибрационных грохотов. М.: Недра, 1986. 144 с.

12. *Спиваковский О.А., Дьячков В.К.* Транспортирующие машины. 2-е изд. М., 1968.

13. *Александров М.П.* Подъемно-транспортные машины. 4-е изд. М., 1972. 330 с.

14. *Спиваковский А.О., Гончаревич И.Ф.* Вибрационные конвейеры, питатели и вспомогательные устройства. М.: Машиностроение. 327 с.

15. *Карпин Е.Б.* Расчет и конструирование весоизмерительных механизмов и дозаторов. М., 1963.

16. *Новиков Е.Д., Тютенков О.А., Филипин Н.А. и др.* Автоматы для изготовления лекарственных форм и фасовки. М.: Медицина, 1980. С. 24 — 30.

Глава 4. СОРТИРОВКА И ТРАНСПОРТИРОВКА СЫПУЧИХ МАТЕРИАЛОВ

Разделение сыпучих материалов на отдельные фракции, отличающиеся формой и размерами частиц, скоростью осаждения их в жидкой или газовой среде, называется *классификацией* или *сортировкой* (*сортированием*).

Сортирование преследует две цели:

1) получение фракций с определенными размерами и плотностью;

2) отделение загрязняющих примесей из массы материала (металлических примесей, пыли, песка, камней и др.).

Применяются три вида классификации материалов:

1. *Грохочение* — механическая классификация на ситах. Сквозь отверстия сит грохота проходят частицы меньше определенного размера, а другие — задерживаются на поверхности и удаляются из нее.

2. *Гидравлическая* — разделение смеси на классы зерен (частиц), имеющих одинаковую скорость осаждения в воде.

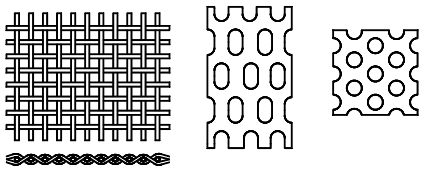
3. *Воздушная сепарация* — разделение смеси на фракции частиц, имеющих одинаковую скорость осаждения в воздухе.

Классификация используется в химико-фармацевтическом производстве как вспомогательная операция для предварительной подготовки материала к измельчению (удаление мелочи) или для возврата крупного материала на повторное дробление, а также как самостоятельная стадия — для получения готового продукта с определенным зернистым составом в фитохимическом, таблеточном и других производствах.

4.1. Механическое просеивание

Просеивание — грохочение — это механическое сортирование на ситах, сквозь отверстия сита проходят частицы (проход), величина которых меньше размеров отверстий, остальные частицы задерживаются на сите и сходят с него (сход).

Основной частью просеивающих машин являются ситовые полотна, которые бывают плетеными или штампованными (рис. 4.1).



а *б*

Рис. 4.1. Сита: *а* — плетеное; *б* — штампованные

Плетеные выполняются из стальной, медной или латунной проволок, а также из шелковых и капроновых нитей, они имеют квадратные или прямоугольные отверстия шириной от 10 до 0,15 мм. Каждое ситовое полотно характеризуется номером и сечением отверстия в свету в миллиметрах.

Живое сечение — это отношение площади всех отверстий ситового полотна к общей площади в процентах. Чем больше живое сечение сита, тем выше его производительность. Живое сечение плетеных сит составляет около 70 %.

Штампованные (*пробивные*) *сита* — это решета из стальных листов с штампованными отверстиями. Живое сечение штампованных сит —около 50 %.

Классифицируют сыпучие материалы при помощи набора сит с последовательно уменьшающимся размером отверстий.

Для выполнения ситового анализа на указанных ситах просеивают среднюю пробу материала. Затем оставшийся на каждом сите материал и частицы, прошедшие через нижнее сито, взвешивают. Отношение полученных количеств к исходной навеске вещества дает содержание различных фракций зерен в материале.

Производительность сит характеризуется КПД, т.е. отношением массы зерен, прошедших через сито, к массе зерен такого же размера, но содержащихся в исходной смеси.

На производительность просеивания влияют толщина слоя просеиваемого материала на сите, форма отверстий и частиц, скорость перемешивания материала и влажность.

4.1.1. Механизмы для сортирования

Для сортирования материалов необходимо обеспечить его движение относительно поверхности ситового полотна. Оно может создаваться возвратно-поступательными движениями, вращением или вибрацией.

Механизмы с плоскими ситами имеют возвратно-поступательное или круговое поступательное движение.

Наклонные грохоты (сита). Возвратно-поступательное движение наклонных грохотов (рис. 4.2), широко применяемых в химико-фармацевтической промышленности, осуществляется кривошипно-шатунным или эксцентриковым механизмом.

При заданной частоте качаний сита куски подбрасываются, что способствует расслоению материала, повышает производительность грохочения и предотвращает забивание сита.

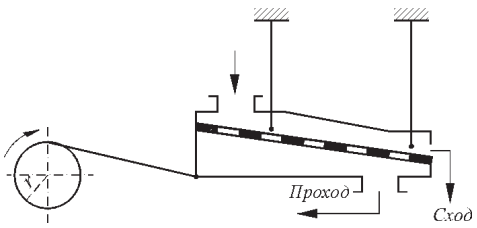


Рис. 4.2. Наклонно качающийся грохот

Минимальное число оборотов вала, при котором обособленная частица начинает перемещаться вдоль сита, определяется по формуле

$$n \geq 30\sqrt{\frac{\operatorname{tg}(\varphi - \alpha)}{r}} \text{ об/мин}, \qquad (4.1)$$

где φ — угол трения частиц, φ = 35÷50°;

α — угол наклона сита;

r — радиус кривошипа, м (см. рис. 4.2).

Плоские грохота с возвратно-поступательным движением применяются для просеивания гранул в таблеточном производстве и фитохимических цехах для получения измельченного растительного материала оптимальной крупности, для очистки зерна в сельском хозяйстве, в сахарном производстве и др.

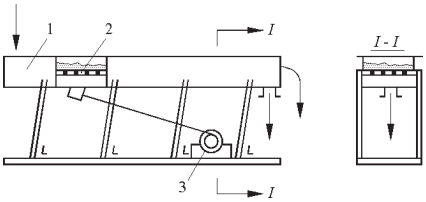


Рис.4.3. Качающийся грохот (трясун):
1 — желоб; 2 — сито;
3 — эксцентриковый механизм

Плоский качающийся грохот (трясун), представленный на рис. 4.3, состоит из прямоугольного желоба 1 и сита 2, установленного под углом 7÷14° к горизонту. Желоб совершает качания от эксцентрикового механизма 3, вал которого совершает 300÷400 об/мин. В результате наклона и качания сита материал перемещается по нему и сортируется. Ширина желоба — 400÷700 мм, толщина слоя материала на сите — около 20÷30 мм.

Скорость движения материала по желобу определяют по уравнению

$$w = 0{,}23\, n \cdot r \cdot f\, \operatorname{tg}\alpha \ \text{ м/с}, \qquad (4.2)$$

где *n* — число оборотов вала в минуту;

r — радиус кривошипа, м;

f — коэффициент трения материала о желоб (*f* = 0,3÷0,4);

α — угол наклона стоек к вертикали (α = 16÷20°).

Производительность трясуна:

$$G = 3600\, b \cdot h \cdot w \cdot \rho \ \text{ кг/ч}, \qquad (4.3)$$

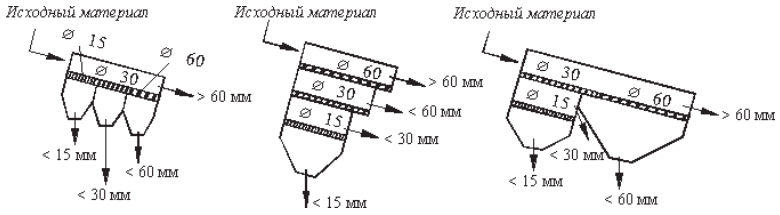
где *b* — ширина желоба, м;

h — толщина слоя сыпучего материала на желобе, м;

ρ — плотность материала, кг/м³.

Грохочение можно производить через одно сито или последовательно через несколько сит.

Многократное просеивание проводится тремя способами:



а *б* *в*

Рис. 4.4. Способы грохочения:
а – от мелкого к крупному; *б* – от крупного к мелкому; *в* – комбинированный

1) от мелкого к крупному — через расположенные в одной плоскости сита, размеры отверстий которых увеличиваются от предыдущего сита к последующему (рис.4.4, *а*);

2) от крупного к мелкому — через размещенные друг над другом сита, размеры отверстий которых уменьшаются от верхнего сита к нижнему (рис. 4.4, *б*);

3) комбинированным способом (рис. 4.4, *в*).

Просеивание от мелкого к крупному имеет следующие *преимущества*:

1) удобство наблюдения за ситами, удобство ремонта и смены сит (ввиду их быстрого износа);

2) малая высота грохота;

3) удобство распределения сортов продукта по хранилищам.

Недостатки:

1) недостаточная четкость разделения материала на классы;

2) перегрузка и повышенный износ сит (мелких);

3) большая длина грохота.

Достоинства просеивания от крупного к мелкому:

1) лучшее качество грохочения ввиду отсева в первую очередь более крупных кусков;

2) малый износ сит по указанной ранее причине.

Недостатки:

1) сложность ремонта и смены сит;

2) большая высота грохотов;

3) неудобство отвода готового продукта.

Недостатки первых двух способов можно преодолеть при грохочении комбинированным способом.

Бураты. Машины с вращающимися ситами называются буратами. Они имеют барабаны цилиндрической, шестигранной или конической форм. Поверхность барабана состоит из сит с отверстиями различной величины, увеличивающимися по направлению движения просеиваемого материала.

Чтобы материал перемещался вдоль барабана, последний устанавливают под углом $5 \div 10^{\circ}$ к горизонту и сообщают ему вращательное движение. Конические барабаны размещают горизонтально оси, так как в них перемещение материала осуществляется за счет конической поверхности барабана.

На рис. 4.5 представлен бурат с коническим барабаном. Производительность бурата увеличивается с повышением скорости вращения, но вследствие центробежной силы, возникающей при вращении, сыпучий материал, прижимаясь к стенкам барабана, вращается вместе с ним. Число оборотов барабана, когда материал будет вращаться вместе с ним, рассчитывается из условий равновесия частиц, находящихся под влиянием силы трения P и центробежной силы G:

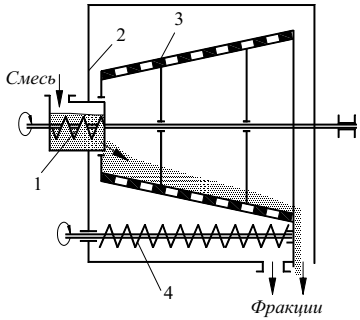


Рис. 4.5. Бурат:
1 — шнек-питатель; 2 — кожух;
3 — коническое сито; 4 — шнек

$P = G$; $P = mg$ и $G = ma$,

где m — масса частиц;

g — ускорение силы тяжести;

a — центробежное ускорение;

$$a = \omega^2 r,$$

где ω — угловая скорость;

r — радиус барабана.

Так как $\omega = \frac{\pi n}{30}$, то

$$G = ma = m\,\omega^2\, r = m\,\frac{\pi^2\, n^2}{900} r\,,$$

где n — число оборотов барабана в минуту.

Подставим значения P и G в равенство $P = G$:

$$mg = m\,\frac{\pi^2\, n^2}{900} r\,.$$

Приняв $\pi^2 \approx g$, получим предельное число оборотов барабана, когда частица будет находиться в равновесии:

$$n_{\text{пред}} = \frac{30}{\sqrt{r}} \text{ об/мин.} \qquad (4.4)$$

Для поднятия частицы на половину высоты барабана определяют рабочее число оборотов барабана:

$$n_{\text{раб}} = \frac{10 \div 15}{\sqrt{r}} \text{ об/мин.} \qquad (4.5)$$

Производительность бурата рассчитывают по уравнению

$$G = 0{,}72\mu\rho_{\text{м}} n \operatorname{tg}(2\alpha)\sqrt{r^3 h^3}\ \text{т/ч}, \qquad (4.6)$$

где $\mu = 0{,}6 \div 0{,}8$ — коэффициент разрыхления материала;

$\rho_{\text{м}}$ — насыпная (объемная) масса материала, кг/м^3;

α — угол наклона ситовой поверхности барабана к горизонту, град;

h — высота слоя материала в барабане, м.

Преимущества барабанных грохотов:

1) простота конструкции и обслуживания;

2) равномерное вращение.

Недостатки:

1) малая производительность на единицу поверхности сита;

2) сильное крошение материала, высокое пылеобразование;

3) легкость забивки сит;

4) большой расход металла на изготовление грохота.

Мощность, потребляемая буратом, рассчитывается так:

$$N = \frac{r \cdot n\left(G_{\text{б}} + 13 G_{\text{м}}\right)}{29200}\ \text{кВт}, \qquad (4.7)$$

где $G_{\text{б}}$ и $G_{\text{м}}$ — соответственно масса барабана и загруженного материала, кг.

Пример 4.1. Определить рабочее число оборотов и производительность бурата с цилиндрическим барабаном для сортирования крахмала с насыпной массой $\rho_м = 760$ кг/м^3, если коэффициент разрыхления $\mu = 0{,}7$. Диаметр барабана $d = 0{,}8$ м, угол наклона его $\alpha = 7^o$.

Решение. Рабочее число оборотов барабана при его радиусе $r = d/2 = 0{,}4$ м рассчитываем по формуле (4.5):

$$n_{раб} = \frac{13}{\sqrt{r}} = \frac{13}{\sqrt{0{,}4}} = 20{,}6 \text{ об/мин.}$$

Принимаем высоту слоя крахмала в барабане $h = 30$ мм. Производительность бурата найдем по формуле (4.6):

$$G = 0{,}72 \cdot 0{,}7 \cdot 760 \cdot 20{,}6 \cdot \operatorname{tg}(2 \cdot 7)^o \sqrt{0{,}4^3 \cdot 0{,}03^3} = 2{,}57 \text{ т/ч.}$$

Пример 4.2. Рассчитать число оборотов, производительность и мощность электродвигателя барабанного грохота с барабаном размерами $d = 1000$ мм и $l = 3000$ мм. Грохот установлен под углом к горизонту $\alpha \cong 7^o$, масса барабана $G_б = 3200$ кг, масса материала в барабане $G_м = 84$ кг. Насыпная масса материала $\rho_н = 1400$ кг/м^3. Коэффициент разрыхления материала $\mu = 0{,}7$.

Решение. Число оборотов барабана при его радиусе $r = d/2 = 0{,}5$ м рассчитываем по формуле (4.5):

$$n = \frac{14}{\sqrt{0{,}5}} \cong 20 \text{ об/мин.}$$

Принимаем высоту слоя материала в барабане $h = 50$ мм.

Производительность грохота определяем по формуле (4.6):

$$G = 0{,}72 \cdot 0{,}7 \cdot 1400 \cdot 20 \cdot \operatorname{tg}(2 \cdot 7)^o \sqrt{0{,}5^3 \cdot 0{,}05^3} = 13{,}9 \text{ т/ч.}$$

Мощность, потребляемую грохотом, находим по формуле (4.7):

$$N = \frac{0{,}5 \cdot 20(3200 + 13 \cdot 84)}{29200} = 1{,}5 \text{ кВт.}$$

Для учета потерь вводим КПД $\eta = 0{,}75$, тогда мощность электродвигателя составит:

$$N_д = \frac{N}{\eta} = \frac{1{,}5}{0{,}75} = 2 \text{ кВт.}$$

Инерционный грохот. В настоящее время инерционные (вибрационные) грохоты нашли широкое применение вследствие того, что они обеспечивают более высокую производительность, четкость разделения частиц и малое потребление электроэнергии по сравнению с другими грохотами.

Схема работы инерционного (вибрационного) грохота представлена на рис. 4.6.

Короб 1 и сито грохота 2 смонтированы на пружинах 3. При вращении вала 4 с двумя шкивами 5, имеющими неуравновешенные грузы 6, создаются центробежные силы инерции, под влиянием которых коробу сообщается 900÷1500 вибраций в минуту с амплитудой колебаний от 0,5 до 12 мм.

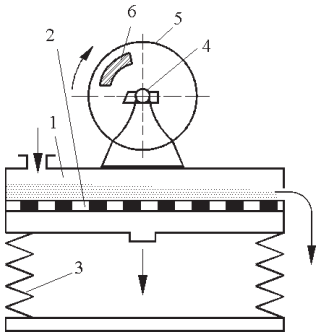


Рис. 4.6. Инерционный грохот: 1 — короб; 2 — сито; 3 — пружины; 4 — вал; 5 — шкив; 6 — неуравновешенный груз (дебаланс)

Производительность инерционных грохотов может быть определена по эмпирической формуле:

$$Q = AF(55 + a)(60 + b)\sqrt{d} \ \text{м}^3/\text{ч}, \qquad (4.7\ \text{а})$$

где A — коэффициент;

F — площадь сита, м^2;

a — содержание нижнего продукта в исходном материале, %;

b — содержание в нижнем продукте зерен размером меньше половины отверстия сита, %;

d — площадь отверстия, мм^2.

При сухом грохочении измельченного материала коэффициент A равен 0,00047 для горизонтального грохота и 0,0029 — для наклонного грохота. Производительность инерционных грохотов определяют также на основании экспериментальных результатов по удельной производительности сита в т/м^{2}ч.

Гирационные (эксцентриковые) качающиеся грохоты. Качающийся грохот с круговым качанием в вертикальной плоскости представлен на рис. 4.7.

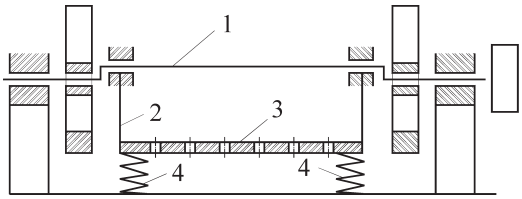


Рис. 4.7. Гирационный грохот:
1 — вал; 2 — короб; 3 — сито; 4 — пружины

В стойке рамы на шарикоподшипниках установлен вибратор — вал 1 с двумя эксцентриками и противовесами. К валу симметрично на подшипниках укрепляется короб 2 с ситом 3. Короб опирается на пружины 4 или на резиновые опоры. Эксцентриковый вал прямо сообщает коробу качательное движение по окружности с амплитудой, равной эксцентриситету (r) вала. Ввиду быстроходности гирационных грохотов их часто подвешивают на тягах с амортизаторами к потолочным балкам.

Преимущества гирационных грохотов:

1) уравновешенность конструкции и плавная работа при равномерном движении короба с веществом по круговой траектории;

2) высокая производительность;

3) качественная сортировка материала.

4.2. Пневматическое и гидравлическое сортирование

Пневматическое и гидравлическое сортирование основаны на выделении в потоке воздуха или воды сопутствующих веществ, которые по плотности, размеру и форме не одинаковы в сравнении с основным материалом.

Главные условия, при которых семя очищается от шелухи в потоке воздуха: для шелухи $P > G$ и для семени $G > P$, где P — сила струи воздуха, G — сила тяжести частиц.

Сила P, с которой воздушный поток действует на частицу:

$$P = k \cdot \rho \cdot F \cdot w^2_{\text{вит}}, \qquad (4.8)$$

где k — аэродинамический коэффициент, определяемый экспериментально и зависящий от формы и состояния поверхности частиц, а также от режима движения потока;

ρ — плотность воздуха, кг/м^3;

F — площадь проекции частицы на плоскость, перпендикулярную к направлению потока;

$w_{\text{вит}}$ — скорость витания, при которой частица удерживается в потоке во взвешенном состоянии.

При $P = k \cdot \rho \cdot F \cdot w^2_{\text{вит}} = G$ скорость витания:

$$w_{\text{вит}} = \sqrt{\frac{G}{kF\rho}} \text{ м/с}. \qquad (4.9)$$

Пневматическое сортирование гранулированных материалов осуществляется при помощи аспирационных колонок и зерновых сепараторов. Гидравлическое сортирование применяется для отделения песка, камней и других примесей из клубней, корней лекарственного растительного материала, транспортируемых по гидравлическому транспортеру в фитохимическом и других производствах.

Такие классификаторы состоят из неподвижного корыта и непрерывно действующего транспортного устройства для сбора и удаления песков — более крупных осаждающихся частиц, которые могут повторно подаваться на доизмельчение.

Спиральный классификатор представлен на рис. 4.8. Он состоит из наклонного корыта 1 с насаженной на вал спиралью 2, частично погруженной в жидкость, и высоким порогом 3, через который удаляется взвесь мелких частиц — слив.

Пески оседают в нижней части корыта и с помощью спирали, делающей 2÷3 об/мин, перемещаются в верхнюю часть корыта, откуда выгружаются. При этом вращающаяся спираль перемешивает суспензию и пески, что обеспечивает отделение мелких частиц от песков. Кроме односпиральных используются также двухспиральные классификаторы.

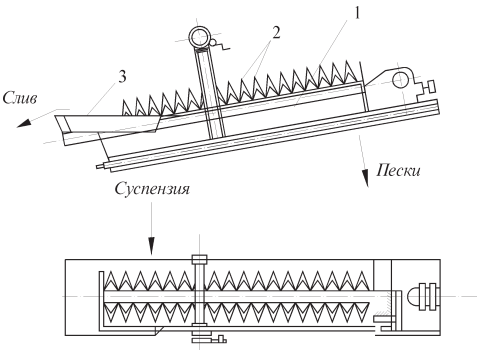


Рис. 4.8. Спиральный классификатор: 1 — наклонное корыто; 2 — спираль; 3 — порог

Производительность спирального классификатора по пескам рассчитывают по уравнению

$$Q = 2{,}08\ m \cdot D^3 \cdot n \cdot \rho \quad \text{т/ч}, \qquad (4.10)$$

где m — число спиралей (m = 1 или 2);

D — диаметр спиралей, м;

n — число оборотов спирали в минуту;

ρ — плотность исходного материала, т/м^3.

С целью получения очень тонких сливов, имеющих очень мелкие частицы, и достижения высокой производительности по сливу применяют спиральные классификаторы, в которых большая часть спирали погружена в суспензию, а также чашевые классификаторы.

В качестве *центробежных классификаторов* применяют гидроциклоны и центрифуги.

Гидроциклон (рис. 4.9) состоит из неподвижного корпуса, нижней — конической и верхней — цилиндрической частей. Разделяемая суспензия нагнетается насосом (или подается самотеком за счет напора столба суспензии) под избыточным давлением 0,3÷2 атм через боковой патрубок в цилиндрическую часть корпуса. Суспензия поступает в корпус по касательным и поэтому начинает в нем вращаться. При вращении потока с высокой угловой скоростью крупные твердые частицы под влиянием центробежных сил отбрасываются к стенкам гидроциклона.

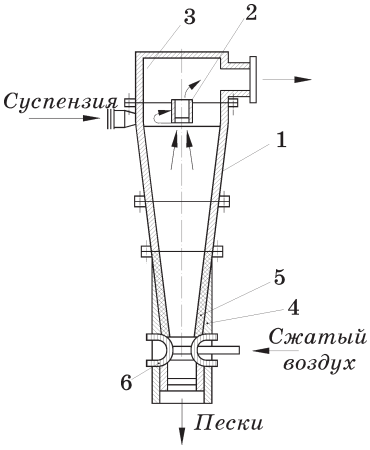


Рис. 4.9. Гидроциклон:
1 — корпус; 2 — центральный (шламовый) патрубок; 3 — камера слива; 4 — песковая насадка; 5 — резиновый вкладыш; 6 — резиновый манжет

Возле стенок они движутся по спиральной траектории вниз. Пески удаляются через песковую насадку 4. Более мелкие частицы и основная часть жидкости движется во внутреннем спиральном потоке вокруг шламового патрубка 2 и в виде тонкой взвеси поднимается по этому патрубку в камеру 3, откуда удаляется через верхний патрубок. При высокой скорости вращения потока вдоль оси гидроциклона образуется воздушный столб, давление в котором ниже атмосферного. Указанное воздушное ядро ограничивает с внутренней стороны поток мелких частиц в гидроциклоне.

Разделяющее действие гидроциклона можно регулировать за счет глубины погружения шламового патрубка 2 и сечения песковой насадки 4. Насадки применяются различного сечения или же предусматривается возможность регулирования сечения насадок.

При нагнетании воздуха или масла в кольцевую полость резинового манжета 6 сечение насадки для пропуска песков

уменьшается. Указанным способом можно автоматически регулировать работу гидроциклона.

С целью уменьшения износа корпус гидроциклона футеруют изнутри марганцовистым чугуном или другим материалом. Применяют также гуммирование корпуса (покрывают их слоем износоустойчивой резины).

От классификаторов других типов гидроциклоны выгодно отличаются отсутствием движущихся деталей. Перед механическими классификаторами гидроциклоны имеют следующие преимущества:

1) более тонкую сепарацию в сравнении с механической классификацией;

2) большую плотность слива;

3) отсутствие флокуляции (слипания) частиц.

Объемная производительность гидроциклона по суспензии определяется по эмпирической формуле:

$$V \cong 0{,}94\, d_{вх}\, d_{ш} \sqrt{P} \quad м^3/ч, \qquad (4.11)$$

где $d_{вх}$ — наименьший диаметр входного патрубка (или эквивалентный диаметр в случае прямоугольного сечения), см;

$d_{ш}$ — диаметр шламового патрубка, см;

P — избыточное давление перед входным патрубком, атм.

Диаметр d цилиндрической части гидроциклона определяют из соотношения d=(5÷6) $d_{вх}$. Центральный угол конусной части гидроциклонов-классификаторов принимают $\alpha = 20^{\circ}$. Диаметр песковой насадки $d_{п}$ определяется в первом приближении из соотношения $d_{п}$: $d_{ш}$= 0,3÷0,43, он должен быть окончательно установлен при регулировании гидроциклона. Избыточное давление на входе в гидроциклон зависит от расчетной крупности разделения, соответствующей размерам отверстий сита $d_{к}$, на котором суммарный остаток составляет 5%. Величина $d_{к}$ может быть рассчитана по уравнению

$$d_{к} = 74 \left(\frac{1{,}301}{\lg \frac{100}{R_{74}}} \right)^{5/4} \text{ мкм}, \qquad (4.12)$$

где R_{74} — остаток на сите с отверстиями 74 мкм, %.

Значения необходимого избыточного давления P в зависимости от $d_{к}$ (по В.А.Олевскому) приводятся ниже:

Крупность разделения $d_{к}$, мм	0,417	0,285	0,210	0,147
Содержание зерен размером меньше 74 мкм в сливе β_{74}, %	52	63	72	81
Избыточное давление P, атм	0,5	0,8	1,0	1,2

Для гидравлической классификации тонких частиц (до 3÷15 мкм) применяют центрифуги.

Пример 4.3. Подобрать гидроциклон для классификации суспензии в количестве Q = 60 т/ч. Плотность суспензии в ρ = 1250 кг/м³. Содержание твердых частиц диаметром меньше 74 мкм в сливе должно составлять β_{74} = 75 %.

Решение. Определяем требуемый остаток на сите с отверстиями 74 мкм:

$$R_{74} = 100 - \beta_{74} = 100 - 75 = 25\%.$$

Необходимую крупность разделения, соответствующую размерам отверстий сита $d_к$, на котором суммарный остаток составляет 5 %, рассчитываем по формуле (4.12):

$$d_к = \left(\frac{1{,}301}{\lg\frac{100}{25}}\right)^{5/4} = 74 \cdot 2{,}63 = 195 \text{ мкм} = 0{,}195 \text{ мм}.$$

Заданная объемная производительность гидроциклона по суспензии составляет

$$V = \frac{Q}{\rho} = \frac{60000}{1250} = 48 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

По расчетной крупности разделения и заданному содержанию зерен класса 74 мкм в сливе β_{74} = 75 % находим ориентировочно (интерполяцией результатов, приведенных выше) P = 1,1 атм.

Зная объемную производительность и выбрав величину избыточного давления P, определяем из формулы (4.11) произведение диаметров входного и шламового патрубков:

$$d_{вх} d_ш = \frac{V}{0{,}94\sqrt{P}} = \frac{48}{0{,}94\sqrt{1{,}1}} = 48{,}6 \text{ см}^2.$$

Выбираем диаметр входного патрубка $d_{вх}$ = 50 мм. Тогда диаметр гидроциклона будет равен:

$$D \cong 5\, d_{вх} = 250 \text{ мм}.$$

Диаметр шламового патрубка составит

$$d_ш = \frac{48{,}6}{d_{вх}} = \frac{48{,}6}{5} = 9{,}74 \text{ см}.$$

Принимаем округленно $d_ш$ = 100 мм.

При выбранных значениях $d_{вх}$ и $d_ш$ по формуле (4.11) уточняем необходимое избыточное давление при входе в гидроциклон, которое должно быть равно примерно 1 атм.

4.3. Механизмы для перемещения твердых материалов

Общие сведения.

В химико-фармацевтическом производстве необходимо перемещать самые различные твердые материалы. Для перемещения в пределах цеха или завода используются подъемно-транспортные механизмы, которые составляют внутризаводской транспорт предприятия.

Устройства для перемещения твердых материалов можно разделить на следующие группы:

1) механические; 2) пневматические; 3) гравитационные.

Кроме того, по направлению перемещения материала различают:

1) механизмы для горизонтального перемещения;

2) механизмы для вертикального (крутонаклонного) перемещения;

3) механизмы для смешанного перемещения.

Периодическая транспортировка производится с помощью вагонеток, подъемников, кранов, автокаров и других механизмов.

В данном пособии рассматриваются только основные устройства непрерывного транспорта (для перемещения твердых и сыпучих материалов и изделий), классификация которых приведена ниже.

4.3.1. Механизмы для горизонтального перемещения

К ним относятся следующие транспортеры: ленточные, пластинчатые, скребковые, винтовые вибрационные и пневматические (желоба).

Ленточный транспортер (рис. 4.10) состоит из бесконечной ленты 1, натянутой на два барабана 2, один из которых приводится во вращение при помощи редуктора 3. Лента лежит на опорных роликах 4. Имеется бункер 5 для загрузки материала. Ленточный транспортер изготавливается из хлопчатобумажной ткани, резины или из тонкой листовой стали.

Разгрузка может быть осуществлена путем сброса материала в конце транспортера или в любом месте по пути движения ленты с помощью сбрасывающего ножа или других приспособлений.

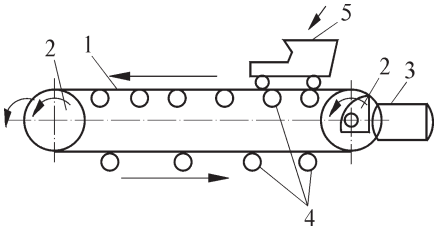


Рис. 4.10. Ленточный транспортер: 1 — бесконечная лента; 2 — барабаны; 3 — редуктор с электромотором; 4 — опорные ролики; 5 — бункер для загрузки материала

Сбрасывающий нож — это скребок, преграждающий движение материала и сбрасывающий его с ленты. Сбрасывающий нож закрепляется неподвижно или монтируется на тележке. Ленточные транспортеры используются для горизонтального или слабонаклоненного (под углом до 22°) перемещения сыпучих и штучных грузов при длине транспортирования до 150÷200 м. Скорость движения ленты для сыпучих материалов — от 0,5 до 2 м/с. Для штучных грузов применяют скорость движения 0,5÷0,8 м/с. Ширина ленты — 400, 500, 650, ..., 1200 и 1400 мм.

Пластинчатый транспортер по устройству сходен с ленточным транспортером. Пластинчатый транспортер состоит также из бесконечной ленты шарнирных цепей, к которым прикреплены

пластины, несущие перемещаемый материал. На шарнирах цепей расположены ролики, которые перемещаются по направляющим, прикрепленным к станине транспортера. Цепи транспортера огибают звездочки, из которых одна — приводная, а другая — натяжная.

Загрузка материала может осуществляться в любой точке по длине ленты, выгрузка производится со стороны приводной звездочки. Для перемещения сыпучих материалов пластины снабжаются бортами. Если на пластинках поставлены поперечные перегородки, то угол наклона ленты к горизонту может быть около 30÷45°. Длина ленты — до 150 м. Скорость движения ленты — в пределах 0,2÷0,6 м/с. Пластинчатые транспортеры используются для перемещения крупнокусковых материалов, имеющих высокую температуру, а также для перемещения под большим углом.

Скребковый транспортер (рис. 4.11) состоит из неподвижного желоба 1, в котором перемещается бесконечная цепь 2 с закрепленными на ней скребками 3. Цепь приводится в движение с помощью приводной звездочки 5, натяжной служит звездочка 7. На шарнирах цепи закреплены ролики 4, которые катятся по направляющим 6.

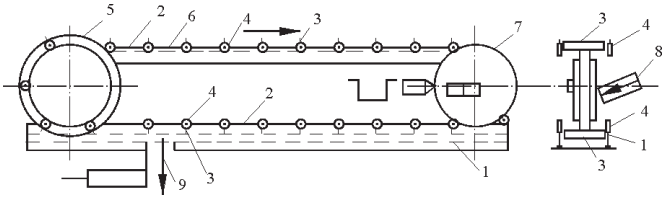


Рис. 4.11. Скребковый транспортер:
1 — желоб; 2 — цепь 3 — скребки; 4 — ролики; 5 — приводная звездочка; 6 — направляющая; 7 — натяжная звездочка; 8 — загрузочный лоток; 9 — загрузочные отверстия

Скребковые транспортеры по сравнению с ленточными имеют следующие *преимущества*:

1) простота и дешевизна;
2) удобство загрузки и разгрузки материала в любой точке;
3) большой угол наклона к горизонту (45°).

Недостатки:

1) повышенный расход энергии;
2) большой износ;
3) разрушение транспортируемых материалов.

Скребковые транспортеры используются для перемещения мелкокусковых и порошкообразных материалов на расстояние не более 60 м. Скорость движения транспортера — около 0,25÷0,75 м/с.

Винтовой транспортер (шнек) представляет собой (рис. 4.12) закрытый желоб 1, в котором вращается винтообразный вал 2 или вал, имеющий косо поставленные лопасти. Перемещаемый

материал загружается в желоб через загрузочное отверстие 3 и силами трения о стенки желоба удерживается от вращения вместе с винтом. Материал перемещается вдоль желоба.

Выгрузка материала осуществляется через отверстие 4. Выгрузка материала может быть осуществлена в любой точке желоба. Максимальное число оборотов винта определяется по формуле

$$n_{max} = \frac{\alpha}{\sqrt{D}} \text{ об/мин}, \quad (4.13)$$

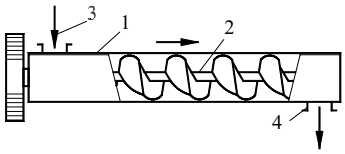


Рис. 4.12. Шнек:
1 — желоб; 2 — бесконечный винт;
3 — загрузочный люк;
4 — выгрузочный люк

где $\alpha = 30 \div 60$ (меньшие значения принимают для тяжелых истирающих материалов, большие — для мелких);

D — диаметр винта, м.

Скорость движения материала в винтовом транспортере:

$$w = \frac{t\,n}{60} \text{ м/с}, \quad (4.14)$$

где t — шаг винта, м;

n — число оборотов шнека, мин$^{-1}$.

4.3.2. Механизмы для вертикального перемещения

Элеваторы (нории) используются для перемещения сыпучих материалов по вертикальному направлению. Элеватор (рис. 4.13) состоит из кожуха 1, в котором перемещается бесконечная лента или цепь 2 с закрепленными на ней ковшами 3. Лента надевается на два блока (звездочки) 4 и 5, размещенных на нижнем и верхнем концах элеватора. Скорость движения элеватора — 0,3÷0,8 м/с.

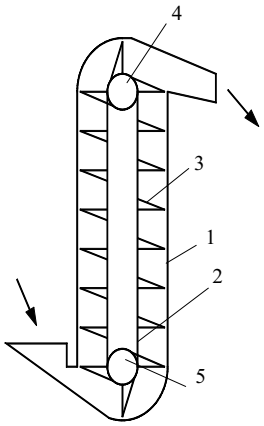


Рис. 4.13. Элеватор (нория):
1 — кожух; 2 — бесконечная лента; 3 — ковши;
4, 5 — звездочки

4.3.3. Пневматические транспортеры

Пневматические транспортеры применяются для перемещения в горизонтальном и вертикальном направлениях легких сыпучих материалов. Вещества в этих транспортерах перемещаются суспендированными в токе воздуха. Перемещаемый материал вводится в трубопровод с помощью загрузочного устройства, увлекается струей воздуха и транспортируется к месту назначения (разгрузки).

Различают пневматический транспорт в *разреженной* фазе (при малой концентрации вещества в смеси с воздухом) и пневматический транспорт в *плотной* фазе (при большой концентрации вещества в смеси).

На рис. 4.14 представлена схема **всасывающей пневматической установки**. В приемном сопле 1 создается разрежение, и воздух всасывается вместе с перемещаемым веществом. Затем смесь воздуха с материалом по трубе 2 поступает в разгружатель 3, где воздух отделяется от вещества, и материал поступает в приемный бункер 6. Разгружатели изготавливаются в виде циклонов. Из разгружателя воздух поступает в фильтр 4, где освобождается от частиц материала, не задержанных в разгружателе. Из фильтра воздух отсасывается вакуум-насосом 5, последний и создает необходимое разрежение в установке.

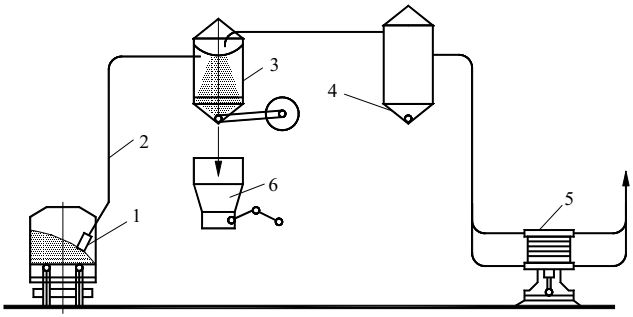


Рис. 4.14. Схема всасывающей пневматической установки:
1 — приемное сопло; 2 — трубопровод; 3 — разгружатель;
4 — фильтр; 5 — вакуум-насос; 6 — приемный бункер

Всасывающие пневматические установки используются для перемещения материала на небольшое расстояние (до 100 м). Они применимы при разрежении не более 0,5÷0,6 атм.

Для перемещения вещества на большие расстояния (до 300 м) применяют **нагнетательные пневматические установки** (рис. 4.15). Компрессор 1 нагнетает воздух через ресивер 7 и подает в трубопровод 2, в который из питателя 3 поступает перемещаемый материал. Подхватываемый струей воздуха материал перемещается в разгружатели 4, откуда и выгружается по мере необходимости. Если материал сильно пылит, то устанавливают фильтр 5. Нагнетательные пневматические транспортеры следует применять для перемещения растительного сырья к отдельным экстракционным аппаратам (перколяторы, диффузоры и т.д.).

Избыточное давление воздуха в нагнетательных аппаратах достигает 3÷4 атм.

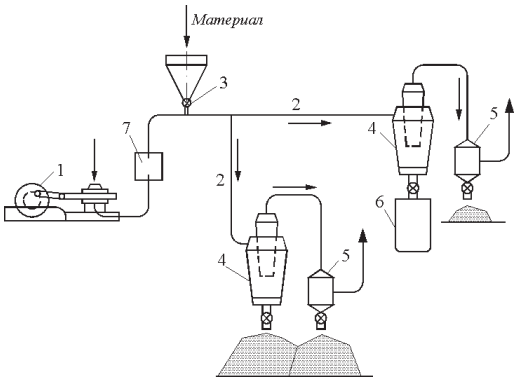


Рис. 4.15. Схема нагнетательной пневматической установки:
1 — компрессор; 2 — трубопроводы; 3 — питатель; 4 — разгружатель;
5 — фильтр; 6 — приемный бункер; 7 — ресивер

Для перемещения сухого порошкообразного и мелкозернистого материалов на большие расстояния из различных мест к одной точке используют **смешанные пневматические установки** (рис. 4.16).

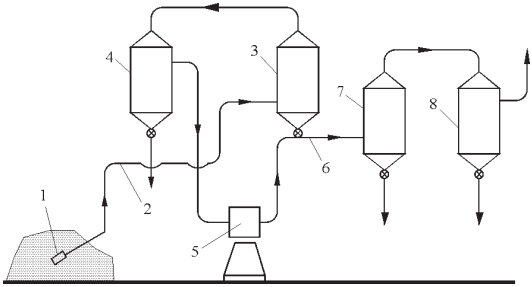


Рис. 4.16. Схема смешанной пневматической установки:
1 — приемное сопло; 2 — всасывающий трубопровод;
3, 7 — разгружатели; 4, 8 — фильтры; 5 — компрессор;
6 — нагнетательный трубопровод

Вещество засасывается вместе с воздухом через сопло 1 и по трубопроводу 2 идет в разгружатель 3. Из разгружателя 3 воздух через фильтр 4 всасывается компрессором 5 и нагнетается в трубопровод 6, куда перемещается материал из разгружателя 3. Потом смесь воздуха с веществом поступает в разгружатель 7, откуда воздух идет в фильтр 8.

Преимущества пневматического транспорта: простота конструкции; надежность; герметичность и компактность установки.

Недостатки: повышенный расход энергии в сравнении с механическим транспортом, износ трубопроводов при перемещении абразивных материалов.

4.4. Расчет устройств непрерывного транспорта

Производительность устройств непрерывного транспорта

Для определения производительности рассмотрим следующие варианты:

1. *Материалы перемещаются в виде непрерывного потока* (в ленточных, пластинчатых, скребковых и винтовых транспортерах). Если площадь поперечного сечения желоба пластинчатого или винтового транспортера равна S м^2, а скорость его движения — w м/с, то объем перемещаемого вещества будет Sw м^3/с.

Производительность транспортера за час:

$$Q = 3600\, S \cdot w \cdot \rho_н \varphi \quad \text{т/ч}, \qquad (4.15)$$

где $\rho_н$ — насыпная масса вещества (масса единицы объема сыпучего материала), т/м^3;

φ — коэффициент заполнения, учитывающий неполную загрузку несущего органа веществом.

Для *ленточных транспортеров* площадь поперечного сечения вещества, находящегося на ленте (при плоской ленте), составляет:

$$S = \frac{1}{18}(0{,}9B - 0{,}05)^2 \ \text{м}^2,$$

где B — ширина ленты, м.

При желобчатой ленте величина S приблизительно в 2 раза больше. Подставляя величину S в формулу (4.15), получим при $\varphi = 1$:

$$Q = C(0{,}9B - 0{,}05)^2 w \rho_н. \qquad (4.16)$$

Коэффициент C для плоской ленты равен 200, для желобчатой ленты $C = 400$.

Для пластинчатых транспортеров (с бортами у пластин), скребковых и вибрационных транспортеров

$$S = B \cdot h,$$

где B — ширина пластин или желоба, м;

h — высота бортов у пластин или желоба (для вибрационных транспортеров h — высота слоя вещества в желобе), м.

Коэффициент заполнения φ:

Транспортеры	φ
Пластинчатые	0,5÷1
Скребковые	0,5÷0,9
Вибрационные	0,5÷0,8

Меньшие значения φ принимают для мелкокусковых, большие – для крупнокусковых веществ.

Для *винтовых транспортеров* $S = \frac{\pi D^2}{4}$ (D — диаметр винта, м). Подставляя в формулу (4.15) это значение S, а также значение w, по уравнению (4.14) получим

$$Q = 60\frac{\pi D^2}{4} t n \rho_н \varphi \quad \text{т/ч}, \qquad (4.17)$$

при этом $\varphi = 0{,}125 \div 0{,}4$ (меньшие значения берутся для тяжелых, крупных и истирающих материалов, большие — для мелких и порошкообразных).

2. *Материал перемещается в ковшах* (перемещение элеваторами).

Производительность вычисляется по формуле

$$Q = 3{,}6\frac{V}{a} w \rho_н \varphi \quad \text{т/ч}, \qquad (4.18)$$

где V — емкость ковша, л;

a — расстояние между ковшами, м;

w — скорость движения, м/с;

$\rho_н$ — насыпная масса вещества, т/м^3;

φ — коэффициент заполнения ковшей (для порошкообразных материалов — $0{,}75 \div 0{,}95$, для кусковых веществ — $0{,}4 \div 0{,}8$).

3. *Материал перемещается в виде штучных грузов.*

Примем массу каждого груза M кг и расстояние между ними a м, тогда при скорости w м/с производительность будет такой:

$$Q = 3{,}6\frac{M}{a} w \quad \text{т/ч}. \qquad (4.19)$$

Мощность, потребная для устройств непрерывного транспорта

Потребная мощность на ведущем валу рассчитывается по уравнению

$$N_0 = (N_1 + N_2 + N_3)\, K_3 + N_4 \quad \text{кВт}. \qquad (4.20)$$

Работа, затрачиваемая на подъем материала, равна производительности Q т/ч, умноженной на ускорение силы тяжести g м/с и высоту подъема H м, т.е. $Q \cdot g \cdot H$ кДж/ч.

Отсюда мощность, расходуемая на подъем материала, будет равна:

$$N_1 = \frac{Q \cdot g \cdot H}{3600} = \frac{Q\, 9{,}81 \cdot H}{3600} = \frac{Q \cdot H}{367} \quad \text{кВт}. \qquad (4.21)$$

Мощность, расходуемая на преодоление вредных сопротивлений при перемещении материала (трение вещества о желоб и др.):

$$N_2 = \frac{K_1 Q L}{367} \quad \text{кВт}. \qquad (4.22)$$

Мощность, расходуемая на преодоление сопротивления тягового органа (ленты или цепи) при холостом ходе:

$$N_3 = \frac{K_2 w L}{367} \quad \text{кВт}. \qquad (4.23)$$

Обозначения в формулах (4.20) — (4.23):

Q — производительность, т/ч;

H — высота подъема, м;

L — длина транспортера, м;

w — скорость движения, м/с;

K_1 и K_2 — коэффициенты сопротивления, определяемые из опыта;

K_3 — коэффициент запаса на неучтенные сопротивления;

N_1 — мощность, расходуемая на работу срабатывающего устройства, кВт.

Мощность электродвигателя определяется по уравнению

$$N = \frac{N_0 K}{\eta}, \qquad (4.24)$$

где K — коэффициент, учитывающий условия работы транспортера ($K = 1{,}1 \div 1{,}4$, меньшие значения выбирают при легких условиях);

η — КПД привода (0,6÷0,85).

Для *ленточных транспортеров* $K_1 = 0{,}054$, коэффициент K_2 имеет следующие значения при различной ширине ленты:

Ширина ленты, мм	400	500	650	800	1000	1200	1400
K_2	5,2	6,4	8	10,4	14	17	20,2

Коэффициент K_3 определяется в зависимости от длины транспортера:

Длина транспортера, м	<15	15÷30	30÷45	> 45
K_3	1,2	1,1	1,05	1,0

Мощность N_4 (в кВт) находят по нижеприведенным формулам для сбрасывающего ножа: $N_4 = 0{,}01QB$ (где B — ширина ленты, м); для барабанного сбрасывателя: $N_4 = 0{,}225\ (N_0 - N_4) + 0{,}005Q$; для самоходного барабанного сбрасывателя: $N_4 = 0{,}275\ (N_0 - N_4) + 0{,}005Q + 0{,}4$.

Для *пластинчатых транспортеров* $K_1 = 0{,}11$, $K_3 = 1{,}1$, коэффициент K_2 определяется по уравнению

$$K_2 = 48 \cdot B + A,$$

где B — ширина пластин, м;

$A = 52 \div 80$ (в зависимости от условий работы транспортера).

Для *скребковых транспортеров* $K_2 = 0$, $K_3 = 1$, а коэффициент K_1 определяется по табл. 4.1:

Таблица 4.1

Транспортеры	Производительность, т/ч					
	4,5	9	18	27	36	45
	коэффициент K_1					
с роликовыми цепями	2,25	1,7	1,3	1,1	1,05	0,7
с безроликовыми цепями	4,2	3,0	2,25	1,9	1,7	1,6

Для *винтовых транспортеров* $K_2 = 0$, $K_3 = 1$, $K_1 = 1{,}2 \div 4$ (меньшие значения — для неистирающих материалов, большие — для истирающих и липких материалов).

Для *вибрационных транспортеров* $K_1 = 6 \div 10$, $K_2 = 0$, $K_3 = 0$.

Для *элеваторов* $K_1 = 0$, $K_3 = 1{,}15$, $K_2 = kQ$, причем при расчете мощности N_3 по формуле (4.23) вместо L подставляют высоту подъема H, а значение k определяют по табл. 4.2.

Таблица 4.2

Элеваторы	Ковши	Производительность, т/ч				
		<10	10÷25	25÷50	50÷100	>100
Ленточный	Обычные	0,84	0,7	0,63	0,56	0,39
	Чешуйчатые	–	–	0,58	0,53	0,48
Одноцепной	Обычные	1,24	0,91	0,68	0,57	–
	Чешуйчатые	–	0,77	0,59	0,49	–
Двухцепной	Обычные	–	1,36	1,13	0,91	0,68
	Чешуйчатые	–	–	–	0,77	0,63

Пример 4.4. Определить ширину ленты наклонного ленточного транспортера для перемещения фосфоритной муки, производительность $Q = 160$ т/ч.

Решение. Насыпная масса фосфоритной муки $\rho_н = 1{,}6$ т/м^3, скорость ленты w принимаем 0,75 м/с. Выбираем желобчатую ленту и, решая уравнение (4.16) относительно B, находим желаемую ширину ленты:

$$B = 0{,}056\sqrt{\frac{Q}{w\rho_н}} + 0{,}05 = 0{,}056\sqrt{\frac{160}{0{,}75 \cdot 1{,}6}} + 0{,}05 \cong 0{,}7 \text{ м}.$$

Принимаем ширину ленты $B = 800$ мм (ГОСТ 20—57).

Студенту предлагается убедиться, что при плоской ленте ее ширину необходимо увеличить до 1000 мм.

Пример 4.5. Определить мощность электродвигателя для транспортера, работающего в условиях, указанных в примере 4.4, если длина транспортера $L = 120$ м, высота подъема $H = 15$ м и сбрасывание производится при помощи сбрасывающего ножа.

Решение. Мощность, расходуемую на подъем материала, определяем по формуле (4.21):

$$N_1 = \frac{160 \cdot 15}{367} = 6{,}53 \text{ кВт}.$$

Мощность, расходуемую на преодоление вредных сопротивлений при перемещении материала, определяем по формуле (4.22) при $K_1 = 0{,}054$:

$$N_2 = \frac{0{,}054 \cdot 160 \cdot 120}{367} = 2{,}82 \text{ кВт}.$$

Мощность, расходуемую на преодоление сопротивления ленты при холостом ходе, находим по формуле (4.23) при $K_2 = 10{,}4$:

$$N_3 = \frac{10{,}4 \cdot 0{,}75 \cdot 120}{367} = 2{,}55 \text{ кВт}.$$

Мощность, затрачиваемая на работу сбрасывающего ножа:

$$N_4 = 0{,}01\ QB = 0{,}01 \cdot 160 \cdot 0{,}8 = 1{,}28 \text{ кВт}.$$

Мощность на приводном валу при $K_3 = 1$:

$$N_0 = (6{,}53 + 2{,}82 + 2{,}55) \cdot 1 + 1{,}28 \cong 13{,}2 \text{ кВт}.$$

Мощность электродвигателя при $K = 1{,}3$ и $\eta = 0{,}85$:

$$N = \frac{13{,}2 \cdot 1{,}3}{0{,}85} \cong 20\,\text{кВт}.$$

Пример 4.6. Определить производительность горизонтального ленточного транспортера (для перемещения аммония сульфата) с плоской лентой шириной $B = 500$ мм при скорости движения ленты $w = 0{,}5$ м/с. Определить также, на сколько следует повысить скорость перемещения ленты для достижения производительности транспортера $Q = 30$ т/ч.

Решение. Производительность транспортера по формуле (4.16) при насыпной массе аммония сульфата $\rho_н = 0{,}74$ т/м^3 такова:

$$Q = 200 \cdot (0{,}9 \cdot 0{,}5 - 0{,}05)^2\, 0{,}5 \cdot 0{,}74 = 11{,}8 \text{ т/ч}.$$

В соответствии с формулой (4.16) производительность транспортера пропорциональна скорости ленты, отсюда для повышения производительности до 30 т/ч необходима следующая скорость ленты:

$$w = 0{,}5 \cdot \frac{30}{11{,}8} = 1{,}27\,\text{м/с}.$$

С повышением Q и w возрастает необходимая мощность, следовательно, необходимо проверить, достаточна ли мощность используемого электродвигателя.

Пример 4.7. Рассчитать горизонтальный винтовой транспортер для перемещения бентонита (размер кусков 25÷30 мм), длина транспортера $L = 40$ м, производительность $Q = 20$ т/ч.

Решение. В соответствии с размерами кусков перемещаемого материала принимаем диаметр винта $D = 300$ мм и шаг $S = 0{,}8$ D $= 0{,}8 \cdot 300 = 240$ мм. Принимая коэффициент заполнения $\varphi = 0{,}31$, определяем по формуле (4.17) необходимое число оборотов винта при насыпной массе бентонита $\rho_н = 0{,}9$ т/м^3:

$$n = \frac{Q}{60 \cdot 0{,}785 D^2 S \rho_н \varphi} = \frac{20}{60 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}3^2 \cdot 0{,}24 \cdot 0{,}9 \cdot 0{,}3} = 73\ \text{об/мин}.$$

Максимальное число оборотов найдем по формуле (4.13) при $a = 45$:

$$n_{max} = \frac{45}{\sqrt{0{,}3}} = 82{,}5\ \text{об/мин}.$$

Следовательно, требуемое число оборотов меньше максимального.

Принимая $K_1 = 2{,}5$, находим по формуле (4.22) мощность N_2:

$$N_2 = \frac{2{,}5 \cdot 20 \cdot 40}{367} = 5{,}45\,\text{кВт}.$$

Так как $N_1 = N_3 = N_4 = 0$ и $K_3 = 1$, мощность на приводном (ведущем валу) $N_0 = N_2 = 5{,}45$ кВт. При $K = 1{,}1$ и $\eta = 0{,}85$ мощность электродвигателя такая:

$$N = \frac{5{,}45 \cdot 1{,}1}{0{,}85} \cong 7{,}1\ \text{кВт}.$$

4.5. Магнитная сепарация

С лекарственным растительным сырьем, поступающим в производство, часто попадают различные металлические предметы. Указанные предметы при попадании в измельчители могут вызвать поломку режущих деталей. Для отделения стальных, чугунных предметов от сырья, последнее пропускают тонким слоем через магнитное или электромагнитное поле.

Простейший **магнитный сепаратор** (рис. 4.17) представляет собой подковообразный постоянный магнит 1, установленный под углом 45° в течке 2 для сыпучего вещества. Высота материала в движущемся тонком слое (в течке) регулируется заслонкой 3. Задержанные магнитом предметы периодически удаляются вручную.

Недостаток постоянных магнитов — небольшая сила притяжения.

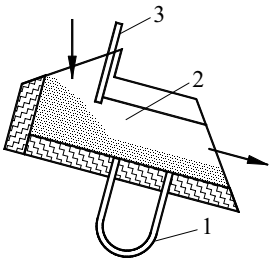


Рис. 4.17. Схема магнитного сепаратора:
1 — постоянный магнит;
2 — течка;
3 — регулирующая заслонка

Электромагнит обладает сильным магнитным полем. У электромагнита плотность магнитного поля зависит от силы тока, питающего катушки и сердечник 1 (рис. 4.18).

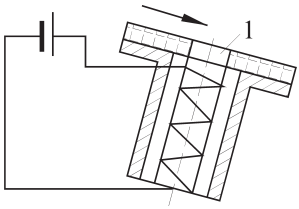


Рис. 4.18. Схема электромагнитного сепаратора с сердечником:
1 — сердечник

Электромагнитный сепаратор, изображенный на рис. 4.19, представляет собой одновременно и ведущий барабан ленточного транспортера, перемещающего растительное сырье к травокорнерезке. Указанный барабан состоит из четырех катушек 1 и пяти стальных дисков 2, которые поочередно закреплены на валу, при этом катушки снаружи покрыты латунными кольцами. Концы проводов катушек соединены последовательно и выведены наружу через полый вал к контактным кольцам, подключенным к сети постоянного тока напряжением 120 В. Ток в катушках имеет такое направление, что стороны соседних катушек, обращенные одна к другой, имеют одинаковую полярность. Стальные кольца при этом хорошо намагничиваются и притягивают через прорезиненную ленту 3 металлические предметы, последние при выходе из магнитного поля попадают на предметный стол 5.

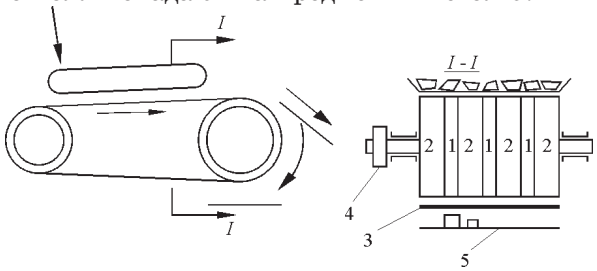


Рис. 4.19. Электромагнитный сепаратор:
1 — катушка сердечника; 2 — стальные диски; 3 — прорезиненная лента;
4 — приводной шкив; 5 — предметный стол

Список литературы:

1. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд.8-е, перераб. М.: Химия, 1971. С. 746 — 752.

2. *Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З.* Процессы и аппараты химической технологии. М.: Изд-во хим. лит-ры, 1962. С. 86 — 96.

3. *Стабников В.Н., Попов В.Д., Лысянский В.М.* Процессы и аппараты пищевых производств. Изд. 3-е, перераб. и доп. М.: Пищ. пром-сть, 1976. С. 94 — 103.

4. *Лева М.* Псевдоожижение. М.: Гостоптехиздат, 1961.

5. *Сиденко П.М.* Измельчение в химической промышленности. М.: Химия, 1968.

6. *Олевский В.А.* Конструкция и расчет механических классификаторов и гидроциклонов. М.: Госгортехиздат, 1960. 314 с.

7. *Разумов И.М.* Псевдоожижение и пневмотранспорт. Изд. 2-е. М.: Химия, 1972. 230 с.

8. *Гельперин Н.И., Айнштейн В.Г., Кваша В.Б.* Основы техники псевдоожижения. М.: Химия, 1967. 664 с.

Глава 5. ОБРАБОТКА МАТЕРИАЛОВ ПРЕССОВАНИЕМ

На предприятиях химико-фармацевтической промышленности прессование осуществляют при

а) отделении жидкости из твердых материалов;

б) прессовании сыпучих материалов.

Подробнее рассмотрим каждый из указанных процессов.

5.1. Отделение жидкости из твердых материалов

5.1.1. Характеристика процесса

Прессование твердых материалов для отделения из них жидкостей широко используют в фитохимическом производстве при получении настоек, жидких, густых и сухих экстрактов, лекарственных соков из растений, ягод, плодов. В масложировом производстве при получении масла из маслосодержащих семян — сливы, абрикосы, персиков и т.д. применяют прессование.

Отделение жидкости из материала сопровождается разрушением клеточной структуры исходного сырья и выделением жидкости из клеток.

Движение отжимаемой жидкости в прессуемом материале подобно процессу фильтрации, при котором жидкость проникает в материал по капиллярам различных сечения и кривизны.

Количество жидкости V, проходящей через капилляр за единицу времени, в соответствии с уравнением Пуазейля, представим в следующем виде:

$$V = \frac{\pi \Delta P d^4}{128 \mu l} \ \text{м}^3/\text{с}, \qquad (5.1)$$

где ΔP — перепад давлений в капилляре, Н/м^2;

d — диаметр капилляра, м;

μ — абсолютная вязкость жидкости, Н · с/м^2;

l — длина капилляра, м.

В соответствии с уравнением (5.1) количество жидкости, проходящей через капилляр в единицу времени, пропорционально перепаду давлений, сечению капилляра и обратно пропорционально вязкости жидкости и длине капилляра. Отсюда увеличение давления способствует более полному отделению жидкости, но чрезмерное повышение давления уменьшает сечение капилляра, следовательно, и скорость отделения.

Необходимое рабочее давление при прессовании находится опытным путем с учетом структурно-механических свойств материала и качества извлекаемой жидкости. Из уравнения (5.1) видно, что скорость извлечения жидкости повышается с уменьшением ее вязкости и поэтому, если позволяет технологический процесс, прессуемый материал подвергают нагреванию.

5.1.2. Устройство прессов для отделения жидкости

По характеру работы машины для отделения жидкости подразделяют на прессы периодического и непрерывного действий, а по способу осуществления давления — на механические, гидравлические и пневматические.

Дифференциальный пресс (рис. 5.1) состоит из двух траверсов 6, двух колонн 7 и перфорированного цилиндра 8. Давление может достигать 100 атм. Оно регулируется с помощью дифференциальной головки 1. При повороте неравноплечего рычага 2 в одну сторону (вокруг точки опоры 3) клинья 4 упираются в отверстия нижележащего диска 5, в результате этого винт пресса опускается вниз. Обратное движение рычага будет холостым, поскольку клинья поднимаются и выходят из отверстий нижнего диска. При повторном движении рычага клинья снова падают в отверстия нижнего диска и винт пресса 9 совершает очередной поворот. При последующих движениях рычага винт пресса опускается все ниже, создавая сильное давление на прессуемый материал при затрате значительно меньших усилий, чем на обычном винтовом прессе.

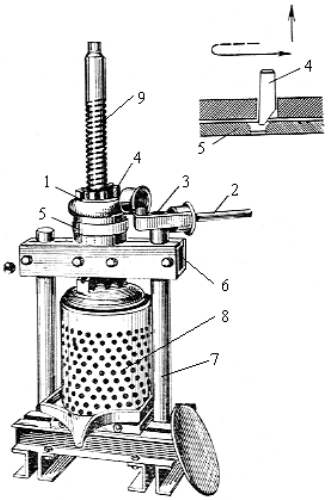


Рис. 5.1. Дифференциальный пресс: 1 — дифференциальная головка; 2 — неравноплечный рычаг; 3 — точка опоры; 4 — клинья; 5 — нижний диск; 6 — траверсы; 7 — колонны; 8 — перфорированный цилиндр; 9 — винт пресса

Для подъема винта следует переставить клинья так, чтобы их углы были направлены в противоположную сторону.

Корзиночный пресс периодического действия с гидравлическим приводом (рис. 5.2) используется для отделения соков из плодов и ягод.

Он состоит из насоса 2, цилиндра 3, плунжера 4. Плунжер изготовлен сверху в виде площадки 5, куда устанавливается корзина 6.

Корзина выполнена из дубовых планок сечением 25÷30 мм х х 50÷60 мм. С помощью разъемных обручей планки скрепляются так, чтобы между ними образовались зазоры шириной 5÷10 мм для выхода сока. Дно корзины состоит из дренажной решетки. Диаметр корзины — 1,2÷1,5 м, высота — 1,2 м.

Обрабатываемый материал загружается в корзину 6. Сверху на материал укладывают круг из дубовых досок и на него кладут деревянные брусья. Под давлением жидкости, нагнетаемой насосом из сборника 1 в цилиндр 3, плунжер с корзиной поднимается. Отделение сока осуществляется за счет прессования материала между площадкой 5 и плитой 7, укрепленной в перекладине 8. Через дренажное днище и зазоры планок корзины сок стекает в приемник. По завершению прессования жидкость из цилиндра спускается в сборник 1 и плунжер с корзиной опускается вниз.

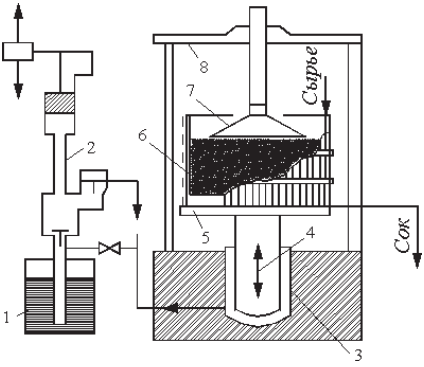


Рис. 5.2. Схема корзиночного пресса с гидравлическим приводом:
1 — сборник для жидкости;
2 — насос; 3 — цилиндр;
4 — плунжер; 5 — площадка;
6 — корзина; 7 — неподвижная плита;
8 — перекладина

Рассмотренный пресс выгодно отличается от конструкции, в которой гидравлическая система расположена сверху, так как исключается попадание масла в прессуемый материал и не требуется специального устройства для возвращения корзины в исходное положение. Сила P, создаваемая плунжером, зависит от давления масла в цилиндре $P_м$ и площади поперечного сечения плунжера:

$$P = P_м F_п \eta, \qquad (5.2)$$

где η — коэффициент, учитывающий потери на трение в уплотнениях, $\eta = 0{,}85 \div 0{,}9$.

Давление, передаваемое на прессуемый материал $F_п$ в корзине площадью $F_к$, равно:

$$F_п = \frac{P}{F_к} \text{ Н/м}^2 . \qquad (5.3)$$

Гидравлические прессы создают давление на материал до 12 бар (1 бар = 10^5 Н/м^2). Указанные прессы периодического действия трудоемки и громоздки в обслуживании, так как много времени занимают подготовительные работы, поэтому осуществляется их замена на прессы непрерывного действия.

Шнековый пресс непрерывного действия используется для отделения соков из плодов и ягод, растительного масла из семян, извлечений из лекарственных растений и выделения воды из жома.

Конструкцию горизонтального шнекового пресса см. на рис. 5.3.

Сетчатый цилиндр 1 помещен в корпус 2, где расположен шнек 3 с уменьшающимся шагом, благодаря последнему и достигается сжатие материала. Загруженный в бункер 4 материал захватывается шнеком, перемещается им по сетчатому цилиндру

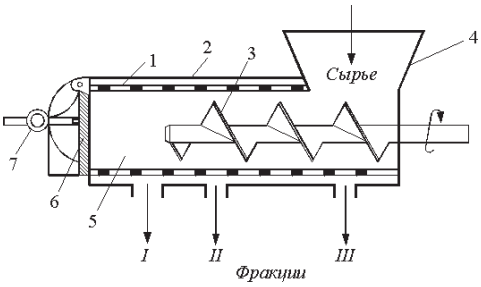


Рис. 5.3. Шнековый пресс:
1 — сетчатый цилиндр; 2 — корпус; 3 — шнек; 4 — бункер; 5 — камера давления; 6 — крышка; 7 — противовес

и сжимается, а отделяемый различной мутности сок отводится через отверстия (I, II, III) в днище корпуса по фракциям. Окончательное извлечение сока из жома достигается в камере давления 5. Выходной люк пресса закрывается откидной крышкой 6 с противовесом 7. Крышка открывается при превышении давления противовеса, при этом прессуемая масса будет выходить из камеры давления.

Двухшнековый пресс, показанный на рис. 5.4, состоит из шнеков, вращающихся в разные стороны.

Шнек 1 насажен на полый вал 2, внутри которого проходит полый вал 3. Последний вращается вместе с насаженным на него вторым шнеком 4 в направлении, противоположном направлению вращения первого шнека. Оба шнека размещены в сетчатом цилиндре 5 и вращаются с одинаковой скоростью от конических шестерен 6 и 7. Загруженное через бункер 10 сырье попадает на шнек 1 и передвигается им к шнеку 4. В зоне между двумя шнеками происходит рыхление сырья (вследствие перемены направления вращения) и оно подвергается усиливающемуся сжатию, последнее достигает максимума в зоне установки конуса 8. Отжатый сок в виде фракций различной мутности выводится из трех зон подситового пространства, а отжатая мезга удаляется через кольцевой зазор 9, образуемый сетчатым цилиндром 5 и конусом 8. Сок, отжимаемый из мезги, перед выходом ее за пределы пресса выводится через сетчатый цилиндр 11, полый вал 3 и трубку 12. Скорость отделения сока регулируют перемещением конуса 8.

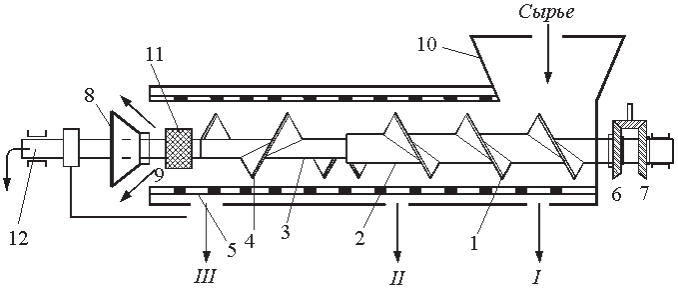


Рис. 5.4. Двухшнековый пресс:
1 — первый шнек; 2 — первый вал; 3 — второй вал; 4 — второй шнек; 5 — сетчатый корпус; 6,7 — приводные шестерни; 8 — конус; 9 — кольцевой зазор; 10 — бункер; 11 — сетчатый цилиндр; 12 — трубка для сока

Пневматический пресс. Давление в пневматических прессах создается сжатым воздухом. Подобные прессы используют для получения виноградного сока из мезги и целых ягод винограда. Вследствие того что отжимаемый виноград при этом не измельчается и не нарушается структура кожуры, гребней и семян, сок получается высокого качества.

Корпус 1 пневматического пресса (рис. 5.5) изготовлен в виде перфорированного барабана с отверстиями размером 1,2х20 мм. С двух сторон барабан закрывается крышками 2, по длине барабана размещены люки для загрузки сырья (после загрузки люки закрываются крышками).

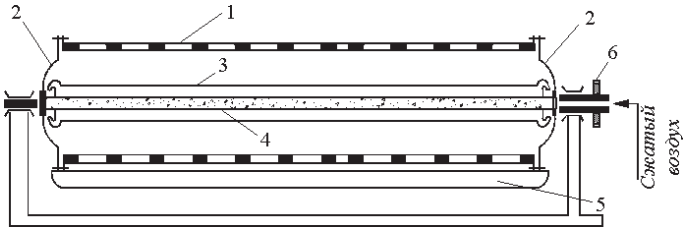


Рис. 5.5. Пневматический пресс:
1 — корпус; 2 — крышки; 3 — резиновый цилиндр; 4 — труба; 5 — поддон; 6 — приводная шестерня

В середине барабана установлен цилиндр 3 из листовой резины, в него через трубу 4 с отверстиями нагнетается сжатый воздух давлением 5÷6 бар. Под воздействием воздуха цилиндр раздувается и создает необходимое давление на загруженное сырье. Из разрушенных ягод сок вытекает из барабана в поддон 5. По завершении процесса воздух выпускают из резинового цилиндра и при открытых люках вращают барабан, при этом он освобождается от жома.

В процессе работы пресса осуществляют несколько рыхлений прессуемого материала путем вращения барабана. При этом предварительно выпускают воздух из резинового цилиндра.

Вальцевый пресс применяется для отделения лекарственного сока из свежего растительного материала (подорожника, ландыша, коланхоэ и др.), он состоит из двух полых перфорированных валков (рис. 5.6), вращающихся навстречу друг другу. Отжатый сок из мезги проходит через отверстия внутрь валков и затем отводится из них, а мезга продавливается вниз в приемник.

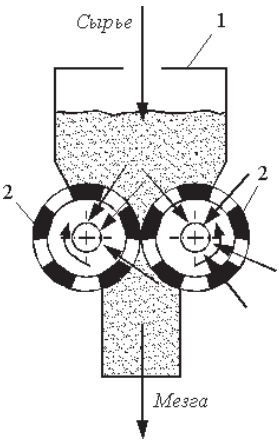


Рис. 5.6. Схема вальцевого пресса:
1 — бункер; 2 — полые перфорированные валки

5.2. Уплотнение сыпучих материалов

Прессование сыпучих материалов широко применяется при производстве брикетов из лекарственных растений, экстрактов для лечебных ванн и таблеток (см. т. 2 настоящего издания).

Чтобы получаемые брикеты были прочными и не рассыпались, материалы следует прессовать с применением предварительной подготовки (грануляция), добавлять к массе связывающую жидкость или склеивающие вещества.

Прессование осуществляется в специальных матрицах при помощи пуансонов. При этом увеличивается плотность прессуемого материала и механическая прочность его за счет сцепления кристаллов, частиц и действия капиллярных сил, возникающих при уплотнении материала.

Уплотнение материала характеризуется коэффициентом прессования β, последний определяется по уравнению

$$\beta = \frac{V_1 - V_2}{V_1} 100\ ,\ \%\ , \qquad (5.4)$$

где V_1 — объем материала до прессования;

V_2 — объем материала после прессования.

Степень прессования зависит от рабочего давления, физико-химических свойств прессуемой массы, конструкции пресса и других факторов. На рис.5.7 представлена схема карусельного пресса для брикетирования лекарственных веществ и растительного лекарственного сырья:

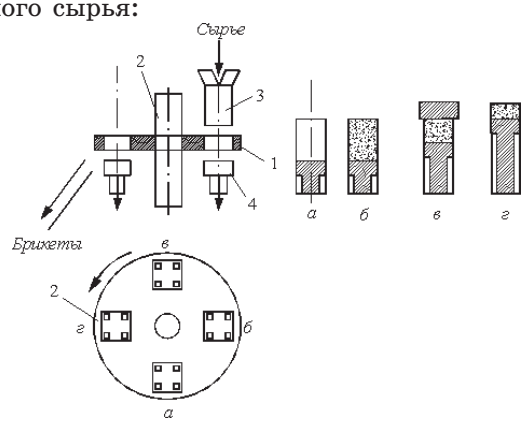


Рис. 5.7. Схема работы карусельного пресса для брикетирования растительного лекарственного сырья:
1 — круг; 2 — вал; 3 — матрицы; 4 — пуансон

Карусельный пресс имеет вращающийся круг 1, установленный горизонтально на вертикальном валу 2. Круг имеет четыре симметричные прорези (*а, б, в, г*) прямоугольного сечения, в которые вставлены матрица 3, куда поступают влажное растительное сырье или лекарственное средство. Пресс имеет 4 пуансона, каждый из которых является дном соответствующей матрицы. С помощью

кривошипно-шатунного механизма пуансон совершает возвратно-поступательные движения по вертикали.

Карусель (круг), вращаясь со скоростью 6÷8 об/мин, в течение каждого оборота останавливается 4 раза на 1÷1,5 с в положениях *а, б, в, г*.

Соответственно в положении *а* пуансон опускается в нижнее положение. В положении *б* матрица наполняется влажным лекарственным растительным сырьем из питателя. В положении *в* матрица сверху закрывается плитой, а пуансон, двигаясь вверх, прессует материал. В положении *г* после отвода плиты пуансон выталкивает спрессованный материал из матрицы на движущийся транспортер.

Производительность пресса определяется количеством лекарственного растительного сырья, получаемого с каждой матрицы за одно прессование, и количеством прессований в одну минуту. Производительность карусельного пресса определяют по уравнению

$$G = \frac{ZmnqK}{1000} \text{ кг/сут}, \qquad (5.5)$$

где Z — время работы пресса в течение суток, мин;

m — число прессований в минуту;

n — количество брикетов, получаемых при одном прессовании;

Q — масса одного брикета, г;

K — выход товарного лекарственного растительного сырья, %;

1000 — число граммов в 1 кг.

Пример 5.1. Определить производительность карусельного пресса для лекарственного растительного сырья (измельченная трава череды трехраздельной). Объем брикета V = 98 см^3, плотность прессуемого лекарственного сырья ρ = 0,76 г/см^3, количество брикетов, получаемых при прессовании, n = 8, число прессований в минуту m = 32. Выход товарного лекарственного сырья K = 94 %. Пресс работает 22 ч/сут.

Решение. Производительность пресса определяем по уравнению (5.5):

$$G = \frac{Z\,m\,n\,q\,K}{1000} = \frac{22 \cdot 60 \cdot 32 \cdot 8 \cdot 98 \cdot 0{,}76 \cdot 94}{1000 \cdot 100} = 23{,}658 \text{ кг/сут}.$$

Список литературы:

1. *Муравьев И.А.* Технология лекарств. Изд. 3-е перераб. и доп. Т.1. М.: Медицина, 1980. С. 84 — 87.

2. *Стабников В.Н., Попов В.Д., Лысянский В.М., Редько Ф.А.* Процессы и аппараты пищевых производств. М.: Пищ. пром-сть, 1976. С. 103 —120.

3. *Белобородов В.В.* Основные процессы производства растительных масел. М.: Пищ. пром-сть, 1966. 478 с.

4. *Демчинский Ф.А.* Теория и практика прессования сахарной кашки. М.: Пищепромиздат, 1954. 210 с.

5. *Колпаков И.П.* Руководство по эксплуатации шнековых прессов ФП и ЕП при переработке подсолнечных семян. М.: Пищепромиздат, 1951. 127 с.

6. *Лунин О.Г.* К вопросу расчета штампующих механизмов для формирования печенья //Тр. ВНИИ кондитер. пром-сти. 1953. Вып. IX. С. 151 — 158.

7. *Михеев В.А.* Гидравлические прессовые установки. 2-е изд. М., 1953.

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Глава 6. ОСНОВЫ ГИДРАВЛИКИ

Перемещение газов и жидкостей, перемешивание и разделение жидких сред составляют одну из наиболее важных задач фармацевтической технологии. Протекание всех указанных процессов описывается законами гидромеханики. Поэтому такие процессы называются *гидромеханическими*.

Те законы, которые изучают равновесие сред в состоянии покоя, объединяются в гидростатику. Законы движения жидкости и газов составляют гидродинамику.

Для проведения гидромеханических процессов используют различные силы: тяжести, давления, центробежные, инерционные. Несмотря на такое различие, процессы основаны на общих законах движения жидкостей и газов.

6.1. Общие сведения

В гидравлике под единым понятием жидкости принято объединять обычные (так называемые «капельные») жидкости, а также пары и газы («упругие» жидкости), не обладающие способностью сохранять форму и занимающие весь предоставленный объем. Однако, несмотря на физические различия, законы движения жидкостей и газов практически не изменяются.

Чтобы упростить изучение законов состояния движения и покоя жидких тел, в гидравлике оперируют с понятием так называемой идеальной жидкости, абсолютно не сжимаемой при действии давления, не изменяющей своего объема с изменением температуры и не обладающей силами внутреннего трения частиц. Рассматриваемая в ряде случаев «идеальная жидкость» обладает постоянной плотностью и бесконечно большой упругостью; коэффициенты температурного расширения и внутреннего трения ее равны нулю.

6.2. Основные физические свойства жидкостей

Основными характеристиками жидкостей, используемыми в гидравлике, являются плотность, удельный вес, удельный объем, вязкость, давление и поверхностное натяжение.

Плотность. Масса единицы объема жидкости называется плотностью и обозначается через ρ:

$$\rho = \frac{m}{V} \text{ кг/м}^3, \qquad (6.1)$$

где m – масса жидкости, кг ;

V – объем жидкости, м^3.

Удельным весом γ называют вес вещества, заключенного в единице объема:

$$\gamma = \frac{G}{V} = \frac{mg}{V} = \rho g \text{ Н/м}^3, \quad (6.2)$$

где G – вес вещества, Н ;

g – ускорение свободного падения, 9,81 м/с^2.

Удельным объемом v называют объем, занимаемый единицей массы вещества:

$$v = \frac{V}{m} = \frac{1}{\rho} \text{ м}^3/\text{кг}. \quad (6.3)$$

Как видно, удельный объем и удельный вес являются производными плотности. Плотность капельных жидкостей значительно выше, чем у газов, и мало изменяется под действием давления и при изменении температуры.

Вязкость — это свойство реальной жидкости оказывать сопротивление усилиям, вызывающим относительное перемещение между соседними слоями жидкости. Вязкость проявляется только при движении жидкости и не может быть обнаружена в состоянии покоя. Как показано ниже, жидкость при течении движется слоями с различной скоростью. А это значит, что на указанные слои действуют различные силы, приводящие к такому движению.

Значение касательной силы трения T прямо пропорционально площади соприкосновения слоев F, разности скоростей движения слоев Δw и обратно пропорционально расстоянию между слоями Δn.

Тогда

$$T \sim F \frac{\Delta w}{\Delta n}. \quad (6.4)$$

Для записи равенства с вводом коэффициента пропорциональности это будет выглядеть так:

$$T = -\mu F \frac{\Delta w}{\Delta n}. \quad (6.5)$$

Знак «минус» указывает на то, что сила T оказывает тормозящее действие на слой, движущийся с относительно большей скоростью.

Коэффициент пропорциональности в уравнении (6.5) называется *динамическим коэффициентом вязкости* или *вязкостью*.

В системе СИ вязкость измеряется в Па • с.

Вязкость капельных жидкостей колеблется в широких пределах и значительно снижается при возрастании температуры. Вязкость же газов, наоборот, увеличивается при повышении температуры, а вот влияние давления носит сложный характер: при умеренных давлениях вязкость практически не изменяется, а, начиная с некоторого, при повышении возрастает.

Давление. Жидкость оказывает давление на дно и стенки сосуда, в котором она находится, а также на поверхность любого погруженного в нее тела. Отношение силы действия P на площадь поверхности называется давлением и определяется так:

$$P = \frac{\mathrm{P}}{F}. \qquad (6.6)$$

Давление, выраженное в Па, и единицы столба жидкости имеют простую связь:

$$P = \rho\, g\, H, \qquad (6.7)$$

где H – высота столба жидкости, м.

Таким образом, между единицами давления существует зависимость:

1 *атмосфера физическая* (1 атм) = 760 мм рт.ст. =
= 10,33 м вод. ст. = 1,033 кгс/см^2 = $1{,}013 \cdot 10^5$ Па.

1 *атмосфера техническая* (1атм) = 735,6 мм рт.ст. =
= 10 м вод. ст. = 1кгс/см^2 = $9{,}81 \cdot 10^4$ Па.

На практике давление измеряют приборами — манометрами и вакуумметрами. Причем они измеряют не абсолютное давление $P_{абс}$, а разность между абсолютным и атмосферным $P_{атм}$ давлениями. Если давление выше атмосферного, то манометры показывают избыточное давление $P_{изб}$. Тогда абсолютное давление находится так:

$$P_{абс} = P_{изб} + P_{атм}. \qquad (6.8)$$

Если же давление ниже атмосферного, то вакуумметры показывают давление разряжения $P_{разр}$. В этом случае

$$P_{абс} = P_{атм} - P_{разр}. \qquad (6.9)$$

Поверхностное натяжение. В ряде процессов фармацевтической технологии необходимо создавать развитую поверхность между взаимодействующими фазами. Для создания новой поверхности необходимо затрачивать некую энергию. Поэтому работу, требуемую для образования единицы новой поверхности, называют поверхностным натяжением σ.

В системе СИ поверхностное натяжение измеряется в Н/м.

6.3. Гидростатика. Основное уравнение гидростатики

В гидростатике изучается равновесие жидкостей, находящихся в состоянии относительного или абсолютного покоя. Под относительным покоем понимается такое состояние, при котором в движущейся жидкости отдельные частицы не перемещаются относительно друг друга. Жидкость внутри неподвижного сосуда находится в абсолютном покое.

Независимо от вида покоя на жидкость действуют силы тяжести и давления. Соотношение между этими силами определяет условия равновесия жидкости.

Выделим в жидкости, находящейся в равновесии, элементарный параллелепипед объемом dV с ребрами dx, dy, dz (рис. 6.1).

Согласно основному принципу статики сумма проекций на оси координат всех сил, действующих на выделенный и находящийся в равновесии параллелепипед, должна быть равна нулю. В покоящейся жидкости действуют сила тяжести: $gdm = g\rho dV$ и сила

гидростатического давления, которая в общем случае является функцией всех трех пространственных координат, т.е. $P = f(x, y, z)$.

Рассмотрим сумму проекций сил на ось Z. Сила гидростатического давления, равная $pdxdy$ и проектируемая на ось Z, действует по нормали к грани dx, dy. На противоположную грань, где изменение гидростатического давления в направлении оси Z равно $\partial P/\partial z$, и по всей длине ребра dz давление составит $\frac{\partial P}{\partial z} dz$: действует сила, равная

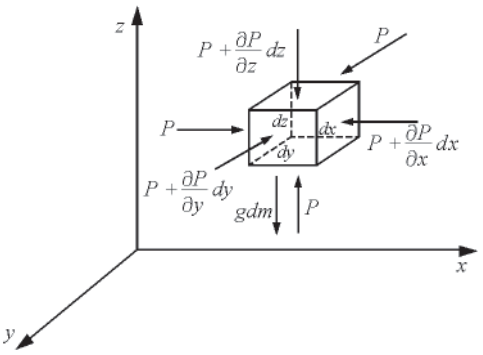


Рис. 6.1 К выводу дифференциального уравнения равновесия Эйлера

$$\left(P + \frac{\partial P}{\partial z} dz \right) dx dy .$$

Проекция равнодействующей силы давления на ось Z, очевидно, будет равна:

$$P dx dy - \left(P + \frac{\partial P}{\partial z} dz \right) dx dy = - \frac{\partial P}{\partial z} dx dy dz = - \frac{\partial P}{\partial z} dV ,$$

следовательно, сумма проекций всех сил на ось Z:

$$- \frac{\partial P}{\partial z} dV - \rho g dV = 0$$

или после сокращения на dV, так как $dV \neq 0$:

$$- \frac{\partial P}{\partial z} - \rho g = 0 .$$

Аналогично по осям X и Y окончательно получим

$$\begin{cases} - \dfrac{\partial P}{\partial x} = 0 \\ - \dfrac{\partial P}{\partial y} = 0 \\ - \dfrac{\partial P}{\partial z} - \rho g = 0 . \end{cases} \qquad \textbf{(6.10)}$$

Эти уравнения носят название дифференциальных уравнений равновесия Эйлера.

Для получения закона распределения давления во всем объеме покоящейся жидкости следует проинтегрировать эту систему уравнений.

После интегрирования первых двух уравнений можно сделать вывод, что у покоящейся жидкости давление остается одинаковым во всех точках любой горизонтальной плоскости.

Тогда частную производную в третьем уравнении можно заменить на полную и, следовательно,

$$-\rho g - \frac{dP}{dz} = 0,$$

$$-\rho g dz - dP = 0$$

или

$$dz + \frac{1}{\rho g} dP = 0 \ .$$

Для несжимаемой однородной жидкости можно записать:

$$dz + d\left(\frac{P}{\rho g}\right) = 0$$

или

$$d\left(z + \frac{P}{\rho g}\right) = 0$$

и окончательно после интегрирования:

$$z + \frac{P}{\rho g} = \text{const} \ . \qquad (6.11)$$

Это уравнение для двух произвольных горизонтальных плоскостей примет вид

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho g} . \qquad (6.12)$$

Это уравнение является *основным уравнением гидростатики*.

Член z в уравнении (6.11), представляющий собой высоту расположения данной точки над произвольно выбранной плоскостью сравнения, называется *нивелирной высотой* или *геометрическим напором*, характеризуя удельную потенциальную энергию положения данной точки над выбранной плоскостью сравнения.

Величину $P/\rho g$ называют напором давления, или пьезометрическим напором, который характеризует удельную потенциальную энергию давления в этой точке.

Следовательно, основное уравнение гидростатики представляет собой частный случай закона сохранения энергии: удельная потенциальная энергия во всех точках покоящейся жидкости есть величина постоянная.

Уравнение (6.12) можно записать в виде

$$z_1 \rho g + P_1 = z_2 \rho g + P_2 \qquad (6.13)$$

или

$$P_1 = P_2 + \rho g(z_1 - z_2). \qquad (6.14)$$

Это уравнение выражает закон Паскаля: давление, создаваемое в любой точке покоящейся несжимаемой жидкости, передается всем точкам ее объема.

6.4. Некоторые практические приложения основного уравнения гидростатики

Принцип сообщающихся сосудов

Два открытых сообщающихся между собой сосуда заполнены однородной жидкостью (рис. 6.2) с плотностью ρ. Выберем некоторую произвольную точку *O* на плоскости сравнения. Можно для точки *O* написать: $P_O = P_a + \rho g z_1$, если рассматривать точку *O* как относящуюся к сосуду *а*, и $P_O = P_б + \rho g z_2$, если рассматривать ее как точку, относящуюся к сосуду *б*.

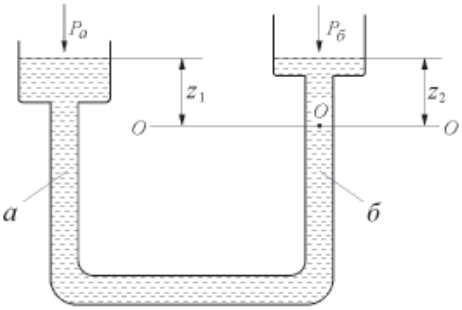


Рис. 6.2. Сообщающиеся сосуды *а* и *б* с однородной жидкостью

При наличии равновесия

$$P_a + \rho g z_1 = P_б + \rho g z_2 \qquad (6.15)$$

и если давление в сосудах одинаковое (например, оба сообщены с атмосферой, т.е. $P_a = P_б = P_{атм}$), то

$$z_1 = z_2. \qquad (6.16)$$

Таким образом, в открытых сообщающихся сосудах, заполненных однородной жидкостью, последняя располагается на одинаковых уровнях и не зависит от формы и поперечного сечения сосудов. Если же давления в сосудах различны, то жидкость займет различные уровни:

$$\frac{P_a - P_б}{\rho g} = z_2 - z_1. \qquad (6.17)$$

Если заполнить сообщающийся сосуд разнородными несмешивающимися жидкостями (рис. 6.3) с плотностями ρ_1 и ρ_2, то, проведя плоскость сравнения *O–O* через границу между двумя слоями жидкости, получим

$$P_{атм} + \rho_1 g z_1 = P_{атм} + \rho_2 g z_2,$$

откуда

$$\frac{z_1}{z_2} = \frac{\rho_2}{\rho_1}. \qquad (6.18)$$

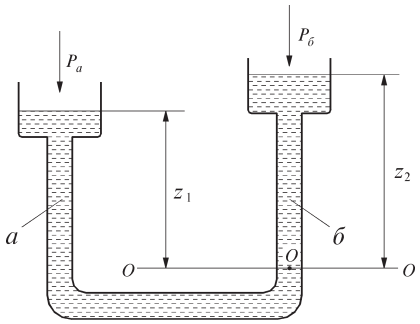


Рис. 6.3. Сообщающиеся сосуды *а* и *б* с разнородными жидкостями

В этом случае высоты уровней жидкостей, отсчитываемые от поверхности раздела, обратно пропорциональны их плотностям.

Пневматическое измерение количества жидкости в резервуарах (рис. 6.4)

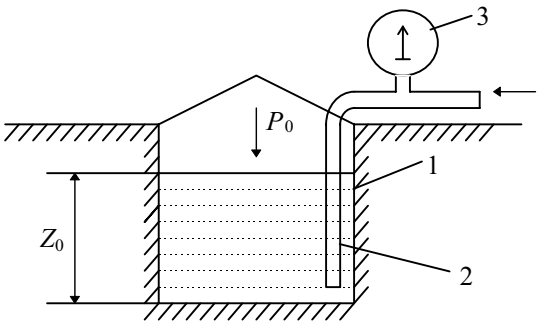


Рис. 6.4. Пневматическое измерение уровня

Для определения объема жидкости в резервуаре 1 в него помещают трубу 2, нижний конец которой доходит почти до дна резервуара. Компрессором в трубу нагнетают воздух или какой-нибудь другой инертный газ. Когда воздух преодолевает сопротивление столба жидкости в резервуаре, давление P (избыточное давление), фиксируемое манометром 3, перестанет возрастать и будет равно:

$$P + P_{атм} = P_0 + \rho g z_0 , \qquad (6.19)$$

откуда логично по показаниям манометра P и известного давления над жидкостью P_0 в резервуаре определить высоту заполнения:

$$z_0 = \frac{P + P_{атм} - P_0}{\rho g}. \qquad (6.20)$$

По найденной величине z_0 и известной площади поперечного сечения резервуара определяют объем находящейся в нем жидкости.

Давление жидкости на дно и стенки сосуда

При помещении жидкости в сосуд гидростатическое давление на дно сосуда во всех точках одинаково, но на боковые стенки возрастает с увеличением глубины погружения.

Давление на дно сосуда не зависит от формы и угла наклона боковых стенок и определяется следующим образом:

$$P = P_0 + \rho g H, \qquad (6.21)$$

где P_0 – давление над жидкостью, Па;

ρ – плотность жидкости, кг/м;

H – высота уровня жидкости, м^3.

Гидростатическое давление жидкости на вертикальную стенку сосуда изменяется по высоте:

$$P + P_{атм} = P_0 + \rho g h, \qquad (6.22)$$

где h — расстояние от верхнего уровня жидкости до заданного места, м.

6.5. Гидродинамика. Основные характеристики движения жидкостей

При течении жидкостей движущей силой является разность давления, которая создается с помощью насосов либо вследствие разности уровней жидкости. Законы гидродинамики позволяют определять разность давлений, необходимую для перемещения необходимого количества жидкости с требуемой скоростью, или, наоборот, скорость и расход жидкости при известном перепаде давления.

Различают установившееся и неустановившееся движение жидкости. При установившемся или стационарном движении скорость частиц потока, а также остальные характеристики (температура, давление, физико-химические параметры) не изменяются во времени.

При неустановившемся движении характеристики потока жидкости изменяются во времени. Такое движение жидкости происходит в периодических процессах или возникает при пусках и остановках аппаратов непрерывного действия.

6.5.1.Скорость и расход жидкости

Количество жидкости, протекающей через поперечное сечение потока в единицу времени, называют расходом жидкости. Различают объемный расход, измеряемый в $м^3/с$, и массовый расход, измеряемый в кг/с.

Средняя скорость $w_{ср}$ потока по назначению равна пути, пройденному потоком за единицу времени. Связь между средней скоростью и объемным расходом Q устанавливается через площадь поперечного сечения S потока зависимостью:

$$w = \frac{Q}{S}, \qquad (6.23)$$

откуда объемный расход

$$Q = w\,S, \qquad (6.24)$$

тогда массовый расход будет определяться произведением

$$M = \rho\, w\, S. \qquad (6.25)$$

6.5.2. Режим движения жидкостей

В конце XIX в. английский физик О. Рейнольдс проводил исследования движения жидкостей в трубопроводах. В своих опытах Рейнольдс вводил окрашенную жидкость в движущийся поток и через стеклянную трубу наблюдал за ее поведением (рис. 6.5).

При небольших скоростях потока окрашенная жидкость (индикатор) движется, не смешиваясь с основной массой жидкости, в виде четко выраженной тонкой нити. При этом поток устойчиво движется в трубке параллельными несмешивающимися струйками или слоями. Такое движение было названо *ламинарным*.

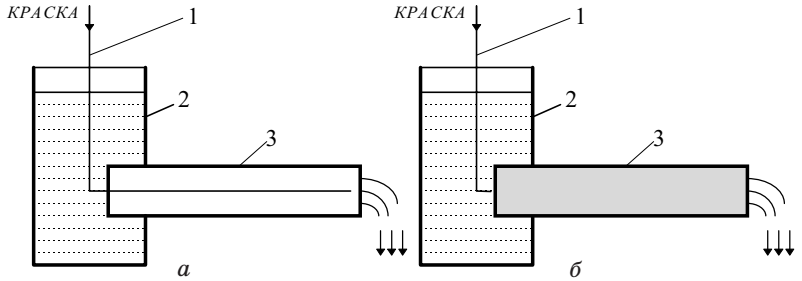


Рис. 6.5. Опыт Рейнольдса:
а – ламинарное течение, *б* – турбулентное течение;
1 – трубка с окрашенной жидкостью; 2 – резервуар; 3 – стеклянная трубка

При увеличении скорости потока наблюдалась другая характерная картина: окрашенная жидкость сначала приобретает волнообразное движение, а затем начинает размываться, смешиваясь с основной массой воды. Это означает, что в потоке происходят пульсации скоростей, под действием которых частицы жидкости, движущиеся в основном (осевом) направлении, получают также поперечные перемещения, приводящие к интенсивному перемешиванию потока по сечению. Такой характер движения называется *турбулентным*.

Рейнольдс в своих опытах изменял не только скорость, но и диаметр трубопровода, вязкость жидкостей путем их подогрева, охлаждения или замены. При этом он установил, что ламинарный режим легче осуществить, если меньше скорость потока w, диаметр трубопровода d и плотность жидкости ρ при большей вязкости жидкости μ.

Оказалось, что эти значения можно объединить в безразмерный комплекс, который носит название Рейнольдса:

$$\mathrm{Re} = \frac{wd\rho}{\mu}. \qquad (6.26)$$

Критерий Re является мерой соотношения между силами вязкости и инерции в движущемся потоке.

Переход от ламинарного к турбулентному движению характеризуется критическим значением $\mathrm{Re}_{кр}$. Опытным путем установлено, что смена режимов течения жидкости происходит при $\mathrm{Re}_{кр} = 2320$. Таким образом, при $\mathrm{Re}_{кр} < 2320$ течение жидкости является ламинарным, а при $\mathrm{Re}_{кр} > 2320$ – турбулентным. Однако при $2300 < \mathrm{Re}_{кр} < 10000$ режим течения *неустойчиво турбулентный*, поэтому эту область часто называют *переходной*.

6.5.3. Гидравлический радиус и эквивалентный диаметр

В выражение для критерия Re входит d – диаметр трубы. Но часто жидкости перемещаются по сечению некруглой формы,

например: кольцеобразному, квадратному, прямоугольному и т.д. Поэтому возникает вопрос, какой характерный размер необходимо подставлять в выражение критерия Рейнольдса.

В качестве характерного геометрического размера при движении жидкости через сечение любой формы принимают эквивалентный диаметр, который пропорционален отношению площади затопленного сечения трубопровода или канала, т.е. живого сечения потока, к смоченному периметру:

$$d_э \approx \frac{S}{П}, \qquad (6.27)$$

где S – площадь сечения потока жидкости, м^2;

$П$ – смоченный периметр, м.

Для круглой трубы с внутренним диаметром $d = d_э$ получим

$$\frac{S}{П} = \frac{\frac{\pi d^2}{4}}{\pi d} = \frac{d}{4}. \qquad (6.28)$$

Следовательно, коэффициент пропорциональности в уравнении (6.27) равен 4. Тогда

$$d_э = \frac{4S}{П}.$$

Так, при течении жидкости по трубе прямоугольного сечения со сторонами a и b эквивалентный диаметр находится так:

$$d_э = \frac{4\,S}{n} = \frac{4(ab)}{2\,a + 2\,b} = \frac{2(ab)}{a + b} = \frac{2\,ab}{a + b}. \qquad (6.29)$$

6.5.4. Распределение скоростей и расход жидкости по сечению потока

6.5.4.1. Ламинарный режим движения

При ламинарном движении реальной жидкости вследствие действия между слоями сил трения слои будут двигаться с разными скоростями, так как имеют различные кольцевые площади соприкосновения с соседними слоями. Так, центральный цилиндрический слой, имея наименьшую площадь соприкосновения, а значит, и силу трения (торможения), будет иметь наибольшую максимальную скорость, а слои по мере удаления от оси будут иметь скорость меньшую. И, в конечном счете, жидкость, находящаяся у стенки, имеет скорость, равную нулю.

Вид распределения скоростей можно получить теоретически. С этой целью выделим в ламинарно движущейся жидкости по трубе радиуса R слой длиной l на радиусе r (рис.6.6).

При равномерном движении слоя радиусом r сумма всех действующих сил равна нулю. К действующим силам относятся сила давления, равная $(P_1 - P_2)\pi r^2$ и сила трения, тормозящая движение:

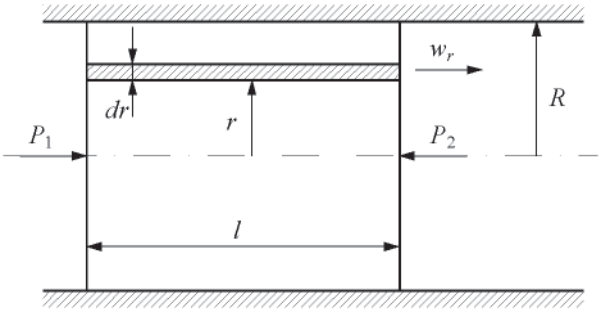


Рис. 6.6. К выводу распределения скоростей ламинарно движущейся жидкости по трубе

$$-\mu F\frac{dw_r}{dr} = -\mu 2\pi rl\frac{dw_r}{dr}.$$

Тогда

$$(P_1 - P_2)\pi r^2 - \left[-\mu 2\pi rl\frac{dw_r}{dr}\right] = 0$$

или

$$\frac{(P_1 - P_2)}{2\mu l}rdr = dw. \qquad (6.30)$$

Проинтегрируем уравнение (6.30), учитывая, что радиус изменяется от r до R, а скорость — от w_r до 0:

$$\int_r^R \frac{P_1 - P_2}{2\mu l}rdr = \int_{w_r}^0 dw_r,$$

$$\frac{P_1 - P_2}{2\mu l}\left(\frac{R^2}{2} - \frac{r^2}{2}\right) = w_r$$

или

$$w_r = \frac{P_1 - P_2}{2\mu l}(R^2 - r^2). \qquad (6.31)$$

Скорость жидкости по оси трубопровода, когда $r = 0$, имеет максимальное значение:

$$w_{\max} = \frac{P_1 - P_2}{2\mu l}R^2. \qquad (6.32)$$

Тогда уравнение (6.31) приобретает вид:

$$w_r = w_{\max}\left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right). \qquad (6.33)$$

Уравнение (6.33) представляет собой закон Стокса, выражающий параболическое распределение скоростей в сечении трубопровода (рис.6.7).

Для определения расхода жидкости можно составить дифференциальное уравнение расхода в кольцеобразном сечении с радиусами r и $r + dr$:

$$dQ = w_r dS = w_r 2\pi r dr. \quad (6.34)$$

Подставляя вместо w_r выражение (6.31), получим

$$dQ = \frac{P_1 - P}{4\mu l}\left(R^2 - r^2\right)2\pi r dr. \quad (6.35)$$

Интегрируя (6.35) с пределами изменения r от 0 до R, окончательно получим

$$Q = \frac{\pi\left(P_1 - P_2\right)}{8\mu l} R^4. \quad (6.36)$$

Это уравнение носит название *уравнение Пуазейля*.

Нетрудно увидеть при совмещении уравнений (6.36) и (6.24), что средняя скорость равна:

$$w_{\text{ср}} = \frac{P_1 - P_2}{8\mu l} R^2 \quad (6.37)$$

или же с учетом уравнения (6.32):

$$w_{\text{ср}} = \frac{w_{\max}}{2}. \quad (6.38)$$

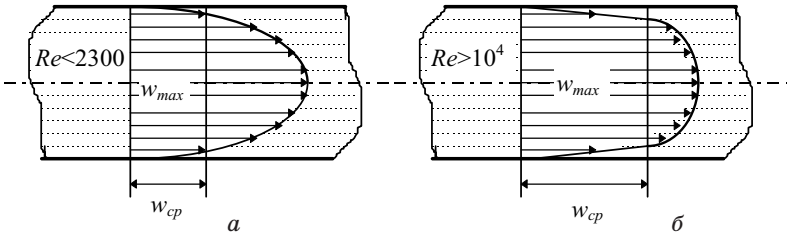


Рис. 6.7. Распределение скоростей при различных режимах движения: *а* – ламинарный; *б* – турбулентный

6.5.4.2. Турбулентное течение

Хаотический характер турбулентного потока дает нерегулярные пульсации вектора скорости, что затрудняет строго теоретически получить профиль распределения скоростей и значение w_r.

Практически известно, что в основной массе потока происходит выравнивание скоростей (рис.6.7, *б*). Средняя скорость не равна половине максимальной и зависит от числа Рейнольдса. Приближенно для средних значений Re отношение $w_{\text{ср}}/w_{\max}$ можно принять равным 0,8.

Турбулентное течение имеет сложный характер, так как, приближаясь к стенке, скорость жидкости снижается и характер движения переходит в ламинарный. Поэтому в турбулентном потоке условно различают центральную зону, называемую ядром потока, и гидродинамический пограничный слой, находящийся вблизи стенки, где происходит переход турбулентного движения в ламинарное.

Пограничный слой в турбулентном потоке имеет очень малую величину. Однако явления, происходящие в нем, оказывают значительное влияние на протекание процессов гидравлики, тепло- и массообмена.

6.6. Материальный баланс потока (уравнение неразрывности потока)

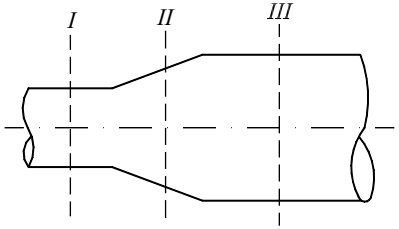


Рис. 6.8. К выводу уравнения неразрывности потока

При установившемся движении жидкости по трубопроводу и отсутствии утечки жидкости через его неплотности или образования пустот, не заполненных жидкостью, в единицу времени через каждое поперечное сечение трубопровода протекает одно и то же количество жидкости.

Для трубопровода с переменным сечением (рис.6.8) уравнение материального баланса примет следующий вид:

$$M_1 = M_2 = M_3 = \text{const}. \qquad (6.39)$$

Используя (6.25), можно переписать (6.39) так:

$$\rho_1 w_1 S_1 = \rho_2 w_2 S_2 = \rho_3 w_3 S_3 = \text{const}, \qquad (6.40)$$

где ρ – плотность жидкости, кг/м^3;

w – скорость , м/с ;

S – площадь поперечного сечения трубопровода, м^2.

Выражение (6.40) представляет собой *уравнение неразрывности потока*.

Для капельных жидкостей, у которых ρ = const, уравнение (6.40) упростится:

$$w_1 S_1 = w_2 S_2 = w_3 S_3 = wS = \text{const}. \qquad (6.41)$$

Из (6.41) следует, что скорость капельной жидкости в различных поперечных сечениях трубопровода обратно пропорциональна площадям этих сечений.

6.7. Энергетический баланс потока (уравнение Бернулли)

Распределение скоростей в движущемся потоке устанавливает дифференциальное уравнение движения Эйлера.

Выделим в потоке элементарный объем (см. разд. 6.3). Было показано, что на этот элементарный объем по осям действуют силы:

по оси X $\quad -\dfrac{\partial P}{\partial x} dx\,dy\,dz$,

по оси Y $\quad -\dfrac{\partial P}{\partial y} dx\,dy\,dz$,

по оси Z $$-\left(\rho g+\frac{\partial P}{\partial z}\right)dxdydz\ .$$

Согласно второму закону Ньютона сумма проекций действующих сил на движущийся элемент жидкости должна быть равна произведению массы жидкости ($\rho dxdydz$) на ускорение $\frac{dw}{d\tau}$.

Раскладывая ускорение по осям координат, можно записать следующие равенства:

$$\rho dxdydz\frac{dw_x}{d\tau}=-\frac{\partial P}{\partial x}dxdydz\ ,$$

$$\rho dxdydz\frac{dw_y}{d\tau}=-\frac{\partial P}{\partial y}dxdydz\ ,$$

$$\rho dxdydz\frac{dw_z}{d\tau}=-\left(\rho g+\frac{\partial P}{\partial z}\right)dxdydz$$

или после сокращения —

$$\begin{cases}\rho\dfrac{dw_x}{d\tau}=-\dfrac{\partial P}{\partial x}\\ \rho\dfrac{dw_y}{d\tau}=-\dfrac{\partial P}{\partial y}\\ \rho\dfrac{dw_z}{d\tau}=-\left(\rho g+\dfrac{\partial P}{\partial z}\right)\ .\end{cases}\qquad (6.42)$$

Уравнения (6.42) называются дифференциальными уравнениями движения идеальной жидкости Эйлера для установившегося потока. Умножим левые и правые части (6.42) на соответственно dx, dy, dz и сгруппируем:

$$\begin{aligned}dw_x\frac{dx}{d\tau}&=-\frac{1}{\rho}\frac{\partial P}{\partial x}dx,\\ dw_y\frac{dy}{d\tau}&=-\frac{1}{\rho}\frac{\partial P}{\partial y}dy\ ,\\ dw_z\frac{dz}{d\tau}&=-\frac{1}{\rho}\left(\rho g+\frac{\partial P}{\partial z}\right)dz\ .\end{aligned}\qquad (6.43)$$

Производные $\frac{dx}{d\tau}$, $\frac{dy}{d\tau}$, $\frac{dz}{d\tau}$ представляют проекции скорости на соответствующие оси координат. После сложения уравнений (6.43) получим

$$w_x dw_x+w_y dw_y+w_z dw_z=-gdz-\frac{1}{\rho}\left(\frac{\partial P}{\partial x}dx+\frac{\partial P}{\partial y}dy+\frac{\partial P}{\partial z}dz\right).$$

Полученное уравнение можно упростить, если представить

$$w_x dw_x + w_y dw_y + w_z dw_z = d\left(\frac{w_x^2}{2}\right) + d\left(\frac{w_y^2}{2}\right) + d\left(\frac{w_z^2}{2}\right) = d\left(\frac{w^2}{2}\right),$$

$$\frac{\partial P}{\partial x}dx + \frac{\partial P}{\partial y}dy + \frac{\partial P}{\partial z}dz = dP \ .$$

Тогда уравнение выглядит так:

$$d\left(\frac{w^2}{2}\right) = -gdz - \frac{dP}{\rho}$$

или

$$gdz + \frac{dP}{\rho} + d\left(\frac{w^2}{2}\right) = 0 .$$

Разделив обе части уравнения на ускорение свободного падения и учитывая, что сумма дифференциалов равна дифференциалу суммы, получим

$$d\left(z + \frac{P}{\rho g} + \frac{w^2}{2g}\right) = 0 ,$$

откуда после интегрирования

$$z + \frac{P}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} = \text{const} \ . \qquad \textbf{(6.44)}$$

Уравнение (6.44) является уравнением Бернулли для идеальной жидкости и для любых двух поперечных сечений потока будет выглядеть следующим образом:

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} . \qquad \textbf{(6.45)}$$

В уравнении Бернулли величину $z + \frac{P}{\rho g} + \frac{w^2}{2g}$ называют *гидродинамическим напором*, который складывается из следующих величин:

z – нивелирной величины, представляющей собой высоту данной частицы жидкости относительно произвольно выбранной горизонтальной плоскости сравнения и характеризующей удельную потенциальную энергию положения в данной точке, м;

$\frac{P}{\rho g}$ – статического или пьезометрического напора, равного давлению столба жидкости над рассматриваемым уровнем, который характеризует удельную потенциальную энергию давления в данной точке;

$\frac{w^2}{2g}$ — скоростного или динамического напора, который характеризует удельную кинетическую энергию в данной точке.

Таким образом, уравнение Бернулли является частным случаем закона сохранения энергии и выражает энергетический баланс потока: для любого сечения трубопровода при установившемся

движении идеальной жидкости сумма потенциальной $\left(z+\frac{P}{\rho g}\right)$ и $\left(\frac{w^2}{2g}\right)$ кинетической энергии жидкости, движущейся по трубопроводу, остается величиной постоянной.

Уравнение (6.45) получено для движения идеального газа. Реальная жидкость имеет при течении затраты энергии как на внешнее трение (о стенки трубопровода), так и на внутреннее (имея вязкость). Поэтому для реальной жидкости в правую часть уравнения Бернулли необходимо ввести член, выражающий потерянный напор. Тогда уравнение Бернулли для реальной жидкости принимает вид

$$z_1+\frac{P_1}{\rho g}+\frac{w_1^2}{2g}=z_2+\frac{P_2}{\rho g}+\frac{w_2^2}{2g}+\Delta h_{\text{потерь}}. \qquad (6.46)$$

Определение потерь напора является важной величиной, связанной с расчетом энергии, сообщаемой жидкости насосом при перекачивании (разд. 6.11).

6.8. Некоторые практические приложения уравнения Бернулли

6.8.1. Измерения скорости и расхода

Измерение скорости и расхода жидкостей основано на измерении потенциальной энергии (статического давления) потока, протекающего через местное сужение в трубопроводе. Разность давлений до и после сужающего устройства, смонтированного в трубопроводе, позволяет рассчитать расход жидкости. Сужающими устройствами служат диафрагмы, сопла и трубы Вентури.

Рассмотрим применение уравнения Бернулли для определения скорости и расхода, используя трубу Вентури (рис.6.9).

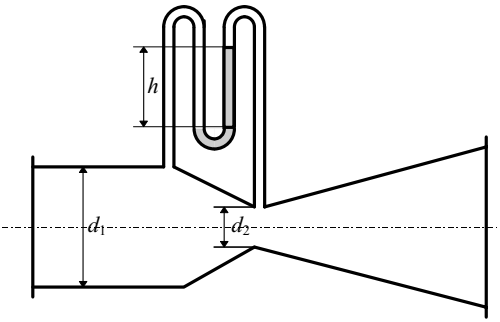


Рис. 6.9. Труба Вентури

Труба Вентури представляет собой трубопровод с постепенно сужающимся сечением, которое затем расширяется до первоначального размера. Устанавливая трубу Вентури горизонтально, уравнение Бернулли упростится:

$$\frac{P_1}{\rho g}+\frac{w_1^2}{2g}=\frac{P_2}{\rho g}+\frac{w_2^2}{2g},$$

где ρ – плотность проходящей жидкости, кг/м^3.

Так как дифманометр заполнен другой несмешивающейся жидкостью (с другой плотностью), то более удобно использовать уравнение Бернулли не в напорах, а в давлениях. Для этого необходимо каждое слагаемое умножить на ρg:

$$P_1 + \frac{w_1^2 \rho}{2} = P_2 + \frac{w_2^2 \rho}{2},$$

отсюда

$$\frac{\left(w_1^2 - w_2^2\right)\rho}{2} = P_1 - P_2.$$

Разность давлений $P_1 - P_2$ измеряет дифманометр, заполненный несмешивающейся жидкостью с плотностью ρ'. Используя выражение (6.14), можно записать:

$$P_1 - P_2 = \rho' g h,$$

где h – показание разных уровней дифманометра, м.

Кроме этого, выразим скорость w_1 через w_2 на основе уравнения неразрывности потока (6.40):

$$w_1 S_1 = w_2 S_2$$

или

$$w_1 d_1^2 = w_2 d_2^2,$$

откуда

$$w_1 = w_2 \frac{d_2^2}{d_1^2}.$$

Подставляя все полученные выражения, получим

$$w_2 = \sqrt{\frac{2g\rho' h}{\rho\left(1 - \frac{d_2^2}{d_1^2}\right)}}.$$

Объемный расход жидкости Q через сужающее сечение равен:

$$Q = \alpha S_2 w_2 = \alpha \frac{\pi d_0^2}{4} \sqrt{\frac{2g\rho' h}{\rho\left(1 - \frac{d_2^2}{d_1^2}\right)}}, \qquad (6.47)$$

где α – поправочный коэффициент, учитывающий потери напора из-за сужения напора струи ($\alpha < 1$).

Коэффициент α называют коэффициентом расхода. Его значение определяют опытным путем или находят в справочной литературе.

Таким образом, по уравнению (6.47), зная показания дифманометра h, можно определить расход жидкости, а затем по формуле

$$w = \frac{Q}{S_{\text{тр}}} = \frac{4Q}{\pi d_{\text{тр}}^2}$$

определить скорость движения потока по трубопроводу диаметром $d_{\text{тр}}$.

6.8.2. Истечение жидкостей

Часто при решении вопросов истечения жидкостей через отверстие определяют скорость или расход жидкости при истечении

из резервуара с постоянным уровнем заполнения жидкостью или время опорожнения сосудов.

6.8.2.1. Истечение через отверстие в дне сосуда при постоянном уровне жидкости в сосуде

При истечении жидкости из открытого сосуда весь напор H затрачивается на создание скорости истечения w_0. Согласно уравнению Бернулли весь статический напор переходит в скоростной:

$$H = \frac{w_0^2}{2g},$$

откуда

$$w_0 = \sqrt{2gH}\,.$$

Фактическая скорость истечения с учетом силы трения в отверстии равна:

$$w = \varphi w_0 = \varphi\sqrt{2gH}\,,$$

где φ – поправочный коэффициент (φ < 1), называемый коэффициентом скорости, равный по опытным данным 0,96÷0,99.

Объемный расход Q (м/с) жидкости находят произведением ее скорости w на площадь S_c струи:

$$Q = wS_c.$$

Обозначая коэффициентом сжатия, т. е. отношение площади сечения струи в ее наиболее сжатом месте к площади отверстия, из которого вытекает жидкость, через ε, фактический расход жидкости найдем по формуле

$$Q = \varepsilon\varphi S_{\text{отв}}\sqrt{2gH}$$

или

$$Q = \alpha S_{\text{отв}}\sqrt{2gH}\,. \qquad (6.48)$$

Коэффициент α называют коэффициентом расхода. Он определяется опытным путем и зависит от критерия Re, размеров и формы отверстия, удаления от стенок сосуда.

Анализируя уравнение (6.48), можно сделать вывод о том, что расход жидкости при истечении зависит от постоянного уровня жидкости и от размеров отверстия, но не зависит от формы сосуда.

В случае, когда в сосуде над жидкостью создается давление P_2, отличное от наружного давления P_1, то при определении расхода по уравнению (6.48) следует вместо H поставить выражение:

$$H + \frac{P_2 - P_1}{\rho g}.$$

6.8.2.2.Истечение при переменном уровне жидкости в сосуде

При меняющемся напоре жидкости будет меняться и скорость ее истечения. Практический интерес представляет время истечения жидкости из резервуара, т.е. время опорожнения резервуара через отверстие или время, за которое уровень жидкости с H_1 упал до H_2.

При таком истечении (рис. 6.10) за бесконечно малый промежуток времени $d\tau$, считая, что в этот момент уровень

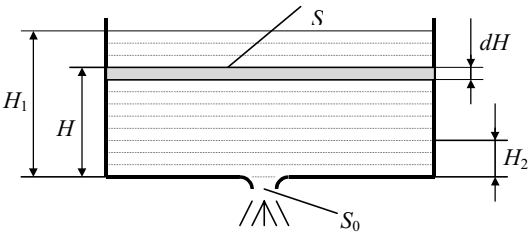


Рис. 6.10.Истечение при переменном уровне

жидкости постоянен, через отверстие в днище вытечет объем жидкости:

$$dQ = \alpha S_0 \sqrt{2gH}\, d\tau .$$

Одновременно уровень жидкости упал на величину dH и при площади поперечного сечения сосуда S убыль жидкости в нем составит:

$$dQ = -SdH.$$

Знак «минус» указывает на уменьшение высоты жидкости в сосуде.

Приравнивая эти объемы, получим

$$-SdH = \alpha S_0 \sqrt{2gH}\, d\tau ,$$

откуда

$$d\tau = -\frac{SdH}{\alpha S_0 \sqrt{2gH}} .$$

Интегрируя полученное выражение, получим

$$\int_0^{\tau} d\tau = -\frac{S}{\alpha S_0 \sqrt{2g}} \int_{H_1}^{H_2} \frac{dH}{\sqrt{H}} = -\frac{2S}{\alpha S_0 \sqrt{2g}} \left(\sqrt{H}\right)\Big|_{H_1}^{H_2} .$$

И окончательно

$$\tau = \frac{2S\left(\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2}\right)}{\alpha S_0 \sqrt{2g}} . \qquad (6.49)$$

В случае полного опорожнения, когда H_2=0, уравнение (6.49) упростится:

$$\tau = \frac{2S}{\alpha S_0 \sqrt{2g}} \sqrt{H} . \qquad (6.50)$$

6.9. Элементы теории подобия

При изучении процессов с целью получения уравнений, необходимых для их анализа и расчета, можно чисто теоретически получить дифференциальные уравнения, полностью описывающие процесс. Они описывают целый ряд однородных по своей сущности явлений, однако для выделения конкретного явления необходимо ограничить полученные уравнения условиями однозначности.

Условия однозначности включают геометрическую форму и размеры системы, физические константы веществ, участвующих в процессе, начальные условия, граничные условия.

Таким образом, дифференциальные уравнения должны решаться в совокупности с условиями однозначности, т.е. в установленных пределах.

Так как процессы в фармацевтической технологии характеризуются большим числом переменных, то зачастую

возможно лишь создать математическую формулировку задачи. Полученная система дифференциальных уравнений на данный момент не может быть решена известными в математике методами.

Поэтому исследователи приходят к экспериментальному обследованию процессов, получая эмпирические зависимости, которые являются частными и не могут быть распространены на отличные условия.

Однако обобщить результаты опыта и соответственно провести их так, чтобы была возможность распространить их на широкий круг явлений, подобных изучаемому, но отличающихся значениями, становится возможно при использовании методов теории подобия.

Теория подобия является учением о методах научного обобщения эксперимента. Она указывает, как необходимо ставить опыты и обрабатывать их, чтобы обобщить результаты опытов при меньшем количестве проведения и не в жестких условиях.

Один из основных принципов теории подобия заключается в выделении из класса явлений группы подобных явлений. Подобными называют явления, для которых постоянны отношения, характеризующие их сходственные величины. Рассмотрим для примера геометрическое подобие треугольников (рис. 6.11):

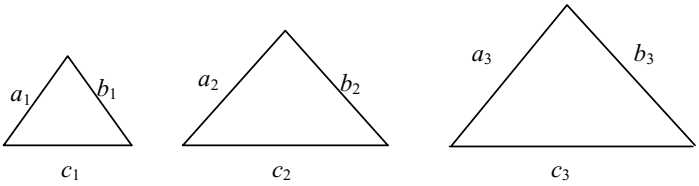


Рис. 6.11. Геометрическая теория подобия

Как видно, если взять отношение сторон:

$$k_1 = \frac{a_1}{a_2} = \frac{b_1}{b_2} = \frac{c_1}{c_2} = \text{const}',$$

$$k_2 = \frac{a_1}{a_3} = \frac{b_1}{b_3} = \frac{c_1}{c_3} = \text{const}'',$$

$$k_3 = \frac{a_2}{a_3} = \frac{b_2}{b_3} = \frac{c_2}{c_3} = \text{const}''',$$

где k_1, k_2, k_3 – константы подобия – безразмерные множители, выражающие отношение однородных сходственных величин подобных процессов.

Кроме этого, если взять такие отношения:

$$\frac{a_1}{a_2} = \frac{a_1 - b_1}{a_2 - b_2} = \frac{a_1 - c_1}{a_2 - c_2} = \ldots = \text{const},$$

то равенства тоже будут соблюдаться, а значит, отношение приращения сходственных величин можно заменить отношениями самих величин.

Но если взять другие отношения:

$$i_1 = \frac{a_1}{b_1} = \frac{a_2}{b_2} = \frac{a_3}{b_3} = \text{const}',$$

$$i_2 = \frac{a_1}{c_1} = \frac{a_2}{c_2} = \frac{a_3}{c_3} = \text{const}'',$$

$$i_3 = \frac{b_1}{c_1} = \frac{b_2}{c_2} = \frac{b_3}{c_3} = \text{const}''',$$

то i_1, i_2, i_3 называют инвариантами подобия, которые выражают отношение разнородных сходственных величин подобных процессов. Из этого примера видно: константы подобия постоянны для различных сходственных точек подобных систем, но изменяются ($k_1 \neq k_2 \neq k_3$) в зависимости от соотношения размеров натуры и модели.

В свою очередь и варианты подобия могут быть неодинаковыми для различных сходственных точек подобных систем, но не зависят от соотношения размеров натуры и модели, что означает: при переходе от одной системы к другой, ей подобной, инварианты подобия не меняют своих значений.

Инвариант подобия может быть выражен отношением разнородных величин. Типичным примером является критерий Рейнольдса – соотношение сил вязкости и сил инерции в движущем потоке. Такой инвариант подобия называется *критерием подобия.*

Основные положения теории подобия обобщаются теоремами подобия.

Первая теорема подобия: подобные явления характеризируются численно равными критериями подобия.

Из этой теоремы следует, какие величины необходимо измерять при проведении опытов: надо измерять те величины, которые входят в критерии подобия.

Критерии подобия находят путем подобного преобразования соответствующих дифференциальных уравнений: критерии подобия находят, деля одну часть уравнения на другую и отбрасывая знаки математических операторов. Например:

$$\frac{dw}{d\tau} \sim \frac{w}{\tau}.$$

В случае преобразования дифференциальных уравнений, в которые входят производные более высокого порядка, указанное выше правило соблюдается, и тогда, например,

$$\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} \sim \frac{w}{x^2}.$$

Вторая теорема подобия: решение любого дифференциального уравнения может быть представлено в виде зависимости между безразмерными комплексами, между критериями подобия:

$$f(k_{P1}, k_{P2}, k_{P3},\ldots) = 0,$$

где k_{P1}, k_{P2}, k_{P3} – критерии подобия.

Такие уравнения называются *критериальными*. Как правило, необходимо определять какие-то значения из критерия подобия, куда оно входит. Поэтому этот критерий выделяют и критериальное уравнение выглядит так:

$$k_{P2} = f(k_{P1}, k_{P3},\ldots). \qquad (6.51)$$

Вторая теорема подобия отвечает на вопрос, как обрабатывать результаты опытов, проведенных в моделях: их надо представлять в виде функциональной зависимости между критериями подобия.

Третья теорема подобия: подобны те явления, которые описываются одной и той же системой дифференциальных уравнений и у которых соблюдается подобие условий однозначности, т.е. явления подобны, если их определяющие критерии численно равны.

Таким образом, исследование процессов методом теории подобия должно состоять из следующих этапов:

1. Получить полное математическое описание – систему дифференциальных уравнений и условий однозначности.

2. Провести подобное преобразование дифференциального уравнения и найти критерии подобия.

3.Опытным путем определить вид зависимости между критериями подобия.

В результате полученное критериальное уравнение справедливо для всех подобных явлений в исследуемых пределах изменения критериев подобия.

6.10. Гидродинамическое подобие

Ранее получено уравнение движения идеальной жидкости (6.42), но реальные жидкости обладают таким свойством, как вязкость. Поэтому при движении в потоке реальной жидкости помимо сил давления и тяжести действуют также силы трения.

Тогда правые части уравнения Эйлера должны содержать составляющую действия силы трения на движение. Нетрудно показать, что эта составляющая будет выглядеть так:

по оси x — $$\mu\left(\frac{\partial^2 w_x}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2}\right),$$

по оси y — $$\mu\left(\frac{\partial^2 w_y}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 w_y}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 w_y}{\partial z^2}\right),$$

по оси z — $$\mu\left(\frac{\partial^2 w_z}{\partial x^2}+\frac{\partial^2 w_z}{\partial y^2}+\frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2}\right).$$

Окончательно дифференциальное уравнение движения реальной жидкости будет выглядеть следующим образом:

$$\begin{cases} \rho\dfrac{dw_x}{d\tau} = -\dfrac{\partial P}{\partial x} + \mu\nabla^2 w_x \\ \rho\dfrac{dw_y}{d\tau} = -\dfrac{\partial P}{\partial y} + \mu\nabla^2 w_y \\ \rho\dfrac{dw_z}{d\tau} = -\left(\rho g + \dfrac{\partial P}{\partial z}\right) + \mu\nabla^2 w_z \end{cases} . \tag{6.52}$$

Для дальнейшего преобразования уравнения (6.52) рассмотрим, чему равен дифференциал скорости dw. Из математики известно:

$$dw = \frac{\partial w}{\partial \tau}d\tau + \frac{\partial w}{\partial x}dx + \frac{\partial w}{\partial y}dy + \frac{\partial w}{\partial z}dz .$$

Разделим обе части уравнения на $d\tau$ и сгруппируем:

$$\frac{dw}{d\tau} = \frac{\partial w}{\partial \tau} + \frac{\partial w}{\partial x}\frac{dx}{d\tau} + \frac{\partial w}{\partial y}\frac{dy}{d\tau} + \frac{\partial w}{\partial z}\frac{dz}{d\tau}.$$

Нетрудно будет увидеть, что $\dfrac{dx}{d\tau} = w_x$, $\dfrac{dy}{d\tau} = w_y$, $\dfrac{dz}{d\tau} = w_z$ и тогда

$$\frac{dw}{d\tau} = \frac{\partial w}{\partial \tau} + w_x\frac{\partial w}{\partial x} + w_y\frac{\partial w}{\partial y} + w_z\frac{\partial w}{\partial z}. \tag{6.53}$$

С учетом (6.53) третье уравнение системы (6.52) можно записать так:

$$\rho\left(\frac{\partial w_z}{\partial \tau} + w_x\frac{\partial w_z}{\partial x} + w_y\frac{\partial w_z}{\partial y} + w_z\frac{\partial w_z}{\partial z}\right) =$$

$$= -\rho g - \frac{\partial P}{\partial z} + \mu\left(\frac{\partial^2 w_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2}\right) .$$

Для подобного преобразования воспользуемся правилами теории подобия:

$\rho\dfrac{\partial w_z}{\partial \tau} \sim \rho\dfrac{w}{\tau}$ – член, отражающий стационарность процесса движения;

$\rho\left(w_x\dfrac{\partial w_z}{\partial x} + w_y\dfrac{\partial w_z}{\partial y} + w_z\dfrac{\partial w_z}{\partial z}\right) \sim \rho\dfrac{w^2}{l}$ отражает движение системы, т.е. силу инерции;

ρg отражает действие силы тяжести;

$\dfrac{\partial P}{\partial z} \sim \dfrac{P}{l}$ отражает действие силы давления;

$\mu\left(\dfrac{\partial^2 w_z}{\partial x^2} + \dfrac{\partial^2 w_z}{\partial y^2} + \dfrac{\partial^2 w_z}{\partial z^2}\right) \sim \mu\dfrac{w}{l^2}$ отражает действие силы трения на движение реальной жидкости.

Разделим члены одной части уравнения на члены другой части. В результате получим безразмерные соотношения величин — критерии подобия:

$$\frac{gw^2/l}{\rho g} = \frac{w^2}{gl} = \mathrm{Fr}\ , \qquad (6.54)$$

Fr – критерий Фруда показывает влияние силы тяжести, т.е. является мерой соотношения силы инерции к силе тяжести;

$$\frac{P/l}{\rho w^2/l} = \frac{P}{\rho w^2} = \frac{\Delta P}{\rho w^2} = \mathrm{Eu}\ , \qquad (6.55)$$

Eu – критерий Эйлера отражает влияние перепада гидростатического давления на движение жидкости;

$$\frac{\varrho\ w^2/l}{\mu\, w/l^2} = \frac{wl\rho}{\mu} = \mathrm{Re}\ , \qquad (6.56)$$

Re – уже известный критерий Рейнольдса, который является мерой соотношения сил инерции и вязкости (трения) в движущемся потоке;

$$\frac{\rho w^2/l}{\rho w/\tau} = \frac{w\tau}{\mu} = \mathrm{Ho}\ , \qquad (6.57)$$

Ho – критерий гомохронности, учитывающий неустановившийся характер движения в подобных процессах.

Кроме этого, существуют производные критерии подобия. Например, иногда трудно определить тот или иной параметр (при естественной конвекции – скорость), поэтому его исключают путем сочетания нескольких критериев:

$$\frac{\mathrm{Re}^2}{\mathrm{Fr}} = \frac{w^2 l^2 \rho^2/\mu}{w^2/gl} = \frac{l^2 \rho^2 g}{\mu^2} = \mathrm{Ga}\ , \qquad (6.58)$$

Ga – критерий Галилея.

Или умножая на $\frac{\rho_0 - \rho}{\rho}$ – причину свободной конвекции, получают

$$\frac{l^2 \rho^2 g}{\mu^2} \cdot \frac{\rho_0 - \rho}{\rho} = \mathrm{Ar}\ , \qquad (6.59)$$

Ar – критерий Архимеда.

Критерии Ga, Ar отражают влияние сил тяжести на движение реальной жидкости.

Таким образом, в подобных процессах Re′=Re″; Ho′=Ho″; Fr′=Fr″; Eu′=Eu″ и согласно второй теореме подобия можно составить функциональную зависимость:

$$f(\mathrm{Re}, \mathrm{Fr}, \mathrm{Eu}, \mathrm{Ho}, \ldots, \Gamma_1, \Gamma_2, \ldots), \qquad (6.60)$$

где Γ_1, Γ_2 – безразмерные симплексы геометрического подобия.

Как правило, в процессах гидродинамики необходимо определить разницу давлений (движущую силу движения жидкости), входящую в критерий. Поэтому уравнение (6.60) видоизменяется:

$$\mathrm{Eu} = f(\mathrm{Re}, \mathrm{Fr}, \mathrm{Ho}, \ldots, \Gamma_1, \Gamma_2, \ldots)\ . \qquad (6.61)$$

Такое уравнение называют *критериальным* и обычно представляют в виде степенной зависимости.

Если движение жидкости является установившимся, то критерий гомохронности может быть исключен из уравнений (6.60) и (6.61).

6.11. Гидравлическое сопротивление в трубопроводах

Расчет гидравлического сопротивления является одним из основных вопросов гидравлики. Определение этих величин связано с расчетом затрат энергии, требуемых для компенсации этих потерь, например, с помощью насосов. Вместе с этим для применения уравнения Бернулли к движению реальной жидкости (6.46) тоже необходимо знать величину $\Delta h_{\text{потерь}}$.

Потери напора при движении жидкости в трубопроводе в общем случае обуславливаются сопротивлением трения и местными сопротивлениями.

Сопротивлением трения называют потери напора, вызванные трением жидкости о неподвижную стенку, и зависит, в первую очередь, от Re и шероховатости труб.

Местными сопротивлениями называют потери напора, вызванные при изменении скорости потока или его направления.

Таким образом:

$$\Delta h_{\text{потерь}} = h_{\text{тр}} + h_{\text{м.с}}. \qquad (6.62)$$

Потеря напора на трение

В случае ламинарного течения потерю напора на трение можно определить чисто теоретически. При горизонтальном расположении трубопровода неизменного сечения $z_1 = z_2$, $w_1 = w_2$ и тогда уравнение (6.48) упростится:

$$\frac{P_1 - P_2}{\rho g} = h_{\text{тр}}$$

или

$$\Delta P = \rho g h_{\text{тр}} .$$

Подставим полученное уравнение в (6.36):

$$Q = \frac{\pi \Delta P}{8\mu l} R^4 = \frac{\pi \rho g h_{\text{тр}}}{8\mu l}\left(\frac{d}{2}\right)^4 = \frac{\pi \rho g d^4}{128\mu l} h_{\text{тр}}.$$

Однако, с другой стороны, расход жидкости равен:

$$Q = w S = w \frac{\pi d^2}{4}.$$

Отсюда, приравняв два полученных расхода, получим

$$h_{\text{тр}} = \frac{32\mu l w}{d^2 \rho g} . \qquad (6.63)$$

Перегруппируем выражение (6.63), выделяя составляющую скоростного напора:

$$h_{\text{тр}} = \frac{64\mu}{wd\rho}\frac{l}{d}\frac{w^2}{2g} = \frac{64}{\text{Re}}\frac{l}{d}\frac{w^2}{2g} \qquad (6.64)$$

или в сжатой форме:

$$h_{\text{тр}} = \lambda\frac{l}{d}\frac{w^2}{2g} = \xi_{\text{тр}}\frac{w^2}{2g}, \qquad (6.65)$$

где ξ — коэффициент сопротивления трения, который показывает, во сколько раз напор, потерянный на трение, отличается от скоростного напора;

λ – коэффициент трения.

Уравнение (6.64) получено при движении жидкости по цилиндрической трубе. В случае некруглого сечения трубопровода коэффициент трения находится, как

$$\lambda = \frac{B}{\text{Re}}, \qquad (6.66)$$

где B – коэффициент, который зависит от формы поперечного сечения, находится в справочной литературе (к примеру, для кольцевого сечения – $B = 96$, а для квадратного – 57).

Для турбулентного течения потерю напора на трение теоретически получить не удается. Поэтому многие исследователи изучали движение жидкости в трубопроводах и в результате получили обобщенное критериальное уравнение:

$$\text{Eu} = 0{,}158\text{Re}^{-0{,}25}\left(\frac{L}{d}\right).$$

Раскроем критерий Eu, учитывая, что $\Delta P = \rho g h_{\text{тр}}$:

$$\frac{\Delta P}{\rho w^2} = \frac{\rho g h_{\text{тр}}}{\rho w^2} = 0{,}158\text{Re}^{-0{,}25}\left(\frac{L}{d}\right)$$

и после преобразований

$$h_{\text{тр}} = 0{,}316\text{Re}^{-0{,}25}\frac{l}{d}\frac{w^2}{2g}. \qquad (6.67)$$

Сопоставляя (6.67) с (6.65), нетрудно заметить, что при турбулентном течении коэффициент трения рассчитывается по формуле

$$\lambda = \frac{0{,}316}{\text{Re}^{0{,}25}}. \qquad (6.68)$$

Для шероховатых труб величина λ тем больше, чем больше шероховатость стенок.

При ламинарном течении жидкости шероховатость влияет незначительно и поэтому для этого режима ею пренебрегают, пользуясь формулой (6.65), (6.66). Для области турбулентного течения влияние шероховатости стенок отражено в общем уравнении:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2\lg\left[\frac{\varepsilon}{3{,}7} + \left(\frac{6{,}81}{\text{Re}}\right)^{0{,}9}\right], \qquad (6.69)$$

где ε – относительная шероховатость, равная отношению средней высоты выступов шероховатости к диаметру трубы.

Потеря напора на местные сопротивления

Перемещаясь по трубопроводу, жидкость встречает различные препятствия: сужения, расширения, повороты, краны и т.д., т.е. такие участки, на которых меняет значение или направление вектор скорости. Это дает дополнительное вихреобразование в потоке, на которое тратится часть энергии, оцениваемое величиной потери напора. В основном $h_{м.с}$ зависит от конструктивных особенностей местного сопротивления. Для самых разнообразных местных сопротивлений потери напора пропорциональны квадрату скорости потока:

$$h_{м.с} = \xi_{м.с} \frac{w^2}{2g}, \qquad (6.70)$$

где $\xi_{м.с}$ – коэффициент местного сопротивления.

Коэффициенты различных местных сопротивлений в большинстве случаев находят опытным путем, но для наиболее широко распространенных средние значения приводятся в справочной литературе.

6.12. Расчет диаметра трубопровода

Подачу заданного количества жидкости можно осуществить через трубопроводы различных диаметров. Чем меньше диаметр трубопровода, тем меньше металла требуется на его изготовление и тем ниже будет его стоимость. Однако уменьшение диаметра трубопровода приводит к возрастанию скорости, а значит, к росту гидравлического сопротивления. Это требует дополнительных затрат энергии, что приводит к увеличению эксплуатационных затрат.

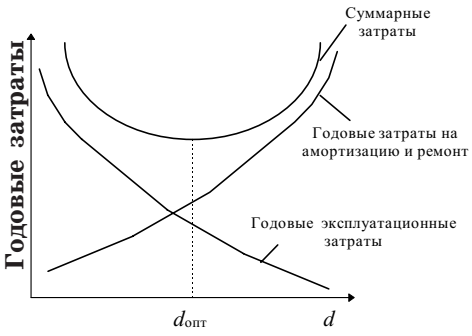


Рис. 6.12. Расчет диаметра трубопровода

Противоречивый характер затрат дает минимум общих затрат энергии, что соответствует определенному диаметру трубопровода (рис. 6.12). Этот диаметр и будет оптимальным. Как видно, решение задачи выбора диаметра трубопровода требует не только технических, но и экономических расчетов. Поэтому подобные расчеты проводят только для больших сооружений.

Для небольших коротких трубопроводов диаметр определяют по заданному расходу жидкости по формуле

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi w_{опт}}}, \qquad (6.71)$$

где $w_{опт}$ – оптимальная скорость движения жидкости в трубопроводе.

На основании обширных практических данных $w_{опт}$ для различных сред принимается:

жидкости – 0,2÷2 м/с,
газа – 10÷20 м/с,
насыщенного водяного пара – 20÷30 м/с,
перегретого водяного пара – 30÷50 м/с.

6.13. Гидродинамика кипящих (псевдоожиженных) зернистых слоев

Во многих процессах фармацевтической технологии происходит движение жидкостей или газов через слои материалов. Форма и размеры элементов зернистых слоев весьма разнообразны: гранулы, таблетки, кусочки катализаторов или адсорбентов и т.д.

Зернистый слой характеризуется размером его частиц, удельной поверхностью и долей свободного объема.

Удельная поверхность a (м/м^3) представляет поверхность элементов или частиц материала, находящихся в единице объема, занятого слоем.

Доля *свободного объема* или *порозность* ε выражает объем свободного пространства между частицами в единице объема, занятого слоем.

Нетрудно доказать, что эквивалентный диаметр каналов в зернистом слое выразится соотношением

$$d_э = \frac{4\varepsilon}{a}. \qquad (6.72)$$

Кроме этого, действительную скорость движения газа в каналах слоя лучше всего выразить через так называемую фиктивную скорость соотношением

$$w = \frac{w_0}{\varepsilon}, \qquad (6.73)$$

где w_0 – фиктивная скорость, равная отношению объемного расхода газа по всей площади поперечного сечения слоя.

Если через слой неподвижно лежащих твердых частиц пропускать восходящий поток газа или жидкости, постепенно увеличивая его скорость, то при определенной скорости, называемой критической, аэродинамическая сила, действующая на твердые частицы со стороны потока газа, уравновесит силу тяжести и силы сцепления между частицами, твердые частицы приобретут подвижность и будут перемещаться в слое, т.е. слой твердых частиц перейдет в псевдоожиженное состояние. Свойства псевдоожиженных

слоев зависят от диаметра и удельного веса твердых частиц, а также от физических свойств ожижающего агента.

Оценить величину критической скорости (ее называют скоростью минимального псевдоожижения $w_{пв}$) можно через значение критерия Рейнольдса по формуле

$$\mathrm{Re}_{пв} = \frac{\mathrm{Ar}}{1400 + 5{,}22\sqrt{\mathrm{Ar}}}, \qquad (6.74)$$

где Ar – критерий Архимеда;

$\mathrm{Re}_{пв} = \dfrac{w_{пв}\, d_э\, \rho}{\mu}$ – критерий Рейнольдса.

При расчете скорости псевдоожижения с помощью этого уравнения вычисляют сначала значения критерия Ar по выражению (6.59), затем находят величину $\mathrm{Re}_{пв}$, и с учетом (6.72) и (6.73) — величину $w_{пв}$.

Таким образом, при условии $w > w_{пв}$ зернистый слой переходит в псевдоожиженное состояние. При дальнейшем увеличении скорости газа (6.12) слой будет расширяться (средняя по слою порозность будет увеличиваться).

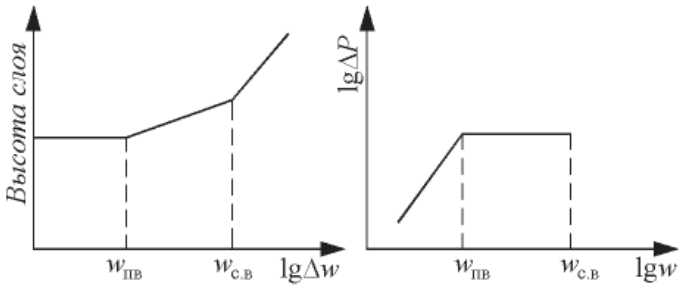


Рис. 6.13. Зависимость высоты зернистого слоя и его гидравлического сопротивления от скорости потока

Однако скорость газа нельзя увеличивать неограниченно. Если скорость газа превзойдет скорость витания $w_{св}$ одиночной частицы, то все твердые частицы будут вынесены потоком газа из аппарата. Для нахождения скорости витания одиночной частицы можно воспользоваться формулой

$$\mathrm{Re}_{с.в} = \frac{\mathrm{Ar}}{18 + 0{,}61\sqrt{\mathrm{Ar}}}. \qquad (6.75)$$

Иногда при расчете псевдоожиженного зернистого слоя необходимо найти не скорость, а порозность при заданной фиктивной скорости. В этом случае пользуются формулой

$$\varepsilon = \left(\frac{18\mathrm{Re} + 0{,}36\mathrm{Re}^2}{\mathrm{Ar}}\right)^{0{,}21}. \qquad (6.76)$$

Список литературы:

1. *Ландау Л.Д., Лифшиц Е.М.* Теоретическая физика: Учеб. пособие. В 10 т. Т.VI. Гидродинамика. 3-е изд., перераб. М.: Наука, 1986. 736 с.

2. *Дюрин А.К., Борщевский Ю.Т., Яковлев Н.А.* Основы механики многокомпонентных потоков. Новосибирск: Изд-во СО АН СССР, 1965.

3. *Соу С.* Гидродинамика многофазных систем. М.: Мир, 1971. 536 с.

4. *Протодьяконов И.О., Чесноков Ю.Г.* Гидромеханика псевдоожиженного слоя. Л.: Химия, 1982. 264 с.

5. *Лойцянский Л.Г.* Механика жидкости и газа. 6-е изд. М.: Наука, 1987. 848 с.

6. *Ривкинд В.Я., Сиговцев Г.С.*//Газодинамика и теплообмен. 1982. Вып.7. С. 211 — 217.

7. *Абрамович Г.Н.* Теория турбулентных струй. М.: Физматгиз, 1980. 715 с.

8. *Классен П.В., Гришаев И.Г.* Основы техники гранулирования. М.: Химия, 1982. 272 с.

9. *Рабинович Е.З.* Гидравлика. М.: Наука, 1974. 296 с.

10. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Госкомиздат, 1960.

Глава 7. ПЕРЕМЕЩЕНИЕ ЖИДКОСТЕЙ

7.1. Общие сведения

Для перемещения жидкостей, связанного с преодолением сил трения, местных сопротивлений, а также с затратами энергии на подъем жидкости с низшего на высший уровень по трубопроводам и аппаратам, служат гидравлические машины – насосы. Отводимая от двигателя энергия преобразуется в насосе в энергию потока жидкости, повышая ее давление.

По виду рабочей камеры и сообщения ее с входом и выходом насоса различают насосы объемные и динамические. В объемных насосах жидкость перемещается в результате периодического изменения занимаемого ею объема камеры, попеременно сообщающейся с входом и выходом насоса. В динамических насосах жидкость перемещается под воздействием на нее сил в камере насоса, которая постоянно сообщается с его входом и выходом. К динамическим насосам относятся центробежные, осевые, вихревые, струйные, к обычным – поршневые и ротационные.

Насосы каждой из указанных групп различаются по конструктивным признакам.

7.2. Основные параметры насосов

Основными параметрами насоса, по которым выбирают из каталогов завода-изготовителя насос любого типа, являются производительность, напор и мощность.

Производительность, или подача, Q ($м^3/ч$), определяется объемом жидкости, подаваемой насосом в нагнетательный трубопровод за единицу времени и находится для двух групп насосов по-разному: для динамической – опытными исследованиями, для объемных – по конструктивным размерам.

Напор – H (метры перекачиваемой жидкости) характеризует удельную энергию, которая сообщается насосом единице веса перекачиваемой жидкости. Сообщаемая жидкости энергия необходима для покрытия всех затрат, возникающих при движении по трубопроводной сети из одного аппарата в другой. Поэтому создаваемый напор определяется размерами трубопроводной сети, наличием запорной арматуры и другими устройствами.

Рассмотрим общую ситуацию (рис.7.1), когда насос 2 из емкости 1 с давлением над жидкостью P_1 перекачивает жидкость в емкость 3 с давлением P_2. При этом на трубопроводе установлен манометр перед насосом, измеряющий давление во всасывающем патрубке $P_{вс}$, и после насоса, измеряющий давление в напорном патрубке $P_н$. Расстояние по вертикали между уровнями установки двух манометров – h. Пусть геометрическая высота подъема жидкости – $H_г$.

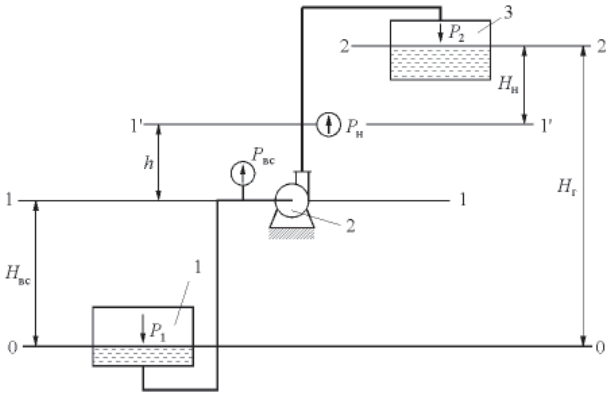


Рис. 7.1. Схема для расчета напора насоса:
1, 3 – емкости; 2 – насос

Запишем уравнение Бернулли для сечений 0 – 0 и 1 – 1 (это можно сделать, так как на этом участке нет источников и потребителей энергии), взяв за плоскость сравнения уровень жидкости в исходной емкости:

$$\frac{P_1}{\rho g}+\frac{w_1^2}{2g}=H_{вс}+\frac{P_{вс}}{\rho g}+\frac{w_{вс}^2}{2g}+h_{п.вс}. \qquad (7.1)$$

Для сечения 1 – 1 и 2 – 2 получим

$$H_{вс}+h+\frac{P_н}{\rho g}+\frac{w_н^2}{2g}=H_г+\frac{P_2}{\rho g}+\frac{w_2^2}{2g}+h_{п.н}. \qquad (7.2)$$

Скорость $w_1 \ll w_{вс}$ в уравнении (7.1), как и $w_2 \ll w_н$ в (7.2), поэтому уравнения упростятся, и тогда напор, представляемый как удельная энергия жидкости, для всасывающего трубопровода запишется:

$$H_{вс}=H_{вс}+\frac{P_{вс}}{\rho g}+\frac{w_{вс}^2}{2g}=\frac{P_1}{\rho g}-h_{п.вс}. \qquad (7.3)$$

Для нагнетательного трубопровода:

$$H_н=H_{вс}+h+\frac{P_н}{\rho g}+\frac{w_н^2}{2g}=H_г+\frac{P_2}{\rho g}+h_{п.н}. \qquad (7.4)$$

Разность между напорами в нагнетаемой и всасывающей линиях и создает собственно насос. Тогда, вычитая (7.3) из (7.4) – левые и правые части, получим расчет создаваемого напора:

$$H=h+\frac{w_н^2-w_{вс}^2}{2g}+\frac{P_н-P_{вс}}{\rho g}. \qquad (7.5)$$

Обычно диаметры всасывающего и нагнетательного патрубков одинаковы, а значит, $w_н = w_{вс}$.

В связи с этим уравнение (7.5) упростится:

$$H = h + \frac{P_н - P_{вс}}{\rho g}. \qquad (7.6)$$

Таким образом, напор действующего насоса может быть определен как сумма разности показания манометров (выраженных в метрах столба перекачиваемой жидкости) и расстояния по вертикали между точками расположения этих приборов.

Вычитая правые части, получим

$$H = H_г + \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + h_п. \qquad (7.7)$$

Из уравнения (7.7) следует, что напор насоса равен сумме трех слагаемых: геометрической высоте подъема жидкости, преодолению разности давлений в напорной и приемной емкостях и общему гидравлическому сопротивлению во всасывающем и нагнетательном патрубках.

Как правило, уравнением (7.7) пользуются при подборе насосов для технологических установок. Уравнения (7.5) и (7.6) используют для расчетов напора при проектировании насосов.

Кроме этого, одной из важных характеристик является высота всасывания. Высота всасывания может быть определена из (7.3):

$$H_{вс} = \frac{P_1}{\rho g} - \left(\frac{P_{вс}}{\rho g} + \frac{w_н^2 - w_{вс}^2}{2g} + h_{п.вс} \right). \qquad (7.8)$$

Допуская, что $w_1 \approx 0$, получим

$$H_{вс} = \frac{P_1}{\rho g} - \left(\frac{P_{вс}}{\rho g} + \frac{w_{вс}^2}{2g} + h_{п.вс} \right). \qquad (7.9)$$

Значит, высота всасывания насоса увеличивается с возрастанием давления P_1 в приемной емкости и уменьшается с увеличением давления $P_{вс}$, скорости жидкости $w_{вс}$ и общих потерь напора $h_{п.вс}$ во всасывающем трубопроводе.

При нормальной работе насоса давление $P_{вс}$ не должно быть слишком низким, а должно быть больше давления насыщенных паров перекачиваемой жидкости при температуре перекачиваемой жидкости. Если условие $P_{вс} > P_{н.п}$ не выполняется, то в соответствующих зонах происходит парообразование, что приводит к закипанию жидкости, образуются полости, следствие этого – нарушение сплошности жидкостного потока в колесе насоса. При попадании такой неоднородной жидкости в область более высокого давления происходит конденсация паров и захлопывание образовавшихся паровых полостей.

Внешне это проявляется в снижении подачи, шуме, ударах, в таком режиме длительная работа может привести к разрушению насоса. Указанное явление называется *кавитацией*.

Следовательно,

$$H_{вс} \le \frac{P_1}{\rho g} - \left(\frac{P_{н.п}}{\rho g} + \frac{w_{вс}^2}{2g} + h_{п.вс} \right). \qquad (7.10)$$

Следует отметить, что высота всасывания при перекачивании из открытых резервуаров не может быть больше высоты столба перекачиваемой жидкости, соответствующему атмосферному давлению. Так, например, при перемещении воды высота всасывания даже теоретически не может быть более 10 м, ртути – 760 мм и т.д.

Полезная мощность $N_п$, затрачиваемая насосом на сообщение жидкости энергии, равная произведению напора H на весовой расход жидкости $g\rho Q$:

$$N_п = g\rho QH. \qquad (7.11)$$

Фактическая мощность N, потребляемая насосом, больше полезной мощности вследствие потерь энергии в насосе и при его передаче. Это обстоятельство учитывается введением КПД насоса $\eta_н$:

$$N = \frac{N_п}{\eta_н} = \frac{g\rho QH}{\eta_н}, \qquad (7.12)$$

где

$$\eta_н = \eta_V \eta_г \eta_{мех} \eta_{пер} \eta_{дв}, \qquad (7.13)$$

η_V – объемный КПД, представляющий собой отношение действительной производительности к теоретической, учитывая потери производительности при утечках жидкости через зазоры и сальники насоса;

$\eta_г$ – гидравлический КПД, учитывающий потери напора при движении жидкости через насос;

$\eta_{мех}$ – механический КПД, учитывающий потери мощности на механическое трение в насосе;

$\eta_{пер}$ – КПД передачи, учитывающий потери мощности в передаче от электродвигателя к насосу;

$\eta_{дв}$ – КПД двигателя, учитывающий потери мощности в самом электродвигателе.

Обычно КПД насоса равен 0,6÷0,8.

7.3. Поршневые насосы

Поршневые насосы являются основным видом объемных насосов.

Поршневой насос работает следующим образом. При движении поршня слева направо (рис. 7.2) в пространстве клапанной коробки создается разрежение, всасывающий клапан 2 открывается и по всасывающему трубопроводу 1 жидкость поступает в цилиндр 5.

При движении поршня справа налево открывается нагнетательный клапан 3 и жидкость за счет уменьшения объема цилиндра подается в нагнетательный трубопровод 4. Таким

образом, в насосе простого действия за один оборот вала происходит одно возвратно-поступательное движение поршня, т.е. одно всасывание.

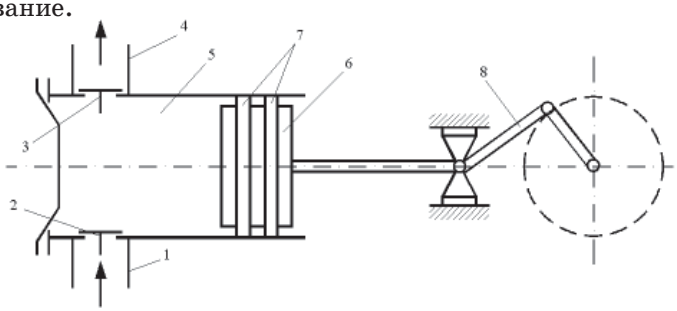


Рис. 7.2. Поршневой насос простого действия:
1 – всасывающий трубопровод; 2 – всасывающий клапан; 3 – нагнетательный клапан; 4 – нагнетательный трубопровод; 5 – цилиндр; 6 – поршень; 7 – уплотнительные кольца; 8 – кривошипно-шатунный механизм

По числу всасываний или нагнетаний, осуществляемых за один оборот кривошипа или за два хода поршня, поршневые насосы делятся на насосы простого и двойного действий.

Насосы двойного действия обеспечивают более равномерное движение жидкости во всасывающем и нагнетательном трубопроводах (рис. 7.3).

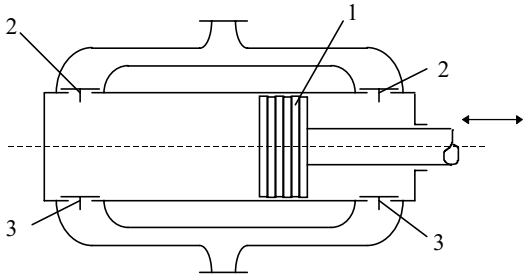


Рис. 7.3. Поршневой насос двойного действия:
1 – поршень; 2 – нагнетательные клапаны; 3 – всасывающие клапаны

В таком насосе имеются две клапанные пробки, в которых заключены два всасывающих и два нагнетательных клапана. При движении поршня вправо и влево происходит одновременно всасывание и нагнетание жидкости, что в значительной мере повышает равномерность движения жидкости в трубопроводах. Однако наличие четырех клапанов снижает их надежность, так как отказ в работе любого клапана уже нарушает нормальную работу насоса.

В зависимости от конструкции поршня различают поршневые и плунжерные насосы.

В поршневых насосах основным рабочим органом является поршень 6 (рис. 7.2) или 1 (рис. 7.3), снабженный уплотнительными кольцами 7, пришлифованными к внутренней зеркальной поверхности. Такая конструкция позволяет уменьшить потери перекачиваемой жидкости через движущийся поршень по цилиндру.

В плунжерных насосах (рис.7.4) плунжер не имеет уплотнительных колец и отличается от поршня значительно большим отношением длины к диаметру. При этом происходят незначительные утечки жидкости из-за большого гидравлического сопротивления жидкости, пытающейся пройти между цилиндром и плунжером на большой длине сопротивления последних.

В поршневых насосах жидкость при всасывании занимает в цилиндре объем, освобождаемый поршнем. При нагнетании этот объем, если не учитывать утечки жидкости через клапаны, уплотнительные кольца и т.д., вытесняется поршнем в нагнетательный трубопровод. Тогда производительность (теоретическая) будет определяться объемом, описываемым поршнем в единицу времени.

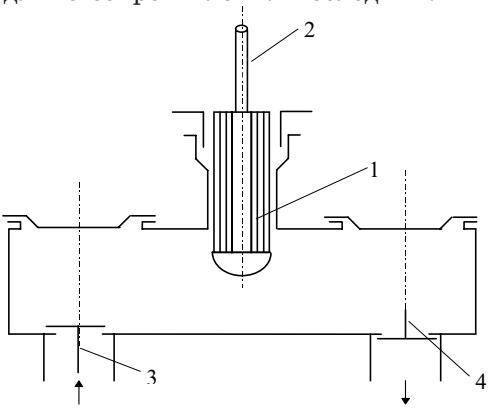


Рис. 7.4. Схема плунжерного насоса:
1 – цилиндр; 2 – плунжер; 3 – всасывающий клапан; 4 – нагнетательный клапан

Если площадь поперечного сечения F, длина хода поршня S и число оборотов кривошипно-шатунного механизма равно n, то теоретическая производительность поршневого насоса простого действия $Q_т$ равна:

$$Q_т = FSn. \qquad (7.14)$$

Для насоса двойного действия производительность будет другой, так как за один оборот происходит два раза всасывание и два раза – нагнетание. Но простое сложение производительности, определяемой по формуле (7.14), будет неверно, так как область справа от поршня загромождена соединительным штоком, необходимым для соединения кривошипно-шатунного механизма с поршнем. Тогда за n оборотов кривошипа теоретическая производительность насоса двойного действия составит:

$$Q_т = FSn + (F - f)\,Sn = (2F - f)\,Sn, \qquad (7.15)$$

где f – площадь поперечного сечения штока.

Действительная производительность насоса Q всегда меньше теоретической и обусловлена наличием утечек жидкости через неплотности в сальниках, клапанах, местах соединения с трубопроводами. Все эти потери учитывает коэффициент подачи, или объемный КПД η_V, а значит:

$$Q_т = Q\eta_V. \qquad (7.16)$$

Коэффициент подачи η_V обычно колеблется в интервале 0,8÷0,95 и определяется в основном качеством изготовления насоса.

Напор поршневого насоса любого типа не зависит от производительности и ограничивается жесткостью (прочностью) конструкции, что является одним из основных преимуществ насосов этой группы. Поэтому для создания больших напоров применяют насосы поршневого типа. Но вместе с таким достоинством поршневые насосы обладают существенным недостатком: неравномерностью подачи жидкости в нагнетательный трубопровод.

Из анализа теории кривошипно-шатунного механизма поступательное движение поршня в цилиндре определяется углом поворота кривошипа. Тогда производительность насоса простого действия будет изменяться согласно закону движения поршня (рис. 7.5, *а*).

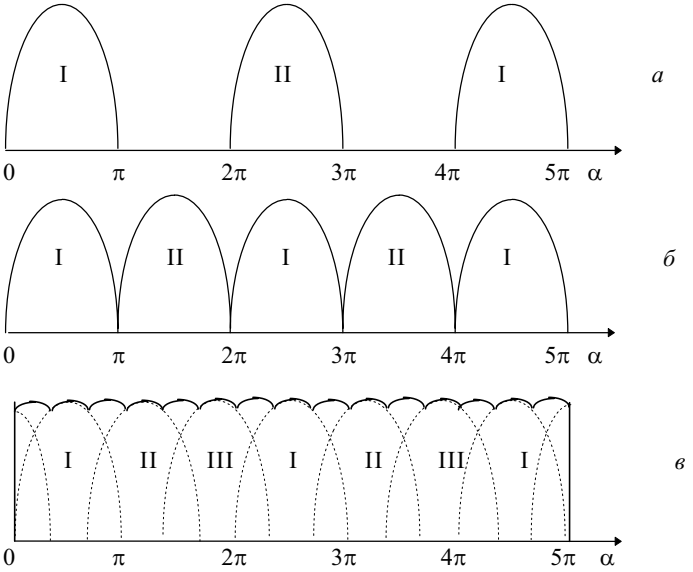


Рис. 7.5. Диаграмма подачи поршневых насосов:
а – простого действия; *б* – двойного действия; *в* – тройного действия

У насосов двойного действия, который одновременно всасывает и нагнетает поочередно (рис. 7.5, *б*), пульсаций подачи жидкости становится меньше. Практически полного отсутствия пульсаций можно добиться, применяя насосы тройного действия (триплексы-насосы), представляющие собой три встроенных насоса, кривошипы которых расположены под углом 120^0 друг относительно друга.

Полезную мощность поршневых насосов можно определить по индикаторной мощности, равной в некотором масштабе площади индикаторной диаграммы. Индикаторная диаграмма показывает зависимость абсолютного давления жидкости в цилиндре от пути, пройденного поршнем.

На рис. 7.6 представлена индикаторная диаграмма поршневого насоса простого действия:

$a - b$ – процесс всасывания жидкости в цилиндр. При этом давление в цилиндре намного меньше давления всасывания. Это различие давлений необходимо для поддержания всасывающего клапана в открытом состоянии;

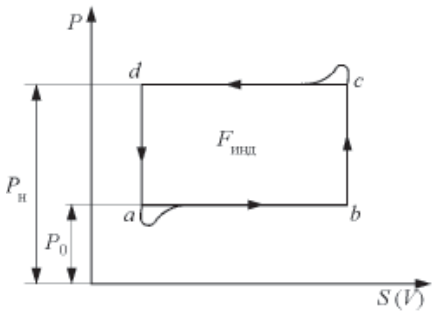


Рис. 7.6. Индикаторная диаграмма поршневого насоса простого действия

$b - c$ – момент, когда поршень дошел до крайнего правого положения и пытается пойти влево. Давление жидкости резко возрастает (из-за незначительной сжимаемости), всасывающий клапан закрывается. По достижении давления нагнетания $P_н$ открывается нагнетательный клапан;

$c - d$ – процесс нагнетания жидкости. Происходит выталкивание жидкости в нагнетательный трубопровод;

$d - a$ – момент, когда поршень находится в крайнем левом положении и готов идти вправо. Давление в цилиндре резко падает, нагнетательный клапан закрывается, а всасывающий – после достижения $P_{вс}$ открывается.

Затем цикл повторяется.

Зная площадь индикаторной диаграммы $F_{инд}$, можно определить индикаторную мощность:

$$N_{инд} = M_{инд} F_{инд}, \qquad (7.17)$$

где $M_{инд}$ – масштаб площади индикаторной диаграммы, а затем – и полезную мощность:

$$N_п = N_{инд} \eta_{инд}, \qquad (7.18)$$

где $\eta_{инд} = \eta_V \eta_г$ – индикаторный КПД.

7.4. Центробежные насосы

В центробежных насосах всасывание и нагнетание жидкости происходят одновременно, чем достигается равномерная подача. Это происходит за счет действия центробежной силы при вращении рабочего колеса с лопатками, заключенного в спиралеобразный корпус.

Центробежный насос (рис.7.7) состоит из корпуса 2, имеющего спиралевидный канал, в котором вращается рабочее колесо 3, укрепленное на валу 4.

На рабочем колесе 3 укреплены лопасти 5, между которыми располагаются каналы для прохода жидкости. Подача жидкости в насос осуществляется через всасывающий штуцер 1, соединенный

с центральной частью рабочего колеса. Под действием центробежной силы жидкость проходит по каналам рабочего колеса и отбрасывается к его периферии, приобретая при этом кинетическую энергию.

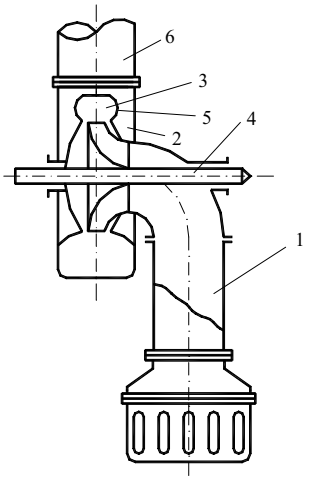


Рис. 7.7. Центробежный насос: 1 – всасывающий штуцер; 2 – корпус; 3 – рабочее колесо; 4 – вал; 5 – лопасти рабочего колеса, 6 – нагнетательный штуцер

В спиралевидном канале корпуса насоса кинетическая энергия жидкости превращается в энергию давления и жидкость выбрасывается в нагнетательный штуцер 6.

Давление, развиваемое центробежным насосом, зависит от скорости вращения рабочего насоса. Вследствие значительных зазоров между насосом и корпусом, обеспечивающих безопасную работу насоса, разряжение, возникающее при вращении колеса, недостаточно для подъема жидкости по всасывающему трубопроводу. Особенность центробежного насоса заключается в том, что для начала его работы необходимо заполнение жидкостью внутренней полости корпуса с рабочим колесом. Только в этом случае при запуске насоса возникает центробежная сила, которая вызовет перемещение жидкости и создаст перепад давления. Направление вращения рабочего колеса насоса необходимо строго соблюдать (вращение рабочего колеса должно быть направлено в противоположную сторону загиба лопастей), иначе насос не будет создавать должного перепада давления.

Центробежные насосы широко применяются в химико-фармацевтическом производстве, что объясняется их высокой производительностью, небольшими размерами, возможностью непосредственного присоединения к электродвигателю. Кроме того, центробежные насосы просты по конструкции, и это позволяет изготавливать их из разнообразных материалов. Последнее обстоятельство делает насосы данного типа незаменимыми при перекачивании агрессивных жидкостей.

Производительность центробежных насосов зависит от большого числа факторов и определяется специальными расчетами. На практике выбор насоса заданной производительности и напора осуществляется по каталогу. Обычно заводами выпускаются насосы на определенную производительность Q, высоту напора H , частоту вращения n и мощность N. Однако при эксплуатации часто приходится использовать насос для других условий работы, что изменяет все его рабочие показатели. С этой целью необходимо знать взаимосвязь между всеми рабочими параметрами насоса.

Производительность и напор центробежного насоса зависят от числа оборотов рабочего колеса. Если изменить число оборотов насоса от n_1 до n_2, то производительность изменяется прямо пропорционально:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}. \qquad (7.19)$$

Напор, развиваемый насосом, пропорционален квадрату числа оборотов:

$$\frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2. \qquad (7.20)$$

Поскольку потребляемая насосом мощность $N \sim QH$ при различных числах оборотов, получим соотношение:

$$\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3. \qquad (7.21)$$

Уравнения (7.19) – (7.21) носят название *законов пропорциональности*, которые соблюдаются при изменении числа оборотов колеса не более чем в 2 раза.

На практике нет строгого соблюдения полученных зависимостей, так как с уменьшением одного рабочего параметра изменяются и другие, в частности КПД насоса. Поэтому для каждого насоса следует определять эти зависимости опытным путем.

Графическую зависимость основных параметров центробежного насоса (развиваемого напора H, мощности на валу N, КПД η от его производительности Q) называют характеристиками насоса (рис. 7.8).

Эти характеристики определяют при испытании центробежного насоса и приводят в каталогах и паспортах к насосу.

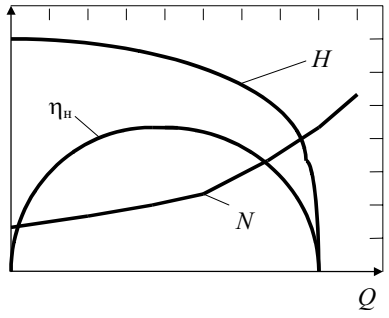


Рис. 7.8. Характеристики центробежного насоса (при n=const)

Работа центробежного насоса должна рассматриваться совместно с трубопроводной сетью, к которой он подключен, так как подача и напор устанавливаются в зависимости от сопротивления трубопровода.

В общем случае при рассмотрении сопротивления трубопровода (формулы (6.62), (6.65), (6.70)) после небольших преобразований можно определить, что потери напора пропорциональны квадрату расхода жидкости:

$$h_{\text{п}} = k\,Q^2. \qquad (7.22)$$

Подставив (7.22) в (7.7), нетрудно заметить, что

$$H = H_{\text{г}} + \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + kQ^2 = A + kQ^2, \qquad (7.23)$$

где A, k – константы, между напором H и производительностью устанавливается параболическая зависимость.

На рис. 7.9 приведены характеристики трубопровода и насоса, из сопоставления которых видно, что при работе на данный трубопровод насос не может обеспечить подачу больше Q_1, хотя по характеристике насоса возможна большая подача, но при напоре, меньшем H_1. Увеличение производительности возможно лишь при уменьшении гидравлического сопротивления сети, что влечет за собой уменьшение гидравлического сопротивления сети $h_п$, т.е. означает уменьшение коэффициента k в уравнении (7.23).

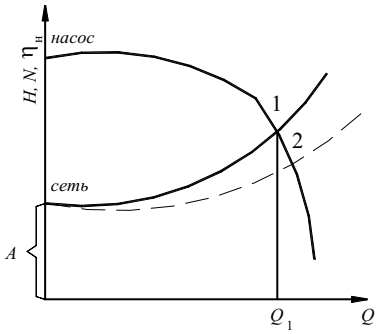


Рис. 7.9. Характеристики трубопровода и насоса:
1 – характеристика трубопровода;
2 – характеристика насоса

Тогда характеристика сети изобразится пунктирной линией и точка 1 сместится вправо в точку 2.

При недостаточном напоре или производительности возможно подключение центробежных насосов последовательно или параллельно.

Последовательное соединение насосов применяют для увеличения давления на выходе из системы насосов. Общий вид характеристик последовательно соединенных насосов 2 остается аналогичным характеристике одного насоса 1, однако ее получают путем сложения напоров насосов для каждого значения производительности (рис. 7.10, *а*).

Схему параллельного соединения насосов (рис. 7.10, *б*) используют для увеличения подачи в трубопровод. При этом общую характеристику 4 получают путем сложения значений производительности при каждом значении напора 3.

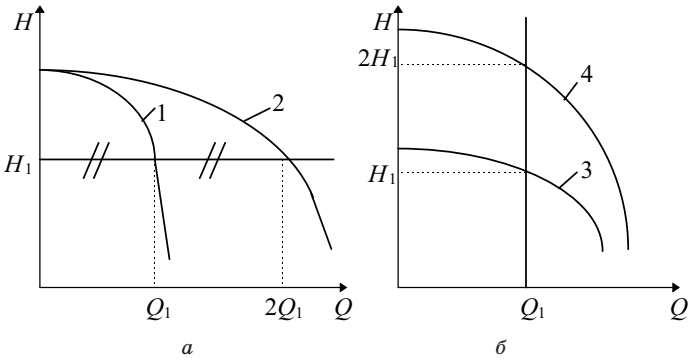


Рис. 7.10.Совместная работа насосов:
а – при последовательном подключении; *б* – при параллельном подключении

7.5. Насосы других типов

Шестеренчатые насосы состоят из пары шестерен 2 с внутренним или внешним зацеплением, которые помещены в корпус 1 (рис. 7.11). При вращении шестерен в месте выхода их из зацепления создается разрежение и жидкость из приемного трубопровода 3 поступает в корпус насоса. В том месте, где шестерни входят в зацепление, жидкость выдавливается из пространства между зубьями и нагнетается в напорный трубопровод 4.

Шестеренчатый насос прост по конструкции, в нем отсутствуют клапаны, он непосредственно присоединяется к двигателю и обеспечивает большую высоту напора при колебании производительности от десятых долей м^3/ч до 50 м^3/ч.

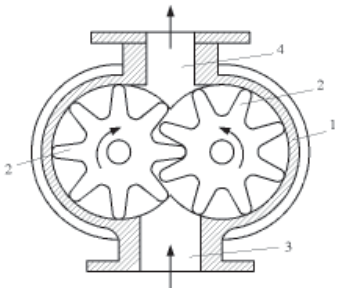


Рис.7.11. Схема шестеренчатого насоса:
1 – корпус; 2 – шестерня;
3 – приемный трубопровод;
4 – напорный трубопровод

Благодаря этим качествам насос с успехом применяется для перекачивания небольших количеств чистых вязких жидкостей, обеспечивая значительные перепады давления.

Пластинчатые насосы имеют вращающийся ротор 1, установленный эксцентрично в корпусе 2 и снабженный подвижными пластинами 3 (рис.7.12).

Пластины прижимаются к корпусу силой пружины, центробежной силой или давлением подводимой по оси насоса жидкости. Отсекаемые между пластинами и корпусом объемы жидкости при вращении ротора вытесняются в напорный трубопровод. Пластин может быть две и более.

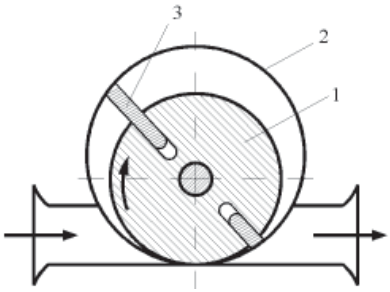


Рис. 7.12. Схема пластинчатого ротационного насоса:
1 – ротор; 2 – корпус; 3 – пластины

Пластинчатые насосы применяются для перемещения чистых, не содержащих твердых примесей жидкостей при умеренных производительностях и напорах.

Вихревые насосы состоят из корпуса 1 (рис.7.13), рабочего колеса 2, имеющего лопасти 3 со скосами 4. Жидкость поступает через всасывающий патрубок 5, отбрасывается центробежной силой в кольцевой канал, в котором за счет скоса лопастей многократно приобретает вихреобразное движение. В результате многократного контакта между перекачиваемой жидкостью и рабочим колесом достигаются более высокие напоры, чем у центробежных.

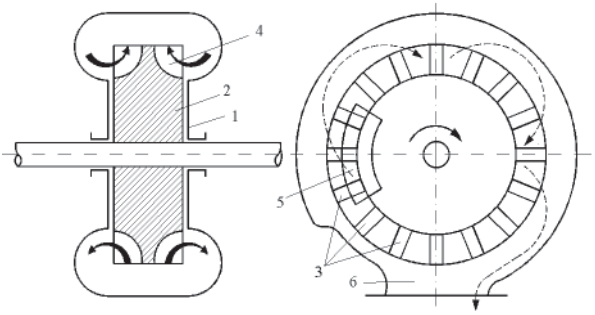


Рис. 7.13. Схема вихревого насоса:
1 – корпус; 2 – рабочее колесо; 3 – радиальные лопасти; 4 – скосы радиальных лопастей; 5 – всасывающий патрубок; 6 – нагнетательный патрубок

Отдельные типы вихревых насосов создают на всасывающей линии большое разряжение и работают как самовсасывающие без предварительного заполнения жидкостью.

Вихревые насосы применяются для перекачивания чистых маловязких жидкостей с небольшими подачами (до 50 $м^3/ч$) и сравнительно высокими напорами – 200÷250 м. Недостатками насосов этой конструкции являются низкий коэффициент полезного действия ($\eta = 0{,}2 \div 0{,}5$) и возможность перекачивания жидкостей с твердыми частицами.

Монтежю. Подъем химически агрессивных жидкостей на сравнительно небольшую высоту часто производят сжатым воздухом (или инертными газами) при помощи так называемых монтежю (рис. 7.14).

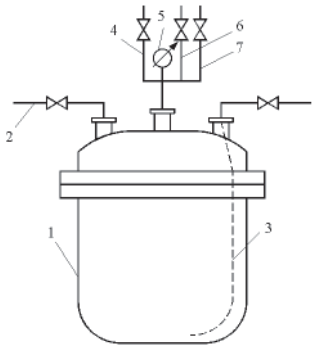


Рис. 7.14. Монтежю:
1– корпус; 2 – труба наполнения; 3 – труба для передавливания; 4 – пневматическая труба; 5 – манометр; 6 – вакуумметрическая труба; 7 – барометрическая труба

Жидкость поступает по трубе наполнения 2. При этом, если она поступает самотеком, то кран на 7 открывается, если же заполнение происходит под вакуумом, то открывается кран на 6, соединенный с вакуумнасосом. Передавливание происходит сжатым воздухом при открытом вентиле на 4, предварительно закрыв вентили на трубах 2, 6, 7. Давление воздуха контролируется показаниями манометра 5. За счет этого давления жидкость поднимается по трубе 3 и поступает дальше в трубопровод. После полного или частичного опорожнения монтежю кран на трубе 3 закрывают, а

давление в аппарате «спускают», открывая кран на трубе 7, сообщенной с атмосферой.

Для подъема при помощи монтежю жидкостей, пары которых в смеси с воздухом образуют взрывчатые и легко воспламеняющиеся смеси, вместо сжатого воздуха необходимо применять инертные газы.

Достоинством монтежю является отсутствие в них движущихся частей, которые наиболее быстро разрушаются из-за истирания и коррозии. Поэтому они применяются для перекачивания загрязненных, химически агрессивных жидкостей, несмотря на низкий КПД (0,1÷0,2).

Список литературы:

1. *Насосы* и компрессоры /С.А.Абдурашитов, А.А.Туниченков, И.М.Вершинин, С.М.Тененгокьец. М.: Недра, 1974. 296 с.

2. *Черкасский В.М.* Насосы, вентиляторы, компрессоры. М.: Энергоиздат, 1984. 416 с.

3. *Бакланов Н.А.* Насосы химической промышленности. М.: Химия, 1977. 95 с.

4. *Жабо В.В., Уваров В.В.* Гидравлика и насосы. М.: Энергоиздат, 1984. 328 с.

Глава 8. ПЕРЕМЕЩЕНИЕ И СЖАТИЕ ГАЗОВ

8.1. Общие сведения

Сжатие газов в фармацевтическом производстве используется для проведения химических процессов под давлением, перемещения газов, а также для создания разрежения. Кроме того, сжатые газы используют для вспомогательных целей: передавливания, перемешивания, распыления и т.д. Машины, предназначенные для сжатия и перемещения газов, называются компрессорами.

Отношение конечного давления P_2, создаваемого компрессором, к начальному давлению P_1, при котором происходит всасывание газов, называют *степенью сжатия*. В зависимости от величины степени сжатия различают следующие типы компрессорных машин:

– вентиляторы $\left(i = \frac{P_2}{P_1} < 1{,}1\right)$ – для перемещения больших количеств газов;

– газодувки $(1{,}1 < i < 3)$ – для перемещения газов по трубопроводам с относительно высоким гидравлическим сопротивлением;

– компрессоры $(i < 3)$ – для создания высоких давлений;

– вакуум-насосы – при отсасывании газов при давлении ниже атмосферного.

По принципу действия компрессорные машины делятся на поршневые, ротационные, центробежные и осевые.

8.2. Термодинамические основы процесса сжатия газов

Процессы сжатия газов. При изменяющемся давлении и объеме в зависимости от характера теплообмена с окружающей средой изменение состояния газа может происходить изотермически, адиабатически или политропически (рис. 8.1).

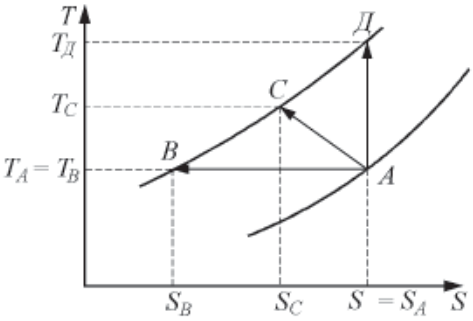


Рис. 8.1. Изображение процессов сжатия газов:
АВ – изотермический; *АД* – адиабатический; *АС* – политропический

При *изотермическом* сжатии (отрезок *АВ*) все выделяющееся тепло полностью отводится и температура остается постоянной (T_B=T_A). Если же все выделяющееся тепло затрачивается на увеличение внутренней энергии, т.е. теплообмен с окружающей средой полностью отсутствует, то такой процесс сжатия называют *адиабатическим* (отрезок *АД*).

Реальный процесс сжатия происходит при промежуточных условиях теплообмена с окружающей средой. Такой процесс получил название *политропический* (*AC*). В случае организованного интенсивного охлаждения (компрессоры с водяным охлаждением) политропический процесс стремится к изотермическому и тогда изобразится на диаграмме *T*–*S* отрезком *AC*.

При термоизоляции корпуса компрессора и, значит, уменьшения потерь выделяющегося тепла в окружающую среду реальный процесс сжатия будет стремиться к адиабатическому и на диаграмме это будет соответствовать положению отрезка *AC*.

Работа сжатия и потребляемая мощность. Количество тепла, которое выделяется при любом протекании процесса сжатия, численно равно проведенной работе. Поэтому для изотермического сжатия количество тепла, которое необходимо отводить от газа, можно найти из диаграммы:

$$Q_{\text{из}} = L_{\text{из}} = T_A\,(S_A - S_B) \tag{8.1}$$

или аналитически:

$$L_{\text{из}} = V_1 P_1 \ln \frac{P_2}{P_1} \cdot \tag{8.2}$$

Для адиабатического процесса сжатия выделяемое количество тепла определится из соотношения

$$Q_{\text{ад}} = L_{\text{ад}} = C_P\,(T_Д - T_A) \tag{8.3}$$

или

$$L_{\text{ад}} = \frac{k}{k-1} P_1 V_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]. \tag{8.4}$$

При политропическом процессе сжатия количество выделяемого тепла определяется по диаграмме так:

$$Q_{\text{пол}} = L_{\text{пол}} = (S_A - S_C) \frac{T_A + T_C}{2} + C_P (T_C - T_A) \tag{8.5}$$

или

$$L_{\text{пол}} = \frac{m}{m-1} P_1 V_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \tag{8.6}$$

где в уравнениях (8.1)÷(8.6)

V_1 – удельный объем газа, всасываемого в компрессор, м^3/кг;

P_1 – давление газа в начале сжатия, Па;

P_2 – давление газа в конце сжатия, Па;

T_A, $T_Д$, T_B, T_C – температуры газа в начале и конце сжатия адиабатического, изотермического и политропического процессов, К;

S_A, S_B, S_C – энтропия газа в начале и конце сжатия изотермического и политропического процессов, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}}$;

C_P – теплоемкость газа при постоянном давлении, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}}$;

$k = \frac{C_P}{C_V}$ – показатель адиабаты: отношение теплоемкости газа при постоянном давлении к теплоемкости при постоянном объеме (берется из справочной литературы);

m – показатель политропы.

Значение показателя политропы m зависит от природы газа и условий теплообмена с окружающей средой, т.е. теоретически $1 < m < k$. На практике за счет выделяющегося тепла при трении поршня о стенки цилиндра показатель политропы имеет повышенные значения и в отдельных случаях сжатие может протекать по политропе с показателем $k < m$.

При изотермическом процессе сжатия затрачивается наименьшая работа, поэтому реальный процесс сжатия пытаются провести в условиях, приближенных к изотермическим. Выделяющееся при сжатии тепло стремятся отводить различными способами.

Температура газа T_2 после сжатия:
для изотермического процесса —

$$T_2 = T_1, \tag{8.7}$$

для адиабатического процесса —

$$T_2 = T_1\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}, \tag{8.8}$$

для политропного процесса —

$$T_2 = T_1\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{m-1}{m}}. \tag{8.9}$$

Зная величину удельной работы на 1 м^3 газа, нетрудно рассчитать мощность, которую необходимо затратить на сжатие газа:

$$N = Q\ L\ \rho, \tag{8.10}$$

где Q – производительность компрессора, м^3/с;

ρ – плотность газа, кг/м^3.

Фактическая мощность будет больше, чем теоретическая, что объясняется несовершенством цикла, утечками через неплотности и другими причинами. Отношение теоретической мощности к фактической называется *КПД процесса*. Но оценивать обычным образом количество приобретенной энергии к затрачиваемой неверно, так как при изотермическом процессе часть энергии отводится с теплоносителем.

Поэтому для оценки эффективности компрессорной машины используют относительный термодинамический КПД, основанный на сравнении данной компрессорной машины с наиболее экономичной машиной того же класса.

Отношение мощности изотермической машины $N_{из}$ к фактической мощности N данной машины, работающей с охлаждением газа, называется *изотермическим КПД* $\eta_{из}$:

$$\eta_{\text{из}} = \frac{N_{\text{из}}}{N}. \qquad (8.11)$$

Отношение мощности сжатия адиабатической машины $N_{\text{ад}}$ к мощности N данного компрессора, работающего без охлаждения газа, называется *адиабатическим КПД* $\eta_{\text{ад}}$:

$$\eta_{\text{ад}} = \frac{N_{\text{ад}}}{N}. \qquad (8.12)$$

8.3. Поршневые компрессоры

Поршневые компрессоры по принципу действия делят на компрессоры простого и двойного действия, а по числу ступеней сжатия – на одно-, двух- и многоступенчатые. Многоступенчатые компрессоры применяют для сжатия газов более 0,7 МПа (70 атм). Конструкция поршневых компрессоров полностью схожа с поршневыми насосами (рис. 7.2).

Индикаторная диаграмма. На практике для контроля за работой компрессора пользуются индикаторной диаграммой, которая представляет собой зависимость между давлением P и объемом V газа, находящегося в компрессоре за один двойной ход поршня.

Под идеальным компрессором понимают такую машину, у которой отсутствует пространство между крышкой цилиндра и поршнем, находящимся в крайнем левом положении. Это пространство получило название – вредное или мертвое.

На рис. 8.2 показана индикаторная диаграмма для идеального поршневого компрессора. При перемещении поршня из крайнего левого (мертвого) положения газ через открывшийся всасывающий клапан засасывается в цилиндр (линия *AB*). Когда поршень начинает двигаться в обратном направлении, всасывающий клапан закрывается и начинается сжатие газа (линия *BC*). По достижении давления в нагнетательном трубопроводе, равного P_2, сжатый газ начнет полностью выталкиваться при постоянном давлении P_2 в нагнетательный трубопровод (линия *СД*).

Диаграмма на рис. 8.2 дает представление о теоретическом процессе сжатия газов в компрессоре, не имеющем вредного пространства. В реальном процессе образуется вредное пространство, которое обусловлено:

– необходимостью пространства для хода клапанов;

– наличием зазоров между крышкой цилиндра и поршнем в крайнем левом положении.

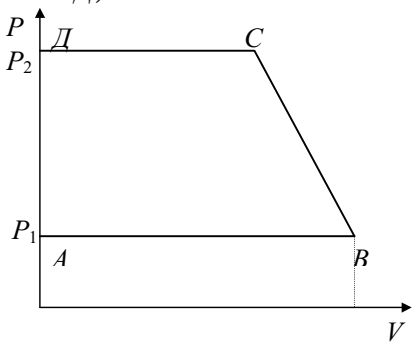


Рис. 8.2. Индикаторная диаграмма идеального поршневого компрессора

На рис. 8.3 представлена индикаторная диаграмма реального поршневого компрессора.

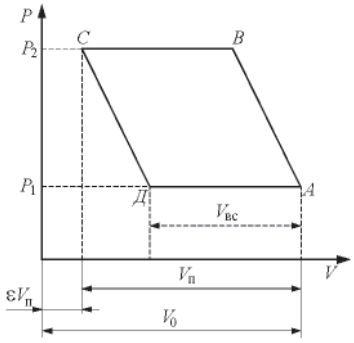


Рис. 8.3. Индикаторная диаграмма реального поршневого компрессора

Пусть точка A соответствует крайнему правому положению поршня. При этом газ, находящийся в цилиндре, имеет давление P_1. При движении поршня влево всасывающий и нагнетательный клапаны закрыты и газ, находящийся в цилиндре, сжимается (линия AB). При достижении давления газа P_2 (точка B) открывается нагнетательный клапан и при дальнейшем движении поршня газ вытесняется в нагнетательный трубопровод (линия BC), пока поршень не дойдет до крайнего левого положения (точка C). При движении в обратном направлении в цилиндре начинается расширение газа, находящегося в мертвом пространстве. Этот процесс (линия $СД$) сопровождается увеличением объема, уменьшением давления газа и, следовательно, мгновенным закрытием нагнетательного клапана. Когда давление газа снизится до P_1, во всасывающей линии (точка $Д$) открывается всасывающий клапан и газ поступает в компрессор. Всасывание (линия $ДА$) продолжается до достижения поршнем крайнего правого положения (точка A).

По снятой индикаторной диаграмме можно определить полезную работу, совершаемую компрессором при сжатии газа за один оборот и отнесенную к единице площади поршня как площадь индикаторной диаграммы.

Соответствующая этой работе индикаторная мощность компрессора может быть определена из уравнения

$$N_{инд} = F\ n\ f_{инд}, \qquad (8.13)$$

где F – площадь поршня, м^2;

n – число оборотов, 1/с;

$f_{инд}$ – площадь индикаторной диаграммы, Па $\cdot$ м^3.

Производительность поршневых компрессоров определяется объемом газа, подаваемого в единицу времени в нагнетаемый трубопровод и приведенного к условиям всасывания.

Обозначим (рис. 8.3):

V_0 – полный объем цилиндра компрессора, м^3;

$V_П$ – объем, описываемый поршнем, м^3;

$\frac{V_0 - V_п}{V_п} = \varepsilon$ – коэффициент, характеризующий величину вредного пространства, в долях от $V_П$;

$\varepsilon V_{\text{п}}$ – объем вредного пространства, м^3;

$V_{\text{вс}}$ – действительный объем газа, всасываемый компрессором за один ход поршня, м^3;

$\frac{V_{\text{вс}}}{V_{\text{п}}}$ – объемный коэффициент, выражающий отношение фактически всасываемого объема газа к объему, описываемому поршнем.

Под теоретической производительностью понимают объем, описываемый поршнем в единицу времени, он рассчитывается подобно формуле (7.14).

Действительная производительность компрессора $V_{\text{Д}}$ всегда меньше теоретической $V_{\text{т}}$ и определяется так:

$$V_{\text{Д}} = \lambda_V V_{\text{т}}, \qquad (8.14)$$

где λ_V – коэффициент подачи.

Коэффициент подачи учитывает все потери производительности компрессора:

$$\lambda_V = \lambda_{\text{О}} \lambda_{\text{Г}} \lambda_{\text{т}}, \qquad (8.15)$$

где $\lambda_{\text{т}}$ – термический коэффициент, учитывающий уменьшение объема всасываемого газа за счет его расширения при соприкосновении с горячими стенками цилиндра и смешения с нагретым газом из мертвого пространства. Обычно он принимает значения 0,9÷0,98;

$\lambda_{\text{Г}}$ – коэффициент герметичности учитывает потери производительности путем утечек газа через неплотности в кольцах, сальниках, клапанах. Его значение зависит от качества изготовления компрессорных машин и равен 0,95÷0,98;

$\lambda_{\text{о}}$ – объемный коэффициент, учитывающий уменьшение объема всасывания при расширении газа, находящегося в мертвом пространстве:

$$\lambda_{\text{о}} = \frac{V_{\text{вс}}}{V_{\text{п}}}. \qquad (8.16)$$

Но по формуле (8.16) определить $\lambda_{\text{о}}$ практически почти невозможно. Поэтому обозначим через x отношение разности между полным объемом и фактически всасываемым к объему, описываемому поршнем:

$$x = \frac{V_{\text{о}} - V_{\text{вс}}}{V_{\text{п}}} = \frac{V_{\text{п}} + \varepsilon V_{\text{п}} - \lambda_{\text{о}} V_{\text{п}}}{V_{\text{п}}} = 1 + \varepsilon - \lambda_{\text{о}}. \qquad (8.17)$$

Считая процесс расширения газа в мертвом пространстве политропическим, можно записать:

$$P_2 (\varepsilon V_{\text{п}})^m = P_1 (V_{\text{о}} - V_{\text{вс}})^m = P_1 (x V_{\text{п}})^m.$$

Отсюда нетрудно увидеть, что

$$x = \varepsilon \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{1}{m}}. \qquad (8.18)$$

И, окончательно подставляя (8.18) в (8.17), получим

$$\lambda_o = 1 - \varepsilon \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right]. \qquad (8.19)$$

Анализируя формулу (8.19), можно сделать вывод о том, что объемный коэффициент компрессорной машины зависит от относительного объема мертвого пространства, степени сжатия и показания политропы расширения газа, т.е. от конструкции компрессорной машины и свойств сжимаемого газа.

Предел одноступенчатого сжатия. В случае, когда степень сжатия $\left(\frac{P_2}{P_1} \right)$ такова, что объем всасывания равен нулю, наступает предельное состояние процесса сжатия для компрессора. При этом весь газ, находящийся в мертвом пространстве, расширяясь, занимает весь объем цилиндра, и поэтому всасывания не происходит. На индикаторной диаграмме (рис. 8.4) линии сжатия и расширения сольются в одну линию.

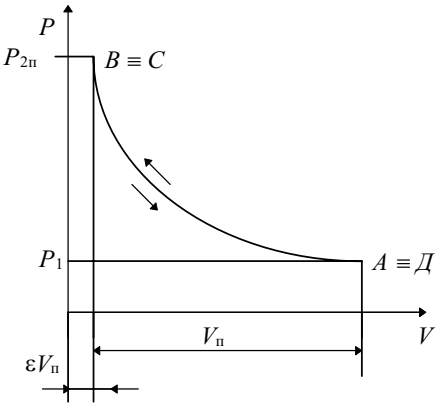


Рис. 8.4. Индикаторная диаграмма компрессора при достижении предела одноступенчатого сжатия

С учетом зависимости (8.16) $\lambda_o = 0$, и тогда предельную степень сжатия $\left(\frac{P_2}{P_1} \right)$ можно определить из выражения (8.19):

$$1 - \varepsilon \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right] = 0.$$

Отсюда

$$\frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{1+\varepsilon}{\varepsilon} \right)^m. \qquad (8.20)$$

Практически степень сжатия не превышает значения 6÷8. Такое ограничение обусловлено повышением температуры газа выше 150÷160 ^{0}C, что приводит к выделению летучих компонентов из смазочного масла, которые могут образовывать взрывоопасные смеси.

Многоступенчатое сжатие. В тех случаях, когда необходимо получить газ более высокого давления, применяют многоступенчатое сжатие. При переходе от одной ступени к другой газ охлаждают в промежуточном холодильнике и тем самым добиваются непревышения взрывоопасной температуры газа T^* (рис.8.5).

Из анализа процесса сжатия в многоступенчатом компрессоре вытекает, что работа сжатия будет минимальна, если в любой

ступени степени сжатия будут равны. Тогда степень сжатия i любой ступени найдется из выражения:

$$i = \frac{P_2}{P_{\text{нач}}} = \frac{P_3}{P_2} = \ldots = \frac{P_{K+1}}{P_K} = \sqrt[N]{\frac{P_{\text{кон}}}{P_{\text{нач}}}}, \quad (8.21)$$

где N – число ступеней сжатия;

$P_{\text{кон}}$ – конечное давление;

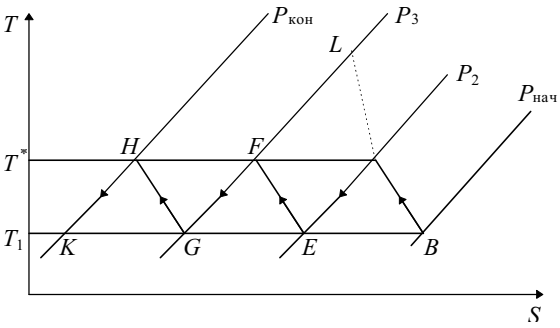


Рис. 8.5. Энтропийная диаграмма многоступенчатого сжатия

$P_{\text{нач}}$ – начальное давление.

Из (8.21) можно определить необходимое число N ступеней сжатия:

$$N = \frac{\ln P_{\text{кон}} - \ln P_{\text{нач}}}{\ln P_2 - \ln P_{\text{нач}}}, \quad (8.22)$$

где P_2 – давление газа после первой ступени сжатия.

Давление P_2 выбирают с учетом того, чтобы температура газа в конце сжатия не превышала допустимого предела (температуры воспламенения масла T^*) из соотношения (8.9) с учетом при $T_1 = T_{\text{нач}}$:

$$P_2 = P_{\text{нач}} \left(\frac{T^*}{T_{\text{нач}}} \right)^{\frac{m}{m-1}}. \quad (8.23)$$

Как видно из рис. 8.5, процесс многоступенчатого сжатия с промежуточным охлаждением газа более близок к изотермическому и, следовательно, требует меньших затрат энергии, чем процесс одноступенчатого сжатия в тех же пределах давлений. Процесс многоступенчатого сжатия тем ближе располагается к изотерме, чем больше число ступеней. Однако число их приходится ограничивать пятью-шестью, так как при большем числе ступеней увеличивается стоимость машины и удорожается ее эксплуатация, а экономия в расходе энергии не компенсирует возрастания капитальных затрат и эксплуатационных расходов.

8.4. Ротационные компрессоры

Пластинчатые компрессоры обычно применяются при производительностях не более 6000 м^3/ч и давлениях не выше 15 атм. Недостатками пластинчатых компрессоров являются сложность изготовления и обслуживания, а также высокий износ пластин ротора, из-за чего часто нарушается герметичность рабочих камер и происходит уменьшение степени сжатия.

Схема ротационного пластинчатого компрессора представлена на рис. 8.6.

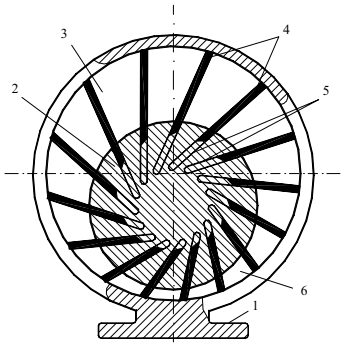


Рис. 8.6. Схема ротационного пластинчатого компрессора: 1 – корпус; 2 – ротор; 3 – всасывающий патрубок; 4 – пластины; 5 – пазы ротора; 6 – нагнетательный патрубок

Пластинчатый компрессор состоит из корпуса 1 и эксцентричного вращающегося ротора 2. Газ поступает через всасывающий патрубок 3 и заполняет полностью камеры. Камеры образуются между ротором и корпусом, разделенные с помощью пластин 4 на ряд не равных по объему пространств. Пластины свободно перемещаются в пазах 5 ротора и при его вращении отбрасываются центробежной силой, плотно прижимаясь к внутренней поверхности корпуса. При вращении ротора объем камеры уменьшается и газ, находящийся в ней, сжимается. Сжатие заканчивается, когда камера достигает нагнетательного патрубка 6, после чего происходит нагнетание газа.

Водокольцевые компрессоры. В корпусе 1 (рис. 8.7), частично заполненном водой, вращается ротор 2. При вращении ротора вода увлекается лопатками 3 и под действием центробежной силы отбрасывается к стенкам корпуса. Количество воды, заливаемое в компрессор, должно быть таким, чтобы концы всех лопаток были погружены в водяное кольцо.

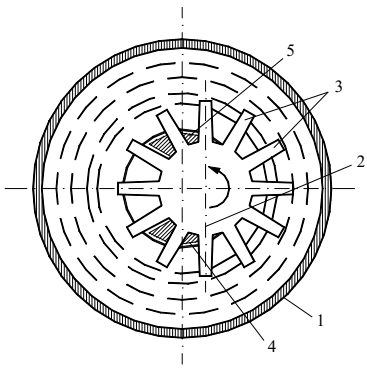


Рис. 8.7. Схема ротационного водокольцевого компрессора: 1 – корпус; 2 – ротор; 3 – лопатки; 4 – всасывающее отверстие; 5 – нагнетательное отверстие

Газ засасывается через всасывающее отверстие 4 в ячейки, образованные между лопатками ротора и водяным кольцом. При дальнейшем вращении ротора газ сжимается вследствие уменьшения объема ячеек и в конце оборота выталкивается в нагнетательное отверстие 5.

Водокольцевые компрессоры создают небольшое избыточное давление (до 2 атм) и поэтому используются в основном в качестве газодувок или вакуум-насосов.

Ротационные газодувки. Разновидностью машин с вращающимся поршнем является газодувка (рис. 8.8). Газодувка состоит из чугунного кожуха 1, в

котором на двух параллельно установленных валах вращаются два фасонных чугунных барабана 2. При вращении валов эти барабаны одним концом плотно касаются друг друга, другим – плотно прилегают к стенке кожуха, образуя в корпусе две разобщенные камеры, из которых в одной происходит всасывание, а в другой – нагнетание газа.

Барабаны в местах соприкосновения снабжены уплотнительными накладками, но достаточного уплотнения между барабанами и корпусом не достигается. Отличительной особенностью является простота устройства и широкие пределы производительности – от 100 до 5000 м^3/ч при давлении 2 атм.

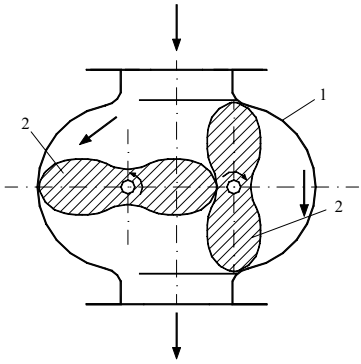


Рис. 8.8. Схема ротационной газодувки:
1 – кожух; 2 – чугунный барабан

По сравнению с поршневыми машинами ротационные компрессоры имеют ряд преимуществ, а именно:

— равномерную подачу газа независимо от изменений сопротивлений в сети;

— легкое изменение производительности, которое может быть достигнуто изменением числа оборотов;

— простоту конструкции;

— отсутствие клапанов;

— компактность;

— меньшую стоимость изготовления и эксплуатации.

Ротационные компрессоры требуют весьма тщательного монтажа и обслуживания. Конечное давление, создаваемое ротационными компрессорами, не превышает 5 атм, но КПД их ниже, чем у поршневых компрессоров, поэтому область их применения ограничена.

8.5. Компрессорные машины других типов

К другим типам компрессорных машин относятся вакуум-насосы и вентиляторы.

Вакуум-насосы. Вакуум-насосы конструктивно не отличаются от поршневых и ротационных компрессоров. Особенностью вакуум-насосов является высокая степень сжатия (~20), в то время как для поршневых компрессоров степень сжатия не превышает 8. Кроме того, в вакуум-насосах всасывается газ при давлении, значительно ниже атмосферного, а выталкивается при давлении 1 атм.

Производительность вакуум-насосов непостоянна, так как она уменьшается вместе с уменьшением давления всасывания.

Величина создаваемого разряжения колеблется в пределах 700÷730 мм рт.ст.

Вентиляторы. Условно вентиляторы разделяются на вентиляторы низкого давления ($P<10^3$ Па), среднего ($P=10^3 \div 3 \cdot 10^3$ Па) и высокого ($P=3 \cdot 10^3 \div 10^4$ Па).

По принципу действия вентиляторы делятся на центробежные и осевые. Центробежные вентиляторы применяют для подачи газа при относительно больших напорах. Осевые вентиляторы обеспечивают большие производительности при малых напорах.

Работа центробежного и осевого вентиляторов аналогична работе центробежного и осевого насосов.

Список литературы:

1. *Насосы* и компрессоры /С.А.Абдурашитов, А.А.Туниченков, И.М.Вершинин, С.М.Тененгокьец. М.: Недра, 1974. 296 с.

2. *Черкасский В.М.* Насосы, вентиляторы, компрессоры. М.: Энергоиздат, 1984. 416 с.

3. *Калацун В.И., Дроздов Е.В.* Основы гидравлики и аэродинамики. М.: Стройиздат, 1980. 247 с.

Глава 9. РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ В ФАРМАЦЕВТИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

9.1. Классификация неоднородных систем и методы их разделения

В химическом и химико-фармацевтическом производствах многие процессы ведут к образованию неоднородных смесей, которые подлежат разделению. Разделение может осуществляться с различной целью: очистка газовой или жидкой фаз от взвешенных в них сопутствующих загрязняющих частиц или выделение ценных биологически активных веществ, взвешенных в газовой или жидкой фазах. Нередко встречаются задачи и противоположного характера: из веществ, находящихся в различных агрегатных состояниях, следует получить их смесь.

Выполнение как первой, так и второй задач основывается на гидрокинетических закономерностях осаждения и фильтрования.

Гидрокинетика изучает следующие задачи: обтекание падающего тела в жидкой среде (внешняя задача) и перемещение жидкости по каналам (внутренняя задача). Решая указанные задачи, применительно к конкретным условиям можно находить скорости процессов разделения или получения неоднородных смесей.

Под *неоднородной системой* понимают систему, состоящую, по меньшей мере, из двух фаз: *внутренней*, или *дисперсной*, *фазы* и *внешней фазы*, или *дисперсионной среды*, окружающей частицы внутренней дисперсной фазы.

Система с жидкой внешней фазой называется *жидкой неоднородной системой*, а система с газовой внешней средой — *газовой неоднородной системой*.

В зависимости от физического состояния фаз различают следующие неоднородные системы: суспензии, эмульсии, пены, пыли, дымы, туманы.

Суспензией называется микрогетерогенная система, состоящая из жидкости и находящихся в ней твердых частиц.

Эмульсия — дисперсная система, состоящая из несмешивающихся жидкостей.

Пены состоят из жидкости и размещенных в ней пузырьков газа.

Пыль и дым — смесь из газов и находящихся в них твердых частиц.

Туман — смесь из газа и взвешенных в нем капелек жидкости.

Вышеперечисленные неоднородные системы характеризуются концентрацией внутренней фазы и размерами ее частиц.

В большинстве случаев размеры частиц дисперсной фазы неодинаковы, поэтому ее характеризуют фракционным или дисперсным составом, т.е. процентным содержанием частиц различного размера.

В фармацевтической технологии широко распространены процессы, связанные с разделением жидких и газообразных неоднородных систем. Выбор метода их разделения зависит, в основном, от размеров взвешенных частиц, разности плотностей дисперсной и сплошной фаз, а также от вязкости сплошной фазы. Применяют следующие основные методы разделения:

осаждение;
фильтрование;
центрифугирование;
мембранное;
мокрое.

Осаждение – процесс разделения жидких или газовых неоднородных систем путем выделения из них твердых или жидких взвешенных частиц под действием силы тяжести, сил инерции (в том числе центробежных) или электростатических сил.

Осаждение, происходящее под действием силы тяжести, называется **отстаиванием**. В основном отстаивание применяется для предварительного грубого разделения неоднородных систем.

Фильтрование – процесс разделения жидких или газообразных неоднородных смесей пропусканием их через пористую перегородку, которое осуществляется под действием сил давления или центробежных сил. Фильтрование применяется для более тонкого разделения суспензий и пылей, чем осаждение.

Центрифугирование – процесс разделения суспензий и эмульсий в поле центробежных сил.

Мембранное разделение –процесс разделения неоднородных систем через полупроницаемую мембрану за счет давления, превышающего осмотическое.

Мокрое разделение – процесс улавливания взвешенных в газе частиц какой-либо жидкостью, оно происходит под действием сил тяжести или сил инерции и применяется для очистки газов и разделения суспензий.

Несмотря на общность принципов разделения жидких и газовых неоднородных систем некоторые методы их разделения, а также применяемое оборудование иногда имеют специфические особенности. Поэтому процессы разделения жидких и газовых систем следует рассматривать раздельно.

9.2. Материальный баланс процесса разделения

При осуществлении гидродинамического процесса может происходить в одном случае разделение неоднородных систем, а в другом – их образование в результате смешения.

Рассмотрим процесс разделения, когда подлежащая разделению неоднородная система состоит из вещества (*а*), составляющего сплошную фазу, и взвешенных в ней веществ (*в*).

Обозначим

G_C – количество исходной смеси, кг;

x_C – содержание веществ (*в*) в исходной смеси, % мас.;

$G_п$ – количество очищенного продукта, кг;

$x_п$ – содержание веществ (*в*) в очищенном продукте, % мас.;

$G_о$ – количество осадка, кг;

$x_о$ – содержание веществ (*в*) осадке, % мас.;

$\rho_а$ – плотность продукта (*а*);

$\rho_в$ – плотность продукта (*в*).

Если материальные потери исключить, то материальный баланс по общему количеству веществ:

$$G_с = G_п + G_о, \tag{9.1}$$

для взвешенных материалов (вещества *в*):

$$G_с\, x_с = G_п\, x_п + G_о\, x_о\,. \tag{9.2}$$

Решив уравнения (9.1) и (9.2) относительно $G_п$ и $G_о$, найдем количество очищенного продукта:

$$G_п = G_с \frac{x_о - x_с}{x_о - x_п} \tag{9.3}$$

и количество осадка:

$$G_о = G_с \frac{x_с - x_п}{x_о - x_п}. \tag{9.4}$$

Объемы (в м^3) исходной смеси $V_с$, очищенного продукта $V_п$ и осадка $V_о$ можно определить из равенств:

$$V_с = \frac{G_с(100 - x_с)}{100\rho_а} + \frac{G_с x_с}{100\rho_в}, \tag{9.5}$$

$$V_п = \frac{G_п(100 - x_п)}{100\rho_а} + \frac{G_п x_п}{100\rho_в}, \tag{9.6}$$

$$V_о = \frac{G_о(100 - x_о)}{100\rho_а} + \frac{G_о x_о}{100\rho_в}. \tag{9.7}$$

Равенства (9.1) и (9.2) выражают также и процесс смешения. Из равенства (9.2) может быть легко найдена концентрация взвешенного вещества в полученной смеси:

$$x_с = \frac{G_п x_п + G_о x_о}{G_с}, \tag{9.8}$$

где $G_п$, $G_о$ – количество смешиваемых материалов;

$x_п$, $x_о$ – содержание в этих материалах взвешенных веществ;

$G_с$ – количество получаемой смеси.

9.3. Разделение жидких систем

9.3.1. Осаждение (отстаивание)

Отстаивание используют для разделения суспензий, эмульсий, пылей и дымов. Сущность отстаивания состоит в том, что

неоднородная система, находящаяся в состоянии покоя или движущаяся с малой скоростью, разделяется под влиянием сил тяжести на составные части.

Указанный процесс не обеспечивает выделения из смеси тонкодисперсных частиц, которые характеризуются малой скоростью осаждения, и поэтому отстаивание используют для грубого разделения неоднородных систем.

Основными параметрами, характеризующими процесс отстаивания, являются: скорость осаждения частиц, линейная скорость потока, время пребывания потока в аппарате, количество фракций, получаемых при разделении.

9.3.1.1. Определение скорости осаждения

Рассмотрим осаждение обособленной твердой шарообразной частицы в жидкости (рис. 9.1). На частицу диаметром d действует сила тяжести, сила Архимеда (сила выталкивания) A и сила R сопротивления среды. Движущей силой P осаждения частицы является разность между силой тяжести и силой выталкивания:

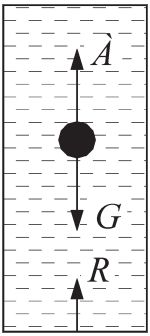


Рис. 9.1. Силы, действующие на твердую частицу при осаждении

$$P = G - A = \frac{\pi d^3}{6} g\left(\rho_{ч} - \rho_{ср}\right) \text{ Н}, \quad (9.9)$$

где d – диаметр частицы, м;

g – ускорение силы тяжести, м/с^2;

$\rho_{ч}$ – плотность частиц, кг/м^3;

$\rho_{ср}$ – плотность среды, кг/м^3.

Сила R сопротивления среды действует в сторону, противоположную движению частицы, и состоит из сил трения и сил инерции. Силы трения преобладают при небольших скоростях осаждения, малых величинах частиц и высокой вязкости среды, т.е. при ламинарном движении, когда поток плавно обтекает частицу (рис. 9.2, *а*) и не образует за ней завихрений.

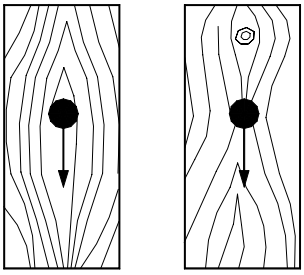


Рис. 9.2. Движение твердой частицы при осаждении: *а* – ламинарное; *б* – турбулентное

В соответствии с законом Стокса при ламинарном осаждении шарообразной частицы силы сопротивления среды:

$$R = 3\pi d \mu w_{ос} \text{ Н}, \quad (9.10)$$

где μ – вязкость среды, Н · с/м^2;

$w_{ос}$ – скорость осаждения частицы, м/с.

Оседающая частица, перемещаясь вначале ускоренно, через некоторое время,

когда сила R сопротивления среды уравновесит движущую силу P, приобретает постоянную скорость и оседает равномерно.

Указанная постоянная скорость называется скоростью осаждения. Поэтому при достижении частицей постоянной скорости должно соблюдаться равенство $P = R$. Подставляя в последнее уравнение значения P и R, получим

$$\frac{\pi d^3}{6} \cdot g\left(\rho_{ч} - \rho_{ср}\right) = 3\pi d \mu w_{ос}, \qquad (9.11)$$

откуда скорость осаждения:

$$w_{ос} = \frac{d^2 g\left(\rho_{ч} - \rho_{ср}\right)}{18\mu} \text{ м/с.} \qquad (9.12)$$

Данное уравнение, называемое *уравнением Стокса*, применимо при *значениях* $\mathrm{Re} \leq 2$. Отсюда при *ламинарном движении* скорость осаждения шарообразных частиц прямо пропорциональна квадрату их диаметра, разности плотностей частиц и среды и обратно пропорциональна вязкости среды. Вследствие того что вязкость жидкости уменьшается с повышением ее температуры, для интенсификации процесса осаждения неоднородные смеси нередко подогревают до температур, допустимых технологическими условиями.

Для *газовой неоднородной системы* величиной $\rho_{ср}$ в уравнении (9.12) можно пренебречь, как очень малой по сравнению с $\rho_{ч}$, и тогда уравнение (9.12) примет вид:

$$w_{ос} = \frac{d^2 g \rho_{ч}}{18\mu} \text{ м/с.} \qquad (9.13)$$

При турбулентном осаждении (рис.9.2, *б*), когда $\mathrm{Re} > 500$, за частицей образуются завихренные потоки, а вместе с ними – некоторое разрежение, что приводит к увеличению сопротивления среды и замедлению скорости осаждения частицы. При указанном режиме сопротивление движению пропорционально квадрату скорости и вычисляется по закону Ньютона:

$$R = \xi F \frac{\rho_{ср} w_{ос}^2}{2} \text{ Н,} \qquad (9.14)$$

где ξ – коэффициент сопротивления равен 0,44 при $\mathrm{Re} > 500$;

$\xi = \dfrac{18{,}5}{\mathrm{Re}^{0{,}6}}$ – для переходного режима, когда $2 < \mathrm{Re} < 500$;

F – площадь проекции частицы на плоскость, перпендикулярную к направлению ее движения; для шарообразной частицы $F = \dfrac{\pi d^2}{4}$ м².

Для турбулентного осаждения можно написать уравнение, тождественное уравнению (9.11):

$$\frac{\pi d^3}{6} \cdot g\left(\rho_ч - \rho_{ср}\right) = \xi F \frac{\rho_{ср} w_{ос}^2}{2}.$$

После подстановки значений $g = 9{,}81$ м/с, $\xi = 0{,}44$ и $F = \frac{\pi d^2}{4}$ получим уравнение для определения скорости осаждения частиц при турбулентном движении:

$$w_{ос} = 5{,}45\sqrt{\frac{d\left(\rho_ч - \rho_{ср}\right)}{\rho_{ср}}} \text{ м/с.} \qquad (9.15)$$

Чтобы вычислить скорость осаждения нешарообразных частиц, полученную по уравнениям (9.12) или (9.15), величину следует умножить на коэффициент формы φ. Для частиц округлой формы $\varphi = 0{,}77$, для частиц угловатой формы $\varphi = 0{,}66$, для продолговатых частиц $\varphi = 0{,}58$, для пластинчатых частиц $\varphi = 0{,}43$.

При выводе представленных уравнений предполагалось *свободное осаждение* обособленной частицы: частица оседает независимо от других частиц и в неограниченном объеме. В реальных условиях отстаивания, происходящего в ограниченном объеме и при высоких концентрациях твердых частиц, наблюдается *стесненное осаждение*.

При стесненном осаждении сопротивление движению твердых частиц складывается из сопротивления среды и сопротивления, обусловленного трением и ударами твердых частиц между собой. Поэтому скорость стесненного осаждения всегда меньше скорости свободного осаждения частиц.

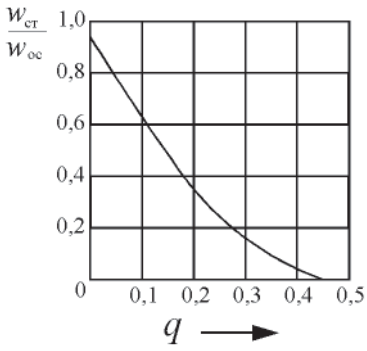


Рис. 9.3. К определению скорости стесненного осаждения частиц

Скорость $w_{ст}$ стесненного осаждения может быть определена по графику (рис. 9.3) зависимости $w_{ст}/w_{ос}$ от объемной доли твердой фазы q в суспензии. Необходимо соблюдать следующие требования, которые выполняются при работе отстойников: 1) время пребывания элемента потока в отстойнике должно быть равно или больше времени осаждения частиц; 2) скорость потока в отстойнике должна быть значительно меньше скорости осаждения частиц.

Несоблюдение первого требования приводит к тому, что частицы не успевают осесть, при несоблюдении второго — поток жидкости уносит осаждающиеся частицы. В химико-фармацевтическом производстве для интенсификации процесса осаждения лекарственных соков, поступающих в отстойники, добавляют полиэлектролиты (полиакриламид, метакрилат натрия). Последние способствуют быстрому росту частиц, что увеличивает в 1,5—2 раза

скорость осаждения, а следовательно, и производительность отстойника при меньшем времени нахождения сока в нем. Концентрация полиэлектролита в растворе составляет около 0,0015%. Названные полиэлектролиты полностью удаляются из раствора с осадком и не ухудшают качество получаемого продукта.

Пример 9.1. Определить скорость стесненного осаждения твердых частиц угловатой формы с эквивалентным диаметром $d_{экв}$ = 17 мкм и плотностью $\rho_ч$ = 2100 кг/м³ в суспензии. Плотность осветленной суспензии $\rho_о$ = 1080 кг/м³ и вязкость ее $\mu_о$ =0,00051 Н·с/м² (0,51 сП). Массовая доля твердой фазы в суспензии x = 0,04.

Решение. Плотность неосветленной суспензии определяют по формуле (2.7):

$$\rho_с = \frac{1}{\frac{1-x}{\rho_ж} + \frac{x}{\rho_т}} \text{ кг/м}^3,$$

где $\rho_ж$ – плотность жидкой фазы, кг/м³,

$$\rho_с = \frac{1}{\frac{x}{\rho_ч} + \frac{1-x}{\rho_о}} = \frac{1}{\frac{0,04}{2100} + \frac{1-0,04}{1080}} = 1101 \text{ кг/м}^3.$$

Объемную долю твердой фазы в суспензии определяем по формуле

$$q = \frac{x/\rho_т}{1/\rho_с} = \frac{x\rho_с}{\rho_т},$$

где x – массовая доля твердой фазы в суспензии;

$\rho_с$, $\rho_т$ – плотность суспензии и твердых частиц;

q – объемная доля твердой фазы суспензии (2.6):

$$q = \frac{x\rho_с}{\rho_т} = \frac{0,04 \cdot 1101}{2100} = 0,021.$$

Вязкость неосветленной суспензии (2.8):

$$\mu_с = \mu_о (1 + 4,5q) = 0,00051 (1+4,5 \cdot 0,021) =$$
$$= 0,000558 \text{ мПа} \cdot \text{с} = 0,558 \text{ сП}.$$

Определим скорость свободного осаждения шарообразных частиц, приняв предварительно, что режим осаждения ламинарный:

$$w_{ос} = \frac{d^2 g(\rho_ч - \rho_с)}{18\mu_с} = \frac{17^2 \cdot 10^{-12} \cdot 9,81(2100 - 1101)}{18 \cdot 0,000558} = 2,89 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

Проверим значение числа Рейнольдса, соответствующее полученной скорости:

$$\text{Re} = \frac{w_{ос}\, d\, \rho_с}{\mu_с} = \frac{2,89 \cdot 10^{-4} \cdot 17 \cdot 10^{-6} \cdot 1101}{0,000558} = 0,01 < 2,$$

т.е. принятый режим обтекания частицы является ламинарным. Полученную скорость свободного осаждения шарообразных частиц приведем к условиям стесненного осаждения частиц угловатой формы. Приняв коэффициент формы частиц φ = 0,66, получим скорость осаждения угловатых частиц:

$$w_{ос} = 2,89 \cdot 10^{-4}\varphi = 2,89 \cdot 10^{-4} \cdot 0,66 = 1,91 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

По рис.9.3 значению q = 0,021 соответствует отношение $w_{ст}/w_{ос}$ = 0,85. Тогда скорость стесненного осаждения частиц:

$$w_{ст} = w_{ос} \cdot 0,85 = 1,91 \cdot 10^{-4} \cdot 0,85 = 1,62 \cdot 10^{-4} \text{ м/с} = 0,58 \text{ м/ч}.$$

9.3.1.2. Устройство отстойников

Отстаивание проводят в аппаратах, называемых **отстойниками** или **сгустителями**. Различают отстойники периодического и непрерывного действия. Периодически работающие отстойники представляют собой низкие бассейны без устройств для перемешивания. Отстойник заполняется суспензией, которая отстаивается в неподвижном состоянии. После отстаивания спускают осветленную жидкость и удаляют вручную или смывают осадок водой, после этого снова наполняют отстойник суспензией.

Наиболее распространены непрерывнодействующие отстойники, которые бывают *одноярусными* и *многоярусными*.

Простейший одноярусный отстойник непрерывного действия с механизированным удалением осадка (рис. 9.4) представляет собой невысокий цилиндрический резервуар 1 с коническим днищем и кольцевым желобом 2 у верхнего края. Отстойник оборудован валом с лопастями 3 и скребками 4, совершающими около 0,5 об/мин и перемещающими осадок по днищу от периферии к центру. Суспензия непрерывно загружается в трубу 6, осветленная жидкость удаляется из кольцевого желоба 2, а сгущенная суспензия – из патрубка 5.

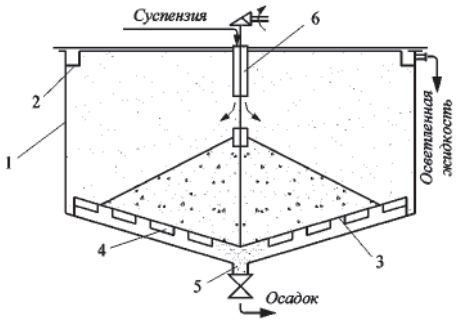


Рис. 9.4. Одноярусный механизированный отстойник непрерывного действия:
1– резервуар; 2 – кольцевой желоб; 3 – лопасти; 4 – скребки; 5 – штуцер отвода осадка; 6 – труба для подачи суспензии

Удаляемый из отстойников осадок содержит значительное количество жидкости. Эта жидкость часто является ценным продуктом, поэтому ее извлекают из осадка. Извлечение осадка из жидкости в процессе непрерывного отстаивания осуществляется в установке для противоточной промывки, состоящей из нескольких одноярусных отстойников. Недостатком одноярусного отстойника являются: громоздкость, большая площадь помещения при использовании нескольких отстойников.

Более компактны многоярусные отстойники, состоящие из нескольких (2÷5) одноярусных отстойников, размещенных один над другим и работающих, как правило, параллельно. Применение таких отстойников целесообразно в условиях холодного климата, когда они размещаются внутри зданий, и необходимо более рациональное использование производственной площади.

В двухъярусном отстойнике верхние или нижние отделения работают изолированно друг от друга (закрытый тип) или сообщаются друг с другом (открытый тип). В отстойнике, представленном на рис. 9.5, верхнее отделение 1 и нижнее отделение 2 сообщаются друг с другом трубой 3, которая опущена ниже уровня сгущенной суспензии в отделение 2.

Седиментируемая (исходная) суспензия подается раздельно в оба отделения, сгущенный материал откачивается только из нижнего отделения. Осветленная жидкость эвакуируется из верхней части каждого отделения отстойника. В представленном отстойнике давление столба более тяжелой суспензии уравновешивается давлением более высокого столба осветленной жидкости. Изменяя высоту последнего, можно регулировать высоту столба сгущаемой суспензии и распределение питания.

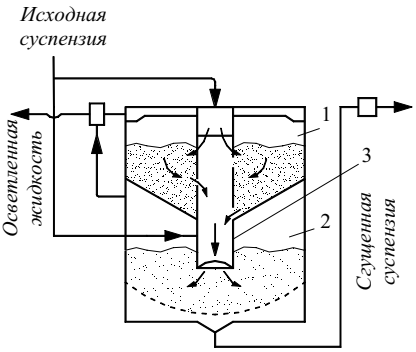


Рис. 9.5. Двухъярусный отстойник: 1 – верхнее отделение; 2 – нижнее отделение; 3 – соединительная труба

9.3.1.3. Расчет отстойников

При расчете отстойников определяют их производительность и требуемую поверхность осаждения, а по ней – линейные размеры отстойника заданной формы.

Рассмотрим отстойник для суспензий (рис. 9.6).

Если $G_с$ – количество разделяемой суспензии (в кг/с) с концентрацией твердой фазы x_1% мас. После разделения получили осадок в количестве $G_{ос}$ кг/с с содержанием твердой фазы x_2% мас. и осветленную жидкость в количестве $G_ж$ кг/с. Малым содержанием твердых частиц, переходящих в осветленную жидкость, пренебрегаем.

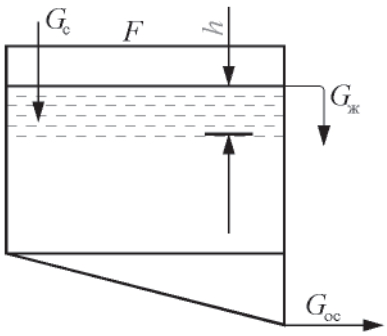


Рис. 9.6. К расчету отстойника

Тогда уравнения материального баланса запишутся в виде:

по суспензии $G_с = G_{ос} + G_ж$

по твердой фазе $G_с \cdot x_1 = G_{ос} \cdot x_2$ (9.16)

Решая совместно эти уравнения, найдем количество осветленной жидкости:

$$G_{ж} = G_{с}\left(1 - \frac{x_1}{x_2}\right) \text{ кг/с.} \qquad (9.17)$$

Пусть в результате отстаивания в течение τ с суспензия разделяется на слой сгущенной суспензии (шлама) и слой осветленной жидкости высотой h м. При поверхности осаждения F м^2 объем полученной осветленной жидкости будет hF м^3. Отсюда объем осветленной жидкости, полученной в единицу времени, равен:

$$V = \frac{hF}{\tau} \text{ м}^3/\text{с.} \qquad (9.18)$$

Осаждаясь со скоростью $w_{ос}$ м/с, твердые частицы проходят в 1 с путь, равный $w_{о}$, а за τ с – путь $w_{о}\tau$. В то же время этот путь равен h м.

Таким образом, $w_{о}\tau = h$.

Подставив значение h в выражение (9.18), получим

$$V = \frac{w_{о}\tau F}{\tau} = Fw_{о} \text{ м}^3/\text{с.} \qquad (9.19)$$

Из уравнения (9.19) видно, что производительность отстойника пропорциональна поверхности осаждения и не зависит от высоты отстойника. Из этого уравнения находим необходимую поверхность отстаивания:

$$F = \frac{V}{w_{о}} \text{ м}^2. \qquad (9.20)$$

Учитывая, что объем V осветленной жидкости при ее плотности $\rho_{ж}$ кг/м^3 составляет $V = \frac{G_{ж}}{\rho_{ж}}$, получим

$$F = \frac{G_{ж}}{\rho_{ж} w_{о}}. \qquad (9.21)$$

Количество суспензии, поступающей в отстойник, равно $G_{с}$ кг/с, массовое содержание сухого вещества в ней составляет x_1 долей. В результате отстаивания все сухое вещество переходит в осадок, масса которого равна разности количеств исходной суспензии и осветленной жидкости:

$$G_{с} - G_{ж}. \qquad (9.22)$$

При подстановке значения $G_{ж}$ (из уравнения 9.17) в уравнение (9.21) получим

$$F = \frac{G_{с}}{\rho_{ж} w_{о}}\left(1 - \frac{x_1}{x_2}\right) \text{ м}^2. \qquad (9.23)$$

Обозначив отношение массового содержания сухого вещества в суспензии и осадке $\frac{x_1}{x_2} = \beta$, определим поверхность осаждения:

$$F = \frac{G_{с}}{\rho_{ж} w_{о}}(1 - \beta) \text{ м}^2. \qquad (9.24)$$

При выводе формулы (9.24) не учитывался характер движения жидкости в отстойнике (возможность вихреобразований) и допускалось, что потоки равномерно распределяются по всей площади аппарата. Для нахождения необходимой поверхности отстаивания следует теоретическую поверхность, вычисленную по формуле (9.24), умножить на некоторый коэффициент, учитывающий влияние неравномерности отстаивания, вихреобразований и других факторов на фактический процесс отстаивания. Ориентировочно этот коэффициент можно считать равным 1,3. Отсюда поверхность осаждения, или площадь поперечного сечения отстойника, определяют по уравнению

$$F = \frac{1{,}3G_{\text{с}}}{\rho_{\text{ж}} w_{\text{о}}}\left(1-\beta\right) \text{ м}^2. \qquad (9.25)$$

В формулах (9.24) и (9.25) величина $w_{\text{о}}$ представляет собой скорость свободного осаждения наименьших твердых частиц. При стесненном осаждении вместо $w_{\text{о}}$ подставляют $w_{\text{ст}}$.

Высоту отстойника обычно не рассчитывают, а принимают равной 2,5÷3,5 м.

Пример 9.2. Определить производительность, поверхность и диаметр непрерывнодействующего гребкового отстойника для осветления суспензии в количестве $G_{\text{с}}$ = 20 000 кг/ч, концентрация твердой фазы суспензии x_1 = 20 %, концентрация сгущенной суспензии x_2 = 50 %, скорость осаждения суспензии $w_{\text{о}}$ = 0,5 м/ч, плотность жидкой фазы суспензии ρ =1050 кг/м^3.

Решение. Определяем производительность отстойника по твердой фазе $G_{\text{тв}}$ = 20 000 · 0,20 =4000 кг/ч. Производительность отстойника по сгущенной суспензии:

$$G_{\text{сг}} = \frac{G_{\text{тв}}}{x_2} = \frac{4000}{0{,}5} = 8000 \text{ кг/ч}.$$

Соответственно производительность отстойника по осветленной жидкости такова:

$$G_{\text{ж}} = G_{\text{с}} - G_{\text{сг}} = 20\,000 - 8\,000 = 12\,000 \text{ кг/ч}.$$

Находим отношение содержания сухого вещества в суспензии и осадке:

$$\beta = \frac{x_1}{x_2} = \frac{20}{50} = 0{,}4.$$

Определяем поверхность отстойника по формуле (9.25):

$$F = \frac{1{,}3 \cdot 20000\left(1-0{,}4\right)}{1050 \cdot 0{,}5} = 29{,}6 \text{ м}^2,$$

откуда диаметр отстойника

$$D = \sqrt{\frac{4F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 29{,}6}{3{,}14}} = 6{,}14 \text{ м}.$$

Принимаем с запасом D = 7 м.

9.3.2. Фильтрование

9.3.2.1. Общие сведения

Фильтрованием называют процесс разделения суспензий при помощи пористой перегородки, пропускающей жидкость (фильтрат) и задерживающей взвешенные в ней твердые частицы.

Различают следующие виды фильтрования:

1) *фильтрование с образованием слоя осадка* на фильтровальной поверхности;

2) *сгущение* – отделение твердой фазы от жидкости не в виде осадка, а в виде высококонцентрированной суспензии;

3) *осветление* – фильтрование жидкостей с незначительным содержанием твердой фазы.

Следует условно считать, что фильтрование с образованием осадка характеризуется содержанием в фильтруемой суспензии более 1% (объемного) твердой фазы, осветление – менее 0,1 %. Суспензии, имеющие 0,1÷1 % твердой фазы, перед фильтрованием желательно подвергать предварительному сгущению в отстойниках. Широкое распространение получили фильтрование *с образованием осадка* и фильтрация *с забивкой пор* (образовавшийся слой осадка является основной фильтрующей средой).

Фильтрование с образованием осадка чаще всего осуществляется при постоянном давлении вследствие того, что указанный режим прост в практическом отношении. Но при осуществлении процесса под постоянным давлением скорость фильтрации с увеличением толщины слоя осадка уменьшается. С целью поддержания постоянства скорости фильтрации следует увеличивать перепад давления на фильтре по мере протекания процесса. Иногда фильтрование осуществляют при постоянной скорости, например, в фильтр-прессах.

В качестве фильтрующих материалов используют хлопчатобумажные ткани (бязь, бельтинг, миткаль и диагональ), искусственные (нейлон, капрон) и шерстяные. Иногда применяют плетеные и штампованные металлические сетки, песок, гравий и пористые керамические стеклянные материалы.

В качестве вспомогательных материалов при фильтрации используют асбест, лигнин, активированный уголь, диатомит и др. Указанные материалы, накапливаясь на фильтрующей перегородке, задерживают мельчайшие частицы осадка, а отдельные из них (активированный уголь) адсорбируют на своей поверхности красящие вещества.

Получаемые при фильтрации осадки подразделяются на *сжимаемые*, размер пор которых уменьшается с повышением давления, и *несжимаемые*, размер пор и форма частиц которых практически не меняются с изменением давления.

9.3.2.2. Теория фильтрации

Скорость фильтрования

Главной задачей фильтрации является определение скорости фильтрации в зависимости от структуры и величины слоя осадка, характера фильтрующей перегородки, вязкости, фильтруемой жидкости и разности давлений по обе стороны перегородки.

Можно считать, что фильтрование протекает в ламинарной области. При таких условиях скорость фильтрации в каждый данный момент прямо пропорциональна разности давлений и обратно пропорциональна вязкости жидкости и общему гидравлическому сопротивлению слоя осадка и фильтрующей перегородки. Поскольку в процессе фильтрования разность давлений и гидравлическое сопротивление слоя осадка в течение времени изменяются, переменную скорость фильтрования (м/с) выражают в дифференциальной форме:

$$w = \frac{dV}{Fd\tau} \ . \qquad (9.26)$$

Согласно вышеизложенному, основное дифференциальное уравнение фильтрования имеет вид:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta P}{\mu\left(R_{ос} + R_{ф.п}\right)} \ , \qquad (9.27)$$

где V – объем фильтрата, м^3;

F – поверхность фильтрования, м^2;

τ – время фильтрования, с;

ΔP – разность давлений по обе стороны фильтрующей перегородки, Н/м^2;

μ – динамическая вязкость, Па · с;

$R_{ос}$ – сопротивление слоя осадка, м$^{-1}$;

$R_{ф.п}$ – сопротивление фильтровальной перегородки, м$^{-1}$.

В процессе фильтрования $R_{ф.п}$ можно считать приблизительно постоянной. Величина $R_{ос}$ с увеличением толщины слоя осадка изменяется от нуля до максимального значения в конце фильтрования.

Принимаем пропорциональность объемов осадка и фильтрата и обозначим отношение объема осадка к объему фильтрата через x_0. Тогда объем осадка будет равен x_0V. С другой стороны, объем осадка можно выразить произведением $h_{ос}F$, где $h_{ос}$ – высота слоя осадка, м. Получим равенство

$$x_0V = h_{ос}F \ . \qquad (9.28)$$

Из (9.28) толщина слоя осадка составит

$$h_{ос} = \frac{x_0V}{F} \ . \qquad (9.29)$$

Сопротивление слоя осадка можно записать в виде равенства:

$$R_{ос} = h_{ос}\, r_{ос} = r_{ос}\, \frac{x_0 V}{F}, \qquad (9.30)$$

где $r_{ос}$ – удельное объемное сопротивление слоя осадка, м$^{-2}$.

Из равенства (9.30) следует, что величина $r_{ос}$ характеризует сопротивление, которое оказывает потоку жидкости равномерный слой осадка толщиной 1 м.

Подставим в уравнение (9.27) значение $R_{ос}$ из равенства (9.30):

$$\frac{dV}{F \cdot d\tau} = \frac{\Delta P}{\mu\left(r_{ос} \cdot x_0 \frac{V}{F} + R_{ф.п}\right)} = W. \qquad (9.31)$$

Для перехода объемных единиц к массовым достаточно в уравнении (9.31) заменить $r_{ос}x_0$ на $r_в x_в$:

$$\frac{dV}{F \cdot d\tau} = \frac{\Delta P}{\mu\left(r_в \cdot x_в \frac{V}{F} + R_{ф.п}\right)} = W, \qquad (9.32)$$

где $x_в$ – отношение массы твердых частиц осадка к объему фильтрата;

$r_в$ – удельное массовое сопротивление осадка, т.е. сопротивление, оказываемое потоку жидкости слоем твердых частиц на фильтровальной перегородке в количестве 1 кг/м^2.

Если пренебречь сопротивлением фильтровальной перегородки ($R_{ф.п} = 0$), то с учетом равенства (9.29) из уравнения (9.31) получим

$$r_{ос} = \frac{\Delta P}{\mu\, h_{ос} W}. \qquad (9.33)$$

При $\mu = 1\ \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} = 1$ Па • с, $h_{ос} = 1$ м и $W = 1$ м/с величина

$$r_{ос} = \Delta P. \qquad (9.34)$$

Следовательно, *удельное сопротивление осадка численно равно разности давлений, которая необходима для того, чтобы жидкая фаза с вязкостью* $1\ \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}$ *фильтровалась со скоростью* 1 м/с *через слой осадка толщиной* 1 м. Для сильно сжимаемых осадков значение $r_{ос}$ достигает 10^{12} м$^{-2}$ и более.

В начале процесса фильтрования, когда на фильтровальной перегородке еще не образовался слой осадка $V = 0$, из уравнения (9.31) получим

$$R_{ф.п} = \frac{\Delta P}{\mu \cdot W}. \qquad (9.35)$$

При $\mu = 1\ \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}$ и $W = 1$ м/с получим

$$R_{ф.п} = \Delta P. \qquad (9.36)$$

Следовательно, *сопротивление фильтровальной перегородки численно равно разности давлений, которая необходима для того, чтобы жидкая фаза с вязкостью* $1\ \frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2}$ *проходила через фильтровальную перегородку со скоростью* 1 м/с. Для некоторых фильтровальных перегородок величина $R_{ф.п}$ имеет порядок 10^{10} м$^{-1}$.

Уравнение фильтрования при постоянной разности давлений

В уравнении (9.31) при ΔP = const и постоянной температуре фильтрования для фильтра определенной конструкции и выбранной фильтровальной перегородки все величины, кроме V и τ, постоянны. Перепишем это уравнение так:

$$\mu\left(r_{\text{ос}}x_0\frac{V}{F}+R_{\text{ф.п}}\right)dV=\Delta PFd\tau\ .$$

Проинтегрируем это уравнение в пределах от 0 до V и от 0 до τ:

$$\int_0^V\mu\left(r_{\text{ос}}x_0\frac{V}{F}+R_{\text{ф.п}}\right)dV=\int_0^\tau\Delta PFd\tau\ , \qquad (9.37)$$

после интегрирования получим

$$\mu\, r_{\text{ос}}x_0\frac{V^2}{2F}+\mu\, R_{\text{ф.п}}V=\Delta PF\tau\ .$$

Разделив обе части последнего уравнения на $\frac{\mu\, r_{\text{ос}}x_0}{2F}$, получим

$$V^2+2\frac{R_{\text{ф.п}}\cdot F}{r_{\text{ос}}\cdot x_0}\cdot V=2\frac{\Delta P\cdot F^2}{\mu\, r_{\text{ос}}\cdot x_0}\cdot\tau\ . \qquad (9.38)$$

Уравнение (9.38) показывает зависимость продолжительности фильтрования от объема фильтрата. Решение уравнения (9.38) относительно V дает зависимость объема фильтрования от продолжительности фильтрования. Это уравнение применимо к несжимаемым и сжимаемым осадкам, так как при ΔP = const величины $r_{\text{ос}}$ и x_0 также постоянны.

Из уравнения (9.31) видно, что при ΔP = const по мере увеличения объема фильтрата V, а следовательно, и продолжительности фильтрования скорость фильтрования уменьшается.

Уравнение фильтрования при постоянной скорости процесса

При постоянной скорости фильтрования производная $dV/d\tau$ равна отношению конечных величин V/τ. Тогда уравнение (9.31), решенное относительно ΔP, имеет вид

$$\Delta P=\mu\, r_{\text{ос}}x_0\frac{V^2}{F^2\tau}+\mu\, R_{\text{ф.п}}\frac{V}{F\tau}\ . \qquad (9.39)$$

Учитывая, что постоянная скорость фильтрования $W=\frac{V}{F\tau}$, при умножении и делении первого слагаемого правой части уравнения (9.39) на τ получим

$$\Delta P=\mu\, r_{\text{ос}}\, x_0W^2\tau+\mu\, R_{\text{ф.п}}W. \qquad (9.40)$$

Из уравнения (9.40) видно, что при W = const разность давлений возрастает с увеличением продолжительности фильтрования.

Это уравнение применимо к несжимаемым осадкам. Если уравнение использовать для сжимаемых осадков, то необходимо учесть зависимость удельного сопротивления осадка $r_{ос}$ от разности давлений.

Уравнение фильтрования при постоянных разности давлений и скорости

Такой вид фильтрования будет в случае, если чистая жидкость будет фильтроваться при постоянной разности давлений. Такие условия справедливы при промывке осадка способом вытеснения, когда над осадком находится слой промывной жидкости.

Для указанного случая при $\Delta P = \text{const}$ и $\frac{dV}{d\tau} = \frac{V}{\tau}$ с учетом уравнения (9.30) определим объем фильтрата:

$$V = \frac{\Delta PF}{\mu\left(r_{ос} h_{ос} + R_{ф.п}\right)}\tau \ . \qquad (9.41)$$

Это уравнение позволяет определить объем фильтрата в зависимости от продолжительности фильтрования чистой жидкости, в частности при промывке. Так как в уравнении (9.41) $\Delta P = \text{const}$, то оно справедливо для сжимаемых и несжимаемых осадков.

Определение постоянных в уравнениях фильтрации

Под постоянными в уравнениях фильтрации (9.38), (9.40) и (9.41) понимают отношение объема осадка к объему фильтрата x_0, удельное объемное сопротивление осадка $r_{ос}$ и сопротивление фильтровальной перегородки $R_{ф.п}$. Для осадков, встречающихся в химико-фармацевтических производствах и состоящих, как правило, из частиц размером менее 100 мкм, эти величины определяют экспериментально.

Приведем один из способов определения опытным путем указанных величин в уравнении фильтрования при постоянной разности давлений (9.38), характеризующейся большой точностью получаемых результатов. Для этого приведем уравнение (9.38) к виду:

$$\frac{\tau}{V} = \text{А}V + \text{Б}, \qquad (9.41\ \text{а})$$

где

$$\text{А} = \frac{\mu r_{ос} x_0}{2\Delta PF^2}, \qquad (9.41\ \text{б})$$

$$\text{Б} = \frac{\mu R_{ф.п}}{\Delta PF} \ . \qquad (9.41\ \text{в})$$

При постоянной температуре и разности давлений все величины, входящие в правые части равенств (9.41 б) и (9.41 в), постоянны. Следовательно, значения А и Б также постоянны, и уравнение (9.41 а) является уравнением прямой линии, наклоненной

к горизонтальной оси под углом, тангенс которого равен А, и отсекающей на оси ординат отрезок Б. Для построения указанной прямой в координатах V–τ/V наносят ряд точек на основании измеренных в опыте и соответствующих одно другому значений V и τ/V (рис. 9.6 а). Затем по графику определяют величины А и Б. После этого из равенств (9.41 б) и (9.41 в) вычисляют $r_{ос}$ и $R_{ф.п}$. При этом величину x_0 определяют в результате непосредственного измерения объемов осадка и фильтрата.

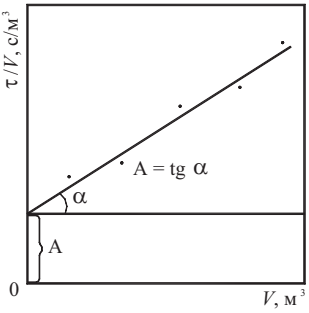


Рис. 9.7. К определению удельного сопротивления осадка и сопротивления фильтровальной перегородки

9.3.2.3. Устройство фильтров

Классификация фильтров

По технологическому назначению промышленные фильтры делятся на фильтры для *очистки жидкостей* и для *очистки газов*, по режиму работы – на фильтры *периодического* и *непрерывного* действий, а по величине рабочего давления – на *вакуум-фильтры* и фильтры, работающие *под давлением*.

Фильтры периодического действия

Песочные фильтры применяют в случаях, когда содержание твердой фазы в суспензии невелико и образующийся осадок неценен. Их применяют для фильтрации воды и других суспензий. Песочный фильтр (рис. 9.8) состоит из цилиндрического корпуса, в котором между металлическими сетками 1 и 2 имеются два слоя песка (крупного и мелкого), разделенные суконной или фланелевой прокладкой.

Ткань укладывают на нижнюю сетку, чтобы песок не попадал в фильтрат, и на верхнюю сетку, чтобы предотвратить быстрое загрязнение песка.

Фильтрацию осуществляют под давлением 0,2÷0,6 бар. По мере загрязнения песка его периодически промывают водой против тока фильтрата.

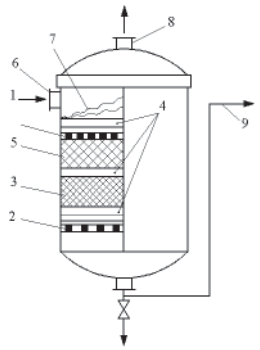


Рис 9.8. Песочный фильтр: 1, 2 – сетки; 3 – мелкий песок; 4 – фланель; 5 – крупный песок; 6 – вход суспензии; 7 – вата;8 – воздушник; 9 – труба отвода фильтрата

Керамические фильтры. Роль фильтрующих перегородок в них выполняют пористые керамические или стеклянные плитки, поэтому их часто называют патронами. Используются плитки диаметром 175 мм, толщиной 20 мм и размером пор до 40 мкм. Указанные плитки изготавливают из кристаллов стекла, шамота (75 %) и бентонита (25 %) с последующим обжигом при 1300 ^{0}С.

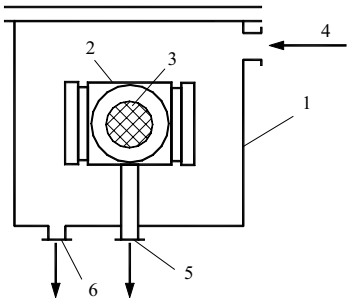


Рис. 9.9. Четырехплиточный керамический фильтр:
1 – корпус; 2 – крестовина; 3 – керамическая плитка; 4 – вход суспензии; 5 – выход фильтрата; 6 – труба отвода осадка

На рис. 9.9 показан керамический фильтр, применяемый для фильтрации инъекционных растворов. Фильтр представляет собой плотно закрываемый цилиндрический корпус 1, внутрь которого вставлена крестовина 2.

В открытые торцевые стенки крестовины вставлены керамические плитки 3. Раствор под давлением через патрубок 4 поступает в корпус, проходит через плитки во внутреннюю полость крестовины и выходит из нее через патрубок 5. Регенерируют керамические плитки промывкой их водой под давлением 1÷1,5 бар в обратном направлении движению фильтрата.

Патронные фильтры применяются в микробиологической промышленности для освобождения концентрата от взвешенных частиц и микроорганизмов. Элемент подобного фильтра изготавливают из пористой керамики или прессованного кизельгура в виде патронов диаметром 50 мм, высотой 270 мм и толщиной стенки 4÷5 мм. Пористость патрона – 30÷40 %. Элементы закрепляют в отверстиях решетки 1 (рис.9.9), установленной в корпусе 2.

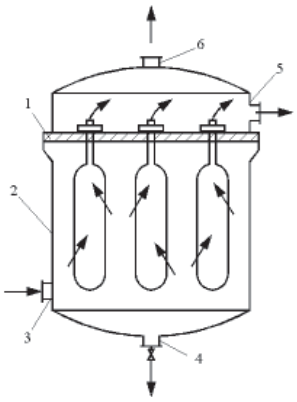


Рис. 9.10. Патронный фильтр:
1 – решетка; 2 – корпус; 3 – патрубок подачи раствора; 4 – отвод остатка; 5 – патрубок выхода чистой воды; 6 – воздушник

Очищаемый раствор под давлением 2÷2,5 бар подается в нижнюю часть корпуса, поступает через капилляры во внутреннюю часть элемента, а затем выливается из него в верхнюю часть фильтра и эвакуируется через патрубок 5 за пределы установки.

Листовой диатомитовый фильтр. В настоящее время широкое распространение получила фильтрация раствора глюкозы, сарахных сиропов и

других жидких продуктов через диатомитовый порошок. Схема листового диатомитового фильтра представлена на рис. 9.11.

В цилиндрический корпус 1 вставлены легкие сетчатые рамки 2. Контур рамки изготовлен из изогнутой трубки 3 с отверстиями, полость внутри контура образуется двумя плотными сетками 4. Каждая рамка соединена с коллектором 5, установленным у основания корпуса, который на время фильтрации закрывают крышкой 6.

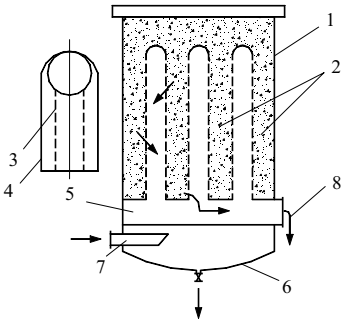


Рис. 9.11. Листовой диатомитовый фильтр:
1 – корпус; 2 – рамки; 3 – трубка; 4 – сетка; 5 – коллектор; 6 – крышка; 7 – патрубок входа продукта с диатомитовым порошком; 8 – выход фильтрата

Суспензия после смешения с диатомитовым порошком под давлением поступает внутрь корпуса; порошок образует на поверхности сеток фильтрующий слой, сквозь который раствор проходит во внутренние полости рамок; затем через контурную трубку и коллектор фильтрат выводится.

В качестве диатомитового фильтра может быть использован фильтр-пресс любой конструкции, имеющий салфетки из хлопчатобумажной ткани, из плотной проволочной сетки или из бумажной массы.

Вертикальный мешочный фильтр представлен на рис. 9.12. В вертикальном корпусе 1 установлены фильтровальные элементы 2, состоящие из каркаса в виде рифленой прямоугольной пластины, окаймленной трубчатой рамой. Каркас обтянут снаружи фильтровальной тканью. Фильтрат отводится через верхнюю часть каждой рамы, которая соединена с общим коллектором 3, расположенным внутри фильтра. Осадок удаляется сжатым воздухом через патрубок 4 в коническом днище корпуса. Фильтр работает под избыточным давлением до 4 атм; аппарат герметичен и не имеет движущихся частей.

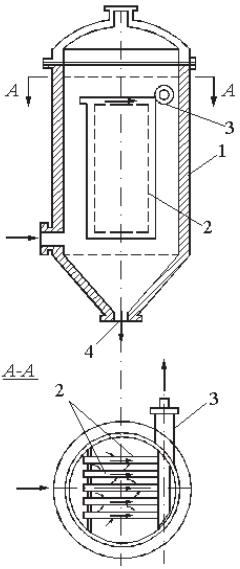


Рис. 9.12. Вертикальный мешочный фильтр:
1 – корпус; 2 – фильтро-вальные элементы; 3 – коллектор для отвода фильтрата; 4 –патрубок для выгрузки осадка

Мешочные фильтры, работающие под давлением, имеют следующие преимущества перед фильтр-прессами: промывка осадка при меньшем количестве воды;

малый износ ткани; легкость обслуживания; высокая производительность на единицу фильтровальной поверхности ввиду более быстрой сборки фильтра, промывки и выгрузки осадка.

Недостатки указанных фильтров: сложность в изготовлении и более высокая стоимость; трудность контроля конечной толщины слоя осадка на элементах; недостаточное перемешивание суспензии; более сложная замена ткани; осадок неравномерно отлагается при высокой концентрации твердой фазы в суспензии.

Нутч-фильтры бывают: 1) открытые, работающие при разряжении; 2) закрытые, работающие под избыточным давлением до ~ 4 атм (друк-фильтры).

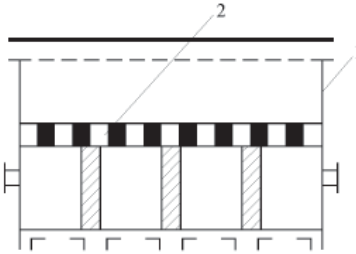


Рис. 9.13.Открытый нутч-фильтр: 1–корпус; 2 – фильтровальная перегородка

Открытый нутч-фильтр (рис. 9.13) состоит из прямоугольного или цилиндрического корпуса 1 и фильтровальной перегородки 2, размещенной на некотором расстоянии от днища. Перегородка состоит из пористых керамических плиток или ткани, уложенной на решетку. После заполнения фильтра суспензией и включения разряжения фильтрат проходит через перегородку, а осадок задерживается на ней. По завершении фильтрации осадок сверху вручную промывают и удаляют из фильтра.

Достоинства открытого нутч-фильтра: возможность тщательной промывки осадка; легкость защиты от коррозии; простота и надежность конструкции.

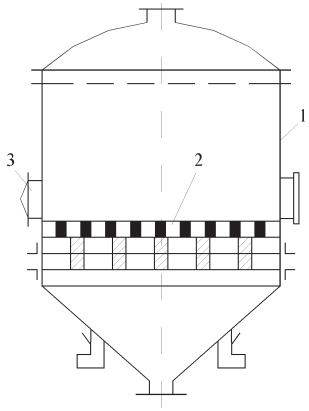


Рис. 9.14. Закрытый нутч-фильтр (друк-фильтр): 1 – корпус; 2 – фильтровальная перегородка; 3 – люк

Недостатки: малая скорость фильтрации; громоздкость. В закрытом нутч-фильтре (друк-фильтре), приведенном на рис. 9.14, фильтрование осуществляется под давлением сжатого воздуха или инертного газа. Осадок выгружают через откидное днище или через боковой люк 3.

Преимущества закрытых нутч-фильтров: большая скорость фильтрации, возможность отделения труднофильтруемых осадков; пригодность для разделения суспензий, выделяющих огнеопасные или токсичные пары.

Недостатком указанных фильтров является ограниченная

производительность из-за невозможности изготовления их с большой фильтрующей поверхностью, так как аппараты работают под избыточным давлением.

Фильтры непрерывного действия

Многие фильтры периодического действия считаются высокоэффективными установками, но на удаление осадка и перезарядку их требуется много труда и времени. Указанные недостатки отсутствуют у фильтров непрерывного действия, в последних осадок эвакуируется непрерывно по мере его накопления. Подобные фильтры могут работать без остановки длительное время. Фильтры непрерывного действия чаще всего применяют для фильтрации концентрированных суспензий (с содержанием твердой фазы 15÷20 %), ибо для успешной их работы необходимо быстрое накопление слоя осадка.

Барабанный вакуум-фильтр. Основной деталью этого фильтра (рис. 9.15) является барабан 1, установленный при помощи полых цапф в подшипниках над корытом 2 с суспензией так, что примерно на 35 % поверхность барабана погружена в фильтруемую суспензию. Для предотвращения осаждения твердых частиц в корыте имеется качающаяся мешалка 3.

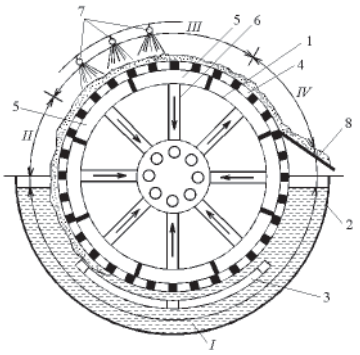


Рис. 9.15. Схема барабанного вакуум-фильтра:
1 – барабан; 2 – корыто; 3 – мешалка; 4 – фильтрующая ткань; 5 – секция; 6 – труба; 7 – форсунки; 8 – нож

Барабан фильтра состоит из двух цилиндров – внутреннего сплошного и внешнего перфорированного, обтянутого фильтрующей тканью 4. Барабан вращается со скоростью 0,13÷0,2 об/мин. Кольцевое пространство между наружным и внутренним цилиндрами разделено продольными ребрами на секции 5. При помощи труб 6, подведенных в полые цапфы, секции сообщаются с каналами распределительных головок, которые предназначены для последовательного сообщения секции со всеми зонами фильтрации. Устройство распределительной головки представлено на рис. 9.16. В головке имеются прикрепленный к барабану подвижный диск 1 и неподвижный диск 2. Отверстия в подвижном диске через вмонтированные в него трубы 3 сообщаются с секциями барабана; каналы в неподвижном диске сообщаются с соответствующими патрубками 4 для отвода фильтрата, 5 — для отвода промывных вод, 6 — для подвода сжатого воздуха в зоны отдувки осадка и очистки ткани. Рабочие

поверхности подвижного и неподвижного дисков распределительной головки тщательно пришлифованы, и это позволяет поддерживать определенный режим работы. Например, вакуум в зоне фильтрации в пределах 0,56÷0,6 бара и в зоне промывки — 0,62÷0,65 бара, а избыточное давление сжатого воздуха в зоне отдувки – 0,5÷1 бар. Каждое отверстие подвижного диска при вращении последовательно сообщается с каналами неподвижного диска, и в каждой секции за один оборот барабана осуществляются все стадии процесса (см. рис. 9.15); в зоне I происходит фильтрация суспензии через ткань и отложение осадка на ткани, в зоне II — просушка осадка благодаря тому, что засасываемый в секции воздух увлекает с собой влагу из осадка, в зоне III — промывка осадка путем разбрызгивания воды из форсунок 7, в зоне IV внутрь секции подается сжатый воздух и происходит отдувка, а затем — снятие осадка. Толщина слоя осадка на фильтрующей ткани обычно составляет 10÷12 мм. Для снятия осадка служит нож 8. Барабанные вакуум-фильтры изготавливают с поверхностью фильтрации 5, 10, 20 и 40 м^2.

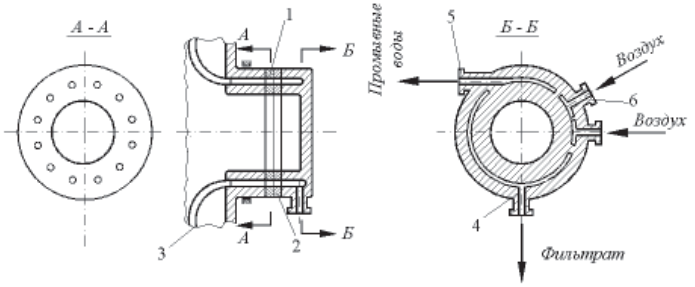


Рис. 9.16. Схема распределительной головки:
1 – подвижный диск; 2 – неподвижный диск; 3 – труба; 4 – патрубок выхода фильтрата; 5 – патрубок выхода промывных вод; 6 – патрубок подвода сжатого воздуха

Ленточный вакуум-фильтр (рис. 9.17) имеет фильтрующую ткань 1, изготовленную в виде бесконечной хлопчатобумажной ленты, надетой на ролики 2 и барабаны 3. Ткань скользит по поверхности перфорированной резиновой ленты 4, надетой на те же барабаны. Вакуум-камеры 5 предназначены для приема фильтрата и промывных вод. Осадок снимается с ленты в месте перегиба ее у ролика 6; при дальнейшем движении лента промывается водой, поступающей из форсунок 7, после чего просушивается.

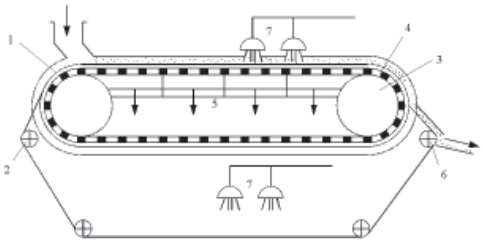


Рис. 9.17. Схема ленточного вакуум-фильтра:
1 – фильтрующая ткань; 2 и 6 – ролики;
3 – барабан; 4 – резиновая лента;
5 – вакуум-камера; 7 – форсунки

Схема **фильтропресса автоматического камерного** (ФПАК) приведена на рис.9.18. Фильтропресс состоит из набора горизонтально расположенных рабочих плит 1, зажатых между верхней и нижней неподвижными упорными плитами 2, соединенными между собой четырьмя стойками. Промежуточные плиты находятся одна над другой на некотором расстоянии (10÷30 см), определяемым специальным винтовым устройством.

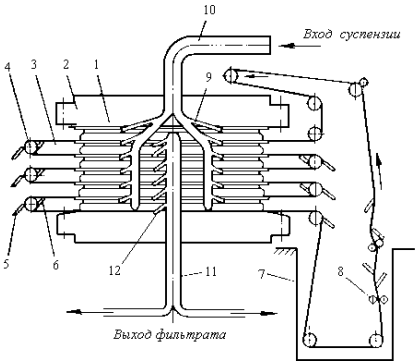


Рис.9.18. Схема фильтропресса автоматического камерного (ФПАК): 1 – рабочие плиты; 2 – упорные плиты; 3 – фильтровальная ткань; 4 – ролики; 5, 6 – ножи; 7 – камера регенерации; 8 – отжимные ролики; 9 – шланги; 10 – коллектор суспензии; 11 – коллектор фильтрата; 12 – шланги

Рабочая плита состоит в своей верхней части из рамки, закрытой щелевидным днищем, на котором лежит фильтровальная ткань 3, представляющая собой бесконечную ленту, проходящую последовательно между всеми плитами. Лента перемещается на роликах 4, приводимых во вращение от общего привода. Рабочая плита имеет конусное днище 1 (рис. 9.19) и нижнее щелевидное днище 2, которые образуют камеру 5, в нее через трубки 4 поступает суспензия, а также промывочная вода и воздух. Таким образом, камеры 3 и 5 разделяются конусным днищем плиты.

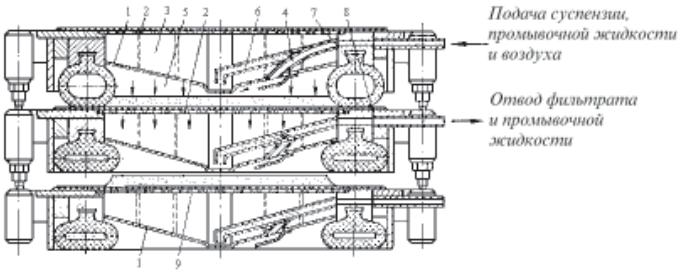


Рис. 9.19. Схема работы камеры ФПАК: 1 – конусное днище; 2 – щелевидное днище; 3 – камера; 4 – трубки; 5 – камера; 6 – трубка отвода фильтра; 7 – пустотелый шланг; 8 – нижняя рамка; 9 – лента фильтровальная

В камере 3 имеется трубка 6, через которую отводится фильтрат. Суспензия, промывные воды и воздух поступают в камеру 5 через отдельные вентили и трубку 4.

Трубки 4 (рис. 9.19) при помощи шлангов 9 (рис. 9.18) связаны с коллектором суспензии 10. Подобным образом трубки 6 (рис.

9.19) при помощи шлангов 12 (рис. 9.18) связаны с коллектором 11 для выхода фильтрата.

По контуру нижней поверхности каждой рамки имеется желоб, в который укладывается пустотелый шланг 7 из мягкой резины. Под действием подаваемой в него под давлением воды шланг расширяется и упирается в верхнюю поверхность нижней рамки 8, фильтровальную ленту 9 и герметизирует пространство между плитами, образуя закрытую камеру (рис. 9.19). Лента натягивается установленным на верхней зажимной плите натяжным приспособлением, состоящим из двух гидравлических цилиндров, на которых закреплена каретка с рамками. На этой же плите устанавливаются блоки гидравлических золотников автоматического управления клапанами.

Фильтровальная лента, выходящая из межплиточного пространства с налипшим на нее осадком, очищается от основной массы последнего ножами 5 и 6 (рис. 9.18). Лента, выходящая из последней плиты, поступает в камеру регенерации 7, в которой промывается водой, очищается ножами и проходит через отжимные ролики 8, после чего снова поступает между двумя верхними плитами.

Фильтр-пресс работает следующим образом. Вода под давлением 8÷10 атм подается в уплотнение, шланг изменяет свою форму и между плитами образуются герметически закрытые камеры. Затем в фильтр-пресс через коллектор 10 под давлением подается суспензия, которая фильтруется через фильтровальную ткань 3, лежащую на щелевидных ситах камер (рис. 9.18).

Фильтрат поступает в пространство между верхним и нижним днищами плит, откуда направляется в сливной коллектор, а осадок скапливается на ленте. Подобным образом происходит и промывание осадка, причем промывная жидкость поступает в тот же коллектор слива, который имеет разделительный клапан для раздельного слива фильтрата и промывных вод. Осадок просушивается воздухом. По окончании фильтрации вода из шланга выпускается (он принимает первоначальный вид, освобождая ленту) и автоматически включается механизм привода роликов.

Фильтровальная лента протягивается между роликами. При этом основная масса осадка снимается с ленты ножами 5 и 6. После этого фильтровальная лента поступает в камеру регенерации, из которой снова подается в межплиточное пространство.

Украинским научно-исследовательским институтом химического машиностроения (УкрНИИХИММАШем) был разработан нормальный ряд фильтров этого типа (для суспензий с концентрацией твердой фазы – 10÷400 г/л). Фильтры ряда имеют площадь фильтрации 2,5; 5; 10; 15; 25; 50 м^2. Расстояние между плитами у всех фильтров – 30 мм. Для фармацевтических производств фильтры изготавливаются в кислотостойком

исполнении. Такой фильтр с хорошими экономическими и технологическими характеристиками успешно работает в производстве субстанции плантаглюцида из листа подорожника.

Выбор фильтров

При выборе фильтра следует учитывать следующие факторы: 1) цель процесса фильтрования – получение только ценного осадка или только фильтрата, или одновременное получение как осадка, так и фильтрата для дальнейшего использования; 2) свойства суспензии и осадка; 3) прочие условия процесса – масштабы производства, удобство в обслуживании, стоимость установки, эксплуатационные расходы и др.

Фильтры непрерывного действия работают при коротких циклах фильтрования с автоматической промывкой и разгрузкой осадка. Ввиду быстрой и непрерывной смены отдельных операций скорость фильтрования в указанных фильтрах гораздо больше, чем в фильтрах периодического действия. Однако преимущества фильтров непрерывного действия могут быть использованы в полной мере лишь при постоянном составе фильтруемой суспензии и сравнительно крупномасштабном производстве.

Фильтры периодического действия работают при длинных циклах фильтрования, ибо частое повторение вспомогательных операций (выгрузка фильтра, загрузка) резко снижает их производительность. Но периодически работающие фильтры сохраняют свое значение для малых производств особенно при разнообразном ассортименте продукции, когда необходимо частое изменение режима фильтрования, а также для отделения труднофильтруемых осадков.

Таким образом, наиболее эффективны фильтры непрерывного действия, несмотря на их сложность и высокую стоимость. Следует сказать, что очень важное значение имеет легкость в обслуживании указанных фильтров.

Одной из самых универсальных и простых конструкций фильтров периодического действия является *фильтр-пресс*. Фильтр-прессы весьма пригодны для разделения небольших количеств разнообразных суспензий в тех случаях, когда требуется получить хорошо обезвоженный осадок.

Еще более просты, но громоздки открытые нутч-фильтры, применяемые для отделения жидкости от кристаллических веществ при необходимости тщательной промывки осадка, а также для фильтрования сильно агрессивных жидкостей (фильтры с керамической перегородкой). Применение закрытых нутч-фильтров ограничено ввиду их небольшой фильтрующей поверхности.

Мешочные фильтры, работающие под давлением, применяются чаще всего для отделения ценного фильтрата (осадок смывается водой) и малоэффективны для получения сухих, хорошо обезвоженных осадков.

Патронные фильтры имеют более прочные фильтровальные перегородки в отличие от тканевых. Они применяются также для сгущения и осветления жидкостей.

Из фильтров непрерывного действия наиболее универсальными считаются барабанные вакуум-фильтры, пригодные для одновременного получения хорошо промытого и высушенного осадка и концентрированного фильтрата.

Ленточные фильтры непрерывного действия сочетают положительные качества нутч-фильтров с непрерывностью действия. На них достигается четкое разделение осадка и фильтрата и возможно разделение медленнофильтрующихся суспензий малой концентрации.

Барабанные и дисковые фильтры, работающие под давлением, применяются для разделения труднофильтруемых суспензий и отделения твердой фазы от летучих жидкостей. Однако вследствие высокой стоимости применение их ограничено.

9.3.2.4. Расчет фильтров

Теоретический расчет осуществляется с целью определения необходимой поверхности фильтрации. Процесс фильтрации производится циклами. Цикл состоит из собственно фильтрования, промывки осадка и вспомогательных операций (выгрузка осадка, подготовка фильтра к следующему циклу и др.).

Длительность цикла фильтрования составляет:

$$T = \tau + \tau_{пр} + \tau_{в} \text{ с}, \qquad (9.42)$$

где τ, $\tau_{пр}$, $\tau_{в}$ – продолжительность собственно фильтрования, промывки осадка и вспомогательных операций.

Если поверхность фильтра — F м^2, а удельная производительность его — q м^3/м^2, то количество фильтрата, полученное за один цикл, составит Fq м^3, а производительность фильтра за час равна:

$$V_{ф} = \frac{3600qF}{T} \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Отсюда необходимая поверхность фильтра будет такой:

$$F = \frac{V_{ф}T}{3600q} \text{ м}^2 . \qquad (9.43)$$

Продолжительность полного цикла фильтрации для непрерывно работающих фильтров определяется по уравнению

$$T = \frac{(\tau + \tau_{пр})m}{m_{ф} + m_{пр}} \text{ с}, \qquad (9.44)$$

где m, $m_{ф}$ и $m_{пр}$ – общее число секций, число секций в зоне фильтрования и промывки.

Значения m, $m_{ф}$, $m_{пр}$ задаются по их конструктивным данным. Для барабанного фильтра по продолжительности собственно фильтрования τ определяют степень погружения барабана в суспензию:

$$\varphi = \frac{\tau}{T}. \quad (9.45)$$

Количество оборотов барабана фильтра:

$$n = \frac{1}{T} \cdot 60 \text{ об/мин}. \quad (9.46)$$

9.3.3. Центрифугирование

9.3.3.1. Общие сведения. Основные положения

Центрифугированием называют разделение жидких неоднородных систем в поле центробежных сил на фракции. Процессы центрифугирования проводятся в машинах, называемых *центрифугами*.

В фармацевтическом производстве применяются центрифуги разнообразных конструкций и различного технологического назначения.

Центрифуга представляет собой в простейшем виде вертикальный цилиндрический барабан – ротор со сплошными или перфорированными боковыми стенками.

В *отстойных центрифугах* со сплошными стенками осуществляют разделение эмульсий и суспензий по принципу отстаивания, причем действие силы тяжести заменяется действием центробежной силы.

В *фильтрующих центрифугах* с перфорированными стенками процесс разделения суспензий производится по принципу фильтрования, причем вместо разности давлений используется действие центробежной силы.

В отстойных центрифугах разделяемые суспензия или эмульсия отбрасываются центробежной силой к стенкам ротора, причем жидкая или твердая фаза с большей плотностью располагаются ближе к стенкам ротора, а другая фаза с меньшей плотностью — ближе к его оси; осадок (или фаза с большей плотностью) образует слой у стенки ротора, а фугат переливается через верхний край ротора.

В фильтрующей центрифуге разделяемая суспензия также отбрасывается к стенкам ротора и фазы разделяются; при этом жидкая фаза проходит сквозь фильтровальную перегородку в кожух и отводится из него, а твердая – в виде осадка задерживается на внутренней стороне этой перегородки, а затем выгружается из ротора.

Таким образом, общие закономерности центрифугирования имеют сходство с закономерностями отстаивания и фильтрования. Однако указанные процессы в центрифугах сложнее, так как к остальным факторам добавляется действие центробежной силы, достигающей значительной величины.

Установлены основные закономерности, характеризующие процессы центробежного отстаивания и центробежного фильтрования, позволяющие наметить оптимальные условия работы центрифуг.

Характеристика вращения

Важнейшей технологической характеристикой роторов центрифуг является скорость их вращения. При этом различают окружную и угловую скорости.

Окружная скорость характеризует скорость движения какой-либо точки, расположенной на данной окружности, а не всего вращающегося тела.

Окружную скорость равномерно вращающейся точки определяют по уравнению

$$w = \frac{2\pi Rn}{60} = \frac{\pi Dn}{60} \text{ м/с}, \qquad (9.47)$$

где w – окружная скорость вращения, м/с;

R – радиус вращения точки, м;

n – число оборотов в минуту;

D – диаметр окружности вращения точки, м.

Угловая скорость вращения вычисляется отношением центрального угла поворота равномерно вращающегося тела ко времени, в период которого был совершен поворот:

$$\omega = \frac{\alpha}{\tau} \text{ с}^{-1},$$

где ω – угловая скорость вращения ротора, $с^{-1}$;

α – центральный угол поворота вращающегося тела;

τ – время поворота, с.

Отсюда угловая скорость, при которой угол поворота всех точек одинаков, характеризует вращающееся тело в целом.

Центральный угол поворота обозначают в радианах. *Радиан* – центральный угол окружности, длина дуги которого равна радиусу. Если длина окружности $l = 2\pi R$, то она содержит $\frac{2\pi R}{R} = 2\pi \approx 6{,}28$ рад.

Угловую скорость определяют по формуле

$$\omega = \frac{2\pi n}{60} = \frac{\pi n}{30}, \qquad (9.48)$$

где n – число оборотов тела в минуту.

Окружная скорость вращения связана с угловой скоростью равенством

$$w = \omega \cdot R = \frac{\pi \cdot n \cdot R}{30}. \qquad (9.49)$$

Особенности центробежного поля

Центробежное поле, как и любое силовое поле, имеет определенную направленность силовых линий и перпендикулярных к ним эквипотенциальных поверхностей (последние характеризуются одинаковым потенциалом в любой их точке).

Силовые линии центробежного поля в сечении (рис. 9.20) имеют радиальное направление и расположены по нормалям к эквипотенциальным поверхностям, имеющим форму концентрических цилиндров. В поле тяжести силовые линии параллельны (строго говоря, силовые линии в поле тяжести направлены по радиусу к центру Земли, но непараллельность их настолько незначительна, что в практике ею пренебрегают).

Таким образом, указанное направление силовых линий и эквипотенциальных поверхностей поля центробежных сил определяют разницу между центробежными силовыми полями и гравитационным полем. Поэтому если рассматривать форму жидкости, вращающейся в роторе, то ее уровни должны располагаться по эквипотенциальным поверхностям. Наличие гравитационного поля обуславливает параболическую форму свободной поверхности вращающейся жидкости, которая при любом значении скорости вращения никогда не может иметь цилиндрическую форму, а лишь приближается к ней.

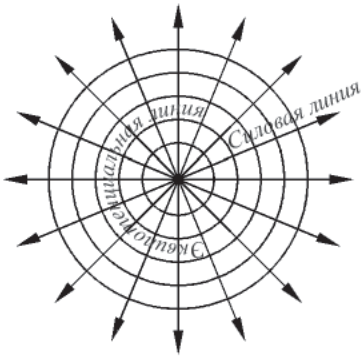


Рис. 9.20. Сечение центробежного силового поля

Величина центробежной силы

Для тела с массой m, равномерно вращающегося вокруг оси на расстоянии R, центробежная сила может быть рассчитана с учетом равенства (9.49) по формуле

$$C = \frac{mw^2}{R} \; m\,R\,\omega^2 \;\; \text{Н}, \qquad (9.50)$$

где C – центробежная сила, Н;
m – масса тела, кг;
w – окружная скорость, м/с;
R – радиус вращения, м;
ω – угловая скорость, $с^{-1}$.

Подставив значения

$$m = \frac{G}{g},$$

где G – вес тела, Н;
g – ускорение силы тяжести, $м/с^2$, получим

$$C = \frac{Gw^2}{gR} \;\; \text{Н}. \qquad (9.51)$$

Для расчетов на практике пользуются более простым выражением центробежной силы. Подставив взамен w его значение:

$$w = \frac{2\pi Rn}{60} \text{ м/с},$$

получим

$$C = \frac{G}{gR}\left(\frac{2\pi Rn}{60}\right)^2, \text{ а после упрощения}$$

$$C = \frac{GRn^2}{900}. \qquad (9.52)$$

Центробежная сила прямо пропорциональна массе загрузки, радиусу вращения, квадрату числа оборотов и не зависит от высоты ротора. Следовательно, увеличение центробежной силы происходит, скорее, вследствие повышения числа оборотов ротора, чем за счет увеличения его радиуса.

Величина центробежной силы практически ограничивается прочностью ротора и его динамической устойчивостью. Поэтому центрифуги, развивающие высокую центробежную силу, изготавливают с малым диаметром ротора.

Время центрифугирования примерно пропорционально центробежной силе. На практике быстроходные центрифуги, т.е. суперцентрифуги, применяют для центрифугирования высоковязких суспензий с частицами малого диаметра.

9.3.3.2. Фактор разделения

Основной характеристикой центрифуг является величина центробежного ускорения, развиваемого указанными машинами. Отношение ускорения в поле центробежных сил $\frac{w^2}{R}$ к ускорению силы тяжести g называется *фактором разделения центрифуг*. Выражая w через угловую скорость (уравнение (9.49)), находим величину фактора разделения:

$$\Phi_r = \frac{\omega^2 R}{g} = 0{,}00111Rn^2 = 111\cdot 10^{-5}Rn^2 = \frac{Rn^2}{900}, \qquad (9.53)$$

где Φ_r – фактор разделения;

ω – угловая скорость ротора;

R – внутренний радиус ротора, м;

g – ускорение силы тяжести, м/с^2;

n – число оборотов ротора в минуту.

Центрифуги с высоким значением фактора разделения используют для обработки труднофугующихся суспензий.

Произведение фактора разделения Φ_r отстойной центрифуги на поверхность F осаждения в роторе, обозначаемое Σ, называется *индексом производительности центрифуги*:

$$\Sigma = \Phi_r F \text{ м}^2. \qquad (9.54)$$

Индекс производительности Σ представляет собой поверхность осаждения отстойника, в котором для данной суспензии достигается та же производительность, что и в рассматриваемой центрифуге. Величина Σ отражает влияние всех конструктивных факторов, определяющих способность отстойных центрифуг к разделению суспензий или эмульсий.

9.3.3.3. Устройство центрифуг

Классификация центрифуг

Условно промышленные центрифуги классифицируются следующим образом:

— По величине фактора разделения Φ_r промышленные центрифуги делятся на центрифуги *нормальные*, у которых $\Phi_r < 3500$, и *сверхцентрифуги* (скоростные), у которых $\Phi_r > 3500$. Нормальные центрифуги могут быть отстойными и фильтрующими. Сверхцентрифуги являются аппаратами отстойного типа и подразделяются на *трубчатые сверхцентрифуги*, используемые для разделения тонкодисперсных суспензий, и *жидкостные сепараторы*, служащие для разделения эмульсий. В химико-фармацевтическом производстве используются в основном нормальные центрифуги с фактором разделения от 600 до 1500 и трубчатые сверхцентрифуги.

— По технологическому назначению центрифуги бывают *фильтрующие* и *осадительные* (отстойные).

— По режиму работы различают центрифуги *непрерывного* и *периодического* действий. В центрифугах периодического действия рабочий процесс – загрузка, разделение материала, промывка осадка и его выгрузка – производится раздельно, в определенной технологической последовательности и периодически. В центрифугах непрерывного действия рабочий процесс осуществляется одновременно и непрерывно. Центрифуги непрерывного действия позволяют осуществлять комплексную механизацию и автоматизацию технологического процесса.

— По способу выгрузки осадка из ротора различают центрифуги с *ручной*, *гравитационной*, *шнековой*, *ножевой*, *пульсирующей* и *инерционной* выгрузками.

— По расположению оси вращения центрифуги бывают *вертикальные*, *горизонтальные* и *наклонные*.

Фильтрующие центрифуги

Известны фильтрующие центрифуги двух типов – периодического и непрерывного действий.

Схема **фильтрующей центрифуги** *периодического действия* с ручной выгрузкой представлена на рис. 9.21. Внутри кожуха 2 размещен перфорированный барабан (ротор) 1, внутренняя поверхность которого выложена фильтрующей тканью 3.

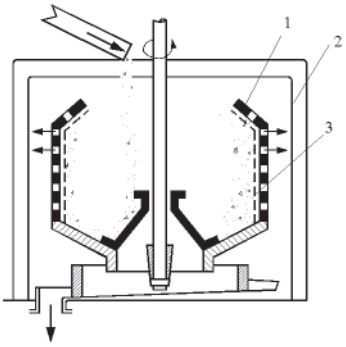


Рис. 9.21. Фильтрующая центрифуга с ручной выгрузкой:
1 – барабан; 2 – кожух;
3 – фильтрующая ткань

Суспензия загружается в барабан сверху, после чего он приводится во вращательное движение. Фильтрат за счет центробежной силы проникает через фильтр в кожух, откуда самотеком через сливной патрубок направляется в приемник. После завершения фильтрования осадок из барабана выгружается вручную.

Выгрузка осадка с минимальной затратой физического труда достигается в саморазгружающихся центрифугах (рис. 9.22).

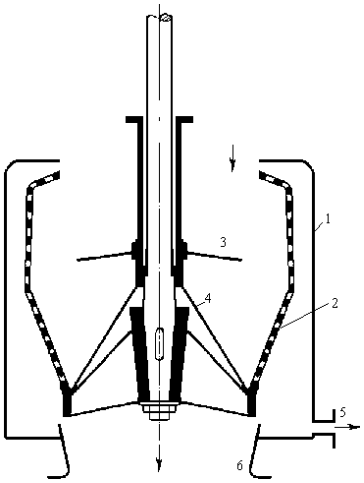


Рис. 9.22. Саморазгружающаяся центрифуга:
1 – кожух; 2 – барабан;
3 – распределительный диск;
4 – запорный конус; 5 – патрубок отвода фугата; 6 – выгрузочное отверстие

Осадок удаляют из них под действием сил тяжести (гравитационная выгрузка). Нижняя часть барабана 2 имеет коническую форму с углом наклона, превышающим угол естественного откоса осадка. При остановке барабана осадок сползает с его стенок и удаляется из центрифуги. Исходная суспензия загружается на распределительный диск 3 при вращении барабана с пониженной скоростью. Запорный конус 4 предотвращает попадание суспензии в выгрузочный люк 6. В период разгрузки конус поднимается.

Непрерывно действующая многоступенчатая фильтрующая центрифуга с пульсирующей выгрузкой осадка приведена на рис. 9.23. Вращающийся ротор этой центрифуги состоит из трех фильтрующих барабанов 1, 2, 3 со ступенчатым расположением.

Каждый барабан имеет щелевидные сита и кольцевые борта, которые служат для передвижения осадка по фильтрующей поверхности барабана. Барабаны 1 и 3 жестко связаны с полым валом 4, вращающимся вместе с ними, а барабан 2 и диск 5 соединены с поршнем 6.

Вращаясь вместе с диском 5 и барабаном 2, поршень совершает возвратно-поступательное движение в результате давления масла, подаваемого насосом попеременно в правую и левую полости цилиндра 7, делая 12÷16 пульсаций в минуту.

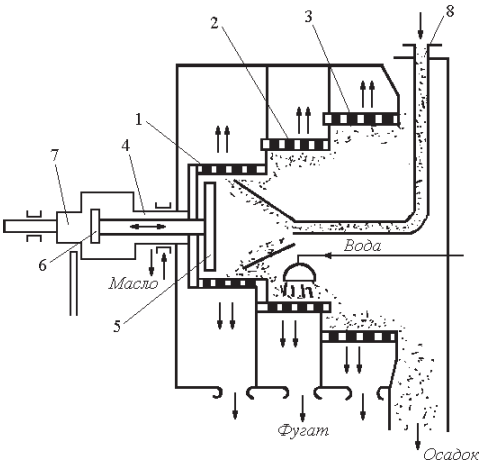


Рис. 9.23. Схема пульсирующей центрифуги: 1, 2 и 3 – фильтрующие поверхности барабанов; 4 – полый вал; 5 – диск; 6 – поршень; 7 – цилиндр; 8 – труба для подачи суспензии

Суспензия непрерывно подается в центрифугу по трубе 8 и центробежной силой отбрасывается на поверхность фильтрации барабана 1. За счет пульсации поршня 6, диска 5 и барабана 2 осадок перемещается вдоль ступенчатой поверхности и сходит с последнего барабана. Подобное расположение фильтрующих поверхностей позволяет, например, непрерывно проводить фильтрацию на первой ступени, промывку осадка – на второй и просушку осадка – на третьей ступени. Ввиду того что ротор состоит из нескольких ступеней, осадок интенсивно перемещается, разрыхляется и фильтрующая способность улучшается. Удельный расход энергии для работы многоступенчатых центрифуг значительно меньше, чем для обычных центрифуг.

Отстойное центрифугирование

Разделение фаз в отстойных центрифугах осуществляется без применения фильтрующих материалов.

В отстойную центрифугу (рис. 9.24) суспензия загружается на полном ходу; разделение осуществляется при движении жидкости вверх параллельно глухим стенкам барабана до образования осадка определенной толщины. По окончании центрифугирования выключают электродвигатель, тормозом останавливают центрифугу и выгружают осадок вручную.

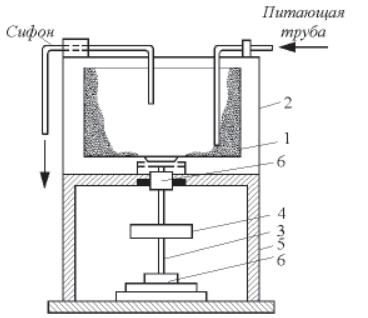


Рис. 9.24. Отстойная центрифуга: 1 – барабан (корзина); 2 – кожух; 3 – вал; 4 – шкив; 5 – станина; 6 – подпятник

Суперцентрифуги (сверхцентрифуги). Среди них различают жидкостные сепараторы и трубчатые сверхцентрифуги. Пример жидкостных

сепараторов — молочные сепараторы. Трубчатые сверхцентрифуги нашли широкое применение для осветления тонкодисперсных суспензий.

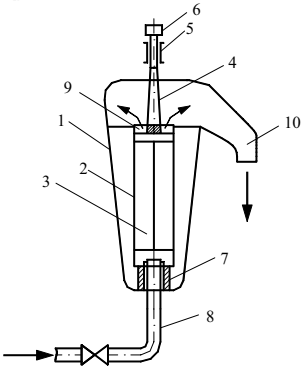


Рис. 9.25. Схема устройства трубчатой сверхцентрифуги: 1 – кожух; 2 – ротор; 3 – радиальные лопасти; 4 – шпиндель; 5 – опора; 6 – шкив; 7 – подпятник; 8 – труба для подачи суспензии; 9 – отверстия; 10 – труба для отвода осветленной жидкости

На рис. 9.25 представлена схема устройства трубчатой сверхцентрифуги.

В кожухе 1 расположен ротор 2 с глухими стенками, внутри которого имеются радиальные лопасти 3, препятствующие отставанию жидкости от стенок ротора при его вращении. Верхняя часть ротора жестко соединена с коническим шпинделем 4, который подвешен на опоре 5 и приводится в движение при помощи шкива 6. В нижней части ротора расположен эластичный направляющий подпятник 7, через который проходит труба 8 для подачи суспензии. При движении суспензии в роторе вверх на стенках его оседают твердые частицы, причем осветленная жидкость отводится через отверстия 9 в трубу 10. По истечении определенного времени сверхцентрифугу останавливают и удаляют осадок, накопившийся в роторе.

9.3.3.4. Расчет центрифуг

Производительность центрифуги зависит от рабочей емкости барабана и длительности цикла. Рассмотрим это на конкретном примере.

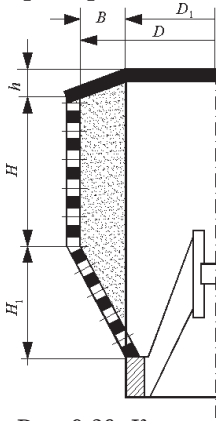


Рис. 9.26. К расчету производительности саморазгружающейся центрифуги

Пример 9.3. Определить производительность саморазгружающейся центрифуги (рис. 9.26), предназначенной для обработки утфеля первой кристаллизации и имеющей следующие размеры, дм: наружный диаметр слоя утфеля $D = 11{,}92$, внутренний диаметр слоя утфеля $D_1 = 8{,}90$, толщина слоя утфеля $B = 1{,}51$, высота цилиндрической части барабана $H = 5{,}20$, высота конической части барабана $H_1 = 3{,}80$, расстояние между верхним бортом и цилиндрической частью барабана $h = 0{,}35$.

Решение. Рабочий объем барабана:

$$V = \left(\frac{Bh}{2} + HB + \frac{H_1 B}{2}\right) D_{ср}\pi =$$

$$= \left(\frac{1{,}51 \cdot 0{,}35}{2} + 5{,}2 \cdot 1{,}51 + \frac{3{,}8 \cdot 1{,}51}{2}\right) 10{,}4 \cdot 3{,}14 = 360 \text{ дм}^3,$$

где $D_{ср} = 10{,}4$ – средний диаметр слоя утфеля, дм.

При плотности утфеля $\rho = 1{,}45$ кг/дм^3 единовременная загрузка центрифуги $G = V_\rho = 360 \cdot 1{,}45 = 520$ кг.

При длительности рабочего цикла $\tau = 3{,}8$ мин часовая производительность центрифуги:

$$G = \frac{520 \cdot 60}{3{,}8} = 8{,}25 \text{ т/ч}.$$

При содержании кристаллического осадка в утфеле в количестве 55% получим $8{,}25 \cdot 0{,}55 = 4{,}5$ т/ч.

9.3.4. Мембранное разделение

Процесс разделения смесей посредством полупроницаемых мембран называют *мембранными процессами* или *процессами мембранного разделения смесей.*

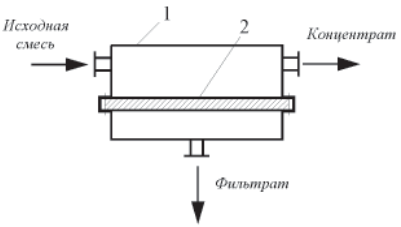
Мембранные процессы широко применяются в химико-фармацевтическом производстве для очистки и концентрирования растворов; разделения близкокипящих компонентов, азеотропных и нетермостойких смесей; отделения высокомолекулярных веществ от низкомолекулярных растворителей; глубокой очистки сточных вод, получения высокоочищенной воды и т.п.

При проведении мембранного разделения получают два раствора: один (ретант, или концентрат) – обогащен растворенными веществами, другой (пермеат, или фильтрат) – обеднен ими.

Разделение проходит при температуре окружающей среды без фазовых превращений, поэтому затраты энергии значительно меньше, чем при других методах разделения (ректификация, кристаллизация, выпаривание и др.). Малая энергоемкость и сравнительная простота аппаратурного оформления обеспечивают высокую экономическую эффективность.

9.3.4.1. Сущность процесса мембранного разделения смесей

Сущность процесса мембранного разделения заключается в том (рис. 9.27), что разделяемая в аппарате 1 смесь соприкасается с полупроницаемой мембраной 2 с одной стороны, и благодаря особым свойствам мембраны прошедший через нее фильтрат обогащается одним из компонентов смеси. Процесс разделения может происходить настолько полно, что в фильтрате практически не содержатся примеси тех компонентов смеси, которые задерживаются мембраной. Не прошедшая через мембрану смесь компонентов в виде концентрата удаляется из аппарата.



9.27. Схема процесса разделения смеси на полупроницаемой мембране: 1 – аппарат; 2 – мембрана

Процессы мембранного разделения характеризуются двумя основными параметрами: *проницаемостью* и *селективностью*.

Проницаемость, или *удельная производительность*, равная расходу фильтрата W кг/ч через единицу поверхности мембраны F м^2, определяет скорость процесса мембранного разделения в кг/(м^2 • ч):

$$G = W/F. \qquad (9.55)$$

Селективность процесса мембранного разделения может быть охарактеризована с помощью фактора разделения:

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A / y_B}{x_A / x_B}, \qquad (9.56)$$

где x_A, x_B – мольные концентрации компонентов A и B в исходной смеси;

y_A, y_B – мольные концентрации компонентов A и B в фильтрате.

Селективность может быть также выражена коэффициентом:

$$\varphi = (x_A - y_A)/x_A = 1 - y_A/x_A . \qquad (9.57)$$

Для разбавленных растворов, когда $x_B \approx 1$ и $y_B \approx 1$, значения α_{AB} и φ связаны соотношением

$$\varphi = 1 - \alpha_{AB}. \qquad (9.58)$$

Селективность характеризует эффективность процесса мембранного разделения.

К основным мембранным методам разделения относятся *обратный осмос, ультрафильтрация, испарение через мембрану, диализ, электродиализ, диффузионное разделение газов*.

Обратный осмос. Метод обратного осмоса состоит в фильтровании растворов под давлением через полупроницаемые мембраны, пропускающие растворитель и полностью (или частично) задерживающие молекулы (или ионы) растворенных веществ.

Следует прежде всего уяснить разницу между мембранным процессом и процессом фильтрации. В ходе фильтрации твердая фаза концентрируется у поверхности фильтра, уменьшая вследствие гидравлического сопротивления скорость процесса. В отличие от фильтра мембрана разделяет поток на два потока, один из которых проходит сквозь нее, а второй – вдоль поверхности мембраны, поступая на следующую ступень разделения (рис. 9.28). Это создает условия для непрерывной работы мембранной установки.

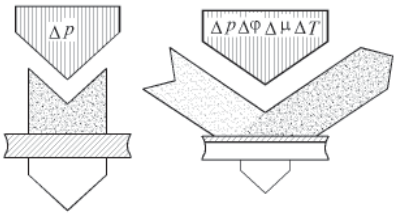


Рис. 9.28. Сравнение мембранного разделения и фильтрации:
а – процесс фильтрации;
б – мембранный процесс

Движущей силой процесса могут быть градиенты давления, химического потенциала (концентрации), градиенты температур (термодиффузия), градиенты электрического потенциала. В

энергетическом аспекте мембранная технология значительно эффективнее дистилляции, абсорбции, глубокого охлаждения с последующей ректификацией. Этот принцип нашел широкое применение в решении многих народнохозяйственных задач.

В основе метода обратного осмоса лежит явление осмоса – самопроизвольного перехода растворителя через полупроницаемую мембрану в раствор (рис. 9.29, *а*).

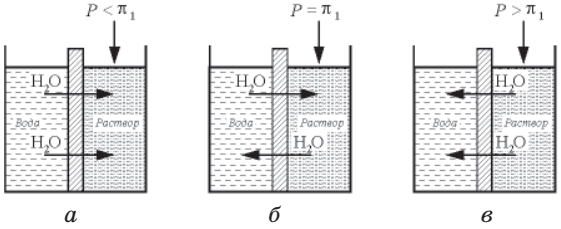


Рис. 9.29. К понятию обратный осмос:
а – осмос ($P < \pi_1$); *б* – равновесие ($P = \pi_1$); *в* – обратный осмос ($P > \pi_1$)

Давление π_1, при котором наступает равновесие, называют *осмотическим* (рис.9.29, *б*). Если со стороны раствора приложить давление P, превышающее осмотическое π_1, то можно наблюдать перенос растворителя через мембрану в обратном направлении (рис. 9.29, *в*), т.е. *обратный осмос*.

Движущая сила процесса обратного осмоса для идеально полупроницаемой мембраны составляет:

$$\Delta P = P - \pi_1, \qquad (9.59)$$

где P – рабочее давление над исходным раствором;

π_1 – осмотическое давление раствора.

В реальных условиях мембраны не обладают идеальной полупроницаемостью, и наблюдается некоторый переход через полупроницаемую мембрану не только чистого растворителя, но и растворенного вещества. Переход растворенного вещества через мембрану изменяет движущую силу обратного осмоса, которая в данном случае рассчитывается так:

$$\Delta P = P - (\pi_1 - \pi_2) = P - \Delta\pi, \qquad (9.60)$$

где π_2 – осмотическое давление фильтрата, прошедшего через мембрану.

Осмотическое давление растворов достаточно высокое, но рабочее давление в аппаратах обратного осмоса должно превышать осмотическое, так как их производительность зависит от движущей силы процесса ΔP. При осмотическом давлении 2,5 МПа для морской воды, содержащей 3,5% солей, рабочее давление в опреснительных установках поддерживают на уровне 7÷8 МПа.

Разделение обратным осмосом осуществляется без фазовых превращений, поэтому расход энергии на проведение процесса невелик и близок к минимальной термодинамической работе

разделения. Здесь энергия A расходуется на создание рабочего давления в аппарате $A_{сж}$ и на продавливание жидкости через мембрану $A_{пр}$:

$$A = A_{сж} + A_{пр} . \quad (9.61)$$

Работа $A_{сж}$ на сжатие исходного раствора (практически несжимаемой среды) мала и ею можно пренебречь, а работу $A_{пр}$ на продавливание жидкости можно рассчитать так:

$$A_{пр} = \Delta P\, V. \quad (9.62)$$

Легко показать, что работа на продавливание 1 м^3 воды при $\Delta P = 5$ МПа составляет всего 1,36 кВт · ч. Для сравнения укажем, что для испарения 1 м^3 воды требуется 620 кВт · ч (при 0,1 МПа).

Важным преимуществом процессов обратного осмоса является простота конструкций аппаратов для их осуществления, а также проведение процессов при температуре окружающей среды.

Ультрафильтрация — это процесс разделения высокомолекулярных и низкомолекулярных соединений в жидкой фазе с использованием селективных полупроницаемых мембран, пропускающих преимущественно молекулы низкомолекулярных соединений. В фармацевтическом производстве ультрафильтрация используется при получении препаратов крови (иммуноглобулина) и органопрепаратов (лидазы).

Движущей силой является разность давлений по обе стороны мембраны, которая при ультрафильтрации сравнительно невелика и составляет 0,3÷1 МПа, поэтому для некоторых водных растворов высокомолекулярных веществ движущая сила процесса разделения может быть рассчитана по формулам (9.59) и (9.60) без учета осмотического давления ввиду его малости. Движущей силой является разность рабочего и атмосферного давлений. Рабочее давление — 3...10 атм. Механизм ультрафильтрации основан на принципе просеивания. Поры мембран достаточно велики, чтобы пропустить молекулы растворителя, и достаточно малы, чтобы задержать молекулы растворенного вещества.

Этот метод применяется в медицине при острой почечной недостаточности для удаления токсинов и продуктов обмена веществ.

Ультрафильтрацию, в отличие от обратного осмоса, используют для разделения жидких однородных систем, в которых молекулярная масса растворенных компонентов во много раз превышает молекулярную массу растворителя. Так, для водных растворов принимают, что ультрафильтрация применима тогда, когда молекулярная масса одного из компонентов разделяемой системы превышает 500.

Аппараты и установки для проведения процессов обратного осмоса и ультрафильтрации аналогичны и в них используются полупроницаемые мембраны из одного и того же материала, но имеющие различные размеры пор.

Испарение через мембрану — это процесс разделения жидких смесей посредством полупроницаемых мембран, когда разделяемая

жидкая смесь вводится в соприкосновение с мембраной с одной ее стороны, а проникающий компонент (или смесь) в виде паров отводится с другой стороны мембраны в вакуум либо в поток инертного газа (рис. 9.30).

Диализ — процесс самопроизвольного разделения молекул или ионов высокомолекулярных и низкомолекулярных веществ при помощи полупроницаемых мембран, которые пропускают малые молекулы или ионы и задерживают макромолекулы и коллоидные частицы.

Электродиализ – процесс разделения ионов веществ под действием постоянного электрического поля в растворе, когда положительные и отрицательные ионы удаляемого электролита перемещаются к соответствующим электродам, проникая при этом сквозь ионообменные мембраны. Диализ в электрическом поле в десятки раз ускоряет процесс очистки растворов от электролитов.

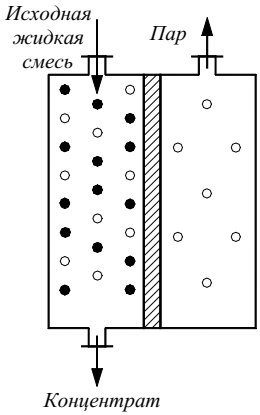


Рис. 9.30. Схема процесса разделения жидкой смеси испарением через полупроницаемую мембрану

Диффузионное разделение газов через полупроницаемые мембраны основано на различии коэффициентов диффузии газов в непористых полимерных мембранах под действием градиента концентрации и подчиняется законам молекулярной диффузии.

9.3.4.2. Мембраны

Для промышленной реализации мембранных процессов разделения смесей необходимы *полупроницаемые мембраны*, характеризующиеся высокой разделительной способностью (селективностью), высокой удельной производительностью (проницаемостью), химической стойкостью, достаточной механической прочностью, низкой стоимостью.

Для изготовления полупроницаемых мембран применяют различные материалы: полимерные пленки (полиэтиленовые, полипропиленовые, целлофановые, фторопластовые и др.), металлическую фольгу (из сплавов платины, палладия, серебра, молибдена и др.), пористые стекла (натрийборосиликатные и др.), ионообменные мембраны. Наибольшее распространение получили полимерные мембраны.

Полупроницаемые мембраны разделяют на две группы: *пористые* и *непористые*. Пористые полимерные мембраны получают обычно путем удаления растворителей или вымыванием предварительно введенных добавок из растворов полимеров при их формовании. Полученные таким способом мембраны имеют

тонкий (0,25÷0,5 мкм) поверхностный слой на микропористой подложке толщиной 100÷200 мкм. Процесс мембранного разделения осуществляется в поверхностном слое, а подложка обеспечивает механическую прочность мембраны.

В последние годы получили широкое распространение *ядерные мембраны*, или *нуклеопоры*. Они образуются облучением тонких полимерных пленок заряженными α-частицами с последующим травлением пор химическими реагентами. К основным достоинствам ядерных мембран относятся: правильная круглая форма пор; возможность получения мембран с заранее заданными размером и числом пор; одинаковый размер пор; химическая стойкость мембран. Ядерные мембраны, изготовленные на основе поликарбонатных пленок, имеют поры диаметром от 0,1 до 8 мкм. Отклонение от номинального значения не превышает 10%.

Наряду с полимерными известны мембраны с жесткой структурой: металлические, из пористого стекла и др. Металлические мембраны изготавливают выщелачиванием или возгонкой одного из компонентов сплава фольги. При этом получают высокопористые мембраны с порами одинакового размера – в пределах 0,1÷0,5 мкм. Другой способ получения металлических мембран – спекание металлического порошка при высокой температуре.

Пористые полимерные и металлические мембраны применяют для проведения процессов обратного осмоса и ультрафильтрации.

Для процессов разделения жидких смесей методом испарения через мембрану используют *непористые полимерные мембраны*, являющиеся квазигомогенными гелями. Растворитель и растворенные вещества проникают через них вследствие молекулярной диффузии, поэтому такие мембраны называют *диффузионными*. Скорость прохождения молекул через диффузионную мембрану пропорциональна коэффициенту диффузии, зависящему от размеров молекул и их формы. Диффузионные мембраны применяют для разделения компонентов с близкими свойствами, но с молекулами различных размеров, например для диффузионного разделения газов.

Наиболее важными характеристиками мембран являются их химическая природа, пористость, форма и размер пор, проницаемость и селективность, прочность, термостойкость, химическая стойкость к агрессивным средам.

Пористость ε мембран определяют по формуле

$$\varepsilon = V_{\text{п}} / V = (V - V_{\text{т}})/V = 1 - V_{\text{т}} / V, \qquad (9.63)$$

где ε – пористость;

$V_{\text{п}}$ – объем пор;

$V_{\text{т}}$ – объем твердой фазы;

V – объем образца мембраны.

9.3.4.3. Теоретические основы мембранного разделения

Механизм переноса атомов, молекул или ионов различных веществ через полупроницаемые мембраны может быть объяснен одной из рассмотренных ниже теорий.

Теория просеивания предполагает, что в полупроницаемой мембране существуют поры, размеры которых достаточны для того, чтобы пропускать растворитель, но слишком малы для того, чтобы пропускать молекулы или ионы растворенных веществ.

Теория молекулярной диффузии основана на неодинаковой растворимости и на различии коэффициентов диффузии разделяемых компонентов в полимерных мембранах.

Теория капиллярно-фильтрационной проницаемости основана на различии физико-химических свойств граничного слоя жидкости на поверхности мембраны и раствора в объеме. Так, граничный слой жидкости обладает упорядоченной структурой, отличается составом и, следовательно, вязкостью, растворяющей способностью и др.

На поверхности и внутри пор (капилляров) мембраны, погруженной в раствор электролита, возникает граничный слой связанной воды, как показано на рис. 9.31. Этот слой воды образует пленку толщиной δ. Связанная в граничном слое вода теряет растворяющую способность по отношению к растворенным в объеме солям. Поэтому под действием перепада давления эта вода из граничного слоя перетекает по капиллярам через мембрану, если размер капилляров в мембране меньше размеров гидратированных ионов соли (меньше 20 Å), как это схематично показано на рис. 9.31, *а*. Но реальные мембраны имеют поры различного размера, в том числе и крупные (больше 20 Å), поэтому часть гидратированных ионов соли может проникнуть через эти крупные капилляры, как показано на рис. 9.31, *б*. Следовательно, селективность мембраны тем выше, чем больше толщина граничного слоя и чем больше размеры гидратированных ионов соли.

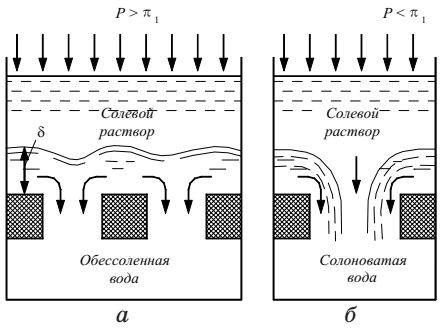


Рис. 9.31. Механизм полупроницаемости мембран: *а* – с высокой, *б* – с низкой селективностью

На основании рассмотренной теории можно заключить, что обессоливание водных растворов электролитов обратным осмосом есть дегидратация ионов, т.е. отбор воды, наименее прочно связанной с поверхностью мембраны и с ионами солей под действием приложенного извне давления.

9.3.4.4. Факторы, влияющие на процесс мембранного разделения смесей

Основными факторами, существенно влияющими на скорость и селективность мембранных процессов разделения, являются концентрационная поляризация, рабочее давление и температура, гидродинамические условия внутри мембранного аппарата, природа и концентрация разделяемой смеси.

Концентрационной поляризацией условно называют повышение концентрации растворенного вещества у поверхности мембраны вследствие избирательного отвода растворителя через мембраны. Влияние концентрационной поляризации на процесс всегда отрицательно, так как она уменьшает движущую силу процесса вследствие увеличения осмотического давления из-за повышения концентрации растворенного вещества около мембраны.

Чтобы уменьшить отрицательное влияние концентрационной поляризации на процесс мембранного разделения, используют перемешивание раствора над мембраной, увеличивают скорость протока исходного раствора около мембраны или применяют турбулизующие вставки. В результате уменьшается влияние концентрационной поляризации, увеличивается производительность и разделительная способность мембранного аппарата.

Давление раствора над мембраной оказывает существенное влияние на селективность и скорость процесса мембранного разделения.

Для полимерных мембран на основании данных эксперимента получены эмпирические зависимости селективности φ и проницаемости G от давления P:

$$\varphi = a_1 P/(a_2 P + 1); \qquad (9.64)$$

$$G = b_1 + b_2 \ln P, \qquad (9.65)$$

в которых a_1, a_2, b_1, b_2 – опытные константы для данной системы мембрана – раствор.

Повышение давления увеличивает проницаемость, но следует особо отметить, что с повышением давления структура мембраны не возвращается в исходное положение. Деформация мембраны при постоянном давлении вызывает с течением времени некоторое уменьшение проницаемости, но ее селективность возрастает.

На рис. 9.32 схематично показано поперечное сечение мембраны в нерабочем (*а*) и в рабочем (*б*) состояниях. Активный слой 1 мембраны, опираясь на подложку 2, при повышении давления уплотняется и деформируется, в результате чего уменьшается размер пор и увеличивается селективность. При снижении давления остаточная деформация (гистерезис) активного слоя приводит к тому, что кривая проницаемости $G = f(P)$ располагается ниже первоначальной, а кривая селективности $\varphi = f(P)$ – выше первоначальной, как видно из графиков рис. 9.33, *а, б*. Образовавшуюся гистерезисную петлю обычно используют

как характеристику мембраны, определяющую срок ее службы: чем меньше площадь гистерезисной петли, тем более продолжительно может работать мембрана в аппарате.

Для мембран с жесткой структурой при вязкостном режиме течения зависимость проницаемости от движущей силы процесса может быть выражена линейным уравнением:

$$G = A_1(P - \Delta\pi) = A_1\Delta P \quad (9.66),$$

где A_1 – константа проницаемости растворителя в данной мембране.

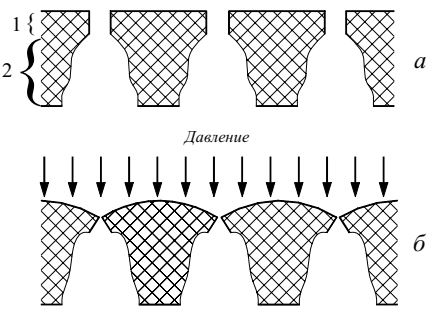


Рис. 9.32. Поперечное сечение полимерной мембраны в исходном положении без давления – *а*, в рабочем состоянии – *б*; 1 – поверхностный активный слой; 2 – подложка, обеспечивающая механическую прочность мембраны

Повышение температуры исходного раствора улучшает условия проведения процесса разделения, так как понижает вязкость раствора и увеличивает скорость диффузии растворенного вещества от поверхности мембраны в ядро потока. Это приводит к снижению влияния концентрационной поляризации.

Необходимо помнить, что ацетатцеллюлозные и полимерные мембраны не выдерживают действия высоких температур и применяются, как правило, при комнатных температурах.

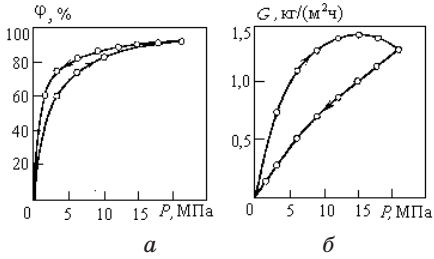


Рис 9.33. Зависимость селективности φ (*а*) и проницаемости *G* (*б*) полимерной мембраны от давления *P*

Природа растворенных веществ также оказывает влияние на селективность и в меньшей степени – на проницаемость мембран. Так, неорганические вещества задерживаются мембранами лучше, чем органические; вещества с большей молекулярной массой задерживаются лучше, чем с меньшей.

Повышение концентрации растворенных веществ в исходном растворе приводит к увеличению осмотического давления раствора и к возрастанию его вязкости. Оба эти фактора снижают проницаемость мембран. Не следует забывать, что в концентрированных растворах некоторых органических веществ может происходить растворение самих полимерных мембран и их разрушение.

Из практики эксплуатации мембранных аппаратов следует, что обратный осмос может быть эффективно применен для обессоливания электролитов концентрацией от 5 до 20 %; для

растворов органических веществ этот диапазон значительно шире. При ультрафильтрации высокомолекулярных соединений верхний предел концентрации растворенного вещества определяется условиями образования гелеобразного осадка на поверхности мембраны или концентрацией, при которой проницаемость становится слишком низкой из-за чрезмерного возрастания вязкости концентрируемого раствора.

На практике разделяемые смеси многокомпонентны. Часто одни растворенные вещества влияют на разделение находящихся в растворе других веществ. Поэтому установленные при разделении бинарных растворов селективность и проницаемость не могут быть без экспериментальной проверки перенесены на многокомпонентные смеси.

9.3.4.5. Аппараты для мембранного разделения смесей

В химико-фармацевтической технологии используют следующие основные типы аппаратов для мембранного разделения: *с плоскокамерными фильтрующими элементами, с трубчатыми фильтрующими элементами, со спиральными (рулонными) фильтрующими элементами и с мембранами в виде полых волокон.*

Аппараты с плоскокамерными фильтрующими элементами применяются в установках небольшой производительности. Типичным является аппарат типа фильтр-пресс, схема которого представлена на рис. 9.34. Аппарат собран из разделяющих элементов, каждый из которых состоит из двух мембран 1, уложенных по обе стороны плоской пористой дренажной пластины 2, предназначенной для сбора и стока фильтрата. Дренажные пластины расположены на небольшом расстоянии друг от друга (0,5÷5 мм), образуя камеры 3 для протока разделяемого раствора. Пакет фильтрующих элементов зажимается между двумя крышками 4, 5 и стягивается болтами или шпильками 6. Исходный раствор последовательно протекает через все камеры, концентрируется и в виде концентрата выводится из аппарата. Прошедший через мембраны фильтрат поступает в пористые дренажные пластины и через коллектор 7 выводится из аппарата.

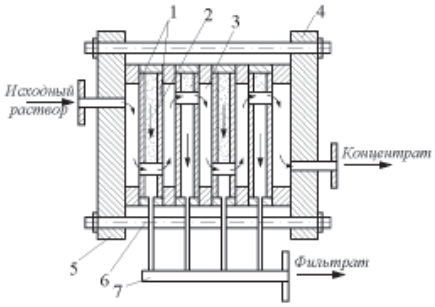


Рис. 9.34. Схема аппарата с плоскокамерными фильтрующими элементами типа фильтр-пресс:
1 – мембраны; 2 – пористые пластины; 3 – камеры; 4,5 – крышки; 6 – шпильки; 7 – коллектор

Эффективность работы аппарата зависит от мембран и в значительной степени — от материала дренажных пластин, которые служат для восприятия

давления и отвода фильтрата. В качестве дренажных пластин используются металлические и пластмассовые листы с фрезерованными или высверленными каналами для отвода фильтрата; пористые (спрессованные из порошков), металлические, пластмассовые и керамические листовые материалы; тканые материалы из натуральных, искусственных, синтетических и металлических волокон; различные виды бумаги, фетра и войлока; всевозможные сочетания перечисленных материалов.

Аппараты типа фильтр-пресс просты в изготовлении, удобны в монтаже и эксплуатации, в них легко производится замена мембран. К недостаткам следует отнести лишь относительно невысокую удельную поверхность мембран (60÷300 $м^2/м^3$) и ручную сборку и разборку аппарата.

Аппараты с трубчатыми фильтрующими элементами (рис. 9.35). Основным узлом является изготовленная из керамики, металлокерамики, пластмассы или металлической ткани пористая труба 1, на внутренней поверхности которой расположена полупроницаемая мембрана.

Внутрь трубы под давлением подают исходный раствор, который, проходя по трубе, концентрируется и выводится из аппарата в виде концентрата. Фильтрат, проникая через мембрану и пористую каркасную трубу, вытекает из межтрубного пространства и собирается в сборник 2. Давление исходного раствора создается насосом 3, а сброс давления при выводе концентрата из аппарата осуществляется через турбину 4, благодаря которой часть энергии возвращается.

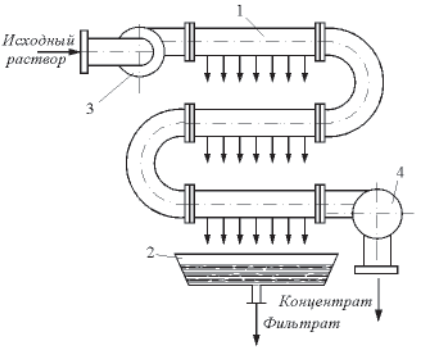


Рис. 9.35. Схема аппарата с трубчатыми фильтрующими элементами:
1 – пористая каркасная труба;
2 – сборник фильтрата; 3 – насос;
4 – турбина

Трубчатый фильтрующий элемент (рис. 9.36) представляет собой сменный узел аппаратов для проведения обратного осмоса или ультрафильтрации, состоящий из полупроницаемой мембраны 1, дренажного каркаса, изготовленного из пористой трубы 2, и дренажной прокладки 3, предотвращающей вдавливание мембраны в каналы пористой трубки и ее разрыв под действием давления рабочей смеси. Различают

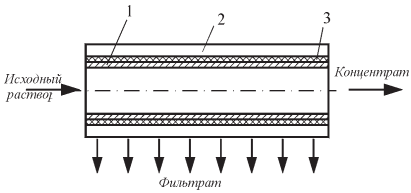


Рис 9.36. Трубчатый фильтрующий элемент с мембраной внутри пористой трубки:
1 – полупроницаемая мембрана;
2 – пористая трубка;
3 – дренажная прокладка

три типа трубчатых фильтрующих элементов: с полупроницаемой мембраной на внутренней (рис. 9.36) или на наружной поверхности трубы, а также с комбинированным ее расположением.

Несомненные преимущества имеет трубчатый фильтрующий элемент с внутренней мембраной (рис. 9.36), поскольку нет необходимости в дополнительной металлической трубе, которая для фильтрующих элементов с наружным и комбинированным расположением мембран служит прочным корпусом.

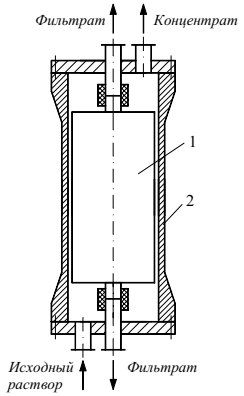


Рис. 9.37. Схема аппарата со спиральным фильтрующим элементом:
1 – спиральный фильтрующий элемент; 2 – корпус аппарата

К недостаткам аппаратов с трубчатыми фильтрующими элементами следует отнести следующее: более сложный монтаж трубчатых элементов, чем у фильтр-прессов, и сравнительно невысокую удельную поверхность мембран, равную 60÷200 $м^2/м^3$.

Аппараты со спиральными фильтрующими элементами имеют значительно более высокую, чем предыдущие, плотность упаковки мембран, составляющую 300÷800 $м^2/м^3$ (рис. 9.37). Высокая удельная поверхность мембран в таких аппаратах достигается за счет спиральных фильтрующих элементов в виде рулонов 1, помещаемых в трубе или в цилиндрическом корпусе 2 высокого давления.

Спиральный фильтрующий элемент показан на рис 9.38. Пакет из двух полупроницаемых мембран 1 с расположенным между ними дренажным слоем 2 в виде спирали накручивается на фильтроотводящую трубу 3. Вместе с пакетом накручивается сетка-сепаратор 4, образующая спиральный канал, в который под давлением вводится исходный раствор. В процессе навивки спирального фильтрующего элемента кромки пакета для его герметизации проклеивают.

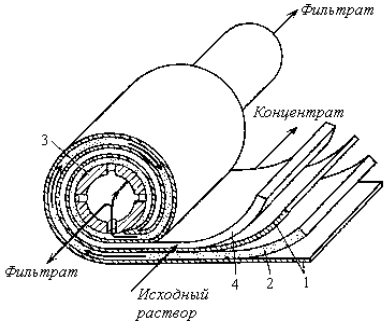


Рис. 9.38. Схема спиральной укладки полупроницаемых мембран в спиральном фильтрующем элементе:
1 – мембраны; 2 – дренажный слой для отвода фильтрата;
3 – фильтроотводящая перфорированная труба; 4 – сетка-сепаратор

Исходный раствор течет в межмембранном канале с сеткой-сепаратором 4 вдоль оси навивки и выходит с противоположного конца в виде концентрата. Проникший через мембраны

фильтрат движется по спиральному дренажному пористому слою к центральной оси и попадает в фильтроотводящую трубу, по которой и выводится из аппарата.

Аппарат со спиральными фильтрующими элементами в сборе представлен на рис. 9.39. Он состоит из корпуса 4, выполненного в виде трубы из нержавеющей стали, в которой размещается от одного до четырех рулонных модулей 8. Модуль формируется навивкой пяти мембранных пакетов на пермеатоотводящую трубку 6. Пакет образуют две мембраны 11, между которыми расположен дренажный слой 13. Мембранный пакет герметично соединен с пермеатоотводящей трубкой, кромки его также герметизируют, чтобы предотвратить смешение разделяемого раствора с пермеатом. Для создания необходимого зазора между мембранными пакетами при навивке модуля вкладывают крупноячеистую сетку-сепаратор 12, благодаря чему образуются напорные каналы для прохождения разделяемого раствора.

Герметизация пермеатоотводящих трубок в аппарате обеспечивается резиновыми кольцами 7. Герметизация корпуса осуществляется с помощью крышек 3, резиновых колец 10 и упорных разрезных колец 2, помещаемых в прорези накидного кольца 1, привариваемого к корпусу 4.

Исходный раствор через штуцер поступает в аппарат и проходит через витки модуля (напорные каналы) в осевом направлении. Последовательно проходя все модули, раствор концентрируется и удаляется из аппарата через штуцер отвода концентрата. Прошедший через мембраны пермеат транспортируется по дренажному слою к пермеатоотводящей трубке, проходит через отверстия в ее стенке и внутри трубки движется к выходному штуцеру.

С целью предотвращения телескопического эффекта, возникающего вследствие разности давлений у торцов модулей и приводящего к сдвигу слоев навивки в осевом направлении, у заднего торца модуля устанавливают антителескопическую решетку 5, в которую он упирается.

Байпасирование жидкости в аппарате предотвращено резиновой манжетой 9, перекрывающей зазор между рулонным модулем и внутренней стенкой корпуса.

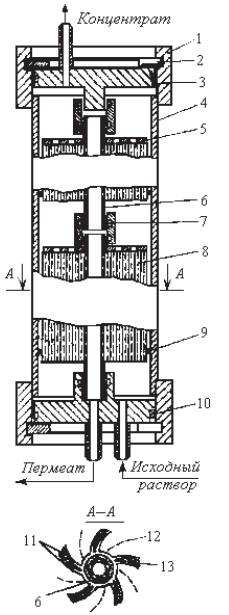


Рис. 9.39. Аппарат рулонного типа в сборе:
1 – накидное кольцо;
2 – упорное кольцо;
3 – крышка; 4 – корпус;
5 – решетка; 6 – трубка для отвода пермеата;
7 – резиновое кольцо;
8 – рулонный модуль;
9 – резиновая манжета;
10 – резиновое кольцо;
11 – мембраны;
12 – сетка-сепаратор;
13 – дренажный слой

Увеличение производительности аппаратов со спиральными фильтрующими элементами достигается максимальным развитием площади мембран за счет увеличения их ширины (до 900 мм) и длины (до 3 м), присоединения к фильтроотводящей трубе нескольких пакетов и установки в аппарате нескольких спиральных фильтрующих элементов.

К достоинствам аппаратов со спиральными фильтрующими элементами относятся: большая плотность упаковки мембран, малая металлоемкость, механизированная сборка спиральных фильтрующих элементов и главное – высокая производительность всего аппарата.

Аппараты с мембранами в виде полых волокон для процессов обратного осмоса и ультрафильтрации занимают особое место, так как имеют очень высокую плотность укладки полупроницаемых мембран, равную 20 000÷30 000 м^2/м^3. Это достигается использованием мембран в виде полых волокон малого диаметра (45÷200 мкм) с толщиной стенки 10÷50 мкм. Полые волокна-мембраны способны выдержать рабочее давление, равное десяткам мегапаскалей, поэтому аппараты с такими мембранами не требуют дренажных и поддерживающих устройств, что значительно снижает капитальные затраты, упрощает их сборку и эксплуатацию.

В аппаратах с мембранами в виде полых волокон предусматривается подача исходного раствора с наружной поверхности волокон или внутрь капилляра полого волокна. Следовательно, фильтрат в данных аппаратах отводится по капилляру полого волокна или собирается с наружной поверхности волокон.

Разработано много конструкций аппаратов с мембранами в виде полых волокон. Рассмотрим устройство и принцип действия таких аппаратов на примере фильтра с *U*-образным расположением волокон (рис.9.40). Фильтрующий элемент этого аппарата состоит из *U*-образного пучка 1 полых волокон длиной 1,5÷2 м и шайбы 2, служащей для склеивания всех открытых концов полых волокон (обычно эпоксидной смолой). Шайба 2 опирается на пористую подложку 3. Шайба с подложкой зажаты посредством фланцевого соединения болтами 4 между корпусом 5 и крышкой 6 аппарата.

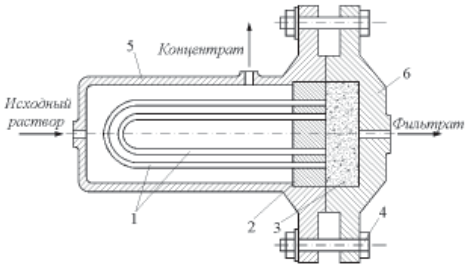


Рис. 9.40. Схема аппарата с мембранами из *U*-образных полых волокон:
1 – полупроницаемые мембраны в виде полых волокон; 2 – шайба; 3 – пористая подложка; 4 – болты; 5 – корпус аппарата; 6 – крышка аппарата

Аппараты с мембранами в виде полых волокон компактны и высокопроизводительны. Например, один аппарат диаметром 240 мм и длиной 1220 мм с *U*-образными

фильтрующими элементами в виде полых волокон позволяет обессоливать и получать 50 м³ в сутки чистой воды, что недостижимо при таких габаритах в аппаратах других типов. Разрабатываются установки, которые обеспечат опреснение более 6000 м³ воды в сутки.

Все рассмотренные выше типы мембранных аппаратов могут эксплуатироваться как непрерывно действующие и как периодически действующие. Выбор режима работы аппарата определяется условиями проведения и технико-экономическими показателями процесса.

9.3.4.6. Расчет аппарата с полупроницаемой мембраной

Процессы мембранного разделения обычно проводят при постоянной температуре и постоянном давлении P. Известны производительность по исходному раствору L_0 кг/ч и состав раствора x_0 кг/кг. Расчет мембранного аппарата сводится к определению поверхности мембраны F м² (рис. 9.41).

Характеристику процесса ввиду большой сложности механизма находят эмпирически (прямым экспериментом или, если возможно, по справочным данным).

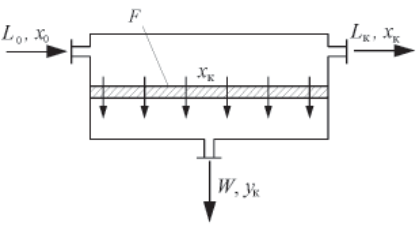


Рис. 9.41. К расчету аппарата с полупроницаемой мембраной

При расчете мембранного аппарата обычно заданы выход фильтрата

$$a = W/L_0 \qquad (9.67)$$

и его конечный состав – $y_к$ кг/кг.

По выходу фильтрата a определяют его количество (кг/ч):

$$W = aL_0 . \qquad (9.68)$$

Из уравнения материального баланса по общим потокам

$$L_0 = L_к + W \qquad (9.69)$$

находят количество концентрата, выходящего из аппарата (кг/ч):

$$L_к = L_0 - W. \qquad (9.70)$$

Из уравнения материального баланса по концентрируемому компоненту:

$$L_0x_0 = L_к\, x_к + Wy_к \qquad (9.71)$$

с учетом (9.70) определяют состав концентрата (кг/кг):

$$x_к = (L_0x_0 - Wy_к)/(L_0 - W). \qquad (9.72)$$

Преобразовав уравнение (9.72) к виду

$$x_к = \frac{x_0 - (W/L_0)y_к}{1-(W/L_0)} \qquad (9.73)$$

и выразив, согласно (9.67), отношение W/L_0 через выход фильтрата, окончательно находят состав концентрата на выходе из аппарата:

$$x_к = \frac{x_0 - a y_к}{1 - a}. \qquad (9.74)$$

По концентрациям $x_к$ и $y_к$, характеризующим составы над мембраной (концентрат) и под мембраной (фильтрат), определяют селективность мембраны:

$$\varphi = (x_к - y_к)/x_к. \qquad (9.75)$$

По найденному значению селективности φ для заданного раствора из справочной литературы подбирают материал и толщину полупроницаемой мембраны.

Для этой мембраны по справочным данным находят зависимость проницаемости G от состава заданного раствора над мембраной:

$$G = f_1(x). \qquad (9.76)$$

По проницаемости G для концентрации $x_к$ с учетом (9.68) по уравнению (9.55) находят рабочую поверхность полупроницаемой мембраны:

$$F = W/G = a\ L_0/f_1(x_к). \qquad (9.77)$$

9.3.4.7. Схемы установок с мембранными аппаратами

В качестве примера производственных установок с мембранными аппаратами рассмотрим непрерывно действующую обессоливающую установку (рис. 9.42).

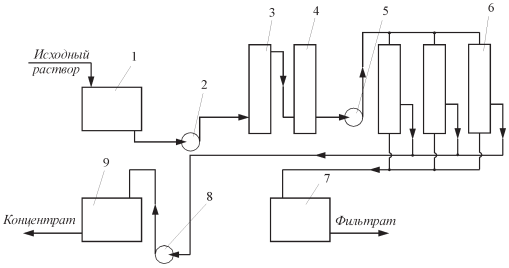


Рис. 9.42. Схема обессоливающей опреснительной установки с мембранными аппаратами:
1 – емкость для исходного раствора; 2 – насос; 3 – песчаный фильтр; 4 – деаэратор; 5 – насос высокого давления; 6 – мембранные аппараты; 7 – сборник фильтрата; 8 – турбина для рекуперации энергии; 9 – сборник концентрата

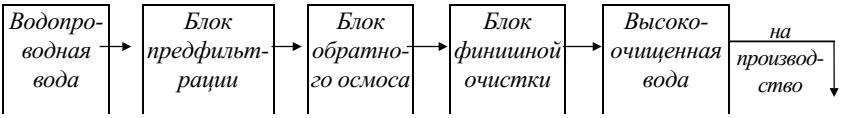
Исходный раствор из емкости 1 насосом 2 нагнетается через песчаный фильтр 3 и деаэратор 4 (аппарат для удаления из воды воздуха), откуда насосом высокого давления 5 направляется в аппараты мембранного разделения 6. В этих аппаратах раствор делится на два потока. Фильтрат направляется в сборник 7, а концентрат идет через рекуперационную турбину 8 в сборник 9. Турбина 8 предназначена для использования энергии при сбросе давления концентрата.

Подобные установки под названием Шарья-500, Шарья-200 и другие используют на фармацевтических предприятиях в производстве высокоочищенной воды для инфузионных растворов, иммунобиологических препаратов и инъекционных растворов в ампулах.

Установка Шарья-500 (производительность по питающей воде – 500 л/ч) предназначена для получения высокоочищенной воды,

свободной от механических примесей, органических и неорганических веществ. Она применяется в медицинской, микробиологической, электронной и других отраслях промышленности.

Блок-схема получения высокоочищенной воды:



Блок предфильтрации предназначен для удаления механических примесей размером более 5 мкм. Блок обратного осмоса предназначен для удаления молекул и ионов растворенных веществ (не менее 70 %). Блок финишной очистки включает стадии ионного обмена и ультрафильтрации.

Принцип работы основан на последовательной очистке водопроводной воды от примесей при использовании мембранных и сорбционных методов:

— предфильтрация – очистка водопроводной воды от механических частиц;

— обратный осмос – очистка от растворенных солей, органических веществ, бактерий и твердых веществ;

— ионный обмен – доочистка от ионов;

— ультрафильтрация – доочистка от коллоидных частиц и макромолекул.

Схема получения высокоочищенной воды на установке Шарья-500 представлена на рис. 9.43. Водопроводная вода поступает на блок предфильтрации, включающий два патронных фильтра 1.

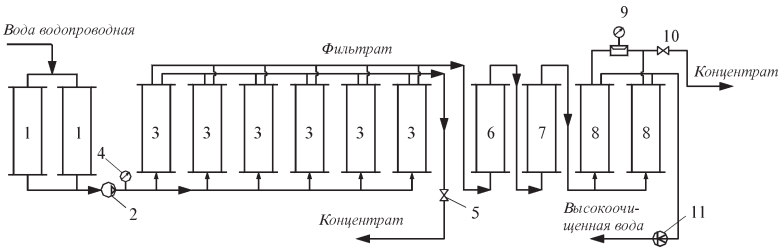


Рис. 9.43. Схема установки получения высокоочищенной воды Шарья-500:
1 – патронные фильтры; 2 – насос высокого давления; 3 – элементы рулонные обратноосмотические; 4 – манометр электроконтактный; 5 – вентиль; 6 – фильтр катионитный; 7 – фильтр анионитный; 8 – ультрафильтрационный аппарат на полых волокнах; 9 – разделительный модуль с манометром; 10 – вентиль; 11 – кондуктометр

Освобожденная от механических частиц вода насосом высокого давления 2 подается на блок обратного осмоса, состоящий из шести параллельно соединенных элементов рулонных обратноосмотических 3. Очищенная вода после фильтров обратного осмоса (фильтрат)

поступает на доочистку в фильтр катионитный 6, а затем – в анионитный 7, заполненные катионитообменной и анионитообменной смолами. Окончательная очистка воды проводится на двух ультрафильтрационных аппаратах 8. После ультрафильтрации высокоочищенная вода подается на производство. Концентрат после обратноосмотических элементов 3 и ультрафильтрационных аппаратов используется как техническая вода в производстве.

Установка обратного осмоса может быть использована для концентрирования растворов неорганических солей.

Схема установки для концентрирования растворов представлена на рис. 9.44. Исходный раствор неорганической соли из емкости 1 подается насосом 2 на песчаный фильтр 3, где очищается от взвесей твердых частиц. Далее раствор насосом высокого давления 4 подается в аппараты обратного осмоса 5, где его концентрация повышается в несколько раз. Концентрат подогревается в теплообменнике 6 и направляется для окончательного концентрирования в выпарной аппарат 7, работающий под избыточным давлением. Упаренный раствор стекает в емкость 8. Пермеат (фильтрат) из аппаратов обратного осмоса возвращается для использования в производстве либо сбрасывается в канализацию (в зависимости от качества). Вторичный пар из выпарного аппарата 7 направляется на обогрев других производственных аппаратов, в том числе теплообменника 6.

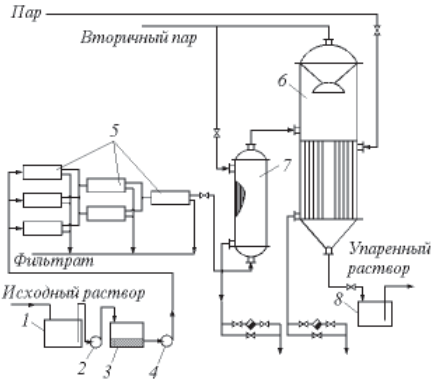


Рис. 9.44. Схема установки для концентрирования растворов с применением обратного осмоса:
1 – емкость для исходного раствора;
2 – насос низкого давления;
3 – фильтр; 4 – насос высокого давления; 5 – аппараты обратного осмоса; 6 – теплообменник;
7 – выпарной аппарат;
8 – емкость для упаренного раствора

Использование установки позволяет существенно снизить общие затраты на процессе концентрирования, поскольку большая часть воды удаляется этим высокоэкономичным методом и лишь малая часть – сравнительно дорогим методом (выпариванием).

Установка ультрафильтрации может быть использована для концентрирования растворов высокомолекулярных соединений (ВМС). Концентрирование растворов ВМС путем традиционных методов (например, выпариванием) обычно не эффективно вследствие разрушения ВМС (особенно биохимических препаратов).

Технологическая схема установки представлена на рис. 9.45. Разбавленный раствор

ВМС, содержащий также неорганическую соль, из емкости 1 насосом 2 подается на песчаный фильтр 3, где очищается от взвесей твердых частиц. Далее раствор насосом высокого давления 4 перекачивается в аппарат ультрафильтрации 5, где концентрируется до заданной концентрации ВМС. Пермеат собирается в промежуточной емкости 6, откуда насосом 7 подается в теплообменник 8. Здесь он нагревается и подается в выпарной аппарат 9, работающий под небольшим избыточным давлением. В выпарном аппарате концентрация неорганической соли в пермеате доводится до требуемого значения. Упаренный раствор стекает в емкость 10.

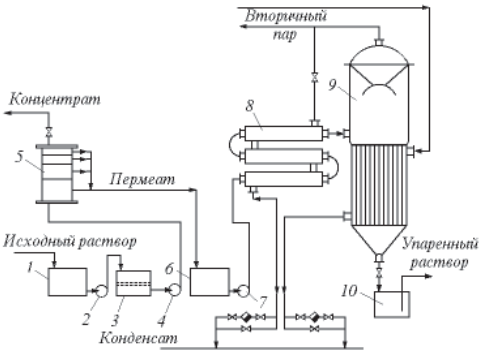


Рис. 9.45. Схема установки для концентрирования растворов с применением ультрафильтрации:
1 – емкость для исходного раствора;
2 – насос; 3 – фильтр; 4 – насос;
5 – аппарат ультрафильтрации;
6 – промежуточная емкость; 7 – насос;
8 – теплообменник; 9 – выпарной аппарат;
10 – емкость для упаренного раствора

Концентрат из аппарата ультрафильтрации возвращается в технологический процесс. Вторичный пар из выпарного аппарата 9 направляется на обогрев других производственных аппаратов, в том числе теплообменника 8.

9.3.5. Метод термодиффузионного разделения

Если к гомогенному раствору, содержащему два компонента с различными молекулярными массами, приложить температурный градиент, то в таком растворе возникает градиент концентраций. Это явление называется *термодиффузией*. Температурный градиент вызывает поток, величина которого определяется соотношением

$$j_1 = -\rho D_{12} (\text{grad}\, x_1 - \alpha\, x_1 x_2\, \text{grad}\, \ln T), \qquad (9.78)$$

где ρ – плотность смеси;

D_{12} – коэффициент концентрационной диффузии;

x_1, x_2 – молярные доли компонентов в смеси;

α – термодиффузионная постоянная;

T – температура.

Если правую часть этого уравнения приравняем к нулю, что будет соответствовать условию равновесия между термодиффузией и концентрационной диффузией, то придем к максимальному эффекту разделения, который определяется уравнением

$$\ln = \frac{x_г/(1-x_г)}{x_х/(1-x_х)} = \alpha \ln \frac{T_г}{T_х}, \qquad (9.79)$$

где индекс г относится к горячей области термодиффузионной колонны, а индекс х – к холодной.

Значение α для газов вычисляют по формуле

$$\alpha = 1{,}5\frac{M_2 - M_1}{M_2 + M_1}(1 - n), \qquad (9.80)$$

где M_1, M_2 – молекулярные массы компонентов;

n – показатель степени в уравнении $\mu = \kappa T^n$;

μ – вязкость газа.

Для реализации процесса термодиффузионного разделения газовую или жидкую смеси подают в колонный аппарат между двумя стенками, одна из которых нагрета, а другая – охлаждена. У охлажденной стенки концентрируются молекулы с большой молекулярной массой или большого размера. Степень разделения, весьма малая по теоретическим расчетам, может быть значительно усилена вследствие возникновения противоточного движения нагретого и холодного компонентов. Такие потоки действительно возникают в аппарате вследствие градиента плотности.

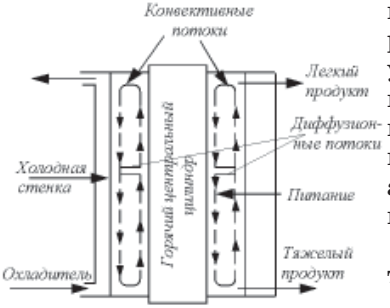


Рис. 9.46. Схема потоков в термодиффузионной колонке

На рис. 9.46 изображена схема потоков в термодиффузионной колонке.

Термодиффузионный метод нашел применение для разделения изотопов в газовой фазе.

9.4. Разделение газовых систем

9.4.1. Общие сведения

Очистка отходящих промышленных газов является одной из важнейших технологических и экологических задач большинства фармацевтических производств.

Очистка газов от взвешенных в них *твердых* или *жидких* частиц проводится для уменьшения загрязненности выбрасываемого в атмосферу воздуха, улавливания из газа ценных продуктов или удаления вредных примесей, отрицательно влияющих на дальнейшую переработку газа и применяемую аппаратуру.

Твердые и жидкие частицы образуются в результате механического измельчения твердых тел (частицы размерами 3÷70 мкм), при конденсации паров (размеры частиц – 0,001÷1 мкм).

По способу улавливания различают следующие виды очистки газов (рис. 9.47):

— гравитационная очистка – осаждение под действием силы тяжести (*а*);

— осаждение под действием инерционных и центробежных сил (*б*, *в*);

— фильтрование (*д*);

— мокрая очистка (*е*);

— электрическая очистка (*г*).

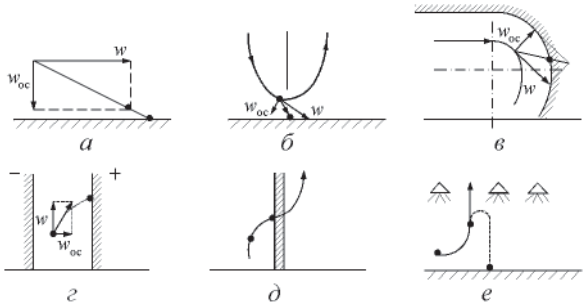


Рис. 9.47. Основные способы улавливания частиц из газового потока: *а* – гравитационная очистка; *б* – осаждение под действием инерционных сил; *в* – осаждение под действием центробежных сил; *г* – осаждение под действием сил электрического поля; *д* – фильтрование; *е* – мокрая очистка

Для получения необходимой степени очистки обычно применяют различные способы обработки газов. Эффективность работы пылеулавливающего аппарата характеризуется степенью очистки:

$$\eta = \frac{G_1 - G_2}{G_1} \cdot 100\%, \qquad (9.81)$$

где G_1, G_2 – масса взвешенных частиц в исходном и очищенном газе.

Выделенная из потока газа частица осаждается на рабочей поверхности аппарата и выводится из системы.

9.4.2. Очистка газов под действием гравитационных, инерционных и центробежных сил

Пылеосадительные камеры. Простейшим типом газоочистительных аппаратов являются пылеосадительные камеры (рис. 9.48), в которых улавливаемые частицы удаляются из потока газа под действием силы тяжести.

Запыленный газ поступает в камеру 1, внутри которой расположены горизонтальные перегородки, расстояние между которыми 0,1÷0,4 м. Такая небольшая высота между перегородками уменьшает путь осаждающихся частиц пыли, увеличивает поверхность осаждения, что способствует уменьшению времени осаждения. Производительность камеры ограничена скоростью потока газа в каналах между полками, так как частицы пыли должны успеть осесть до того, как они пройдут всю полку по ее длине.

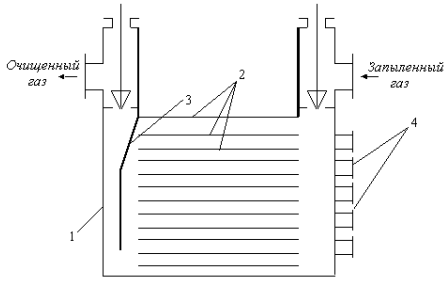


Рис. 9.48. Пылеосадительная камера: 1 – корпус; 2 – горизонтальные перегородки (полки); 3 – отражательная перегородка; 4 – дверцы

Газ, пройдя полки, огибает отражательную перегородку 3 (способствующую более равномерному распределению газа по каналам, ограниченным горизонтальными полками) и удаляется из камеры.

Пыль, осевшая на горизонтальных полках, периодически удаляется специальными скребками через дверцы 4 или смывается водой.

Расчет основных габаритных размеров камеры (длина, ширина, высота), которые определяют поверхность отстаивания, аналогичен расчету отстойников для жидкости.

Пылеосадительные камеры имеют сравнительно большие габариты и используются обычно для удаления наиболее крупных частиц (> 100 мкм). Степень очистки газа от пыли в этих аппаратах не превышает 30÷40 %, и поэтому они используются только для предварительной грубой очистки газов.

Инерционные пылеуловители. Действие пылеуловителя такого типа основано на использовании инерционных сил, возникающих при резком изменении направления газового потока. Поток очищаемого газа со скоростью 10÷15 м/с вводится в аппарат (рис. 9.49), жалюзи 3 которого представляют собой набор наклонных колец, установленных с зазором 2÷3 мм для прохождения газа.

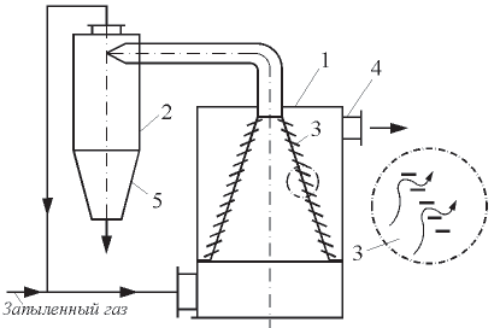


Рис. 9.49. Инерционный пылеуловитель: 1 – первичный жалюзийный пылеуловитель; 2 – циклон; 3 – жалюзи; 4 – патрубок для очищенного газа; 5 – пылеотводящий патрубок

Частицы пыли, ударяясь о кольца жалюзи, отбрасываются к оси конуса, а освобождаемый от наиболее крупных частиц пыли газ проходит через зазоры в конусе и удаляется через патрубок 4. Небольшая часть газа (примерно 10 %), в которой концентрируется основная масса частиц, поступает в циклон 2, где под действием центробежных сил освобождается от основной массы пыли и возвращается на доочистку в первичный жалюзийный пылеуловитель. Пыль удаляется из циклона через патрубок 5.

Инерционные пылеуловители отличаются простотой устройства, компактностью и не имеют движущихся частей, однако в них достигается невысокая степень очистки (примерно 60 %) пыли (размер удаляемых частиц – более 25 мкм). К недостаткам инерционных пылеуловителей относятся: сравнительно большое гидравлическое сопротивление, быстрый износ и забивание жалюзей.

Циклоны. В циклон запыленный газ вводится со скоростью 15÷25 м/с тангенциально и получает вращательное движение (рис. 9.50). Частицы пыли или капли под действием центробежной силы движутся к периферии и, достигнув стенки, оседают на ней, направляясь далее в бункер. Газ, проделав несколько оборотов в циклоне, поворачивается вверх и выводится через центральную выхлопную трубу.

В циклонах центробежная сила зависит от скорости вращения газа, которую в первом приближении можно принять равной скорости газа во входном патрубке. Тогда центробежное ускорение равно:

$$a_{\text{ц}} = \frac{W^2}{r} = \omega^2 r, \qquad (9.82)$$

где r – радиус циклона, м;

w – скорость газа во входном патрубке, м/с;

ω – угловая скорость вращения газа в циклоне, $с^{-1}$.

Тогда скорость осаждения частиц с учетом (9.12) и заменой движущей силы при гравитационном осаждении g на центробежную w^2r такая:

$$w_{\text{ос}} = \frac{d_{\text{ч}}^2(\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{г}})\omega^2 r}{18\mu}. \qquad (9.83)$$

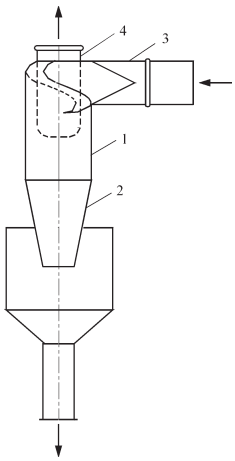


Рис. 9.50. Циклон:
1 – корпус; 2 – коническое днище;
3 – входной патрубок;
4 – выхлопная труба

Так как осаждение частиц происходит вдоль радиуса циклона, то

$$w_{\text{ос}} = \frac{dr}{d\tau} \text{ или } \tau_{\text{ос}} = \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{\omega_0}, \qquad (9.84)$$

а с подстановкой (9.83) в (9.84), получим выражение для определения времени осаждения частицы под действием центробежной силы:

$$\tau_{\text{ос}} = \frac{18\mu}{d_{\text{ч}}^2 w^2 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{г}})} \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = \frac{18\mu}{d_{\text{ч}}^2 w^2 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{г}})} \ln \frac{r_2}{r_1}. \qquad (9.85)$$

Степень очистки газа в циклонах зависит от величины фактора разделения. Из этого выражения (см. (9.53)) видно, что степень

очистки газа в циклонах может быть повышена либо путем уменьшения радиуса вращения потока запыленного газа, либо путем увеличения скорости газа.

Чрезмерно большая скорость движения газа в циклоне приводит к повышению сопротивления аппарата и уменьшению степени очистки. Поэтому степень очистки газа в циклонах может быть повышена за счет уменьшения радиуса циклона, что приводит к снижению его производительности. В связи с этим часто для очистки большого количества запыленного газа вместо циклона большого диаметра применяют несколько циклонных элементов значительно меньшего диаметра.

Циклоны всех видов отличаются простотой конструкции. Они имеют более высокую степень очистки газа, более компактны и требуют меньших капитальных затрат.

К недостаткам циклонов относятся: сравнительно высокое гидравлическое сопротивление ~ 400÷700 Па, чувствительность к колебаниям нагрузки по газу, механическое истирание корпуса аппарата частицами пыли. Эффективное улавливание пыли происходит при размере частиц не более 10 мкм.

9.4.3. Очистка газов фильтрованием

При очистке газов фильтрованием, содержащих взвешенные твердые частицы, применяются пористые перегородки, пропускающие газ и задерживающие на поверхности твердые частицы. Пористые фильтровальные перегородки делятся на гибкие, жесткие и с зернистым слоем.

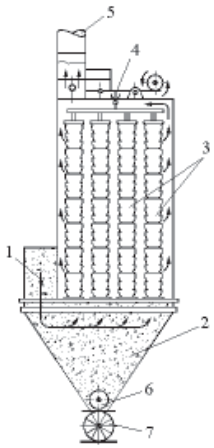


Рис. 9.51. Рукавный фильтр:
1 – вход газа;
2 – распределительная камера; 3 – рукава;
4 – встряхивающее устройство;
5 – выхлопная труба;
6 – шнек;
7 – шлюзовый затвор

К числу наиболее широко применяемых фильтров с гибкими пористыми перегородками относятся рукавные фильтры (рис. 9.51). Запыленный газ нагнетается вентилятором через входной газоход 1 в камеру 2 фильтра. Далее газ проходит через рукава 3, нижние концы которых закреплены на патрубках распределительной решетки. Пыль осаждается в порах ткани, а очищенный газ через выхлопную трубу 5 удаляется из аппарата. Периодически фильтр отключают для очистки ткани от накопившейся пыли. Для этого рукав продувают очищенным газом в направлении, обратном движению запыленного газа. Одновременно с продувкой производится механическое встряхивание рукавов, для чего специальный механизм 4 приподнимает и опускает раму, к которой подвешены верхние концы рукавов. Пыль падает в распределительную камеру 2 и выгружается шнеком 6 через шлюзовый затвор 7.

Гидравлическое сопротивление наиболее распространенных фильтровальных тканей обычно не превышает 1500÷2500 Па. При этом достигается высокая степень очистки газа (98÷99%) от тонкодисперсной пыли с размером частиц более 2 мкм.

Недостатками этих фильтров являются сравнительно быстрый износ ткани и закупорка пор в ней.

Выбор ткани для рукавов определяется ее механической прочностью, химической и термической стойкостью. Для изготовления рукавов применяют синтетические и натуральные ткани органического и неорганического происхождения: хлопок, лен (до 80 ^{0}C); шерсть (до 110 ^{0}C); полиэтиленовые волокна (140 ^{0}C); фторопластовые (до 280 ^{0}C); стекловолокно (до 400 ^{0}C).

Для очень тонкой очистки газов фильтрованием используют фильтры с жесткими перегородками из керамических, металлокерамических и пластмассовых пористых материалов (рис. 9.52). Высокая степень очистки газов в них достигается вследствие малого размера и извилистости пор в фильтрующем материале.

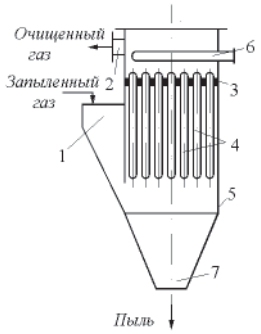


Рис. 9.52. Металлокерамический фильтр: 1 – вход запыленного газа; 2 – выход очищенного газа; 3 – решетка для крепления гильз; 4 – металлокерамические гильзы; 5 – корпус; 6 – коллектор сжатого воздуха; 7 – бункер

Гильзы **металлокерамических фильтров** изготавливаются из гранул, порошка или стружки металлов путем прессования и спекания. Они отличаются высокой механической прочностью и химической стойкостью, а также хорошо противостоят резким колебаниям температуры. Поэтому металлокерамические фильтры применяют для очистки химически агрессивных горячих газов. С помощью металлокерамических фильтров можно отделять твердые частицы размером более 0,5 мкм.

9.4.4. Мокрая очистка газов

Мокрая очистка газов применяется для тонкой очистки от пыли, но при этом происходит их увлажнение, что не всегда допустимо.

Чтобы повысить степень улавливания, воду или любую другую жидкость вместе с твердыми частицами направляют из пылеуловителей в отстойники для осветления с последующим ее использованием. В тех случаях, когда одновременно с очисткой требуется охлаждение газа, промывную жидкость предварительно охлаждают в градирнях или холодильниках.

Мокрая очистка газов проводится в аппаратах различных конструкций – скрубберах, башнях орошения, барботажных пылеуловителях. На рис. 9.53 представлен **барботажный**

пылеуловитель, состоящий из корпуса 4, внутри которого расположена перфорированная тарелка 6. Запыленный газ поступает под перфорированную тарелку через вход 1 и, проходя через отверстия тарелки (скорость газа в отверстиях ~ 6÷12 м/с), барботирует сквозь жидкость и превращает всю ее в слой подвижной пены.

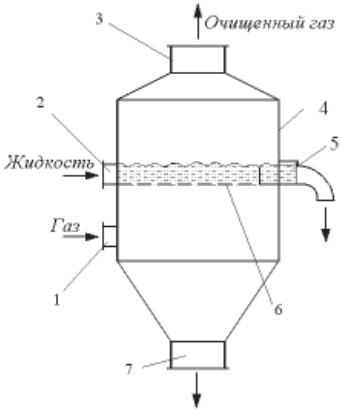


Рис. 9.53. Барботажный пылеуловитель:
1 – вход запыленного газа; 2 – вход жидкости; 3 – выход очищенного газа; 4 – корпус аппарата; 5, 7 – штуцер отвода жидкости; 6 – перфорированная тарелка

В слое пены пыль поглощается жидкостью, основная часть которой (~80 %) удаляется вместе с пеной через штуцер 5. Оставшаяся часть жидкости (~20 %) сливается через отверстия в тарелке и улавливает в подтарелочном пространстве более крупные частицы. Образующаяся при этом суспензия удаляется через сливной штуцер 7. В таких аппаратах применяют также несколько перфорированных тарелок, причем число их зависит от требуемой степени очистки газов.

В барботажных аппаратах такого типа степень улавливания равна 95÷98 %, а диаметр улавливаемых частиц – более 0,1 мкм. Наиболее существенным недостатком является образование большого количества сточных вод, которые вызывают коррозию аппаратуры и должны подвергаться дальнейшему разделению или очистке.

9.4.5. Электрическая очистка газов

Электрическая очистка газов основана на ионизации молекул газа и сообщении частицам пыли электрического заряда. Электрически заряженные частицы под действием электрического поля осаждаются на противоположно заряженном электроде, теряют свой заряд и удаляются из газового потока. При повышении разности потенциалов между электродами до нескольких десятков тысяч вольт кинетическая энергия ионов и электронов возрастает настолько, что они при своем движении, сталкиваясь с нейтральными молекулами газа, будут расщеплять их на положительные ионы и свободные электроны. В результате образование ионов происходит лавинообразно и газ полностью ионизируется.

Степень очистки газа в электрофильтре в значительной степени зависит от проводимости пыли. С этой целью осевшую на электродах пыль удаляют периодическим встряхиванием электродов или увеличивают проводимость пыли путем увлажнения газа перед

входом в электрофильтр водой, не допуская, однако, снижения температуры ниже ее конденсации.

Электрофильтры работают только на постоянном токе, так как при переменном токе заряженные частицы, испытав ряд импульсов, направляющих их то в одну, то в другую сторону, могут быть вынесены из аппарата раньше, чем они успевают достичь поверхности электрода.

В зависимости от формы электродов различают электрофильтры трубчатые и пластинчатые.

Трубчатый электрофильтр представлен на рис. 9.54.

Запыленный газ поступает в аппарат через газоход и распределяется по трубчатым электродам 1, внутри которых находятся коронирующие электроды 2 из проволоки диаметром 1,5÷2 мм. Они подвешены на общей раме 3, опирающейся на изоляторы 5. Осаждающиеся на внутренней поверхности трубчатых электродов частицы стряхиваются ударным приспособлением и собираются в нижней части аппарата. Очищенный газ удаляется через газоход 6.

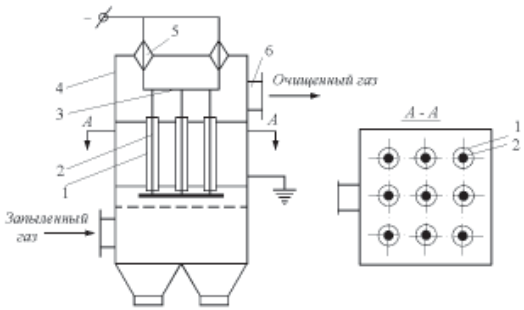


Рис. 9.54. Схема трубчатого электрофильтра: 1 – осадительный электрод; 2 – коронирующий электрод; 3 – рама; 4 – корпус; 5 – изолятор; 6 – выходной газоход

Аналогично предыдущему устроен **пластинчатый электрофильтр** (рис. 9.55). В этом случае коронирующими (отрицательными) электродами служат проволоки 2, а осадительными – пластины 1, выполненные из проволочной сетки.

В некоторых случаях электрофильтры секционируют и тогда газ пропускают через ряд последовательно соединенных друг с другом секций.

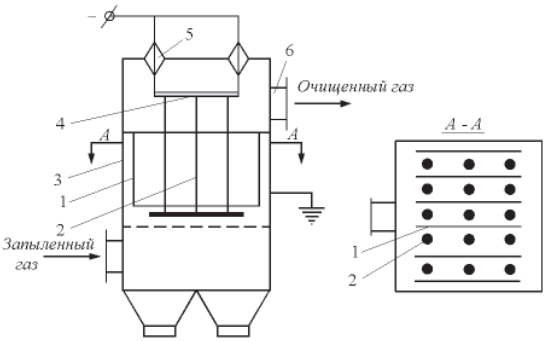


Рис. 9.55. Схема пластинчатого электрофильтра: 1 – осадительный электрод; 2 – коронирующий электрод; 3 – корпус; 4 – рама; 5 – изолятор; 6 – выходной газоход

Скорость движения газа в электрофильтре обычно

принимают равной 0,7÷1,5 м/с для трубчатых и 0,5÷1,0 м/с — для пластинчатых. Сила тока составляет от 0,05 до 0,5 мА на один метр длины электрода. Средняя напряженность электрического поля находится в пределах 4÷6 кВ/см. При этих параметрах работы фильтра обеспечивается практически полная очистка газа от взвешенных в нем частиц. Сопротивление электрофильтров составляет 50÷200 Па.

Степень очистки газа в электрофильтре рассчитывают по уравнению

$$\eta = 1 - e^{-F_{\text{ос}} w_{\text{ос}}/V}, \qquad (9.86)$$

где $F_{\text{ос}}$ – поверхность осадительных электродов, м^2;

V – производительность электрофильтра, м^3/с;

$w_{\text{ос}}$ – скорость осаждения частиц, м/с.

Поскольку в электрофильтре осаждаются мелкие частицы, может быть принят ламинарный режим их движения. Тогда, заменяя силу тяжести силой, с которой на заряженную частицу действует электрическое поле, скорость осаждения определится из выражения

$$w_{\text{ос}} = ne_0 E \Big/ (3\pi d\mu), \qquad (9.87)$$

где n – число зарядов, полученных частицей;

e_0 – величина элементарного заряда;

E – напряженность электрического поля, кВ/см;

d – диаметр частицы, м;

μ – вязкость газа в рабочих условиях.

Степень очистки электрофильтров достигает 99 %, а иногда – 99,9 %, диаметры улавливаемых твердых частиц – более 0,005 мкм. Их можно применять для различных рабочих условий (горячий, влажный, химически активный газ и т.п.), что делает этот вид газоочистительного оборудования весьма эффективным.

Поскольку электрофильтры работают под высоким напряжением, необходимо соблюдать правила монтажа и эксплуатации, разработанные для электроустановок. Осадительные электроды и корпус электрофильтра должны быть тщательно заземлены. Необходимо следить за состоянием и целостностью изоляции кабелей и выводов коронирующих электродов.

Список литературы:

1. *Стабников В.Н., Попов В.Д., Лысянский В.М.* Процессы и аппараты пищевых производств. М.: Пищ. пром-сть, 1976. С. 147 – 230.

2. *Жужиков В.А.* Фильтрование. М.: Госхимиздат, 1961. С. 86 – 101.

3. *Плановский А.Н., Рамм В.М., Коган С.З.* Процессы и аппараты химической технологии. М.: Госхимиздат, 1962. С. 230 – 314.

4. *Касаткин Л.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971. С. 183 – 255.

5. *Соколов В.И.* Современные промышленные центрифуги. М.: Машиностроение, 1967.

6. *Дытнерский Ю.И.* Мембранные методы разделения жидких смесей. М.: Химия, 1975. 229 с.

7. *Дытнерский Ю.И.* Обратный осмос и ультрафильтрация. М.: Химия, 1976.

8. *Николаев Н.И.* Диффузия в мембранах. М.: Химия, 1980.

9. *Хванг С.Т., Коммермеер К.* Мембранные процессы разделения. Пер. с англ. М.: Химия, 1981.

10. *Технологические* процессы с применением мембран. Пер. с англ. /Под ред. Ю.А. Мазитова. М.: Мир, 1976. 369 с.

11. *Биргер М.И., Вальдберг А.Ю., Мягков Б.И. и др.* Справочник по пыле- и золоулавливанию. Под ред. А.А. Русанова. М.: Энергия, 1975. 296 с.

12. *Гордон Г.М., Пейсаков И.Л.* Пылеулавливание и очистка газов. М.: Металлургия, 1968. 499 с.

13. *Канторович З. Б.* Машины химической промышленности. М.: Машиностроение, 1965. 416 с.

Глава 10. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В ЖИДКИХ СРЕДАХ

10.1. Общие сведения

Перемешивание широко применяется в химико-фармацевтическом производстве для равномерного распределения составных компонентов в жидких материалах и, кроме того, для ускорения тепловых, диффузионных и биохимических процессов. На практике используются следующие способы:

1) *механическое перемешивание* – с помощью мешалок, с лопастями определенной формы, которые применяются для перемешивания жидких и сыпучих смесей;

2) *циркуляционное перемешивание* осуществляется путем многократного перекачивания жидкости насосом или с помощью сопел через аппарат;

3) *пневматическое перемешивание* – перемешивание с помощью сжатого воздуха или другого газа;

4) *перемешивание в трубопроводах*.

Основными показателями любого процесса перемешивания в жидкой среде являются: интенсивность, эффективность, расход энергии.

Эффективность перемешивания отражает качественную характеристику процесса, и ее выражают по-разному. Например, при получении суспензий эффективность перемешивания характеризуется равномерностью распределения твердой фазы во всем объеме и скоростью достижения необходимой равномерности. При использовании перемешивания для *интенсификации* теплообмена эффективность перемешивания определяется увеличением коэффициента теплоотдачи в перемешиваемой среде. При оценке *расхода энергии* перемешивающим устройством следует учитывать общий расход энергии за время, необходимое для обеспечения заданного результата перемешивания.

Рассмотрим вышеуказанные показатели при перемешивании в наиболее часто применяемых процессах фармацевтического производства.

10.2. Механическое перемешивание

Механическое перемешивание в жидкой среде осуществляется чаще всего лопастными, пропеллерными и турбинными мешалками. Иногда для перемешивания используют специальные мешалки, например якорные и барабанные.

В зависимости от конструкции аппарата и расположения вала мешалки могут быть установлены горизонтально, вертикально и наклонно.

10.2.1. Устройство мешалок

Лопастные мешалки используются для перемешивания жидкостей с небольшой вязкостью (до 0,1 Па · с). Обычная

лопастная мешалка (рис. 10.1) состоит из двух плоских лопастей, укрепленных на валу перпендикулярно к нему. Вал вращается электродвигателем с помощью зубчатой или червячной передачи и совершает от 20 до 120 об/мин. В зависимости от высоты слоя перемешиваемой жидкости на валу устанавливают соответствующее количество рядов таких лопастей. Диаметр лопастей составляет 0,5÷0,6 диаметра аппарата, а ширина лопастей – 0,12÷0,22 их диаметра.

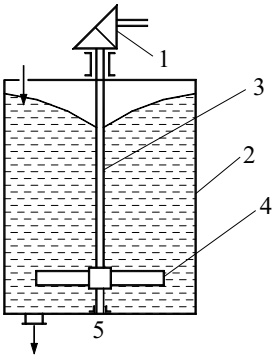


Рис. 10.1. Аппарат с лопастной мешалкой: 1 – привод; 2 – корпус; 3 – вал; 4 – лопасть; 5 – подпятник

Эффективность перемешивания увеличивается с интенсивностью числа оборотов и образованием вихревых потоков в жидкости, что приводит к углублению воронки на поверхности размешиваемой массы, последнее уменьшает рациональное использование всего объема аппарата. Вследствие этого вынуждены находить оптимальное число оборотов мешалки для каждого варианта опытным путем.

Чтобы создать вихревые потоки, в жидкости устанавливают отражательные перегородки (рис.10.2).

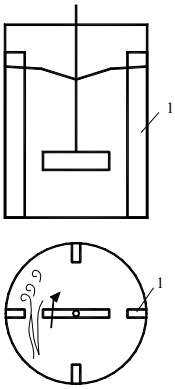


Рис. 10.2. Перемешивание жидкости в сосуде с перегородками: 1 – отражательная перегородка

Для перемешивания суспензий с твердыми частицами используют мешалки с наклонными к плоскости вращения лопастями (рис. 10.3), что способствует усилению вертикальных токов жидкости и поднятию частицы со дна аппарата.

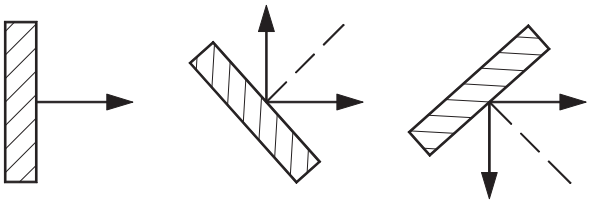


Рис. 10.3. Различный наклон лопастей

Эффективное перемешивание суспензий и вязких сред во всем объеме аппарата достигается использованием рамной мешалки

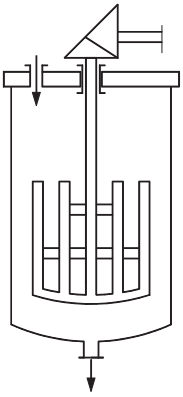


Рис. 10.4. Аппарат с рамной мешалкой

(рис. 10.4), состоящей из вертикальных, горизонтальных и наклонных лопастей.

Стандартные лопастные мешалки имеют диаметр лопасти: 400, 500, 550, 700, 850, 950, 1000 и 1400 мм.

Планетарные мешалки применяются для перемешивания крайне густых жидкостей вязкостью до 20 кгс · с/м^2.

В фармацевтическом производстве планетарные мешалки применяют при получении мазей, суспензий, эмульсий, которые легко образуются из их компонентов. В производстве каучукового пластыря планетарной мешалкой перемешивают пасту антистарителя, цинковую основу и резиновый клей до однородного распределения компонентов в течение 6 ч.

Планетарная мешалка (рис.10.5) состоит из емкости 1, в которую помещена мешалка, имеющая центральный вал 2 и два боковых вала 3 с насаженными на них лопастями 4. Центральный вал жестко соединен с центральным зубчатым колесом 5, приводимым в движение через редуктор 6. В зацепление с центральным зубчатым колесом входят два малых зубчатых колеса 7, жестко соединенных со своими валами. При вращении центральной мешалки приходят во вращение вокруг своей оси и вокруг оси центрального вала боковые мешалки.

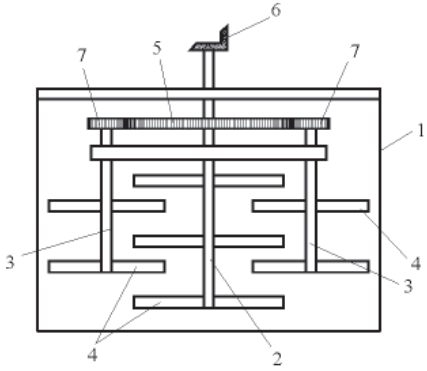


Рис. 10.5. Схема планетарной мешалки: 1 – емкость; 2 – центральный вал; 3 – боковые валы; 4 – лопасти; 5 – центральное зубчатое колесо; 6 – редуктор; 7 – малые зубчатые колеса

Лопасти боковых мешалок находятся в других плоскостях в отличие от центральной мешалки. Планетарная мешалка другой конструкции (рис. 10.6) имеет вал 1, проходящий через неподвижное зубчатое колесо 2. На валу 1 укреплено водило 3, ведущее вал 4. На валу 4 закреплены зубчатое колесо 5, входящее в зацепление с неподвижным зубчатым колесом 2, и лопасти мешалки 6.

При вращении вала 1 водило 3 увлекает за собой вал 4 и зубчатое колесо 5, которое катится по колесу 2, заставляя при этом вращаться вокруг своей оси вал 4 и насаженные на нем лопасти 6. Лопасти совершают сложное движение, вращаясь вокруг оси вала 4 и вместе с ней – вокруг вала 1. Каждая точка лопасти

описывает при этом сложную кривую, форма которой зависит от положения точек на лопасти и непрерывно меняется. Меняются направление и величина скоростей. Благодаря непрерывному изменению скорости и направления движения частичек перемешиваемых материалов происходит эффективное и равномерное распределение их во всем объеме.

Конструкция планетарной мешалки в комбинации с якорной приведена на рис. 10.7.

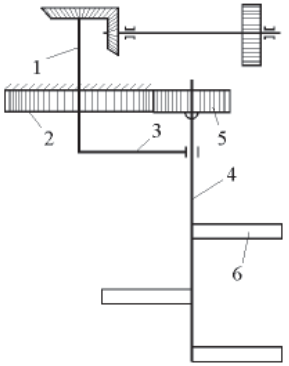


Рис. 10.6. Схема планетарной мешалки:
1 – вал; 2 – неподвижное зубчатое колесо; 3 – водило; 4 – вал; 5 – подвижное зубчатое колесо; 6 – лопасти

Пропеллерные мешалки используют для скоростного перемешивания растворов с небольшой вязкостью. Лопасти пропеллерных мешалок (рис. 10.8) имеют профиль гребного винта с меняющимся наклоном от 0 до 90° на конце лопасти, поэтому перемешиваемая жидкость отбрасывается лопастью по многим направлениям, при этом возникают встречные потоки, что улучшает перемешивание.

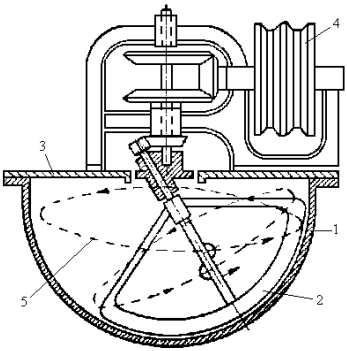


Рис. 10.7. Якорная планетарная мешалка:
1 – корпус; 2 – якорная мешалка; 3 – крышка; 4 – шкив; 5 – траектория вращения

Пропеллер состоит из двух или трех лопастей, диаметр их составляет 0,25÷0,3 диаметра аппарата, а скорость вращения – 150÷1000 об/мин. Один пропеллер позволяет проводить интенсивное перемешивание массы в зоне высотой, равной диаметру аппарата. При условии рабочей высоты, превышающей диаметр аппарата, на валу устанавливают несколько пропеллеров.

Чтобы придать осевое направление потоку, пропеллер размещают в диффузоре (рис. 10.9) – коротком цилиндре с раструбом.

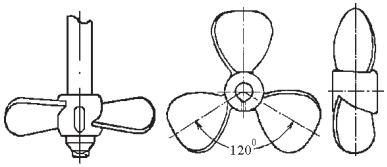


Рис. 10.8. Пропеллерные мешалки

Пропеллерные мешалки интенсивнее осуществляют перемешивание жидкости, но расходуют много электроэнергии. Обычно

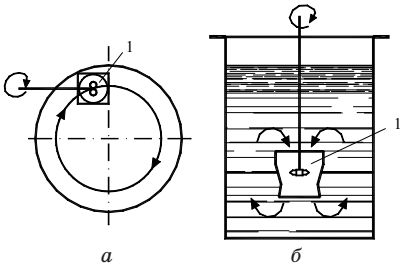


Рис. 10.9. Пропеллерные мешалки с диффузором:
а – эксцентричное расположение вала мешалки по оси аппарата; *б* – вал мешалки по оси аппарата; 1 – диффузор

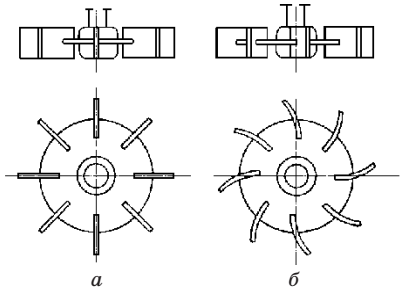


Рис. 10.10. Турбинные мешалки открытого типа:
а – с прямыми лопатками;
б – с изогнутыми лопатками

пропеллерные мешалки имеют диаметр 150, 200, 250, 300, 400, 500 и 600 мм.

Турбинные мешалки хорошо перемешивают вязкие жидкости и суспензии со взвешенными частицами. Турбины бывают открытого и закрытого типов. Диаметр турбинок составляет 0,25÷0,5 диаметра аппарата, они вращаются со скоростью 100÷350 об/мин.

Турбинные мешалки открытого типа (рис. 10.10) состоят из рабочих колес с прямыми и изогнутыми лопастями, а турбинные мешалки закрытого типа (рис. 10.11) имеют рабочее колесо с каналами. Закрытая турбинка, в отличие от открытой, создает при работе радиальные потоки. Жидкость входит в мешалку по центральному отверстию и выбрасывается по касательной к колесу. При многократном повторяющемся движении жидкости достигается эффективное перемешивание. Турбинные мешалки сложнее в изготовлении, поэтому они дороже. Стандартные турбинки изготавливаются диаметром 300, 400, 500 и 600 мм.

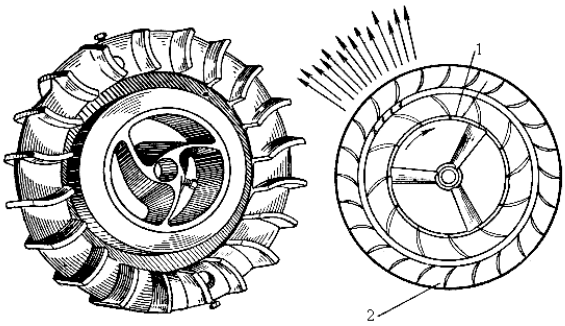
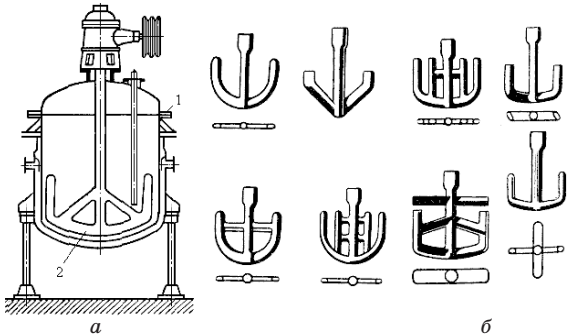


Рис. 10.11. Турбинные мешалки закрытого типа:
1– турбинка; 2 – направляющий аппарат (статор)

Якорные мешалки применяются для перемешивания густых и липких масс, когда дно котла имеет сферическую форму. Обычная якорная мешалка (на рис. 10.12, *а*) состоит из корпуса аппарата 1 и якоря 2. Якорь может быть выполнен в различных вариантах (рис. 10.12, *б*).



а *б*

Рис. 10.12. Якорные мешалки: 1– корпус аппарата; 2 – якорь

Находясь на расстоянии 6÷8 мм от стенки, якорная лопасть в период работы очищает внутреннюю стенку аппарата от прилипшей к ней массы, вследствие этого улучшается теплообмен и исключается перегрев массы. Мешалка совершает 50÷60 об/мин.

Барабанная мешалка (рис.10.13) состоит из двух цилиндрических колец 1 и 2, соединенных между собой вертикальными лопастями 3 прямоугольного сечения. Высота мешалки составляет 1,5÷1,6 ее диаметра.

Мешалки этой конструкции создают значительный осевой поток и применяются (при отношении высоты столба жидкости в аппарате к диаметру барабана не менее 10) для проведения газожидкостных реакций, получения эмульсий и взмучивания осадков.

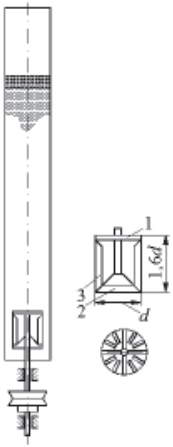


Рис. 10.13. Барабанная мешалка:
1, 2 – цилиндрические кольца; 3 – лопасти

10.2.2. Расход энергии при механическом перемешивании

При расчете расхода энергии в процессе механического перемешивания различают пусковой и рабочий периоды. В момент пуска энергия тратится в основном на выведение жидкости из состояния покоя на преодоление сил инерции. В рабочий момент энергия расходуется на преодоление сил трения вращающейся

лопасти о жидкость и, кроме того, на образование завихренных потоков. Пусковая мощность может быть выше рабочей не более чем в 2 раза и расходоваться в очень малом периоде. Поэтому использование электродвигателя с мощностью, значительно превышающей пусковую в рабочий период, экономически не выгодно. В связи с этим электродвигатели к мешалке выбирают по расходу энергии в рабочий период с учетом кратковременной перегрузки на 30÷40 % для лопастных мешалок и на 15÷20 % – для пропеллерных и турбинных мешалок.

Как следует из обобщенного уравнения гидродинамики (гл.6, уравнение (6.61)), вынужденное стационарное движение жидкости в условиях, когда действием силы тяжести пренебречь нельзя, описывается критериальным уравнением:

$$\mathrm{Eu} = f(\mathrm{Re}, \mathrm{Fr}, \Gamma_1, \Gamma_2 \ldots),$$

где Γ_1, Γ_2 – симплексы геометрического подобия.

Для описания процесса перемешивания применяют модифицированные критерии Эйлера ($\mathrm{Eu}_м$), Рейнольдса ($\mathrm{Re}_м$) и Фруда ($\mathrm{Fr}_м$), которые могут быть получены путем преобразования обычных выражений этих критериев. Вместо линейной скорости жидкости, среднюю величину которой при перемешивании установить практически невозможно, в модифицированные критерии подставляется величина nd, пропорциональная окружной скорости мешалки $w_{окр}$:

$$w_{окр} = \pi n d, \qquad (10.1)$$

где n – число оборотов мешалки в единицу времени;

d – диаметр мешалки.

Во всех вышеприведенных критериях определяющим линейным размером является диаметр мешалки d.

Подставляя эти величины в соответствующие критерии, получим выражения модифицированных критериев подобия:

$$\mathrm{Re}_м = \frac{n \cdot d \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu}; \qquad (10.2)$$

$$\mathrm{Fr}_м = \frac{n^2 d^2}{gd} = \frac{n^2 \cdot d}{g}; \qquad (10.3)$$

$$\mathrm{Eu}_м = \frac{\Delta P}{\rho (nd)^2}. \qquad (10.4)$$

В критерии Эйлера входит разность давлений ΔP между передней (со стороны набегания потока) и задней лопастями мешалки. Этот перепад давлений, преодолеваемый усилием P, приложенным к валу мешалки, выражают через полезную мощность N, сообщаемую жидкости. Величина мощности N пропорциональна произведению усилия на валу и окружной скорости, т.е.

$$N \sim P(nd).$$

Перепад давления ΔP можно заменить пропорциональной величиной $\frac{P}{S}$:

$$\Delta P = \frac{P}{S} \sim \frac{N}{(nd)S} \sim \frac{N}{nd^3}, \qquad (10.5)$$

где $S \sim d^2$ – площадь, на которой распределено усилие P.

Если в выражении для $\mathrm{Eu}_м$ подставим значение ΔP, то получим

$$\mathrm{Eu}_м = \frac{N}{n \cdot d^3 \rho (nd)^2} = \frac{N}{\rho \cdot n^3 d^5} = K_N. \qquad (10.6)$$

Критерий $\mathrm{Eu}_м$, записанный в виде уравнения (10.6), называют критерием мощности и обозначают через K_N.

Обобщенное уравнение гидродинамики для процессов перемешивания принимает вид:

$$K_N = f(\mathrm{Re}_м, \mathrm{Fr}_м, \Gamma_1, \Gamma_2 \ldots) \qquad (10.7)$$

или

$$K_N = A \cdot \mathrm{Re}_м^m \mathrm{Fr}_м^n \Gamma_1^p \Gamma_2^q \ldots \qquad (10.8)$$

Влияние силы тяжести сказывается на образовании воронки и волн на поверхности перемешиваемой жидкости. Если в аппарате имеются отражательные перегородки (см., например, рис. 10.2) или эксцентрично расположен вал мешалки относительно оси аппарата (см., например, рис. 10.9, *а*), то влиянием силы тяжести можно пренебречь. В таком случае из уравнения (10.8) исключается критерий Фруда:

$$K_N = \varphi(\mathrm{Re}_м, \Gamma_1, \Gamma_2 \ldots) \qquad (10.9)$$

или

$$K_N = A' \mathrm{Re}_м^{m'} \Gamma_1^{p'} \Gamma_2^{q'} \ldots . \qquad (10.10)$$

Уравнения (10.7), (10.8), (10.9) и (10.10) применяются для расчета мощности N, потребляемой мешалкой.

Значения коэффициентов A и A' и показатели степеней определяются из опытных данных; они зависят от типа мешалки, конструкции аппарата и режима перемешивания.

Для упрощения расчетов опытные данные о величинах мощности, затрачиваемой на перемешивание, приводят в виде графической зависимости критерия мощности K_N от модифицированного критерия Рейнольдса $\mathrm{Re}_м$ с геометрическими симплексами Γ_1, Γ_2... и критерием Фруда $\mathrm{Fr}_м$ в качестве параметров. Для геометрически подобных мешалок и аппаратов в случае соблюдения подобия условий на входе жидкости в аппарат и выходе из него величина критерия мощности K_N и, следовательно, мощность, затрачиваемая на перемешивание, зависит только от величины критерия $\mathrm{Re}_м$.

График зависимости K_N от $\mathrm{Re}_м$ для основных типов нормализованных перемешивающих устройств, построенный на основании многочисленных экспериментальных данных, приведен на рис. 10.14.

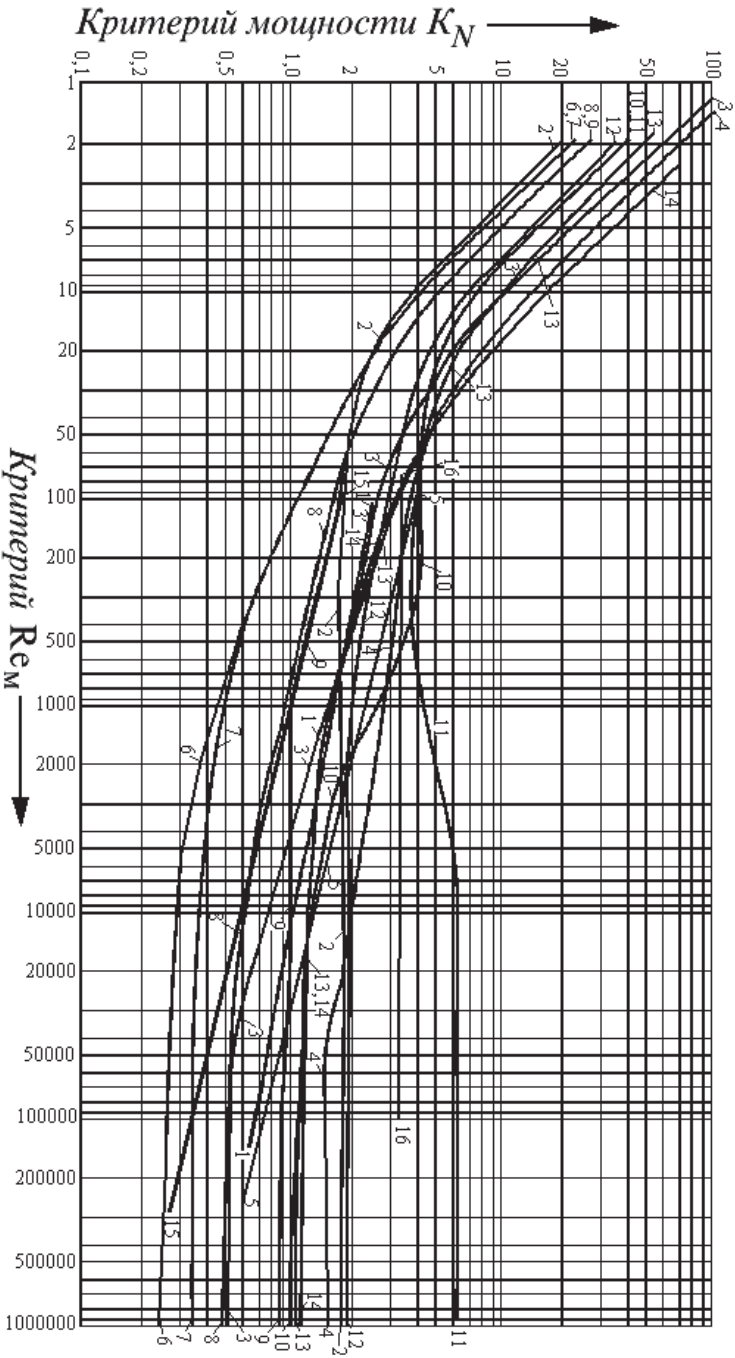


Рис. 10.14. Зависимость критерия мощности K_N от критерия Re_M для различных мешалок

Таблица 10.1

Характеристики мешалок

Кривая на рис. 10.14	Тип мешалки	Характеристика мешалки			Характеристика сосуда
		D/d	b/d	S/d	
1	2	3	4	5	6
1	Двухлопастная	3	0,25	–	Без перегородок
2	То же	3	0,167	–	С 4-мя перегородками шириной $0,1 \cdot D$
3	То же	2	0,885	–	Без перегородок
4	То же	2	0,885	–	Со змеевиком ($d_{зм}$=1,9, $d_{тр}$ = 0,066d, t= 0,12 d)
5	Шестилопастная	1,11	0,066	–	Без перегородок
6	Пропеллерная	3	–	1	То же
7	То же	3	–	1	С 4-мя перегородками шириной $0,1 \cdot D$
8	То же	3	–	2	Без перегородок
9	То же	3	–	2	С 4-мя перегородками шириной $0,1 \cdot D$
10	Открытая турбинная с 6-ю плоскими вертикальными лопатками	3	0,2 (l/d= =0,25)	–	Без перегородок
11	То же	3	0,2 (l/d = =0,25)	–	С 4-мя перегородками шириной $0,1 \cdot D$
12	Открытая турбинная с 8-ю плоскими наклонными лопатками	3	0,125	–	То же
13	Закрытая турбинная с 6-ю лопатками	3	–	–	Без перегородок
14	Закрытая турбинная с 6-ю лопатками и направляющим аппаратом с 20-ю лопатками	3	–	–	То же
15	Якорная	1,11	0,066	–	То же
16	Дисковая с 6-ю лопатками	2,5	0,1	–	С 4-мя перегородками шириной $0,1 \cdot D$

Геометрические характеристики мешалок и аппаратов, для которых построен график $K_N = \varphi(\mathrm{Re}_м)$, приведены в табл. 10.1, а их схематическое изображение – на рис. 10.15.

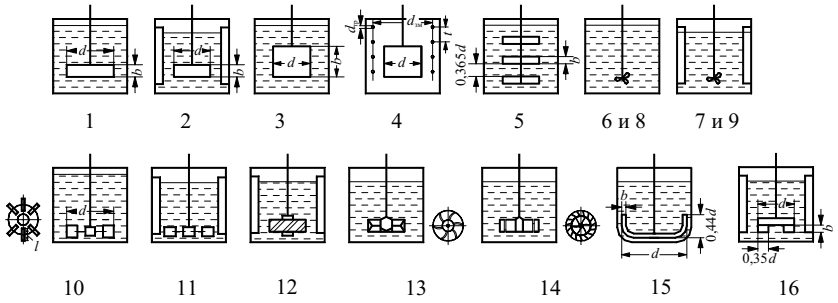


Рис. 10.15. Мешалки (к рис. 10.14)

При перемешивании механическими мешалками различают два режима перемешивания: ламинарный и турбулентный. Ламинарный режим ($\mathrm{Re}_м < 30$) соответствует неинтенсивному перемешиванию, при котором жидкость плавно обтекает кромки лопасти мешалки, захватывается лопастями и вращается вместе с ними. При ламинарном режиме перемешиваются только те слои жидкости, которые непосредственно примыкают к лопастям мешалки.

С увеличением числа оборотов мешалки возрастает сопротивление среды вращению мешалки, вызванное турбулизацией пограничного слоя и образованием турбулентного кормового следа в пространстве за движущимися лопастями. При $\mathrm{Re}_М > 10^2$ возникает турбулентный режим перемешивания, характеризующийся менее резкой зависимостью критерия мощности K_N от $\mathrm{Re}_М$.

В области развитой турбулентности ($\mathrm{Re}_м > 10^5$) критерий K_N практически не зависит от $\mathrm{Re}_м$. В этой области, которая называется автомодельной, расход энергии определяется только инерционными силами. Дальнейшее увеличение числа оборотов, хотя и приводит к более интенсивному перемешиванию среды, часто оказывается нецелесообразным вследствие того, что возрастание затрат мощности в этом случае не компенсируется достигаемым эффектом.

Необходимо отметить, что приведенные выше критические значения критерия $\mathrm{Re}_м$, определяющие границы режимов, являются грубо ориентировочными. Их числовые значения существенно зависят от конструкции и геометрических размеров мешалки и аппарата.

При перемешивании гетерогенных систем в выражения для критерия $\mathrm{Re}_м$ и критерия мощности K_N подставляют величину плотности сплошной среды, если плотности перемешиваемых фаз отличаются не более чем на 30 %. В остальных случаях необходимо подставлять среднюю плотность смеси $\rho_{см}$, определяемую по правилу аддитивности.

Вид уравнения для определения вязкости смеси $\mu_{см}$ зависит от назначения и условий проведения процесса. Так, если при перемешивании в системах жидкость – жидкость вязкость дисперсной фазы $\mu_д$ больше вязкости сплошной фазы $\mu_с$ и доля дисперсной фазы в перемешиваемом объеме $\varphi \geq 0{,}3$, то в выражение для критерия $Re_м$ подставляется значение $\mu_{см}$, которое можно вычислить из соотношения:

$$\mu_{см} = \frac{\mu_с}{1-\varphi}\left[1 + \frac{6\varphi\mu_д}{\mu_с + \mu_д}\right]. \qquad (10.11)$$

При $\mu_д < \mu_с$ и $\varphi \geq 0{,}3$

$$\mu_{см} = \frac{\mu_с}{1-\varphi}\left[1 - \frac{1{,}5\varphi\mu_д}{\mu_с + \mu_д}\right]. \qquad (10.12)$$

Если перемешивают взаимно растворимые жидкости при $\varphi \geq 0{,}4$ и вязкостях перемешиваемых жидкостей, различающихся более чем в 2 раза, то вязкость смеси можно вычислить из соотношения

$$\mu_{см} = \mu_с^{1-\varphi}\,\mu_д\,. \qquad (10.13)$$

Если при перемешивании твердые частицы в жидкости находятся во взвешенном состоянии, то вязкость смеси определяют при объемной концентрации твердой фазы не более 10 %:

$$\mu_{см} = \mu_с(1 + 2{,}5\varphi)\,. \qquad (10.14)$$

При объемной концентрации твердой фазы более 10 % вязкость смеси равна:

$$\mu_{см} = \mu_с(1 + 4{,}5\varphi). \qquad (10.15)$$

В остальных случаях в выражение для критерия Рейнольдса $Re_м$ можно подставлять значения $\mu_с$ сплошной фазы.

По графику (рис. 10.14) определяют K_N при соответствующем значении $Re_м$. Полученные значения K_N подставляют в формулу (10.6), из которой определяют N, т.е. мощность на валу мешалки. Полученная величина мощности справедлива только для геометрически подобных мешалок. При отклонении от указанного условия расход энергии изменяется. Поэтому при отсутствии геометрического подобия значение мощности N, вычисленное по формуле (10.6), следует умножить на соответствующие поправочные коэффициенты:

$$f_D = \left(\frac{D}{\alpha d}\right)^a;\ f_H = \left(\frac{H}{D}\right)^h;\ f_b = \left(\frac{b}{\beta d}\right)^k;\ f_l = \left(\frac{l}{0{,}25d}\right)^m;$$

$$f_S = \left(\frac{S}{d}\right)^P;\quad f_t = \left(\frac{t}{0{,}1D}\right)^r;\ f_N = \left(\frac{N}{4}\right)^n, \qquad (10.16)$$

где D – диаметр аппарата;

d – диаметр мешалки;

α – отношение $\frac{D}{d}$ для модельной мешалки (см. табл. 10.1);

H – высота уровня жидкости в сосуде;

β – отношение $\frac{b}{d}$ для модельной мешалки (см. табл. 10.1);

b, l – ширина и длина лопасти;

t – ширина перегородки;

N – число перегородок;

S – шаг винта мешалки.

Значения показателей степеней в выражениях для поправочных коэффициентов принимают из табл. 10.2:

Таблица 10.2

Значения показателей степеней в формулах (10.16)

Мешалки	a	h	k	m	p	r	n
Лопастные без перегородок	1,1	0,6	0,3	–	–	–	–
Пропеллерные и турбинные без перегородок	0,93	0,6	–	1,5	–	–	–
Пропеллерные с перегородками	0	0	–	–	1,7	0,3	0,4
Турбинные с перегородками	0	0	–	1,5	–	0,3	0,4

При шероховатых стенках аппарата и наличии в нем змеевика и других устройств расход энергии увеличивается. Вследствие этого значение N умножают на ниже представленные поправочные коэффициенты:

$f_{ш} = 1{,}1 \div 1{,}2$ – для очень шероховатых стенок сосуда;

$f_{зм} = 1{,}2$ – при наличии труб или змеевика;

$f_{г} = 1{,}1$ – при наличии гильзы для термометра.

Электродвигатель для привода мешалки подбирают по величине мощности на валу мешалки, равной полезной мощности, которая сообщается жидкости, деленной на КПД передачи. При этом следует иметь в виду возможность кратковременного увеличения крутящего момента на валу двигателя в момент пуска. Пусковая мощность обычно превышает рабочую не более чем в 2 раза и потребляется в течение очень непродолжительного времени, поэтому для мешалок рекомендуется устанавливать электродвигатели с фазовыми кольцами. Ориентировочные значения коэффициентов *запаса мощности* β могут быть приняты по следующим данным:

$N_{дв}$, кВт	Менее 1	1÷5	5÷50	Более 50
β	2÷1,5	1,5÷1,2	1,2÷1,15	1,1

10.2.3. Выбор числа оборотов мешалки

Скорость вращения мешалки выбирают с учетом назначения процесса, типа и конструкции перемешивающего устройства.

Приготовление суспензий. Равномерное распределение частиц твердой фазы в жидкости достигается при таком числе оборотов

мешалки $n_о$, при котором осевая составляющая скорости потока жидкости становится равной или несколько больше скорости осаждения частиц $w_о$. В этом случае восходящий поток жидкости поддерживает твердые частицы во взвешенном состоянии, препятствуя их осаждению.

Число оборотов может быть определено по уравнению

$$\mathrm{Re}_м = \frac{n_о \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} = C_1 \cdot \mathrm{Ar}\left(\frac{d_ч}{d}\right)^{0,5}\left(\frac{D}{d}\right)^k, \qquad (10.17)$$

где $\mathrm{Ar} = \left(\frac{g d_ч^3}{\nu_0^2}\right)\left(\frac{\Delta\rho}{\rho_c}\right)$ – критерий Архимеда;

$\Delta\rho$ – разность плотностей фаз;

ρ_c – плотность сплошной фазы;

ν_0 – кинематическая вязкость сплошной фазы;

$d_ч$ – диаметр частицы;

D/d – отношение диаметра сосуда к диаметру мешалки.

Значения коэффициента C_1 и показателя степени k, зависящие от типа мешалки, приведены ниже:

Тип мешалки	D/d	C_1	k
Турбинная закрытого типа	1,5÷4,0	4,7	1,0
Пропеллерная	1,5÷5,0	6,6	1,0
Лопастная	1,33÷1,5	14,8	0,0

Уравнение (10.17) применимо при следующих значениях переменных:

$$\mathrm{Re}_м = 5 \cdot 10^2 \div 1{,}3 \cdot 10^5; \quad \mathrm{Ar} = 2{,}4 \cdot 10^4 \div 4{,}1 \cdot 10^{11};$$
$$d_ч/d = 2{,}33 \cdot 10^{-4} \div 1{,}2 \cdot 10^{-2}.$$

Эмульгирование жидкостей. При эмульгировании взаимнонерастворимых жидкостей число оборотов мешалки $n_о$ рекомендуется определять из уравнения:

$$\mathrm{Re}_м = \frac{n_о \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} = C_2 \cdot \mathrm{Ar}^{0,315}\left(\frac{\mathrm{Re}_м}{\mathrm{We}_м}\right)^{0,185}\left(\frac{D}{d}\right)^l, \qquad (10.18)$$

где $$\mathrm{We}_м = n^2 d^3 \cdot \rho/\sigma - \qquad (10.19)$$

модифицированный критерий $\mathrm{We}_М$ (Вебера), представляющий собой критерий Вебера:

$$\mathrm{We} = \frac{\rho \cdot w^2 l}{\sigma}. \qquad (10.20)$$

We представляет собой отношение сил инерции к силам межфазного натяжения, в котором $l = d$ и вместо линейной скорости w подставлена величина nd, пропорциональная окружной скорости мешалки; σ – межфазное натяжение.

Коэффициент C_2 и показатель степени l в зависимости от типа мешалки имеют следующие значения:

Тип мешалки	D/d	C_2	l
Турбинная закрытого типа	2÷4	2,3	0,67
Пропеллерная	2÷4	2,95	0,67
Лопастная	1,33÷4	1,47	1,3

Уравнение (10.18) применимо при следующих значениях переменных:

$$Re_м = 5 \cdot 10^2 \div 2 \cdot 10^5;\ Ar = 8{,}9 \cdot 10^3 \div 3{,}4 \cdot 10^{10};$$
$$Re_м/We_м = 6{,}15 \div 1{,}18 \cdot 10^7.$$

Гомогенизация жидкостей. Число оборотов мешалки $n_о$ в случае перемешивания в однофазной системе с целью снижения температурных и концентрационных градиентов может быть определено из зависимости:

$$n_о \tau = C_\tau = \text{const}, \qquad (10.21)$$

где $n_о$ – число оборотов;

τ – время перемешивания (время достижения заданной степени однородности перемешиваемой жидкости или время гомогенизации).

Значения C_τ для различных перемешивающих устройств указаны ниже:

Тип мешалки	D/d	C_τ
Турбинная закрытого типа	3	46
	4	81,5
Турбинная открытого типа	3	56
	4	99,5
Листовая	2	20,5
	1,5	20,7
Лопастная	3	96,5
Пропеллерная с диффузором	3	66,2
	4	118
Пропеллерная	3	96,5
	4	170
Якорная	1,15	30

Все вышеприведенные зависимости для расчета мощности, затрачиваемой на перемешивание, и выбора числа оборотов мешалки относятся к перемешиванию ньютоновских жидкостей. Для неньютоновских жидкостей, отличающихся большим разнообразием свойств, получены лишь отдельные расчетные уравнения для определения мощности, потребляемой турбинными и якорными мешалками при перемешивании псевдопластичных жидкостей [4].

10.2.4. Моделирование процесса перемешивания

В соответствии с положениями теории подобия (гл. 6, разд.6.9) основой для гидродинамического моделирования процессов

перемешивания являются критериальные уравнения (10.7) и (10.9), полученные путем подобного преобразования дифференциальных уравнений Навье–Стокса. При этом в связи со сложностью явления возможно получение различных соотношений между величинами, определяющими протекание процесса в натуре и модели, в зависимости от того, по какому из параметров процесса происходит моделирование.

Наиболее подробно изучено моделирование по величине потребляемой мощности. В этом случае в качестве основного параметра, по которому моделируется процесс перемешивания, выбирают критерий мощности K_N.

Если перемешивание применяется для интенсификации тепловых и диффузионных процессов, то переход от модельных к промышленным аппаратам следует проводить исходя из равенства коэффициентов тепло- или массоотдачи, равенства количества тепла или массы, передаваемой в единице объема аппарата, и т.д. с учетом соответствующего увеличения потребляемой мощности. Для этого необходимо знание обобщенных зависимостей по тепло- и массообмену, которые приводятся в гл. 11, уравнение (11.32) и в гл. 15, уравнение (15.16) соответственно.

Пример 10.1. Рассчитать мощность электродвигателя для двухлопастной мешалки, установленной в сироповарочном котле для перемешивания массы. Диаметр лопатки d =700 мм, ширина b = 90 мм и число оборотов n = 120 об/мин. Перемешиваемая жидкость имеет плотность ρ = 1100 кг/м^3 и вязкость μ = 0,0238 Н·с/м^2 (0,00243 кгс·с/м^2). Аппарат с шероховатыми стенками имеет диаметр D = 1200 мм и оборудован змеевиком и гильзой для термометра. Высота столба жидкости в аппарате H = 1000 мм.

Решение. Для определения значения N рассчитаем критерий Рейнольдса для мешалки по формуле (10.2):

$$\mathrm{Re}_{\text{м}} = \frac{nd^2\rho}{\mu} = \frac{120 \cdot 0{,}7^2 \cdot 1100}{60 \cdot 0{,}0238} = 45300.$$

По рис. 10.14 для двухлопастной мешалки с характеристикой $\frac{D}{d} = 2$ и $\frac{b}{d} = 0{,}885$ (см. табл. 10.1) со змеевиком и гильзой для термометра по графику (рис.10.14) для кривой 4 находим K_N = 1,7.

Для мешалки, работающей в заданных условиях:

$$\frac{D}{d} = \frac{1200}{700} = 1{,}71 \text{ и } \frac{b}{d} = \frac{90}{700} = 0{,}129,$$

поэтому к величине K_N введем поправочные коэффициенты, учитывающие различие между модельной и заданной мешалками:

$$f_D = \left(\frac{1{,}71}{2}\right)^{1{,}1} = 0{,}85; \; f_b = \left(\frac{0{,}129}{0{,}885}\right)^{0{,}3} = 0{,}54.$$

Учтем следующие поправки: на шероховатость стенок $f_{\text{ш}}$ = 1,15; на наличие в аппарате змеевика $f_{\text{зм}}$ = 1,2 и гильзы термометра $f_{\text{г}}$ = 1,1.

Тогда критерий мощности с учетом реальных условий:

$K_{N\text{ф}} = K_N\, f_d\, f_b\, f_{\text{ш}}\, f_{\text{зм}}\, f_{\text{г}} = 1{,}7 \cdot 0{,}85 \cdot 0{,}54 \cdot 1{,}15 \cdot 1{,}2 \cdot 1{,}1 = 1{,}19.$

Рабочая мощность, потребляемая мешалкой (см. формулу (10.6)):

$$N_p = K_{N\text{ф}} d^5 n^3 \rho = 1{,}19 \cdot 0{,}7^5 \left(\frac{120}{60}\right)^3 1100 = 1760 \text{ Вт.}$$

С учетом коэффициента запаса мощности $\beta = 1{,}3$ и КПД передачи $\eta = 0{,}8$ необходимая мощность электродвигателя:

$$N_{\text{дв}} = \frac{\beta N \varrho}{1000\eta} = \frac{1{,}3 \cdot 1760}{1000 \cdot 0{,}8} = 2{,}86 \text{ кВт.}$$

10.3. Циркуляционное перемешивание

Циркуляционное перемешивание осуществляется многократным перекачиванием жидкости через систему аппарат – центробежный насос – аппарат (рис.10.16). По данным А.И. Иванова, быстрое перемешивание во всем объеме получается распылением нагнетаемой жидкости через соответствующие насадки, расположенные тангенциально к стенкам аппарата и под некоторым углом к горизонтали.

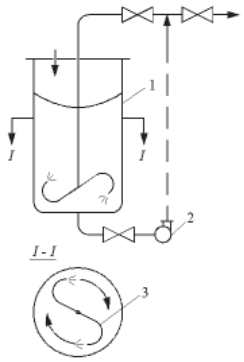


Рис. 10.16. Схема циркуляционного перемешивания: 1 – аппарат; 2 – центробежный насос, 3 – насадки

Самым простым приемом циркуляционного перемешивания является циркуляция в сосуде при простом перекачивании насосом (рис. 10.17).

Применение циркуляционного перемешивания в производстве экстракционных препаратов из лекарственного растительного сырья (по схеме рис. 10.17) позволяет сократить время экстрагирования в несколько раз (по сравнению с настаиванием) при сохранении качества конечных извлечений.

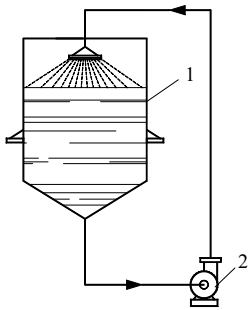


Рис. 10.17. Схема циркуляционного перемешивания насосом: 1 – аппарат; 2 – насос

Циркуляционное перемешивание может осуществляться и с помощью сопла (рис. 10.18), которым снабжают выходное отверстие напорной трубы. При использовании погруженного сопла струя вытекающей из него жидкости примет форму конуса. Поток жидкости, вытекающей из сопла, толкает перед собой жидкость, находящуюся в данный момент перед соплом. На какой-то промежуток времени в пространстве, которое занимала

жидкость, создается разрежение. Снижение давления немедленно вызывает подсасывание окружающей сопло покоящейся жидкости в эту часть пространства. Такая последовательность взаимодействия струи и находящейся в аппарате жидкости происходит непрерывно и многократно, обеспечивая перемешивание содержимого аппарата.

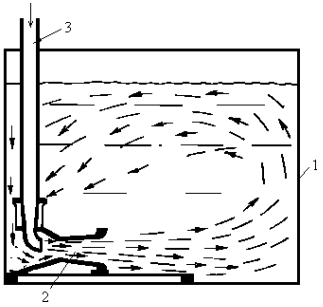


Рис. 10.18. Циркуляционное перемешивание с помощью сопла:
1 – емкость; 2 – сопло; 3 – патрубок подачи жидкости насосом в сопло

10.4. Пневматическое перемешивание

Пневматическое перемешивание (барботирование) применяется в тех случаях, когда воздух (или какой-либо другой газ) нужен для интенсификации биологического процесса (например, аэрации при изготовлении пенициллина и других микробиологических препаратов). Этот способ перемешивания используют также в производстве растворов для инъекций, требующих газовой защиты (барботирование в указанном случае производится этим защитным газом).

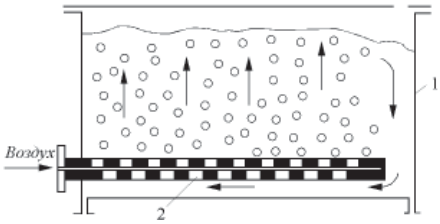


Рис. 10.19. Пневматическое перемешивание:
1 – бак; 2 – барботер

В данном случае перемешивание маловязких жидкостей осуществляется при помощи **барботеров** (рис. 10.19), представляющих собой трубу или систему труб (рис. 10.20), которые помещают у дна аппарата.

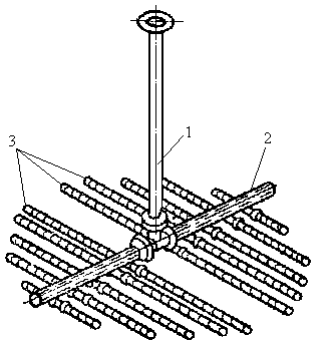


Рис.10.20. Барботер для газа (распределительная система):
1 – вертикальный воздуховод;
2 – горизонтальный воздуховод;
3 – воздухораспределительные трубки

При циркуляционном перемешивании (*эрлифтном*) газ подают в *циркуляционную трубу* (эрлифт) (рис.10.21). Для перемешивания сыпучих тел (зерен) пневматическим способом используется принцип газоструйного насоса

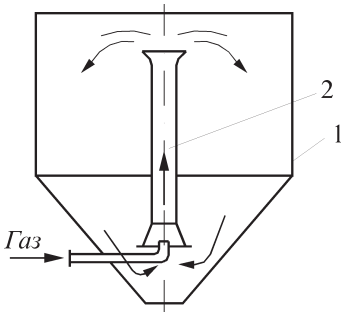


Рис.10.21. Эрлифт:
1 – корпус; 2 – центральная труба

(эрлифта). Газ под давлением подается в центральную трубу 2, расположенную по центру цилиндрического корпуса 1. Пузырьки газа увлекают за собой вверх по трубе жидкость, находящуюся в сосуде, которая затем опускается вниз в кольцевом пространстве между трубой и стенками аппарата, обеспечивая циркуляционное движение всей смеси.

Расчет пневматических перемешивающих систем сводится к определению требуемого давления и расхода газа. Необходимое *давление* газа для перемешивания определяется по уравнению Бернулли:

$$P = H\rho_{ж}g + \frac{\rho_{г}w^2}{2}\left(1+\sum\xi\right) + P_0 \text{ Н/м}^2 , \qquad (10.22)$$

где H – высота столба перемешиваемой жидкости, м;

$\rho_{ж}$, $\rho_{г}$ – плотности перемешиваемой жидкости и газа, кг/м^3;

w – скорость движения газа в трубе, м/с;

$\Sigma\xi$ – сумма коэффициентов трения и местных сопротивлений;

P_0 – давление над жидкостью в аппарате, Н/м^2.

Для ориентировочных расчетов потери давления в трубопроводе можно принять равными ~ 20 % сопротивления столба жидкости. Тогда уравнение (10.22) имеет вид:

$$P = 1{,}2H\rho_{ж}g + P_0. \qquad (10.23)$$

Объемный *расход газа* V (м^3/ч) можно определить по эмпирической формуле:

$$V = k\,F\,P \text{ м}^3/\text{ч}, \qquad (10.24)$$

где F – поверхность спокойной жидкости в аппарате до перемешивания, м^2;

P – давление воздуха, Н/м^2;

k – опытный коэффициент, равный 0,24÷6,0 в зависимости от интенсивности перемешивания (нижний предел – для слабого перемешивания).

При расчете барботеров расход воздуха на 1 м^2 свободной поверхности можно принимать равным: для слабого перемешивания – 0,4 м^3/мин, для среднего – 0,8 м^3/мин, для интенсивности – 1,0 м^3/мин.

10.5. Перемешивание в трубопроводах

Перемешивание в трубопроводах является простейшим способом перемешивания жидкостей (капельных и газообразных), применяемым при транспортировании их по трубопроводам.

Перемешивание в трубопроводе происходит под давлением турбулентных пульсаций. Поэтому таким способом перемешивания можно пользоваться при условии, что течение турбулентно, и трубопровод, по которому перекачиваются смешивающиеся жидкости, имеет длину, достаточную для хорошего перемешивания жидкостей. Перемешивание в трубопроводе обычно совмещают с транспортировкой взаимно смешивающихся жидкостей по трубам. Часто для улучшения перемешивания жидкостей в трубопровод помещают специальные вставки, винтовые насадки или инжекторы.

Список литературы:

1. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971. С. 115, 133, 258 – 273.

2. *Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З.* Процессы и аппараты химической технологии. М.: Госхимиздат, 1962. С. 346 – 362.

3. *Стабников В.Н., Попов В.Д., Лысянский В.М., Редько Ф.А.* Процессы и аппараты пищевых производств. М.: Пищ. пром-сть, 1976. С. 120 – 139.

4. *Штербачек З., Тауск П.* Перемешивание в химической промышленности. Пер. с чеш. Л.: Госхимиздат, 1963. 416 с.

5. *Кафаров В.В.* Процессы перемешивания в жидких средах. М.: Госхимиздат, 1949. 88 с.

6. *Романков П.Г., Курочкина М.И.* Гидромеханические процессы химической технологии. М.: Химия, 1974. 288 с.

7. *Канторович З.Б.* Машины химической промышленности. М.: Машиностроение, 1965. С. 345 – 409.

8. *Гончаренко Г.К., Орлова Е.И.* Пути интенсификации процесса в периодических условиях //Мед. пром-сть СССР. 1966. № 6. С. 43 – 46.

ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ

Глава 11. ОСНОВЫ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ

11.1. Общие сведения

Химико-фармацевтические процессы в большинстве случаев протекают в заданном направлении только при определенных температурах, которые достигаются путем сообщения или отвода тепловой энергии.

Перенос теплоты, происходящий между телами с различной температурой, называют *теплообменом*. Движущей силой этого процесса является разность температур, причем теплота самопроизвольно переходит от более нагретого к менее нагретому телу. Тела, участвующие в теплообмене, называют *теплоносителями*.

В непрерывнодействующих аппаратах температуры в различных точках не изменяются во времени, поэтому процессы теплообмена в таких аппаратах являются установившимися. В аппаратах периодического действия, где температуры меняются во времени, осуществляются неустановившиеся процессы.

Различают три принципиально различных элементарных способа распространения тепла.

Теплопроводность – способ переноса тепла вследствие беспорядочного движения микрочастиц. Механизм переноса тепла теплопроводностью зависит от агрегатного состояния тела, а в твердых телах является обычно основным видом распространения тепла.

Конвекция – процесс переноса тепла вследствие движения и перемешивания макроскопических объемов газа или жидкости. Различают вынужденную и свободную конвекции. В первом случае перемещение среды обусловлено каким-либо внешним источником, например насосом, вентилятором и т.д., во втором – разностью плотностей между холодным и нагретым участками среды.

Тепловое излучение – процесс распространения электромагнитных колебаний с различной длиной волн, обусловленный тепловым движением атомов или молекул излучающего тела.

В реальных условиях тепло передается комбинированным способом.

Более сложный процесс передачи тепла от более нагретого к менее нагретому телу через разделяющую поверхность называют *теплопередачей*.

Расчет тепловых процессов включает:

1) определение теплового потока с составлением и решением тепловых балансов;

2) определение поверхности теплообмена аппарата, которая обеспечит прохождение теплового потока в заданное время.

11.2. Тепловые балансы

Количество тепла, которое передается от более нагретого теплоносителя Q_1, затрачивается на нагрев более холодного теплоносителя Q_2 и на потери тепла аппаратом в окружающую среду $Q_{пот}$. Для уменьшения тепловых потерь аппараты покрывают снаружи тепловой изоляцией. В этом случае величина $Q_{пот}$ не превышает 3÷5 % полезно использованного тепла. Тогда

$$Q_1 = Q_2 - Q_{пот} \qquad (11.1)$$

или

$$(0{,}95 \div 0{,}97)\ Q_1 = Q_2. \qquad (11.2)$$

Или, пренебрегая тепловыми потерями, получим

$$Q_1 = Q_2\ . \qquad (11.3)$$

Если теплоносители не меняют своего агрегатного состояния в процессе теплообмена, то величины Q_1 и Q_2 можно определить, как

$$Q_1 = G_1\, C_1\, (t_{1н} - t_{1к}); \qquad (11.4)$$

$$Q_2 = G_2\, C_2\, (t_{2н} - t_{2к}), \qquad (11.5)$$

где G_1, G_2 – массовые расходы соответственно 1 и 2 теплоносителя, кг/с;

$t_{1н}$, $t_{1к}$, $t_{2н}$, $t_{2к}$ – соответственно начальные и конечные температуры теплоносителей, град;

C_1, C_2 – средние теплоемкости теплоносителей в изменяемом интервале температур, Дж/кг · град.

Теплоемкость – это физико-химическое свойство вещества, которое показывает, какое количество тепла необходимо подвести к телу массой в 1 кг, чтобы его нагреть на один градус. Значение теплоемкостей различных веществ приводится в справочной литературе.

В тех случаях, когда теплообмен между двумя средами сопровождается фазовым переходом, в уравнении теплового баланса необходимо учитывать теплоту фазового перехода, которая находится из простого соотношения:

$$Q = G \cdot r\ , \qquad (11.6)$$

где G – массовый расход теплоносителя, кг/с;

r – удельная теплота фазового перехода, Дж/кг.

Удельная теплота фазового перехода является физико-химической константой каждого вещества и показывает, какое количество тепла выделяется (или поглощается, т.е. необходимо сообщить телу) при переходе 1 кг вещества из одной фазы в другую.

Удельную теплоту фазового перехода находят в справочной литературе и различают по теплоте фазового перехода систем жидкость – твердое тело и жидкость – газ.

Так, для системы жидкость – твердое тело удельную теплоту называют удельной теплотой кристаллизации или удельной теплотой плавления. Для двух противоположных процессов

значение удельной теплоты одинаковое, различие заключается только в том, что при плавлении необходимо тепло подводить к телу, а при кристаллизации тепло выделяется.

Аналогично – для системы жидкость – газ. При парообразовании тепло затрачивается, а при конденсации – выделяется. Значения теплот парообразования и конденсации одинаковые, но они отличаются от значений теплоты кристаллизации и плавления.

Поэтому, если, например, газ при температуре t_1 охлаждается и конденсируется в жидкость, а жидкость охлаждается до температуры t_2, другой же теплоноситель, например твердое тело, при температуре t_3 нагревается до температуры t_4, тепловой баланс для этого случая с учетом (11.3) – (11.6) будет выглядеть не иначе как

$$G_1 C_г (t_1 - t_{кон}) + Gr_{кон} + G_1 C_ж (t_{кон} - t_3) = \\ = G_2 C_{тв.т} (t_{пл} - t_3) + G_2 r_{пл} + GC_{жтв}(t_4 - t_{пл}), \qquad (11.7)$$

где G_1, G_2 – массовые расходы теплоносителей;

$C_г$ – теплоемкость газа;

$C_ж$ – теплоемкость жидкости, сконденсированной из газа;

$C_{тв}$ – теплоемкость твердого тела;

$C_{жтв}$ – теплоемкость жидкости расплавленного твердого тела;

$t_{кон}$ – температура конденсации газа в жидкость;

$t_{пл}$ – температура плавления твердого тела в жидкость;

$r_{кон}$ – удельная теплота конденсации газа в жидкость;

$r_{пл}$ – удельная теплота плавления твердого тела в жидкость.

Составление тепловых балансов необходимо для определения или расходов одного из теплоносителей или одной из температур (начальных и конечных).

11.3. Основное уравнение теплопередачи

Связь между количеством передаваемого в аппарате тепла Q и поверхностью теплообмена F определяется основным кинетическим уравнением переноса тепла, которое обычно называют основным уравнением теплопередачи:

$$Q = KF\,\Delta t_{ср}\,, \qquad (11.8)$$

где Q – тепловой поток, Вт;

F – поверхность теплопередачи, м^2;

K – коэффициент теплопередачи, характеризующий скорость передачи тепла, Вт/м^2 · град;

$\Delta t_{ср}$ – средняя разность температур между теплоносителями, определяющая среднюю движущую силу процесса теплопередачи, град.

Из уравнения (11.8) определяют поверхность теплообменного аппарата:

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{ср}}. \qquad (11.9)$$

Для этого должны быть известны значения величин, входящих в правую часть соотношения (11.9).

Среднюю разность температур между средами определяют по начальным и конечным температурам сред, участвующих в теплообмене. Определение коэффициента теплопередачи зависит от характера и скоростей движения теплообменивающихся сред, а также от условий, в которых протекает теплообмен.

Определение этих величин рассмотрим ниже.

11.4. Передача тепла

11.4.1. Теплопроводность

Согласно закону Фурье количество тепла dQ, передаваемое посредством теплопроводности через элементарную поверхность dF за время $d\tau$, прямо пропорционально температурному градиенту $\frac{\partial t}{\partial n}$:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau, \qquad (11.10)$$

где $\partial t/\partial n$ – температурный градиент, т.е. изменение температуры ∂t в направлении нормали, перпендикулярной к изотермической поверхности;

λ – коэффициент пропорциональности.

Знак минус в уравнении (11.10) указывает на то, что тепло перемещается в сторону падения температур, т.е. в обратную сторону направления температурного градиента $\partial t/\partial n$.

Коэффициент пропорциональности λ, называемый *коэффициентом теплопроводности* (в Вт/(м·град)), лежит в пределах – для газов: 0,005÷0,5, для жидкостей: 0,08÷0,7, для твердых веществ: 2,3÷458.

Коэффициент теплопроводности веществ зависит от температуры и давления. Для газов он возрастает с повышением температуры и мало зависит от давления, для жидкостей – с увеличением температуры, как правило, уменьшается. Теплопроводность твердых тел в большинстве случаев увеличивается с повышением температуры.

Дифференциальное уравнение теплопроводности

Процесс распространения тепла может быть представлен математически дифференциальным уравнением. Это уравнение выводится на основе закона сохранения энергии, при этом допускают, что физические свойства тела – плотность ρ, теплоемкость C, теплопроводность λ – не изменяются по направлению и во времени.

Выделим в теле элементарный параллелепипед с ребрами dx, dy, dz (рис.11.1).

Тогда количество тепла, входящего в параллелепипед через его грани за промежуток времени $d\tau$, –
по оси x через грань dy, dz:

$$Q_x = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzd\tau,$$

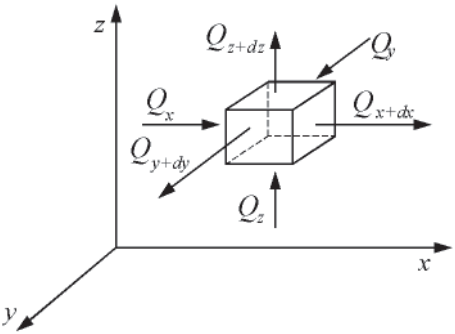


Рис. 11.1. К выводу дифференциального уравнения теплопроводности

по оси y через грань dx, dz:

$$Q_y = -\lambda \frac{\partial t}{\partial y} dxdzd\tau,$$

по оси z через грань dy, dz:

$$Q_z = -\lambda \frac{\partial t}{\partial z} dxdyd\tau.$$

В тот же промежуток времени количество тепла, выходящего из параллелепипеда через противоположные грани, –

по оси x:

$$Q_{x+dx} = \left[-\lambda \frac{\partial t}{\partial x} - \frac{\partial (\lambda \frac{\partial t}{\partial x})}{\partial x} dx \right] dydzd\tau =$$

$$= -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzd\tau - \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dxdydzd\tau,$$

по оси y:

$$Q_{y+dy} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial y} dxdzd\tau - \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dxdydzd\tau,$$

по оси z:

$$Q_{z+dz} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial z} dxdyd\tau - \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dxdydzd\tau.$$

Следовательно,

$$Q_x - Q_{x+dx} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dxdydzd\tau,$$

$$Q_y - Q_{y+dy} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dxdydzd\tau,$$

$$Q_z - Q_{z+dz} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dxdydzd\tau.$$

Складывая левые и правые части полученных уравнений, получим

$$dQ = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) dxdydzd\tau = \lambda \nabla^2 t dVd\tau, \qquad (11.11)$$

где dQ – разность между количеством тепла, введенным в параллелепипед за время $d\tau$ и выведенным из него за тот же промежуток времени;

$\nabla^2 t$ – сокращенное обозначение оператора Лапласа, равного сумме вторых производных по осям;

dV – элементарный объем, равный произведению $dx\ dy\ dz$.

На основе закона сохранения энергии разность количества тепла dQ равна количеству тепла, которое идет на изменение во времени энтальпии параллелепипеда:

$$dI = \frac{\partial(C \cdot t)}{\partial \tau} d\tau = C \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau ,$$

т.е. $$dQ = dm \cdot dI = \rho dV \cdot C \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau . \qquad (11.12)$$

Сопоставляя уравнения (11.11) и (11.12), получим дифференциальное уравнение теплопроводности Фурье:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{C\rho} \nabla^2 t = a \nabla^2 t . \qquad (11.13)$$

В уравнении (11.13) $a = \frac{\lambda}{C\rho}$ называют *коэффициентом температуропроводности*, который характеризует теплоинерционные свойства среды: при прочих равных условиях быстрее нагреется или охладится то тело, которое обладает бо̀льшим коэффициентом температуропроводности.

Дифференциальное уравнение дает возможность решать задачи, связанные с распространением тепла в теле теплопроводностью как при установившемся, так и при неустановившемся тепловом потоке. При решении конкретных задач уравнение (11.13) дополняется начальными и граничными условиями, характеризующими каждую конкретную задачу.

Теплопроводность плоской стенки

Рассмотрим плоскую стенку толщиной δ из однородного материала, имеющего коэффициент теплопроводности λ. Температуры на противоположных наружных поверхностях стенки равны $t_{ст1}$ и $t_{ст2}$ (рис. 11.2).

При установившемся тепловом режиме температура в различных точках стенки не изменяется во времени, т.е. $\partial t / \partial \tau = 0$.

Примем, что температура изменяется только в направлении оси x, т.е. $\frac{\partial t^2}{\partial y^2} = 0$; $\frac{\partial t^2}{\partial z^2} = 0$.

Тогда на основании уравнения теплопроводности имеем

$$\frac{\partial t^2}{\partial x^2} = 0 \qquad (11.14)$$

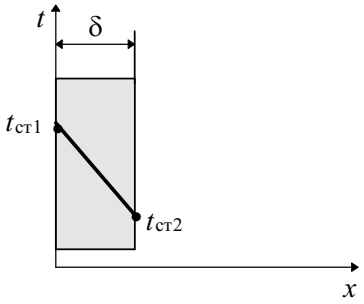


Рис. 11.2. К выводу уравнения теплопроводности плоской стенки

и после интегрирования получим

$$\frac{\partial t}{\partial x} = C_1 ,$$

$$t = C_1 x + C_2 , \qquad (11.15)$$

где C_1, C_2 – константы интегрирования.

Уравнение (11.15) указывает, что температура по толщине плоской стенки при установившемся тепловом режиме изменяется линейно, а температурный градиент сохраняет постоянное значение.

Постоянные интегрирования C_1 и C_2 находим из условий на границе:

при $x = 0$ $t = t_{ст1}$: $$C_2 = t_{ст1}, \quad (11.16)$$

при $x = \delta$ $t = t_{ст2}$: $$C_1 = \frac{t_{ст1} - t_{ст2}}{\delta}. \quad (11.17)$$

Отношение λ/δ называют тепловой проводимостью стенки, а обратную ему величину δ/λ – тепловым или термическим сопротивлением стенки.

Как правило, стенки теплообменной аппаратуры часто состоят из нескольких слоев материалов, имеющих различные коэффициенты теплопроводности: $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3, \ldots \lambda_i$ и различные толщины: $\delta_1, \delta_2, \delta_3, \ldots \delta_i$. Уравнение теплопроводности таких сложных стенок может быть выведено из (11.17). В итоге получим следующее уравнение:

$$Q = \frac{(t_{ст1} - t_{ст2})}{\sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i}} F\tau, \quad (11.18)$$

где i – порядковый номер слоя;

n – число слоев.

Уравнение теплопроводности цилиндрической стенки

Передача тепла теплопроводностью через цилиндрическую стенку проходит через изменяющуюся поверхность. Поэтому подставим в уравнение Фурье (11.10) значение поверхности, отвечающее текущему радиусу r. Тогда уравнение теплопроводности через цилиндрическую стенку длиной L внутренним радиусом $r_в$ и наружным радиусом $r_н$ будет выглядеть так:

$$Q = -\lambda 2\pi r L \frac{dt}{d\delta}\tau.$$

В данном случае $\delta = r_н - r_в$ и вместо $d\delta$ необходимо подставить dr:

$$Q = -\lambda 2\pi r L \frac{dt}{dr}\tau.$$

Разделим переменные:

$$\frac{dr}{r} = -\lambda \frac{2\pi L\tau}{Q} dt.$$

Проинтегрируем полученное уравнение в пределах изменения радиуса r от $r_в$ до $r_н$ и температуры t от $t_{ст1}$ до $t_{ст2}$:

$$\int_{r_в}^{r_н} \frac{dr}{r} = -\lambda \frac{2\pi L\tau}{Q} \int_{t_{ст1}}^{t_{ст2}} dt,$$

$$\ln\frac{r_{\text{н}}}{r_{\text{в}}} = -\lambda\frac{2\pi L\tau}{Q}\left(t_{\text{ст}2} - t_{\text{ст}1}\right),$$

откуда

$$Q = \frac{2\pi L\left(t_{\text{ст}2} - t_{\text{ст}1}\right)}{\frac{1}{\lambda}\ln\frac{r_{\text{н}}}{r_{\text{в}}}}\tau. \qquad (11.19)$$

Это уравнение представляет собой уравнение теплопроводности цилиндрической стенки при установившемся процессе теплообмена и показывает, что в зависимости от толщины цилиндрической стенки температура изменяется по логарифмическому закону.

Для цилиндрической стенки, состоящей из n слоев, количество тепла, передаваемое путем теплопроводности, составит

$$Q = \frac{2\pi L\left(t_{\text{ст}2} - t_{\text{ст}1}\right)}{\sum_{i=1}^{n}\frac{1}{\lambda_i}\ln\frac{d_{\text{н}_i}}{d_{\text{в}_i}}}\tau. \qquad (11.20)$$

11.4.2. Тепловое излучение

Все тела обладают тепловым излучением, длины волн которых лежат в основном в невидимой части спектра: 0,8÷40 мкм.

Тепловое и световое излучения имеют одинаковую природу и поэтому характеризуются общими законами: поток, попадая на другое тело, частично поглощается, отражается и проходит сквозь тело.

Если $Q_{\text{л}}$ – энергия падающих лучей, $Q_{\text{погл}}$ – энергия, поглощаемая телом, $Q_{\text{отр}}$ – энергия, отражаемая от поверхности тела, $Q_{\text{пр}}$ – энергия, проходящая сквозь тело без изменений, то тогда

$$Q_{\text{отр}} + Q_{\text{погл}} + Q_{\text{пр}} = Q_{\text{л}} \qquad (11.21)$$

или

$$\frac{Q_{\text{отр}}}{Q_{\text{л}}} + \frac{Q_{\text{погл}}}{Q_{\text{л}}} + \frac{Q_{\text{погл}}}{Q_{\text{л}}} = 1. \qquad (11.22)$$

При $Q_{\text{погл}}/Q_{\text{л}} = 1$ и соответственно – $Q_{\text{отр}}/Q_{\text{л}} = 0$ и $Q_{\text{пр}}/Q_{\text{л}} = 0$ тело полностью поглощает все падающие лучи. Такие тела называются *абсолютно черными*.

При $Q_{\text{отр}}/Q_{\text{л}} = 1$ тела полностью отражают все падающие лучи. Такие тела называются *абсолютно белыми* телами.

При $Q_{\text{пр}}/Q_{\text{л}} = 1$ тела пропускают лучи. Такие тела называются *абсолютно прозрачными*.

Абсолютных тел в природе не существует, поэтому все реальные тела называются *серыми*.

Количество энергии, излучаемое телом в единицу времени во всем интервале длин волн единицей поверхности $F_{\text{тела}}$, характеризует лучеиспускательную способность:

$$E = \frac{Q_л}{F\tau}, \qquad (11.23)$$

где $Q_л$ – энергия, излучаемая телом;

τ – время.

Энергия излучения зависит от длины волн и температуры.

Лучеиспускательная способность абсолютно черного тела описывается законом Стефана–Больцмана: лучеиспускательная способность абсолютно черного тела E_0 пропорциональна четвертой степени абсолютной температуры его поверхности T:

$$E_0 = C_0\left(\frac{T}{100}\right)^4, \qquad (11.24)$$

где $C_0 = 5{,}67$ Вт/(м^2 · град^4) – коэффициент излучения абсолютно черного тела.

Для серых тел вводят коэффициент – относительный коэффициент лучеиспускания или степень черноты ε:

$$E = \varepsilon C_0\left(\frac{T}{100}\right)^4, \qquad (11.25)$$

где E – лучеиспускательная способность серого тела, Вт/м^2;

ε – степень черноты; $\varepsilon = \frac{C}{C_0}$, $0 < \varepsilon < 1$;

C – коэффициент лучеиспускания серого тела.

Степень черноты зависит от природы вещества, его окраски и температуры, от состояния его поверхности. Значения ε приводятся в справочной литературе.

Соотношение между лучеиспускательной и поглощательной способностями устанавливается законом Кирхгофа, согласно которому отношение лучеиспускательной способности любого тела к его лучепоглощательной способности при той же температуре – величина постоянная, равная лучеиспускательной способности абсолютно черного тела.

В соответствии с законом Кирхгофа тепловые лучи, попадая на шероховатую поверхность и многократно отражаясь, а значит, лучше поглощаясь, обладают большей лучеиспускательной способностью, чем гладкие тела.

При взаимном излучении двух тел количество тепла Q, передаваемого посредством излучения от более нагретого тела к менее нагретому, определяется из

$$Q = C_{1-2}\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]F, \qquad (11.26)$$

где F – излучающая поверхность тела;

$C_{1\text{-}2}$ – приведенный коэффициент лучеиспускания системы тел, равный

$$C_{1-2} = \frac{1}{1/C_1 + 1/C_2 + 1/C_0}. \qquad (11.27)$$

Для случая лучистого теплообмена между двумя телами, одно из которых полностью охватывается другим телом, применимо уравнение (11.26), в котором $F=F_1$, а приведенный коэффициент лучеиспускания имеет значение:

$$C_{1-2} = \frac{1}{\left[1/C_1 + \frac{F_1}{F_2}\left(1/C_2 - 1/C_0\right)\right]}. \qquad (11.28)$$

Для того чтобы ослабить лучистый теплообмен между телами или организовать защиту от вредного влияния сильного излучения, используют перегородки – экраны, изготовленные из хорошо отражающих лучи материалов. Использование экранирования позволяет весьма эффективно снизить количество тепла, передаваемого менее нагретой поверхности путем излучения.

11.4.3. Конвективный перенос тепла

Конвективным теплообменом называется перенос теплоты с перемешивающимися макроскопическими объемами газов или жидкостей. Перенос теплоты возможен в условиях естественной конвекции, при которой движение макроскопических объемов вызвано разностью плотностей в различных точках объема, возникающей вследствие разности температур в этих точках, и вынужденной конвекции при принудительном перемещении жидкости. Передача теплоты вынужденной конвекцией происходит, например, при перемешивании объема мешалкой, причем интенсивность этого процесса тем выше, чем более турбулентно осуществляется перемешивание. Таким образом, конвекция связана с механическим переносом вещества, т.е. зависит от гидродинамических условий течения жидкости.

При турбулентном движении жидкости в центральной части – ядре потока – происходит интенсивное перемешивание и перенос теплоты осуществляется как конвекцией, так и теплопроводностью. По мере приближения к стенке снижается интенсивность перемешивания и доля конвекции в процессе переноса теплоты снижается. В тонком пристенном слое теплота передается за счет теплопроводности.

Для интенсификации конвективного теплообмена желательно, чтобы тепловой пограничный слой был возможно тоньше.

Со сложным механизмом конвективного теплообмена связаны трудности расчета процессов теплоотдачи. Точное решение задачи о количестве тепла от стенки к среде связано с необходимостью знания температурного градиента у стенки и профиля изменения температур теплоносителя вдоль поверхности теплообмена,

определение которых весьма затруднительно. Поэтому упрощенно теплоотдачу описывают законом охлаждения Ньютона, согласно которому количество тепла Q, отдаваемое (или принимаемое) от стенки омывающей ее жидкостью, пропорционально поверхности стенки F, разности температур $t_{ст}$ и жидкости $t_{ж}$, времени τ и зависит от коэффициента пропорциональности α:

$$Q = \alpha F\,(t_{ст} - t_{ж})\,\tau. \qquad (11.29)$$

Коэффициент пропорциональности α называется *коэффициентом теплоотдачи*, который показывает, какое количество теплоты передается от 1 м^2 поверхности стенки к жидкости за единицу времени при разности температур между стенкой и жидкостью в один градус.

Величина α является сложной функцией, зависящей от скорости потока w, ее плотности ρ, вязкости μ, удельной теплоемкости, теплопроводности λ, геометрических размеров Γ_i и т.д.:

$$\alpha = f\,(w, \rho, \mu, C, \lambda, \Gamma_1, \Gamma_2, \Gamma_3, \ldots). \qquad (11.30)$$

Простота уравнения Ньютона – только кажущаяся, поскольку α зависит от большого числа переменных. Вследствие этого невозможно получить простое уравнение для расчета потока теплоты, пригодное для всех случаев теплоотдачи. Однако путем обработки экспериментальных данных методом теории подобия можно получить зависимости, справедливые для данного класса явлений, в пределах которого возможно обобщение данных отдельного опыта.

Дифференциальное уравнение конвективного теплообмена

Выделим в непрерывно движущемся потоке жидкости элементарный параллелепипед с ребрами dx, dy, dz (рис.11.1). Пусть физико-химические свойства постоянны.

Рассмотрим уравнение теплового баланса параллелепипеда, полагая, что все подведенное к нему тепло затрачивается только на изменение энтальпии параллелепипеда, а тепло внутри жидкости переносится путем конвекции и теплопроводности:

$$dQ = dQ_{конв} + dQ_{теплопр}.$$

Количество тепла dQ равно соответствующему изменению энтальпии параллелепипеда:

$$dQ = dmdI = \rho dV\,\frac{\partial(Ct)}{\partial\tau}\,d\tau = \rho C dV\,\frac{\partial t}{\partial\tau}\,d\tau\,.$$

Количество тепла, вносимое в параллелепипед за время $d\tau$ путем теплопроводности (11.11):

$$dQ_{теплопр} = \lambda\nabla^2 t\;dV\;d\tau.$$

Путем конвекции вдоль ось x количество тепла поступает:

$$Q_x = dG \cdot I \cdot d\tau = \rho w_x\;dy\;dz\;Ct\;d\tau.$$

С противоположной грани уносятся из параллелепипеда:

$$Q_{x+dx} = \rho w_x dydzCtd\tau + Cdydzd\tau \frac{\partial(\rho w_x t)}{\partial x} dx =$$

$$= C\left[t\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \rho w_x \frac{\partial t}{\partial x} \right] dxdydzd\tau.$$

Приращение тепла вдоль оси x составит

$$dQ_x = -C\left[t\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \rho w_x \frac{\partial t}{\partial x} \right] dVd\tau.$$

Аналогично вдоль оси y и z –

$$dQ_y = -C\left[t\frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \rho w_y \frac{\partial t}{\partial y} \right] dVd\tau,$$

$$dQ_z = -C\left[t\frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} + \rho w_z \frac{\partial t}{\partial z} \right] dVd\tau.$$

Общее количество тепла, подведенное в параллелепипед:

$$dQ_{\text{конв}} = -C\left[\begin{array}{l} t\left(\dfrac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \dfrac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \dfrac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} \right) + \\ + \rho w_x \dfrac{\partial t}{\partial x} + \rho w_y \dfrac{\partial t}{\partial y} + \rho w_z \dfrac{\partial t}{\partial z} \end{array} \right] dVd\tau.$$

Выражение в круглых скобках есть не что иное как условие неразрывности потока. Тогда выражение упростится:

$$dQ_{\text{конв}} = -C\left(\rho w_x \frac{\partial t}{\partial x} + \rho w_y \frac{\partial t}{\partial y} + \rho w_z \frac{\partial t}{\partial z} \right) dVd\tau.$$

Подставляя все найденные составляющие, после сокращения подобных членов получим

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} w_x + \frac{\partial t}{\partial y} w_y + \frac{\partial t}{\partial z} w_z = a\nabla^2 t, \qquad (11.31)$$

где $a = \dfrac{\lambda}{C\rho}$ – коэффициент температуропроводности.

Уравнение (11.31) представляет собой дифференциальное уравнение конвективного теплообмена (уравнение Фурье–Кирхгофа) и выражает распределение температур в движущейся жидкости.

При установившемся процессе теплообмена в уравнении (11.31) член $\dfrac{\partial t}{\partial \tau} = 0$.

Тепловое подобие

Согласно теории подобия необходимо полученное дифференциальное уравнение конвективного теплообмена (11.31) подобно преобразовать с получением соответствующих критериев, а затем получить критериальную зависимость.

Первоначально рассмотрим подобие граничных условий: с одной стороны, вблизи стенки тепло передается теплопроводностью, а с другой, – описывается законом Ньютона. Тогда

$$-\lambda\frac{\partial t}{\partial\delta}dFd\tau=\alpha(t_{ст}-t_{ж})dFd\tau.$$

Для подобного преобразования разделим правую часть на левую и отбросим знаки математических операторов. Получим безразмерный комплекс:

$$\frac{\alpha l}{\lambda}=\mathrm{Nu}, \qquad (11.32)$$

который называется *критерием Нуссельта* и характеризует интенсивность теплообмена на границе между стенкой и жидкостью.

Для условия подобия в ядре потока используем подобное преобразование уравнения (11.31). Тогда при замене получим

$$\left(w_x\frac{\partial t}{\partial x}+w_y\frac{\partial t}{\partial y}+w_z\frac{\partial t}{\partial z}\right), \text{ как } \frac{t}{l}w,$$

$$a\left(w_x\frac{\partial^2 t}{\partial x^2}+w_y\frac{\partial^2 t}{\partial y^2}+w_z\frac{\partial^2 t}{\partial z^2}\right), \text{ как } \frac{at}{l^2},$$

$$\frac{\partial t}{\partial\tau}, \text{ как } \frac{t}{\tau}.$$

Разделив член at/l^2 на t/τ, получим безразмерный комплекс величин:

$$\frac{a\tau}{l^2}=F_0, \qquad (11.33)$$

который называется *критерием Фурье*. Он характеризуется необходимым условием подобия неустановившихся процессов теплообмена в сходственных точках тепловых потоков.

Разделив конвективный член tw/l на at/l^2, получим

$$\frac{wl}{a}=\mathrm{Pe}. \qquad (11.34)$$

Этот комплекс называется *критерием Пекле*. Он является мерой соотношения между теплом, переносимым путем конвекции и путем теплопроводности при конвективном теплообмене.

Критерий Пекле может быть представлен как произведение двух безразмерных комплексов:

$$\mathrm{Pe}=\frac{wl}{a}=\frac{wlC\rho}{\lambda}=\frac{wl\rho}{\mu}\cdot\frac{\mu C}{\lambda}=\mathrm{Pe}\cdot\mathrm{Pr}. \qquad (11.35)$$

Критерий $\mathrm{Pr}=\dfrac{\mu C}{\lambda}$ называется *критерием Прандтля*, который характеризует подобие физических свойств теплоносителей в процессах конвективного теплообмена.

Таким образом, обобщенное критериальное уравнение конвективного теплообмена выражается функцией

$$f\,(\mathrm{Fo}, \mathrm{Nu}, \mathrm{Pe}, \mathrm{Ho}, \mathrm{Re}, F_2, \Gamma_1, \Gamma_3 \ldots) = 0$$

или с учетом того, что критерий Нуссельта является определяемым, так как в него входит искомая величина коэффициента теплоотдачи:

$$\mathrm{Nu} = f\,(\mathrm{Fo}, \mathrm{Nu}, \mathrm{Pe}, \mathrm{Ho}, \mathrm{Re}, F_2, \Gamma_1, \Gamma_3 \ldots). \qquad (11.36)$$

Вид функции (11.36) определяется опытным путем и обычно представляется в степенном виде. Например, при движении потока в трубе:

$$\mathrm{Nu} = \frac{\alpha d}{\lambda} = x_1 \mathrm{Re}^{x_2} \mathrm{Pr}^{x_3} \left(\frac{l}{d}\right)^{x_4}, \qquad (11.37)$$

где x_1, x_2, x_3, x_4 – величины, определяемые из опыта.

11.5. Опытные данные по теплоотдаче

Рассмотрим расчетные уравнения для некоторых распространенных в фармацевтической технологии случаев теплоотдачи, полученные обобщением опытных данных с помощью теории подобия.

Теплоотдача при вынужденном движении жидкости

Интенсивность теплоотдачи при вынужденном движении жидкости в первую очередь зависит от характера движения. Для установившегося турбулентного движения ($\mathrm{Re} \geq 10^4$) в прямой трубе обобщение опытных данных многих исследователей позволило получить расчетное уравнение:

$$\mathrm{Nu} = 0{,}021 \mathrm{Re}^{0,8} \mathrm{Pr}^{0,43} \left(\mathrm{Pr} / \mathrm{Pr}_{\text{ст}}\right)^{0,25}. \qquad (11.38)$$

Данное уравнение получено для прямых труб с соотношением длины к диаметру $l/d > 50$. Для труб с меньшим соотношением длины к диаметру значение коэффициента теплопередачи, а значит, и Nu возрастает.

Для них применимо уравнение (11.38) при введении в его первую часть множителя ε_p, значение которого изменяется в пределах 1,02÷2,65. Значения ε_p в зависимости от l/d приводятся в справочной и специальной литературе.

Для переходного режима течения пока нет надежных расчетных зависимостей. Для приближенных расчетов можно пользоваться уравнением:

$$\mathrm{Nu} = 0{,}008 \mathrm{Re}^{0,9} \mathrm{Pr}^{0,43}. \qquad (11.39)$$

В условиях ламинарного течения ($\mathrm{Re} < 2300$) теплоотдача осложняется естественной конвекцией, возникающей вследствие разности температур по сечению потока. Для расчета теплоотдачи наиболее точной является формула:

$$\mathrm{Nu} = 0{,}17 \mathrm{Re}^{0,33} \mathrm{Pr}^{0,43} \mathrm{Gr}^{0,1} \left(\mathrm{Pr} / \mathrm{Pr}_{\text{ст}}\right)^{0,25}. \qquad (11.40)$$

При вынужденном поперечном обтекании потоком жидкости теплопередача от стенки одиночной трубы определяется режимом движения и может быть рассчитана по следующим формулам:

при $Re < 10^3$ $$Nu = 0{,}56 Re^{0,5} Pr^{0,36} \left(Pr / Pr_{ст} \right)^{0,25}, \quad (11.41)$$

при $Re > 10^3$ $$Nu = 0{,}28 Re^{0,6} Pr^{0,36} \left(Pr / Pr_{ст} \right)^{0,25}. \quad (11.42)$$

В формулах (11.36) – (11.42) в качестве определяющего размера принят диаметр труб. Физические параметры в числах Nu, Re, Pr определены при средней температуре жидкости, а в числе $Pr_{ст}$ – при температуре стенки.

Теплоотдача при свободном движении жидкости

Свободное движение жидкости происходит под влиянием разности плотностей нагретых и холодных частиц. Разность плотностей зависит от разности температур стенки и жидкости, причем форма стенки имеет второстепенное значение, поэтому уравнение подобия теплоотдачи имеет вид:

при $Gr \cdot Pr < 5 \cdot 10^2$

$$Nu = 1{,}18 (Gr \cdot Pr)^{0,125}, \quad (11.43)$$

при $5 \cdot 10^2 < Gr \cdot Pr < 2 \cdot 10^7$

$$Nu = 0{,}54 (Gr \cdot Pr)^{0,25}, \quad (11.44)$$

при $Gr \cdot Pr > 2 \cdot 10^7$

$$Nu = 0{,}135 (Gr \cdot Pr)^{0,33}. \quad (11.45)$$

В качестве определяющей температуры для значений физических параметров, входящих в числа подобия, здесь принята средняя температура пограничного слоя $t_{ср} = 0{,}5(t_{ст} - t_{ж})$, где $t_{ст}$ – температура стенки, $t_{ж}$ – температура жидкости в ядре.

Теплоотдача при механическом перемешивании

Значения коэффициентов теплоотдачи при механическом перемешивании зависят от типа теплообменного устройства (рубашки, змеевика и др.), конструкции аппарата с внутренними отражательными перегородками и без них, конструкции мешалки и физических свойств перемешиваемой среды.

Для аппаратов с мешалками, создающими в основном радиальные потоки жидкости, коэффициенты теплоотдачи могут быть определены по уравнению

$$Nu = C \cdot Re_{м}^{m} Pr^{n} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14}, \quad (11.46)$$

где $Re_{м} = \frac{\rho n d_{м}^2}{\mu}$ – критерий Рейнольдса, модернизированный для мешалок;

$d_{м}$ – диаметр мешалки, м;

n – число оборотов мешалки, $с^{-1}$;

μ, $\mu_{ст}$ – вязкость жидкости при температуре соответственно в ядре среды и стенки, Па • с;

ρ – плотность жидкости, кг/м^3.

Значения коэффициента C и показателей степени m и n выбирают из условий –

аппараты с рубашками: $m = 0{,}67$, $n = 0{,}33$

– для лопастных и листовых мешалок $C = 0{,}4$;

– для турбинных мешалок $C = 0{,}68$;

аппараты со змеевиками: $m = 0{,}62$, $n = 0{,}33$

– для лопастных и листовых мешалок $C = 0{,}4$;

– для турбинных мешалок $C = 1{,}4$.

Теплоотдача при конденсации паров

В фармацевтической аппаратуре теплоотдача от конденсирующего пара осуществляется в условиях пленочной конденсации. При этом термическое сопротивление практически полностью сосредоточено в пленке конденсата, температура которой со стороны стенки принимается равной температуре стенки $t_{ст}$, а со стороны пара – температуре насыщения $t_н$ пара.

При конденсации чистого насыщенного пара на поверхности вертикальной поверхности (трубы) имеем:

$$\alpha = 2{,}04 \cdot \sqrt[4]{\frac{\rho^2 \lambda^3 r}{\mu H \left(t_{ст} - t_н\right)}}, \qquad (11.47)$$

где r – удельная теплота конденсации, Дж/кг;

H – высота вертикальной стенки, м.

В случае конденсации пара на горизонтальной поверхности коэффициент теплоотдачи α находится по уравнению (11.47), в котором определяющий геометрический размер H заменяется на $d_н$ – наружный диаметр трубы, а коэффициент равен 1,28.

Таким образом:

$$\alpha = 1{,}28 \cdot \sqrt[4]{\frac{\rho^2 \lambda^3 r}{\mu d \left(t_{ст} - t_н\right)}} \ . \qquad (11.48)$$

Теплоотдача при кипении жидкости

Теплоотдача при кипении жидкостей относится к числу особенно сложных процессов.

Исследования процесса кипения жидкостей показывают, что при кипении пар образуется в виде пузырьков в определенных местах поверхности нагрева. Число центров образования паровых пузырей и частота их отрыва и, следовательно, интенсивность теплоотдачи при кипении зависят от перепада температур Δt, поверхности нагрева и кипящей жидкости.

Различают два режима кипения: пузырьковый, или ядерный, и пленочный. Ядерный режим кипения характеризуется

относительно высокой интенсивностью теплоотдачи, так как при отрыве и всплытии образовавшихся пузырьков пара происходит перемешивание жидкости.

При пленочном кипении число центров парообразования возрастает настолько, что происходит слияние пузырьков пара и поверхность нагрева покрывается плохо проводящей тепло пленкой нагретого пара. Поэтому при таком режиме кипения коэффициент теплоотдачи значительно снижается.

Для пузырькового кипения в большом объеме величина α может быть определена так:

$$\alpha = A^{0,33}\Delta t^{2,33}, \qquad (11.49)$$

где

$$A = 7{,}77\cdot 10^{-2}\left(\frac{\rho_{\text{п}} r}{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}}\right)^{0,033}\left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\sigma}\right)^{0,333}\frac{\lambda_{\text{ж}}^{0,75}}{\mu_{\text{ж}}^{0,45} C_{\text{ж}}^{0,117} T_{\text{нас}}^{0,37}}, \qquad (11.50)$$

здесь $\rho_{\text{п}}$, $\rho_{\text{ж}}$ – соответственно плотности пара и жидкости, кг/м^3;

σ – поверхностное натяжение, Н/м;

$\lambda_{\text{ж}}$ – теплопроводность жидкости, Вт/м · град;

$\mu_{\text{ж}}$ – вязкость жидкости, Па · с;

$C_{\text{ж}}$ – удельная теплоемкость жидкости, Дж/кг · град;

$T_{\text{нас}}$ – температура насыщения, К;

Δt – разность температур между стенкой и кипящей жидкостью, град.

11.6. Теплопередача

В тепловых процессах осуществляется передача тепла от одного теплоносителя к другому в большинстве случаев через разделяющую перегородку (стенку аппарата, стенку трубы и т.д.). Количество передаваемого тепла находится основным уравнением теплопередачи (11.8). Как правило, из этого уравнения определяют поверхность теплопередачи по уравнению (11.9). При этом величину Q находят из составления теплового баланса, а движущую силу $\Delta t_{\text{ср}}$ и коэффициент теплопередачи K – следующим образом (см. ниже).

Движущая сила процессов передачи тепла

Она существенно зависит от взаимного направления движения теплоносителей. Различают следующие основные схемы взаимного движения теплообменивающихся потоков относительно поверхности теплообмена (рис. 11.3):

– *прямоток* – обе среды движутся в одном направлении;

– *противоток* – среды движутся в противоположных направлениях;

– *перекрестный ток* – направление движения потоков перпендикулярное;

– *смешанный ток* – взаимное движение теплоносителей включает все вышеуказанные схемы движения.

Как правило, в химико-фармацевтической технологии встречаются противоточное и прямоточное движения теплоносителей.

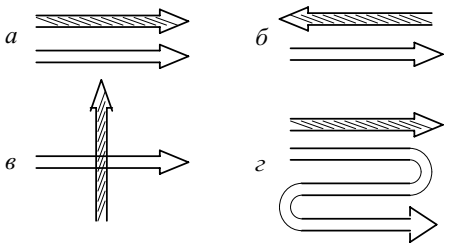


Рис. 11.3. Основные схемы движения потоков при теплообмене: *а* – прямоток; *б* – противоток; *в* – перекрестный ток; *г* – смешанный ток

Прямоток. Пусть вдоль поверхности F движутся два потока с массовыми скоростями G_1 и G_2, имеющими теплоемкость C_1 и C_2 соответственно.

Характер изменения температур вдоль поверхности представлен на рис. 11.4.

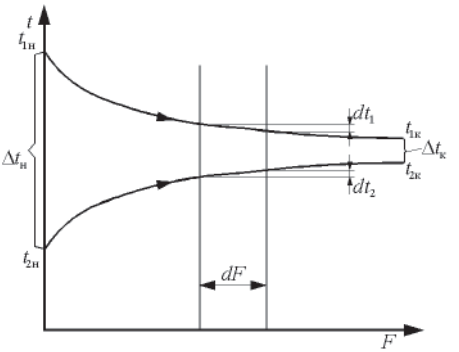


Рис. 11.4. Измерение температур теплоносителей при прямотоке

На элементарной поверхности теплообмена dF более нагретый теплоноситель охлаждается на dt_1 градусов, а более холодный – нагревается на dt_2 градусов. Тогда уравнение теплового баланса для элемента поверхности dF запишется так:

$$dQ = G_1C_1(-dt_1) = G_2C_2\ dt_2$$

или $-dt_1 = \dfrac{dQ}{G_1C_1}$ и $dt_2 = \dfrac{dQ}{G_2C_2}$.

Знак «минус» указывает на охлаждение более нагретого теплоносителя в процессе теплообмена. Складывая полученные выражения, получим

$$d(t_1 - t_2) = d(\Delta t) = -dQ\left(\frac{1}{G_1C_1} - \frac{1}{G_2C_2}\right).$$

Вместе с тем из основного уравнения теплопередачи $dQ = K\Delta F\Delta t$, поэтому

$$d(\Delta t) = -K\,dF\Delta t\left(\frac{1}{G_1C_1} - \frac{1}{G_2C_2}\right).$$

Разделив переменные и проинтегрировав полученное выражение, приняв величину коэффициента теплопередачи K постоянной, найдем:

$$\int_{\Delta t_н}^{\Delta t_к} \frac{d(\Delta t)}{\Delta t} = -K\left(\frac{1}{G_1C_1} - \frac{1}{G_2C_2}\right)\int_0^F dF$$

или

$$\ln\frac{\Delta t_к}{\Delta t_н} = -KF\left(\frac{1}{G_1C_1} - \frac{1}{G_2C_2}\right). \qquad \textbf{(11.51)}$$

Уравнение теплового баланса для всей поверхности теплообмена:

$$G_1C_1(t_{1н} - t_{1к}) = Q = G_2C_2(t_{2к} - t_{2н}),$$

откуда

$$\frac{1}{G_1C_1} - \frac{1}{G_2C_2} = \frac{t_{1н} - t_{1к}}{Q} - \frac{t_{2к} - t_{2н}}{Q} = \frac{t_{1н} - t_{2н} - (t_{1к} - t_{2к})}{Q} = \frac{\Delta t_н - \Delta t_к}{Q}.$$

Подставив полученное выражение в (11.51), имеем

$$\ln\frac{\Delta t_к}{\Delta t_н} = -\frac{\Delta t_н - \Delta t_к}{Q}KF$$

или

$$Q = \frac{\Delta t_н - \Delta t_к}{\ln\dfrac{\Delta t_н}{\Delta t_к}}KF. \qquad (11.52)$$

Сопоставляя выражение (11.52) с (11.8), нетрудно увидеть, что

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_н - \Delta t_к}{\ln\dfrac{\Delta t_н}{\Delta t_к}}. \qquad (11.53)$$

Полученное выражение (11.53) является расчетным для средней разности температур при прямоточном движении теплоносителей.

Противоточное движение теплоносителей

Путем рассуждений, аналогичных приведенным выше, может быть получено уравнение теплопередачи для противотока, потокоподобное уравнению (11.52). Однако при противотоке теплоносителей изменение температуры теплоносителей (рис. 11.5) имеет отличия, поэтому уравнение теплопередачи примет вид:

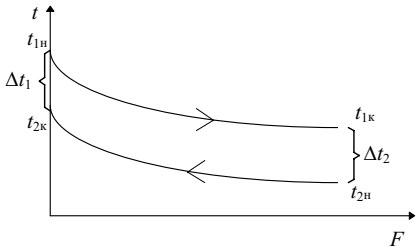


Рис. 11.5. Изменение температуры теплоносителей при движении потоков противотоком

$$Q = \frac{(t_{1н} - t_{2к}) - (t_{1к} - t_{2н})}{\ln\dfrac{t_{1н} - t_{2к}}{t_{1к} - t_{2н}}}KF. \qquad (11.54)$$

Значит, средняя разность температур для противоточного движения будет рассчитываться так:

$$\Delta t_{ср} = \frac{(t_{1н} - t_{2к}) - (t_{1к} - t_{2н})}{\ln\dfrac{t_{1н} - t_{2к}}{t_{1к} - t_{2н}}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\dfrac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}. \qquad (11.55)$$

При небольших изменениях температур теплоносителей, когда $2 > \Delta t_1/\Delta t_2 \geq 0{,}5$, среднюю разность температур можно вычислить как среднеарифметическую:

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2}, \qquad (11.56)$$

при этом ошибка не превышает 4%.

Средняя разность температур при перекрестном потоке ниже, чем при противотоке, и выше, чем при прямотоке. Поэтому указанные виды взаимного направления движения теплоносителей занимают промежуточное положение между противотоком и прямотоком.

При перекрестном и смешанном токах среднюю разность температур $\Delta t_{ср}$ наиболее часто находят исходя из среднелогарифмической разности температур при противотоке, используя соотношение:

$$\Delta t_{ср} = (\Delta t_{ср})_{прот}\, f, \qquad (11.57)$$

где f – противоточный множитель, меньший единицы.

Графики для нахождения значения поправочного множителя f и уравнения для аналитического определения температур приводятся в справочной и специальной литературе.

Коэффициент теплопередачи К

Соотношение для расчета коэффициента теплопередачи можно вывести, рассмотрев процесс передачи тепла от одного теплоносителя к другому через разделяющую их стенку.

Рассмотрим процесс теплопередачи через плоскую двухслойную (многослойную) стенку (рис. 11.6) с толщинами слоев δ_1, δ_2 и значения коэффициентов теплопроводности λ_1, λ_2. Если принять температуру более нагретой среды, равной t_1, а температуру омываемой его стеки – $t_{ст1}$, то количество теплоты, передаваемое от среды к стенке при суммарном коэффициенте теплоотдачи α_1, составит $Q = \alpha_1 F(t_1 - t_{ст1})$.

Согласно уравнению теплопроводности через первый и второй слои проходит теплота в количестве:

$$Q = \frac{\lambda_1 F\tau(t_{ст1} - t_{ст})}{\delta_1},$$

$$Q = \frac{\lambda_2 F\tau(t_{ст} - t_{ст2})}{\delta_2}.$$

Наконец, количество теплоты, отдаваемое противоположной стороной стенки в окружающую среду с температурой t_2, равно:

$$Q = \lambda_2 F\tau\,(t_{ст2} - t_2).$$

Перепишем эти уравнения в иной форме:

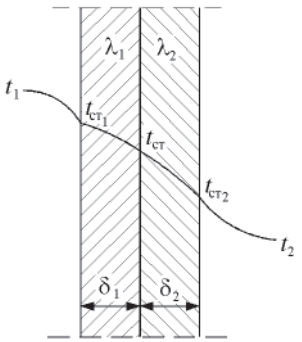


Рис. 11.6. К выводу коэффициента теплопередачи для плоской многослойной стенки

$$Q\frac{1}{\alpha_1} = F\tau(t_1 - t_{ст1}); \qquad Q\frac{\delta_1}{\lambda_1} = F\tau(t_{ст1} - t_{ст});$$

$$Q\frac{\delta_2}{\lambda_2} = F\tau(t_{ст} - t_{ст1}); \qquad Q\frac{1}{\alpha_2} = F\tau(t_{ст1} - t_2);$$

затем сложим их. В результате получим

$$Q\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}\right) = F\tau(t_1 - t_2) = F\tau\Delta t$$

или

$$Q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum\frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} F\tau\Delta t. \qquad (11.58)$$

Сравнивая уравнения (11.58) и (11.8), легко заметим, что

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum\frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}. \qquad (11.59)$$

Согласно уравнению (11.8) единицы измерения коэффициента теплопередачи

$$K = \frac{Q}{F\Delta t} = \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}}. \qquad (11.60)$$

Таким образом, коэффициент теплопередачи K показывает, какое количество тепла переходит в единицу времени от более нагретого к менее нагретому теплоносителю через разделяющую их стенку поверхностью 1 м^2 при разности температур между теплоносителями 1 град.

Величина, обратная K, называется общим термическим сопротивлением. Из уравнения (11.59) видно, что общее термическое сопротивление равно:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum\frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \quad — \qquad (11.61)$$

сумме термических сопротивлений более нагретой $\left(\frac{1}{\alpha_1}\right)$ и менее нагретой среды $\left(\frac{1}{\alpha_1}\right)$ и термического сопротивления многослойной стенки $\left(\sum\frac{\delta}{\lambda}\right)$.

На основании уравнения (11.61) можно сделать заключение о возможности интенсификации процессов теплопередачи: для увеличения K и соответственно тепловой нагрузки Q для данного теплообменного аппарата (или уменьшения поверхности теплопередачи, а значит, габаритов аппарата при заданной тепловой нагрузке Q) следует увеличивать меньший из коэффициентов теплоотдачи, так как K всегда меньше наименьшего из коэффициентов теплоотдачи. Это может быть достигнуто путем увеличения скорости теплоносителя с наименьшим α или другими способами.

Как правило, в химико-фармацевтической технологии передача тепла часто происходит через поверхность труб. Для цилиндрической стенки необходимо учитывать различие в величинах внутренней и наружной поверхностей. Рассуждая аналогично, как для плоской стенки можно получить соотношение для расчета коэффициента теплопередачи многослойной цилиндрической стенки, отнесенное к единице длины стенки:

$$K_R = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 r_{\text{вн}}} + \sum_{i=1}^{n} \frac{1}{\lambda_i} \ln \frac{r_{\text{нар}i}}{r_{\text{вн}i}} + \frac{1}{\alpha_2 r_{\text{нар}}}}, \qquad (11.62)$$

где $r_{\text{вн}i}, r_{\text{нар}i}$ – соответственно внутренний и наружный диаметры i-го слоя, м.

Тогда количество теплоты, передаваемое через многослойную цилиндрическую стенку, составит

$$Q = K_R 2\pi l \tau \Delta t \ . \qquad (11.63)$$

На практике уравнение (11.62) применяют только для толстостенных цилиндрических стенок, например трубопроводов, покрытых толстым слоем тепловой изоляции.

Для труб с тонкими стенками, у которых внутренняя и наружная поверхности близки по значению, расчет коэффициента теплопередачи можно свести к более простому расчету для плоской стенки. Это возможно, когда отношение толщины стенки к внутреннему диаметру не превышает $\delta / d_{\text{вн}} < 0{,}3$.

Список литературы:

1. *Беляев Н. М., Рядко А. А.* Методы нестационарной теплопроводности. М.: Высш. шк., 1978. 328 с.

2. *Гухман А. А.* Введение в теорию подобия. М.: Высш.шк., 1973. 254 с.

3. *Жукаускас А.* Конвективный перенос в теплообменниках. М.: Наука, 1982. 472 с.

4. *Исаченко В. П., Осинова В. А., Сукомел А. С.* Теплопередача. М.: Энергоатомиздат, 1981. 416 с.

5. *Крейт Ф., Блэк У.* Основы теплопередачи. М.: Мир, 1983. 512 с.

6. *Михеев Н. А., Михеева И. М.* Основы теплопередачи. М.: Энергия, 1973. 320 с.

7. *Юдаев Б. Н.* Теплопередача. М.: Высш.шк., 1981. 319 с.

Глава 12. НАГРЕВАНИЕ, ОХЛАЖДЕНИЕ И КОНДЕНСАЦИЯ

12.1. Общие сведения

В химико-фармацевтическом производстве получили широкое распространение тепловые процессы – нагревание и охлаждение жидкостей, газов, конденсация паров, осуществляющиеся в теплообменных аппаратах.

В зависимости от назначения теплообменные аппараты бывают *подогревателями* или *холодильниками*. Аппараты, предназначенные для передачи тепла от одних веществ к другим, называются теплообменниками. Вещества, участвующие в процессе передачи тепла, называются *теплоносителями*.

В тепловой передаче участвует не менее двух сред, имеющих разные температуры. В данном случае тепло может передаваться самопроизвольно лишь в случае разницы температур, т.е. от среды с большей температурой к среде с меньшей температурой. Среды с более высокой температурой называются *горячими теплоносителями*, а среды с более низкой температурой – *холодными*.

В виде *прямых источников* тепла в химико-фармацевтической технологии используются чаще всего дымовые газы, представляющие собой газообразные продукты сгорания топлива и энергию электрического тока.

Вещества, получающие тепло от указанных источников и передающие его через стенку теплообменника обогреваемой среде, называются *промежуточными теплоносителями*.

К числу широко применяемых промежуточных теплоносителей относятся водяной пар, горячая вода, минеральные масла и некоторые специальные теплоносители (органические жидкости и их пары, расплавленные соли, жидкие металлы и их сплавы). В виде охлаждающих агентов для понижения температуры до 10÷30 °С используются в основном вода и воздух.

Поиск оптимальной температуры теплоносителя зависит от требуемой температуры нагрева или охлаждения и необходимости ее регулирования.

Промышленный теплоноситель должен обладать достаточно высоким теплосодержанием при малых массовых и объемных его расходах, а также малой вязкостью, но высокой плотностью и теплоемкостью. Теплоноситель должен быть негорюч, нетоксичен, термически стоек, не должен реагировать с материалом теплообменника и, наконец, должен быть доступным и дешевым.

12.2. Нагревающие агенты и способы нагревания

12.2.1. Нагревание водяным паром

Водяной пар является наиболее широко используемым горячим теплоносителем при нагревании до температуры 150÷170 °С.

Преимущества насыщенного водяного пара как греющего агента:

1) высокий коэффициент теплоотдачи; 2) большое количество тепла, выделяемое при конденсации; 3) возможность транспортировки по трубопроводам на большие расстояния; 4) постоянство температуры его конденсации и равномерность обогрева; 5) легкость регулирования обогрева.

Насыщенный водяной пар может быть *влажным* и *сухим*. *Насыщенный пар* – это пар, имеющий максимальные плотность и упругость при определенных давлении и температуре, при которых в паровом пространстве находится максимально возможное количество молекул.

Влажным насыщенным паром называется пар, образовавшийся при незаконченном парообразовании и состоящий из смеси пара с капельками воды (температура влажного насыщенного пара равна температуре кипящей воды).

Сухим насыщенным паром называется пар, образовавшийся при законченном парообразовании (его температура также равна температуре кипящей воды). Сухой пар характеризуется неустойчивостью состояния: он переходит либо в состояние влажного насыщенного пара при охлаждении, либо при подводе тепла – в состояние перегретого пара. Давление перегретого пара не изменяется и не зависит от степени перегрева.

Перегретый пар имеет более высокую температуру, чем насыщенный пар того же давления. Он, перемещаясь по трубопроводу, не конденсируется и понижается лишь его температура. Только перегретый пар пригоден для паровых двигателей.

В промышленности насыщенный водяной пар получают в паросиловых цехах (котельных). Чаще применяют пар небольшого давления (до 6÷10 атм), иногда используют перегретый пар (на 20÷30 °С). Использование перегретого пара не дает особых преимуществ ввиду того, что теплота перегрева невысока по сравнению с теплом конденсации, которая высвобождается при нагревании насыщенным паром.

Экономически выгодно применение отработанного пара с абсолютным давлением 2÷3 атм (после паровых турбин с противодавлением) или отборного пара с абсолютным давлением 6÷7 атм (от турбин с промежуточным отбором). Часто возможно использование экстрапара с выпарных установок.

Нагревание водяным паром осуществляется путем применения так называемого *острого* или *глухого* пара. В случае обогрева острым паром его вводят непосредственно в нагреваемую среду и получающийся конденсат смешивается с нею. Введение острого пара осуществляется через трубу, опущенную ниже уровня среды, или через барботер – трубу, имеющую большое количество мелких отверстий, размещенную на дне в виде спиралей, колец и др.

При использовании барботера одновременно осуществляется перемешивание жидкости. В случаях, когда разбавление жидкости или ее смешение с водой недопустимо, последний способ обогрева непригоден.

Нагревание глухим паром

Наиболее часто используется нагревание глухим паром. В этом случае тепло передается через стенку теплообменного аппарата. При обогреве глухим паром необходимо, чтобы он полностью сконденсировался в аппарате.

Чтобы предотвратить непроизводительный расход пара и организацию беспрепятственного удаления из аппарата парового конденсата без выпуска пара, используют специальные устройства – конденсатоотводчики. Существует несколько типов конденсатоотводчиков, отличающихся по принципу действия: поплавковые, дросселирующие (подпорные шайбы), лабиринтные, термостатические, гидрозатворы.

На предприятиях химической промышленности и в химико-фармацевтических производствах наибольшее применение нашли поплавковые и дросселирующие конденсатоотводчики. Примером периодически действующего конденсатоотводчика может служить *конденсационный горшок с открытым поплавком* (рис. 12.1).

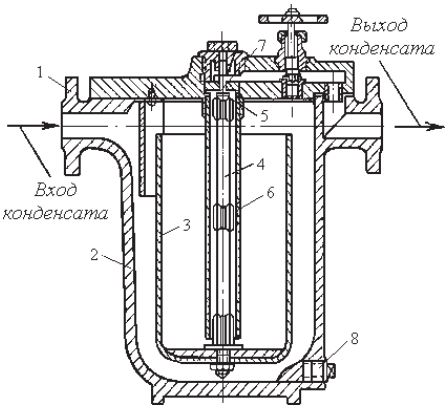


Рис. 12.1. Конденсационный горшок с открытым поплавком:
1 – штуцер для поступления конденсата; 2 – корпус; 3 – открытый поплавок; 4 – стержень поплавка; 5 – клапан; 6 – патрубок; 7 – отверстие для выхода конденсата; 8 – продувочное отверстие

Смесь пара и конденсата поступает через штуцер 1 в корпус 2 конденсатоотводчика. При этом поплавок 3 всплывает и с помощью укрепленного на вертикальном стержне 4 клапана 5 закрывает выходное отверстие для конденсата. По мере накопления конденсата он переливается через край поплавка внутрь последнего и, когда масса жидкости с поплавком превысит выталкивающую (архимедову) силу, поплавок опускается и открывает выход 7 для конденсата, который выдавливается из корпуса давлением пара. Масса поплавка рассчитана так, что патрубок 6, в направляющих которого перемещается клапан 5, остается погруженным в конденсат при наименьшей высоте слоя конденсата в поплавке и образует гидравлический затвор. После удаления значительной части конденсата из поплавка 3 последний

снова всплывает и закрывает выходное отверстие 7. Таким образом, начинается следующий цикл. Над выходным отверстием расположен клапан 5, предотвращающий обратное попадание конденсата в конденсатоотводчик.

При установке конденсационных горшков обычно делается обводная линия (байпас) (рис. 12.2) для того, чтобы теплообменник мог работать при ремонте (отключении) горшка.

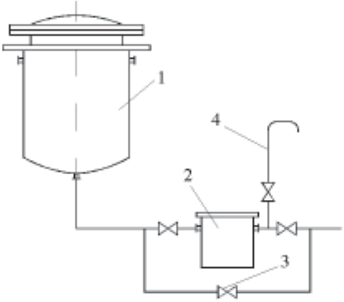


Рис. 12.2. Схема установки конденсационного горшка:
1 – теплообменник;
2 – конденсационный горшок;
3 – отводной вентиль;
4 – трубка для отбора проб конденсата

Дросселирующий конденсатоотводчик, или **подпорная шайба,** простейшей конструкции (рис. 12.3) представляет собой зажатый между фланцами 2 и 5 конденсатопровода стальной или бронзовый диск (толщина 3÷5 мм) с отверстием незначительного диаметра. Действие ее основано на способности отверстия малого диаметра пропускать количество воды во много раз большее, чем количество пара при тех же давлениях (так как удельный объем пара во много раз превышает удельный объем воды). Диаметр отверстий определяется расчетом в зависимости от количества отводимого конденсата и перепада давления до и после шайбы. При отверстиях диаметром до 5 мм перед шайбой устанавливают патрубок увеличенного диаметра, в который помещают свернутую в виде конуса мелкую стальную или медную сетку. Сетка предназначена для улавливания песка и окалины, содержащихся в паре и способных забить отверстия шайбы. Наиболее экономично подпорная шайба работает при перепаде давления в 1 кгс/см^2. С увеличением давления пара перед шайбой количество «пролетного» пара, выходящего из отверстия вместе с конденсатом, возрастает. При давлении ~5 кгс/см^2 потеря пара через шайбу составляет 2,7 %, что равно количеству пара, теряемому в исправно работающем поплавковом конденсатоотводчике. Поэтому применение подпорных шайб при давлении пара >5 кгс/см^2 не рекомендуется.

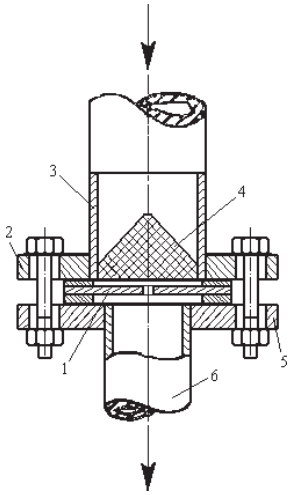


Рис. 12.3. Подпорная шайба с патрубком-фильтром:
1 – диск; 2, 5 – фланцы;
3 – патрубок;
4 – сетка; 6 – труба

Шайба, рассчитанная по максимальному расходу конденсата, при уменьшении расхода начинает пропускать значительное количество пара. Вследствие этого шайбы устанавливают только там, где расход пара постоянен.

С учетом этих ограничений все же следует по возможности устанавливать шайбы, так как конструкция их крайне проста и они не требуют квалифицированного обслуживания.

Расход D глухого пара при непрерывном нагревании определяют из уравнения теплового баланса:

$$GCt_1 + D \cdot i_{\text{п}} = G \cdot C \cdot t_2 + D \cdot i_{\text{к}} + Q_{\text{п}},$$

$$D = \frac{G \cdot C\left(t_2 - t_1\right) + Q_{\text{п}}}{i_{\text{п}} - i_{\text{к}}}, \qquad (12.1)$$

где G – расход нагреваемой среды, кг;

C – средняя удельная теплоемкость нагреваемой среды, Дж/(кг · град);

t_1, t_2 – начальная и конечная температуры нагреваемой среды, °С;

$i_{\text{п}}$, $i_{\text{к}}$ – энтальпия греющего пара и конденсата, Дж/кг;

$Q_{\text{п}}$ – потери тепла в окружающую среду, Дж/с.

Нагревание острым паром

Если допустимо смешение нагреваемой среды с паровым конденсатом, то применяют нагревание острым паром, который вводят непосредственно в нагреваемую среду.

Подобный способ нагрева проще нагрева глухим паром, так как полностью используется тепло пара. Он смешивается с нагреваемой жидкостью. Для лучшего перемешивания и уменьшения шума применяют бесшумные подогреватели (см. рис. 12.4), куда пар подается через сопло 1, которое захватывает жидкость, поступающую через боковые отверстия в смешивающий диффузор 2. При этом способе значительно уменьшается шум.

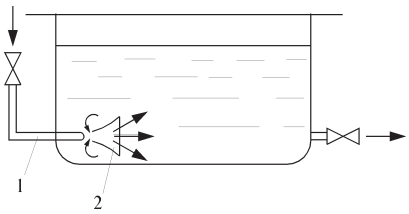


Рис. 12.4. Бесшумный сопловой подогреватель:
1 – сопло; 2 – смешивающий диффузор

Затраты острого пара определяют, учитывая равенство конечных температур нагреваемой жидкости и конденсата. Отсюда по уравнению теплового баланса находим:

$$D \cdot i_{\text{п}} + G \cdot C \cdot t_1 = D \cdot C_{\text{В}} \cdot t_2 + G \cdot C \cdot t_2 + Q_{\text{п}},$$

откуда расход пара

$$D = \frac{D \cdot C\left(t_2 - t_1\right) + Q_{\text{п}}}{i_{\text{п}} - C_B t_2}, \qquad (12.2)$$

где C_B – теплоемкость конденсата, а остальные величины те же, что и в уравнении (12.1).

12.2.2. Нагревание горячей водой

Горячая вода по сравнению с насыщенным водяным паром имеет ряд недостатков: коэффициенты теплоотдачи от горячей воды ниже коэффициентов теплоотдачи от конденсирующегося пара, температура горячей воды снижается вдоль поверхности теплообмена, что понижает равномерность нагрева и затрудняет его регулирование.

Горячую воду получают в водогрейных котлах или в бойлерах (паровой водонагреватель). Применяются бойлеры для нагревания до температур не более 100 °С. Если необходимо осуществить нагревание выше 100 °С, то используют воду, находящуюся под избыточным давлением. Для нагрева водой используют циркуляционные системы обогрева.

12.2.3. Нагревание топочными газами

Нагревание топочными газами относится к наиболее давно применяемым способам, но в химико-фармацевтическом производстве оно все реже применяется из-за их существенных недостатков: неравномерности нагрева, трудности регулирования температуры обогрева, низких коэффициентов теплоотдачи от газа к стенке, возможности загрязнения нагреваемых материалов продуктами неполного сгорания топлива. Значительные перепады температур между топочными газами и нагреваемой средой и другие указанные недостатки создают «жесткие» условия нагревания, что не всегда применимо в фармацевтическом производстве из-за необходимости проведения технологических процессов в щадящих условиях при обработке лекарственных средств. Этот способ применяют для получения пара в паросиловых цехах (котельных), без которых редко работает фармацевтическое предприятие. Схема обогрева топочными газами представлена на рис. 12.5.

Топочные газы, получаемые при сжигании топлива, используют для нагревания до высоких температур (от 700 до 1000 °С). Топочные газы получаются в топке 1, в которой сжигается топливо и куда подается для поддержания горения воздух. Из топки газы поступают в камеру смешения 2, в которую поступает воздух для разбавления газов и снижения их температуры. Необходимая температура газов перед обогреваемым аппаратом осуществляется регулированием подачи воздуха в камеру смешения.

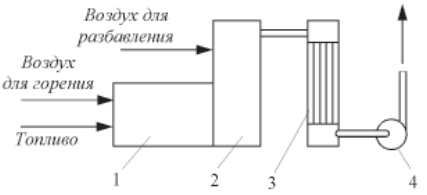


Рис. 12.5. Схема обогрева топочными газами:
1 – топка; 2 – камера смешения;
3 – обогреваемый аппарат; 4 – дымосос

Топочные газы проходят через обогреваемый аппарат 3, где отдают тепло, затем они отсасываются дымососом 4 и удаляются в атмосферу.

Расход топлива при нагреве топочными газами определяют по уравнению теплового баланса.

Если расход газообразного топлива составляет B, а энтальпии топочных газов равны i_1 (на входе в теплообменник) и i_2 (на выходе из теплообменника), то уравнение теплового баланса выглядит так:

$$B\,(i_1 - i_2) = GC(t_2 - t_1) + Q_{\text{п}},$$

откуда

$$B = \frac{GC(t_1 - t_2) + Q_{\text{п}}}{i_1 - i_2}, \qquad (12.3)$$

где все обозначения, кроме приведенных выше, те же, что и в уравнении (12.1). При этом величина $Q_{\text{п}}$, кроме потерь тепла в окружающую среду, включает такие статьи расхода тепла, как потери от химического недожога газов, а также потери при неполном горении твердого топлива. Более подробные тепловые балансы печей могут быть найдены в специальной литературе*.

12.2.4. Нагревание минеральными маслами

Минеральные масла являются одним из старейших промежуточных теплоносителей, применяемых для равномерного нагрева материалов в химико-фармацевтическом производстве. Для этой цели используют масла, имеющие высокую температуру вспышки – до 310 °С (цилиндровое, компрессорное, цилиндровое тяжелое).

В случаях, когда обогрев теплоносителя в рубашке невозможен (по причине огне- и взрывоопасности технологии), нагрев масла производится вне теплоиспользующего аппарата в установках с естественной и принудительной циркуляцией.

Эти установки имеют некоторые особенности по сравнению со схемами на рис. 12.6. Ввиду значительного увеличения объема масла при его нагревании за теплообменником (и выше его) размещают расширительный резервуар, емкости для холодного вязкого масла снабжают паровым обогревом и подводят к ним инертный газ для создания «подушки», предохраняющей масло от окисления при контакте с воздухом и т.д.

Масла считаются наиболее дешевым органическим теплоносителем, однако им присущи определенные недостатки: низкий коэффициент теплоотдачи, подверженность термическому разложению и окислению. Для получения необходимых тепловых нагрузок разность температур между теплоносителем и нагреваемым материалом должна быть не ниже 15÷20 °С. Ввиду

---

* *Лебедев П.Д., Щукин А.А.* Промышленная теплотехника. М.: Госэнергоиздат, 1956.

указанных причин минеральные масла вытесняются более эффективными высокотемпературными теплоносителями.

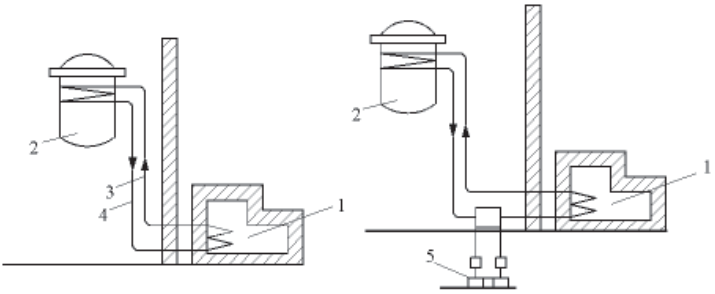


Рис. 12.6. Принципиальные схемы установок с естественной (*а*) и принудительной (*б*) циркуляцией жидкого промежуточного теплоносителя: 1 – печь со змеевиком; 2 – теплоиспользующий аппарат; 3 – подъемный трубопровод; 4 – опускной трубопровод; 5 – циркуляционный насос

12.2.5. Нагревание электрическим током

Электрическая энергия широко применяется в самых различных диапазонах температур и в различных отраслях промышленности ввиду точности регулирования его в соответствии с заданным технологическим режимом.

В зависимости от способа превращения электрической энергии в тепловую нагревание подразделяют на *диэлектрическое, электрической дугой, сопротивлением, индукционным током, диэлектрическое.*

Нагревание электрической дугой применяется в дуговых печах и позволяет получать высокие температуры (1500÷2000 °С и более). Печи бывают с открытой и закрытой дугой.

В печах с открытой дугой пламя образуется электродами, размещенными над нагреваемым веществом, и тепло передается лучеиспусканием. В печах с закрытой дугой пламя образуется между электродом и непосредственно нагреваемым материалом.

Дуговые печи не позволяют равномерно осуществлять нагрев и точно регулировать температуру. Они используются для плавки металлов, а также при получении карбида кальция и фосфора.

Нагревание электрическим сопротивлением – наиболее часто используемый способ нагрева, который осуществляется в электрических печах, представленных на рис. 12.7, при пропускании тока через термоэлектронагреватели (ТЭНы) 2 и 3, выполненные в виде закрытых или открытых проволочных спиралей. ТЭНы изготавливаются в основном из хроможелезоалюминиевых сплавов, обладающих большим омическим сопротивлением и высокой жаростойкостью (нихромы или фехрали). Тепло, образующееся при прохождении электрического тока через ТЭНы, передается стенкам нагреваемого аппарата 1. Печь внутри футеруют

огнеупорным слоем 4 и защищают снаружи тепловой изоляцией (например, слоем шлаковой ваты). Для периодического контроля электронагревателей печь имеет опускное устройство 5. При снабжении печи трехфазным током температуру нагрева регулируют переключением проводников со «звезды» на «треугольник» и соответствующим изменением потребляемой мощности или отключением отдельных секций нагревательных элементов.

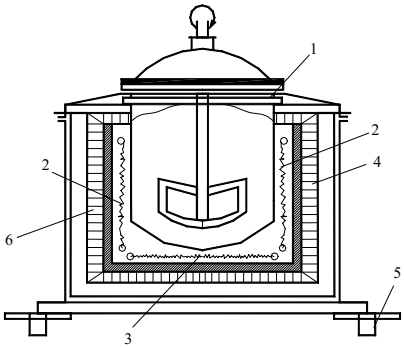


Рис. 12.7. Электропечь сопротивления: 1 – обогреваемый аппарат; 2 – боковые секции нагревательных элементов; 3 – донная секция нагревательного элемента; 4 – футеровка печи; 5 – устройство для опускания футеровки; 6 – слой шлаковаты

Нагрев ТЭНами позволяет достигать температур в пределах до 1100 °С.

Расчет электронагревателей заключается в определении необходимой мощности, на базе которой находят потребную силу тока и сопротивление нагревателя. По величине сопротивления подбирают материал, сечение, длину проводников. Расчет ТЭНов приводится в специальной технической литературе.

Нагревание индукционными токами основано на использовании теплового эффекта, вызываемого вихревыми токами Фуко. Аппарат размещают в центре обмотки, по которой пропускается переменный ток, вследствие чего вокруг обмотки возникает переменное магнитное поле, индуцирующее в стенках стального аппарата электродвижущую силу. В результате в стенках аппарата образуется электрический ток, который прогревает их по всей толщине.

Диэлектрическое нагревание или **высокочастотное нагревание** основано на том, что при воздействии на диэлектрик (непроводник электрического тока) переменного электрического поля определенная часть энергии расходуется на преодоление трения между молекулами диэлектрика и преобразуется в тепло. В результате диэлектрик нагревается.

Для получения токов высокой частоты пользуются ламповыми генераторами, которые преобразуют обычный переменный ток частотой 50 Гц в ток высокой частоты. Полученный в генераторе ток высокой частоты подводят к пластинам конденсатора, между обкладками которого помещается нагреваемый материал. Достоинство диэлектрического нагревания – непосредственное выделение тепла в нагреваемом материале, что особенно важно

для веществ с низкой теплопроводностью, к которым принадлежат большинство диэлектриков; нагрев материала на всю толщину до необходимой температуры в течение очень малого времени без перегрева отдельных частей; простота регулирования процесса нагревания и его полная автоматизация.

Диэлектрический нагрев используется при нагревании пластических масс перед их прессованием, при склеивании древесины в производстве фанеры, при вулканизации каучука и др.

12.3. Охлаждающие агенты, способы охлаждения и конденсации

Для *охлаждения до обыкновенных температур* в качестве охлаждающих агентов используют воздух и воду, а для достижения *низких температур* – холодильные агенты, представляющие собой пары низкокипящих жидкостей (например, аммиак), сжиженные газы (CO_2, этан и др.) или холодильные рассолы.

Воздух используется при естественном и искусственном охлаждении (с помощью вентилятора). При естественном охлаждении горячий теплоноситель охлаждается вследствие потерь тепла через стенки аппаратов в окружающую среду. Если по условиям данной местности вода дефицитна или ее транспортировка требует больших экономических затрат, то охлаждение осуществляют оборотной водой. Указанную воду охлаждают в смесительных теплообменниках или путем ее частичного испарения в открытых бассейнах или в градирнях способом смешения с потоком воздуха и вновь направляют на повторное использование в виде охлаждающего агента.

Вода является наиболее распространенным охлаждающим агентом, она обладает высокой теплоемкостью, большим коэффициентом теплоотдачи и доступностью.

Требуемая степень охлаждения зависит от начальной температуры теплоносителя (воды). Речная, озерная и прудовая вода в зависимости от времени года имеет температуру 4÷25 °С, артезианская вода – 8÷15 °С, оборотная вода – приблизительно 30 °С (летом).

Температура воды использованной, т.е. выходящей из теплообменных аппаратов, не должна превышать 40÷50 °С в зависимости от состава воды во избежание выделения растворенных в ней солей и образования инкрустаций, загрязняющих теплообменное оборудование и снижающих эффективность процесса теплообмена.

Расход воды W при охлаждении определяют по уравнению теплового баланса:

$$GC(t_н - t_к) = WC_B(t_2 - t_1),$$

откуда

$$W = \frac{GC\left(t_{н} - t_{к}\right)}{C_{B}\left(t_{2} - t_{1}\right)}, \qquad (12.4)$$

где G – расход охлаждаемой среды;

C – средняя удельная теплоемкость этой среды;

C_B – удельная теплоемкость воды;

$t_{н}$, $t_{к}$ – начальная и конечная температуры охлаждаемой среды;

t_1, t_2 – начальная и конечная температуры охлаждающей воды.

Низкотемпературные агенты (фреон-12, фреон-22, азот, углекислота и др.) используются для создания температур ниже 5÷20 °С, не достижимых при охлаждении водой.

Охлаждение паров проводят в конденсаторах. Объем получаемого конденсата в тысячу раз меньше объема пара, из которого он получился. В конденсаторе создается понижение атмосферного давления, разряжение увеличивается с понижением температуры конденсации.

Одновременно с конденсацией в рабочем пространстве конденсатора наблюдается накопление воздуха и других неконденсирующихся газов, которые выделяются из жидкости, а также поступают через неплотности аппаратуры из окружающей среды. Вследствие этого для поддержания разряжения на необходимом уровне необходимо отводить из конденсатора неконденсирующиеся газы. В технике указанные газы откачивают при помощи вакуум-насосов. Одновременно вакуум-насос предотвращает колебания давления, сопряженные с изменением температуры охлаждающего агента.

По принципу охлаждения конденсаторы делятся на конденсаторы смешения и поверхностные.

В **конденсаторах смешения** пар непосредственно контактирует с охлаждаемой водой и конденсат смешивается с последней. Конденсацию в указанных аппаратах обычно осуществляют тогда, когда пары не представляют ценности.

В зависимости от способа отвода воды, конденсата и неконденсирующихся газов конденсаторы смешения подразделяются на мокрые и сухие.

В **поверхностных конденсаторах** тепло отнимается от конденсирующегося пара через стенку. Таким образом, получаемый конденсат и охлаждающий агент отводятся из конденсатора раздельно, и конденсат, представляющий ценность, может быть использован в дальнейшем технологическом процессе. Следует отметить, что поверхностные конденсаторы более металлоемки в сравнении с конденсаторами смешения.

Поверхностные конденсаторы менее экономичны, так как они создают добавочное термическое сопротивление, что вызывает необходимость повышения средней разности температур.

В качестве поверхностных конденсаторов могут быть использованы теплообменники различных типов.

12.4. Классификация и конструкции теплообменных аппаратов

12.4.1. Классификация теплообменников

По *способу передачи тепла* различают следующие типы теплообменников:

1) *поверхностные*, или рекуперативные, в которых теплообменивающие среды разделены теплопроводящей стенкой;

2) *смесительные*, в которых теплообмен осуществляется при непосредственном контакте смешивающих сред.

В химико-фармацевтическом производстве широко применяются поверхностные и смесительные теплообменники.

В зависимости от конструкции поверхностные теплообменники подразделяются на трубчатые, пластинчатые, спиральные, теплообменники с рубашкой и теплообменники с оребренной поверхностью (рис. 12.8).

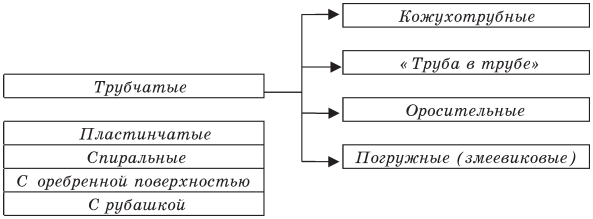


Рис. 12.8. Типы поверхностных теплообменников

Трубчатые теплообменники делятся на следующие типы: кожухотрубные, «труба в трубе», оросительные, змеевиковые (погружные).

12.4.2. Устройство поверхностных теплообменников

Кожухотрубные теплообменники получили широкое применение в промышленности ввиду их компактности, простоты в изготовлении, надежности в работе (рис. 12.9, *а*, *б*).

Кожухотрубные теплообменники бывают одноходовыми и многоходовыми. Одноходовой теплообменник представлен на рис. 12.9, *а*. Он состоит из корпуса, или кожуха 1, и приваренных к нему трубчатых решеток 2. В трубных решетках закреплен пучок труб 3. К трубным решеткам крепятся (на прокладках и болтах) крышки 4.

В кожухотрубном теплообменнике одна из обменивающихся теплом сред (*I*) движется внутри труб, а другая (*II*) – в межтрубном пространстве. Среды обычно направляют противотоком друг к другу: нагреваемую среду – снизу вверх, а среду, отдающую тепло, – в противоположном направлении. Многоходовой теплообменник

(*б*) имеет корпус 1, трубные решетки 2, укрепленные в них трубы 3 и крышки 4. С помощью поперечных перегородок 5, установленных в крышках теплообменника, трубы разделены на секции, по которым последовательно движется жидкость, проходящая в трубном пространстве теплообменника. Обычно разбивку на ходы осуществляют таким образом, чтобы во всех секциях находилось одинаковое количество труб. Ввиду меньшей площади суммарного поперечного сечения труб, расположенных в одной секции, по сравнению с поперечным сечением всего пучка труб скорость жидкости в трубном пространстве многоходового теплообменника увеличивается (по отношению к скорости в одноходовом теплообменнике) в число раз, равное числу ходов. Следовательно, в четырехходовом теплообменнике (рис. 12.9, *б*) скорость в трубах при прочих равных условиях в 4 раза больше, чем в одноходовом. Для повышения скорости и удлинения пути движения среды в межтрубном пространстве (рис. 12.9, *б*) применяют сегментные перегородки 6. В горизонтальных теплообменниках указанные перегородки служат одновременно промежуточными опорами для пучка труб.

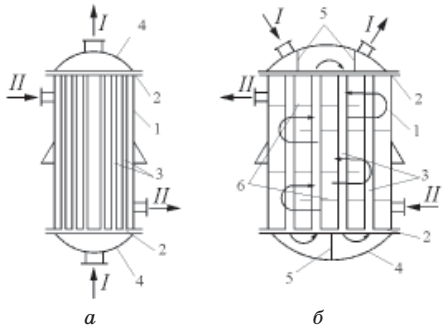


Рис. 12.9. Кожухотрубный одноходовой (*а*) и многоходовой (*б*) теплообменники: 1 – корпус; 2 – трубные решетки; 3 – трубы; 4 – крышки; 5 – перегородки в крышках; 6 – перегородки в межтрубном пространстве

Многоходовые теплообменники работают по принципу смешанного тока, что, как известно, приводит к некоторому снижению движущей силы теплопередачи по сравнению с чисто противоточным движением участвующих в теплообмене сред.

В вышеприведенных теплообменниках с закрепленными трубными решетками при различном тепловом удлинении труб и кожуха не исключены деформации труб в местах их закрепления. Поэтому такие теплообменники целесообразно применять при небольшой (до 50 °С) разности температур труб и кожуха.

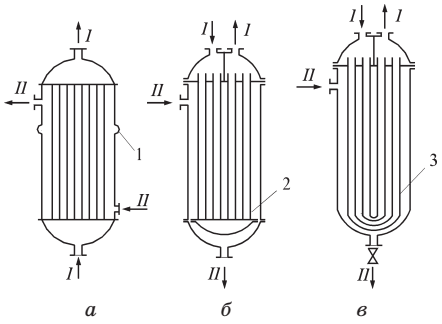


Рис. 12.10. Кожухотрубчатые теплообменники с компенсирующими устройствами:
а – с линзовым компенсатором;
б – с плавающей головкой;
в – с *U*-образными трубами;
1 – компенсатор; 2 – подвижная трубная решетка; 3 – *U*-образные трубы

Компенсация неодинакового удлинения труб и кожуха достигается установкой линзового компенсатора (рис.12.10, *а*) в теплообменниках применением так называемой плавающей головки (рис. 12.10, *б*) и *U*-образных труб (рис. 12.10, *в*). Наличие одной трубной решетки в двух последних конструкциях обеспечивает возможность удаления пучка труб из кожуха для осмотра и очистки межтрубного пространства.

Для кожухотрубных теплообменников чаще всего применяют медные и латунные трубы диаметром 26÷90 мм и стальные бесшовные трубы диаметром 25÷27 мм.

Теплообменник типа «труба в трубе» (рис. 12.11) состоит из нескольких элементов, расположенных один над другим.

Каждый элемент состоит из наружной трубы 1 и концентрически расположенной в ней трубы 2. Внутренняя и наружная трубы соединены при помощи сальникового уплотнения или сварки. Внутренние трубы элементов соединены последовательно переходными коленами (калачами) 3. Наружные трубы также соединены последовательно патрубками 4. Среда *I* движется по внутренним трубам, а среда *II* – по кольцевым каналам между трубами 1 и 2. Эти теплообменники позволяют осуществить высокую интенсивность теплообмена вследствие большой скорости перемещения сред, однако они громоздки и расходуется много металла для их создания. Межтрубное пространство очищается химическим способом.

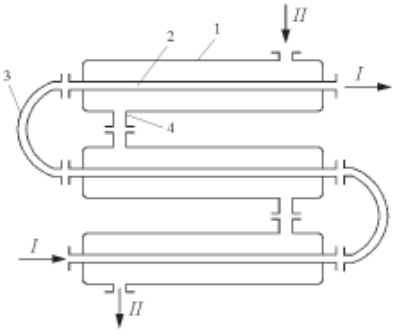


Рис. 12.11. Теплообменник типа «труба в трубе»:
1 – внешняя труба; 2 – внутренняя труба; 3 – калач;
4 – соединительный патрубок

Оросительные теплообменники в основном применяются для охлаждения жидкостей или конденсации паров и газов. Представленный на рис. 12.12 оросительный теплообменник состоит из ряда расположенных одна над другой труб 1, соединенных коленами 2. Орошающая вода из желоба 3 с зубчатыми краями равномерно подается на верхнюю трубу, с которой стекает на нижеразмещенные трубы и внизу собирается в корыте 4.

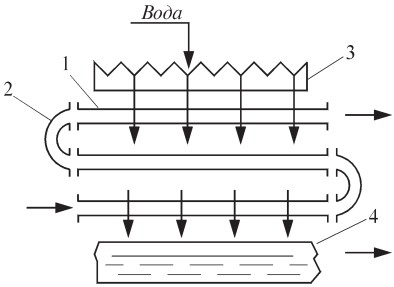


Рис. 12.12. Оросительный теплообменник:
1 – труба; 2 – колено;
3 – распределительный желоб;
4 – корыто

Охлаждаемая жидкость подается в трубы и прокачивается снизу вверх. Если охлаждается пар или газ, то их подают сверху.

Устройство указанных теплообменников несложное, но оно громоздко и имеет малый коэффициент теплопередачи.

Теплообменник со змеевиком представлен на рис. 12.13. В цилиндрической емкости 1 размещен змеевик 2, согнутый по винтовой спирали. Витки змеевика крепятся на стойках 3 хомутами 4. Одна из сред протекает по змеевику, другая – через емкость 1. При высоких тепловых нагрузках змеевик размещают в несколько рядов. Змеевиковые теплообменники просты по устройству и доступны для осмотра и ремонта, но имеют невысокий коэффициент теплоотдачи ввиду свободной конвекции у наружной поверхности труб.

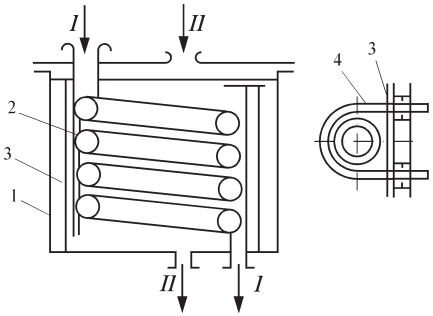


Рис. 12.13. Змеевиковый теплообменник:
1 – сосуд; 2 – змеевик; 3 – стойка;
4 – хомут

Внутреннюю полость труб змеевика очищают химическим способом.

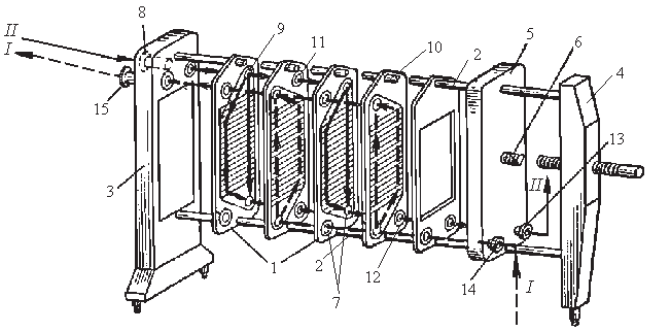


Рис. 12.14. Пластинчатый теплообменник:
1 – пластины; 2 – штанга; 3, 4 – стойки; 5 – нажимная плита; 6 – винт;
7, 11 – резиновые прокладки; 8 – патрубок для входа продукта; 9 – отверстие;
10 – пластина; 12 – отверстие; 13 – выход продукта; 14 – патрубок для входа теплоносителя; 15 – патрубок для выхода теплоносителя;
I – теплоноситель; *II* – продукт

Пластинчатый теплообменник (рис. 12.14) состоит из группы штампованных теплообменных пластин 1, подвешенных на горизонтальных штангах 2, концы которых закреплены в стойках 3 и 4. При помощи нажимной плиты 5 и винта 6 пластины в собранном виде плотно прижимаются одна к другой через резиновые прокладки 7, приклеенные по периферии пластин и вокруг отверстий для прохода сред. Таким образом, после сборки и

сжатия пластин в теплообменнике образуется две системы каналов: одна – нечетная для среды *I*, а другая – четная для среды *II*. Обе системы каналов соединены со своими патрубками для входа и выхода потоков. Рабочие поверхности пластин (рис. 12.15) имеют множество выступов различной формы, обеспечивающих турбулизацию проходящих сред.

Пластины на рис. 12.14 показаны в разъемном состоянии. Продукт обозначен на схеме сплошной линией, а теплоноситель – пунктиром. Продукт поступает в теплообменник через патрубок 8, а затем через угловое отверстие 9 в первой слева пластине попадает в коллектор, образованный угловыми отверстиями пластин после их сборки. По коллектору продукт доходит до пластины 10, имеющей глухой угол (без отверстия), и распределяется по нечетным каналам между пластинами. Продукт сообщается с угловым коллектором благодаря соответствующему расположению резиновых прокладок 7 и 11. При движении вниз в канале между пластинами продукт обтекает волнистую поверхность пластин, обогреваемых с обратной стороны теплоносителем. Затем продукт поступает в коллектор, образованный нижними угловыми отверстиями 12, и выходит из теплообменника через патрубок 13.

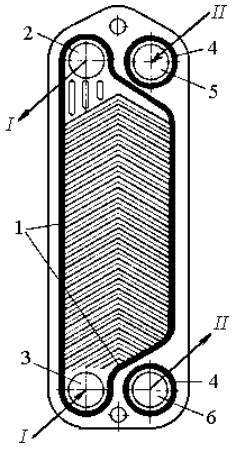


Рис. 12.15. Пластины пластинчатого теплообменника:
1, 4 – прокладки;
2, 3 – отверстия для жидкости *I*;
5, 6 – отверстия для жидкости *II*

Теплоноситель движется навстречу продукту. Он поступает в патрубок 14, проходит через нижний коллектор, распределяется по четным каналам и движется по ним вверх. Через верхний коллектор и патрубок 15 теплоноситель выходит из аппарата. Вследствие значительных скоростей движения жидкости между пластинами достигаются высокие значения коэффициентов теплопередачи вплоть до 3800 Вт/м^2 (3000 ккал/м^2 · ч · град) и более при малом гидравлическом сопротивлении.

Спиральный теплообменник (рис. 12.16) имеет поверхность теплообмена, образованную двумя металлическими листами 1 и 2, согнутыми в виде спиралей вокруг перегородки 3. По каналам прямоугольного сечения, образованным между листами, движутся среды *I* и *II*. С торцов каналы закрыты плоскими крышками 4 и уплотнены прокладками 6. Расстояние между спиралями фиксируется бобышками или дистанционной полосой 7. У наружных концов спиралей и у центра крышки приварены патрубки для ввода и вывода сред.

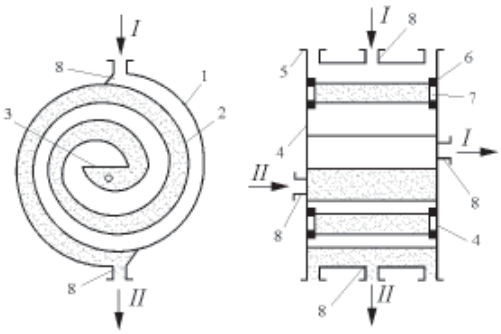


Рис. 12.16. Схема спирального теплообменника:
1, 2 – листы; 3 – перегородка; 4 – крышки;
5 – фланцевое соединение; 6 – прокладка;
7 – дистанционная полоса; 8 – патрубки

Спиральный теплообменник имеет высокий коэффициент теплопередачи, небольшое гидравлическое сопротивление и отличается большой компактностью. Однако его изготовление сложно и он не пригоден для работы под давлением более 4÷5 бар (1 бар $= 10^5$ Па, 1 атм $=$ $= 101325$ Па).

Теплообменники с оребренной поверхностью (рис. 12.17) применяются в тех случаях, когда условия теплоотдачи по обеим сторонам стенки различны, например: в трубе происходит конденсация пара с высоким коэффициентом теплоотдачи α, а снаружи трубы омываются нагреваемым воздухом с низким значением α. Чтобы улучшить теплоотдачу от стенки трубы к воздуху, снаружи труб увеличивают поверхность теплообмена, для этого делают оребрение поверхности различной формы.

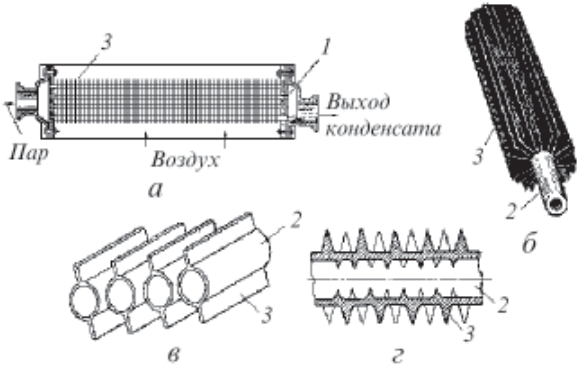


Рис. 12.17. Оребренные поверхности теплообмена:
а – труба с поперечными ребрами; *б* – труба с продольными ребрами;
в – ребра плавникового типа; *г* – игольчатый теплообменник;
1 – коробка; 2 – труба; 3 – ребра

12.4.3. Смесительные теплообменные аппараты

В фармацевтическом производстве иногда не требуется получать чистый конденсат водяного пара для его последующего использования. В этих случаях используют смесительные теплообменные аппараты или конденсаторы смешения, более простые по устройству и соответственно более дешевые, чем поверхностные теплообменники.

Одной из самых распространенных конструкций конденсаторов смешения является **сухой полочный барометрический конденсатор** (рис. 12.18), работающий при противоточном движении охлаждающей воды и пара.

В цилиндрический корпус 1 с сегментными полками 2 снизу через штуцер 3 поступает пар. Вода подается через штуцер 4, расположенный на высоте 12÷16 м над уровнем земли, и каскадно перетекает по полкам, имеющим невысокие борта. При соприкосновении с водой пар конденсируется.

Смесь конденсата и воды сливается самотеком через штуцер 5 в барометрическую трубу 6 высотой примерно 10 м и далее – в барометрический ящик 7. Барометрическая труба и ящик выполняют функции гидравлического затвора, препятствующего проникновению наружного воздуха в аппарат. Из барометрического ящика вода удаляется в канализацию через переливной штуцер.

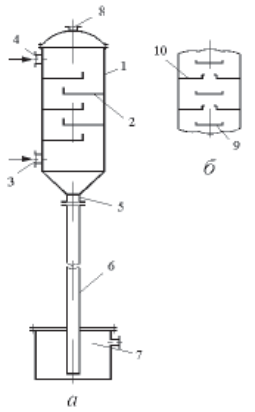


Рис. 12.18. Барометрический конденсатор:
а – с сегментными полками;
б – с кольцевыми полками;
1 – цилиндрический корпус;
2 – сегментные полки;
3 – штуцер для подвода пара; 4 – штуцер для подвода воды; 5 – штуцер для отвода воды и конденсата;
6 – барометрическая труба;
7 – барометрический ящик;
8 – штуцер для отвода неконденсируемых газов;
9 – диски; 10 – кольца

Вместе с паром и охлаждающей водой в конденсатор попадает некоторое количество воздуха, кроме того, воздух подсасывается через неплотности фланцевых соединений. Остаточное давление в конденсаторе наиболее часто должно поддерживаться в пределах 0,1÷0,2 атм. Присутствие неконденсирующихся газов может вызвать значительное снижение разрежения в конденсаторе. Поэтому неконденсируемые газы отсасывают через штуцер 8 и отделяют от увлеченных брызг воды в брызгоуловителе – ловушке (на рисунке не показана). Отсюда вода также стекает в вертикальную барометрическую трубу и в барометрический ящик.

В барометрических конденсаторах иногда вместо сегментных полок применяются полки, представляющие собой чередующиеся круглые диски 9 и кольца 10 (рис. 12.18, *б*).

Для установок умеренной производительности применяют **прямоточные конденсаторы** (рис. 12.19), расположенные на низком уровне. Вследствие этого вода чаще всего засасывается в аппарат под действием имеющегося в нем разрежения и вспрыскивания в корпус 1 через сопло 2. Пары поступают в конденсатор сверху. Охлаждающая вода и конденсат удаляются центробежным насосом 3, а воздух отсасывается воздушным насосом 4.

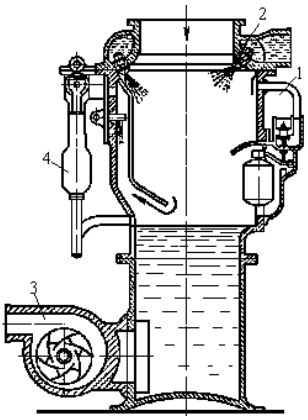


Рис. 12.19. Сухой прямоточный конденсатор низкого уровня:
1 – корпус; 2 – сопло;
3 – центробежный насос;
4 – воздушный насос

Такие конденсаторы значительно компактнее противоточных барометрических. Однако основной недостаток противоточных аппаратов – большая высота компенсируется меньшим расходом охлаждающей воды и отсасываемого воздуха. Последнее обусловлено более низкой температурой воздуха в этих аппаратах по сравнению с прямоточными конденсаторами. Кроме того, достоинством противоточных барометрических конденсаторов является наиболее простой и дешевый способ отвода удаляемой в канализацию воды.

Примером смесительного теплообменника может служить **градирня** – устройство для охлаждения воды атмосферным воздухом. Градирни применяются главным образом в системах оборотного (циркуляционного) водоснабжения для понижения температуры воды, отводящей тепло от теплообменных аппаратов, компрессоров и т.д. Охлаждение происходит в основном за счет испарения части воды, стекающей по оросителю в виде пленок или капель под действием сил тяжести. Испарение 1 % воды понижает ее температуру примерно на 6 °С. По типу орошения градирни подразделяют на *пленочные, капельные* и *брызгальные*, по способу подачи воздуха – на *вентиляторные, башенные* (в последних создается тяга воздуха при помощи высокой вытяжной башни) и *открытые* (*атмосферные*), использующие силу ветра и отчасти – естественную конвекцию для потока воздуха через ороситель (рис. 12.20).

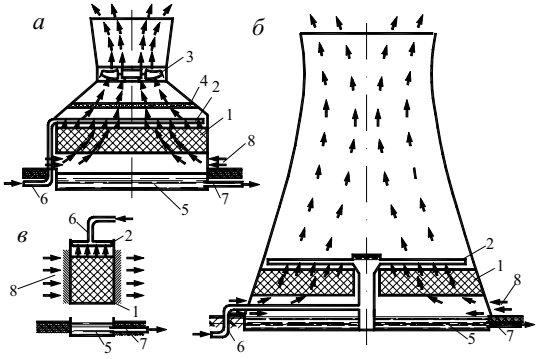


Рис. 12.20. Градирни:
а – вентиляторная; *б* – башенная; *в* – атмосферная;
1 – ороситель; 2 – водораспределитель;
3 – вентилятор; 4 – водоуловитель; 5 – резервуар;
6 – подвод воды; 7 – отвод воды; 8 – вход воздуха

Вентиляторные градирни, в свою очередь, делятся на секционные и отдельно стоящие. Вентиляторные градирни обеспечивают более глубокое и устойчивое охлаждение воды и допускают бо̀льшие удельные тепловые нагрузки, чем башенные и атмосферные, но требуют

дополнительного расхода электроэнергии. Производительность градирни характеризуется величиной плотности орошения – удельного расхода охлаждаемой воды, приходящегося на 1 м^2 площади орошения. При проектировании тип, размеры и основные элементы градирни определяются технико-экономическими расчетами в зависимости от количества и температуры охлаждающей воды и параметров атмосферного воздуха.

В фармацевтическом производстве при рекуперации экстрагента из лекарственного растительного сырья методом перегонки с водяным паром используется **смесительный теплообменник** (см. т. 2). В качестве последнего используют перколятор-диффузор, в котором находится отработанное сырье – шрот. Для рекуперации экстрагента в нижний штуцер перколятора подают острый пар, который, проходя через сырье снизу вверх, подогревает его и, обогащаясь парами экстрагента, выходит из верхней части аппарата.

Конденсаторы смешения широко применяются для создания разрежения в установках, работающих под вакуумом, в том числе в вакуум-фильтрах, вакуум-сушилках, выпарных аппаратах и др.

12.5. Выбор теплообменников и их расчет

Кожухотрубные теплообменники используются для теплообмена между двумя жидкостями и между жидкостью и конденсирующимся паром или сжатым газом. Для аналогичных целей применяются и оросительные теплообменники.

Змеевиковые теплообменники часто используются в качестве холодильников для жидкостей, реже – для конденсации сжатых газов. Пластинчатые теплообменники в ряде случаев предпочтительнее аппаратов других типов для теплообмена между жидкостями. Спиральные теплообменники лучше применять для теплообмена между жидкостью и конденсирующимся паром.

Теплообменники с оребренной поверхностью используются главным образом для теплообмена между воздухом и паром или горячей водой.

Пластинчатые теплообменники используются для теплообмена между газами при низком давлении.

Пластинчатые теплообменники фильтр-прессного типа и спиральные теплообменники при избыточных давлениях до 6÷10 атм в ряде случаев более предпочтительны, чем аппараты других типов при теплообмене между жидкостями, а спиральные теплообменники – при теплообмене между жидкостью и конденсирующимся паром.

Расчет теплообменников

Для теплообменников составляют проектный и поверочные расчеты. Конструктивный расчет осуществляют при проектировании теплообменника для известных или заданных количеств

нагреваемого или охлаждаемого продукта и их параметров на входе и выходе теплообменника. При этом рассчитывают поверхность теплообмена, расход нагревающего или охлаждающего агента, размеры теплообменника заданной конструкции и его гидравлическое сопротивление.

Поверочные расчеты выполняют, чтобы определить возможность соответствия при использовании существующих или стандартных теплообменников определенным технологическим требованиям.

Тепловые расчеты производят совместно с гидравлическими и конструктивными и на основе всех этих расчетов подбирают наиболее подходящие стандартные или нормализованные конструкции теплообменных аппаратов. Выбранная конструкция должна быть по возможности оптимальной, сочетающей интенсивный теплообмен с низкой стоимостью, надежностью, дешевизной и удобством эксплуатации.

При проведении расчета трубчатых теплообменников следует установить целесообразность подачи одного из теплоносителей в трубное, а другого – в межтрубное пространство аппарата. Рекомендуется в *трубное пространство направлять теплоноситель*, который

1) имеет *меньший расход,* так как скорость его выше, чем в межтрубном пространстве;

2) содержит *твердые взвеси* и *загрязнения* или возможно образование *инкрустаций* (твердых осадков);

3) обладает *повышенным избыточным давлением* (по соображениям механической прочности аппарата);

4) агрессивен и требует *изготовления* труб из *коррозионностойкого материала,* так как поверхность трубного пространства меньше межтрубного.

Кроме того, при направлении нагревающего теплоносителя в трубы *уменьшаются потери* тепла в *окружающее пространство*.

Принимая направление взаимного движения теплоносителей, учитывают *преимущество противотока* при теплообмене без изменения агрегатного состояния, а также *целесообразность совпадения* направлений *вынужденного* и *свободного движений* теплоносителя (например, при движении нагреваемой среды снизу вверх).

Скорости теплоносителей в выбранном аппарате должны обеспечивать благоприятное сочетание интенсивного переноса тепла и умеренного расхода энергии на перемещение теплоносителя. При этом желательно, чтобы *теплообмен* происходил в условиях *турбулентного течения* теплоносителей при развитом турбулентном движении ($Re \geq 10^4$) или близком к нему.

12.5.1. Тепловой расчет

Тепловой расчет проектируемого теплообменника производят в следующей последовательности.

Определение тепловой нагрузки и расхода теплоносителей

Тепловую нагрузку находят из уравнения теплового баланса по уравнениям (11.1), (11.4), (11.5) или, в случае изменения агрегатного состояния одного или обоих теплоносителей, по уравнению (11.7). Из уравнений (11.1) – (11.5) и (11.7) определяют расходы теплоносителей. Если же их расходы заданы, то, пользуясь теми же уравнениями, находят обычно неизвестную в этом случае конечную температуру одного из теплоносителей. Когда не известны конечные температуры обоих теплоносителей, то ими задаются, принимая во внимание, что разность температур между теплоносителями на конце теплообменника должна быть практически не менее 3÷5 °С. Наиболее желателен выбор оптимального значения конечной температуры на основе технико-экономического расчета.

Определение средней разности температур и средних температур теплоносителей

При противотоке и прямотоке среднюю разность температур определяют как среднелогарифмическую из большей и меньшей разности температур теплоносителей на концах теплообменника (по уравнениям (11.53) и (11.55)) или как среднеарифметическую (уравнение (11.56)).

В расчетной практике рекомендуется среднюю температуру теплоносителя с меньшим перепадом температур по длине аппарата определять как среднеарифметическую, а среднюю температуру другого теплоносителя – по известной величине $\Delta t_{ср}$, пользуясь соотношением:

$$\Delta t_{ср} = \Delta t_{ср1} - \Delta t_{ср2}. \qquad (12.5)$$

Определение коэффициента теплопередачи и поверхности теплообмена

Из справочников [2, с. 174] берут ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи или теплопередачи для заданных условий теплообмена. По этим значениям и расходу теплоносителей определяют ориентировочную поверхность теплообмена F, по которой подбирается по справочнику теплообменник, а затем расчетом уточняют необходимую поверхность.

Для уточненных расчетов при определении коэффициента теплопередачи K необходимо предварительно рассчитать коэффициенты теплоотдачи α_1 от горячего теплоносителя к стенке, α_2 – от стенки к холодному теплоносителю, а также термическое сопротивление самой стенки, на которой в процессе эксплуатации теплообменника обычно образуется с одной или двух сторон слой загрязнений. Коэффициенты теплоотдачи рассчитывают в

зависимости от условий теплоотдачи по одному из уравнений (11.38) – (11.50). Поэтому предварительно необходимо определить условия теплообмена, для чего принимают вид теплообменника, количество, длину и диаметр труб в нем. Определяют режим движения теплоносителей.

Чтобы вычислить α, часто необходимо знать температуру стенки $t_{ст}$ (°С) или удельную тепловую нагрузку q [Вт/(м^2·ч)], значения которых, в свою очередь, зависят от определяемой величины α. В таких случаях коэффициенты теплоотдачи рассчитывают методом последовательных приближений [7] или используют методику, по которой проводят расчет два раза, задавшись температурой стенки $t_{ст1}$ со стороны холодного теплоносителя. Температуру стенки принимают на 3÷15 °С ниже температуры горячего теплоносителя: один раз – возле ее крайнего нижнего значения, второй – возле верхнего. Затем по графику определяют $t_{ст.д}$ (действительное), соответствующее $q_д$ – действительной тепловой нагрузке.

Задавшись температурой стенки $t_{ст1}$ в первый раз, определяют тепловую нагрузку q_1 со стороны горячего теплоносителя:

$$q_1 = \alpha_1(t_1 - t_{ст1}), \qquad (12.6)$$

где t_1 – средняя температура горячего теплоносителя.

По величине термического сопротивления стенки $\delta_{ст}/\lambda_{ст}$ рассчитывают температуру стенки со стороны холодного теплоносителя $t_{ст2}$:

$$t_{ст2} = t_{ст1} - q_1\delta_{ст}/\lambda_{ст}. \qquad (12.7)$$

Определяют α_2 и q_2 со стороны холодного теплоносителя, где t_2 – средняя температура холодного теплоносителя. Для этого предварительно определяют режим движения холодного теплоносителя в зависимости от условий теплообмена и конструкции теплообменника.

Сравнивают значения q_1 и q_2. В случае их неравенства задаются новым значением температуры стенки $t'_{ст1}$. Повторяют все расчеты и получают вторые значения: q'_1 и q'_2. Если они также не равны, то строят график зависимости q от $t_{ст}$ (рис. 12.21), по которому определяют действительную температуру стенки $t_{ст.д}$ и действительную тепловую нагрузку $q_д$. Зная $q_д$, определяют коэффициент теплопередачи K:

$$K = \frac{q_д}{\Delta t_{ср}}. \qquad (12.8)$$

Вычислив K, находят величину поверхности теплообмена $F_р$ из основного уравнения теплопередачи (11.8):

$$F_р = \frac{Q}{K\Delta t_{ср}}. \qquad (12.9)$$

Если расчетная поверхность теплопередачи $F_р$ больше поверхности выбранного ранее теплообменника $F_т$ (теоретического),

то необходимо задаться новым теплообменником с большей поверхностью.

Рассчитывают запас поверхности:

$$Z = \frac{F_р - F_т}{F_т} 100\%. \quad (12.10)$$

Коэффициент запаса Z должен лежать в пределах $0 < Z \leq 40\ \%$.

При несоблюдении условия (12.10) необходимо выбрать похожий теплообменник с меньшей площадью и повторить расчет заново.

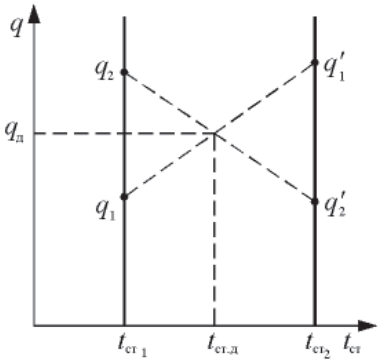


Рис. 12.21. График зависимости тепловой нагрузки q от температуры стенки $t_{ст}$

12.5.2. Конструктивный расчет

Конструктивный расчет производят после теплового расчета теплообменника. Для кожухотрубчатых теплообменников он сводится к определению числа и длины труб, размещенных в трубной решетке, с учетом числа ходов и нахождению основных размеров (диаметра и высоты) аппарата. При конструктивном расчете определяют также диаметры патрубков штуцеров теплообменника.

Число труб n и длина l каждой трубы связаны зависимостью

$$n = \frac{F}{\pi d_р l}, \quad (12.11)$$

где $d_р$ – расчетный диаметр трубы.

Из выражения (12.11) находят необходимую длину труб, которую округляют обычно до ближайшей большей величины по соответствующему ГОСТу.

Внутренний диаметр кожухотрубчатого теплообменника рассчитывают по формуле

$$D_{вн} = S\,(b - 1) + 4d_н, \quad (12.12)$$

где S – шаг между трубами ($S = 1{,}2 \div 1{,}5\ d_н$);

$b = (2a - 1)$ – число труб, размещаемых на диагонали наибольшего шестиугольника при шахматном расположении труб (a – число труб на стороне наибольшего шестиугольника);

$d_н$ – наружный диаметр трубы.

Диаметр патрубков штуцеров теплообменника определяют из уравнения расхода (6.71):

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi w_{опт}}},$$

где $w_{опт}$ – оптимальная скорость движения теплоносителя в трубопроводе, которая принимается согласно приведенным значениям скоростей (см. гл. 6).

Конструктивный расчет змеевиковых теплообменников включает определение общей длины, числа витков и высоты змеевика.

Змеевик в аппарате размещают так, чтобы он не доходил на 0,25÷0,4 м до стенок аппарата и по всей высоте находился в жидкости.

Принимая диаметр витка змеевика $d_{зм}$ и расстояние между витками по вертикали h, находим длину одного витка змеевика как винтовой линии по формуле

$$l = \sqrt{(\pi d_{зм})^2 + h^2} \approx \pi d_{зм}. \qquad (12.13)$$

Величиной h можно пренебречь, так как обычно расстояние между витками h принимают равным 1,5÷2 диаметра трубы змеевика.

При числе витков n общая длина змеевика $L = n\pi d_{зм}$, откуда

$$n = \frac{l}{\pi d_{зм}}. \qquad (12.14)$$

Расчетное число витков округляют до целого числа. Общая высота змеевика (по осям крайних труб): $H = nh$.

Для прямых змеевиков с поверхностью теплообмена F общая длина змеевика:

$$L = \frac{F}{\pi d_{р}}, \qquad (12.15)$$

где $d_{р}$ – расчетный диаметр длины змеевика.

Змеевик обычно состоит из нескольких параллельных секций. Зная расход жидкости $V_{сек}$ и принимая ее скорость w в трубе змеевика, определяем число секций:

$$m = \frac{V_{сек}}{\frac{\pi}{4} d^2 w}. \qquad (12.16)$$

Соответственно длина одной секции змеевика – $l = L/m$.

12.5.3. Гидравлический расчет

Гидравлическое сопротивление теплообменников находят по общей формуле:

$$\Delta P_{п} = \left(\lambda \frac{l}{d_{э}} + \sum \xi_{м.с} \right) \frac{\rho w^2}{2}, \qquad (12.17)$$

где ΔP – общая потеря напора на трение в трубопроводе длиной l при диаметре его, равном $d_{э}$, и коэффициенте трения λ;

$\Sigma\xi_{м.с}$ – сумма местных сопротивлений;

ρ– плотность теплоносителя, кг/м^3.

Расчеты величин, входящих в уравнение (12.17), приведены в гл. 6, разд. 6.11.

Список литературы:

1. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971. С. 326 – 362.

2. *Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1976. С. 152 – 224.

3. *Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З.* Процессы и аппараты химической технологии. М.: Госхимиздат, 1962. С. 411 – 466.

4. *Бакланов А.Н.* Трубопроводы в химической промышленности. Л.: Химия, 1970. С. 33 – 34.

5. *Берман Л.Д.* Испарительное охлаждение циркуляционной воды. 2-е изд. М.; Л., 1957.

6. *Гладков В.А., Арефьев Ю.И., Барменков Р.А.* Вентиляторные градирни. М., 1964.

7. *Зайцев А.И., Винник Л.М., Шаповалов А.В., Рубашка В.П.* Методические указания к расчету кожухотрубчатого теплообменника по курсу «Процессы и аппараты химической технологии». Х., 1995. 48 с.

Глава 13. ИСКУССТВЕННОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ

13.1. Общие сведения

Охлаждение тел до температуры ниже температуры окружающей среды и поддержание их в охлажденном состоянии в течение продолжительного времени составляют главную задачу отрасли техники, называемой *холодильной*.

Для многих производств такое охлаждение различных веществ, как его называют – *производство холода*, является неотъемлемой частью технологического процесса. В быту и в промышленности производство холода распространено и используется для хранения, транспортировки продуктов и лекарственных средств, создания искусственного микроклимата. Для ряда научных исследований необходимо охлаждать изучаемые объекты до очень низких температур.

13.2. Термодинамические основы получения холода

Искусственное охлаждение всегда связано с переносом тепла от тела с более низкой температурой к телу с более высокой температурой. Такой перенос тепла с низшего уровня на высший, согласно второму закону термодинамики, сопровождается уменьшением энтропии S и поэтому не может происходить самопроизвольно. Для того чтобы осуществить такой процесс, его необходимо сочетать с другим процессом, идущим с возрастанием энтропии (т.е. с затратой энергии) и *компенсирующим* ее убыль в процессе отнятия тепла от среды с более низкой температурой.

В холодильных установках перенос тепла от среды с более низкой температурой к среде с более высокой температурой осуществляется с помощью рабочего тела, называемого *холодильным агентом,* или *хладоагентом*.

Получение холода происходит по *круговому процессу*, или циклу, в котором процесс отнятия тепла от охлаждаемой среды сопровождается компенсирующим процессом – подводом энергии (например, при сжатии паров хладоагента в компрессоре).

Согласно законам термодинамики, при переносе тепла от среды с более высокой температурой T к среде с более низкой температурой T_0 наибольшая степень превращения тепла в работу соответствует коэффициенту полезного действия *обратного цикла Карно*. Поэтому, рассчитывая перенос тепла от менее нагретого тела к более нагретому, можем воспользоваться этим циклом (рис. 13.1), состоящим из следующих процессов:

1–2 – адиабатическое сжатие парообразного хладоагента (конечная температура сжатия T);

2–3 – изотермическая конденсация паров хладоагента при температуре T с отдачей окружающей среде (например, воде) теплоты конденсации Q;

3–4 – адиабатическое расширение жидкого хладоагента (конечная температура расширения T_0);

4–1 – изотермическое испарение жидкого хладоагента при температуре T_0 с отнятием от охлаждаемой среды теплоты испарения Q_0.

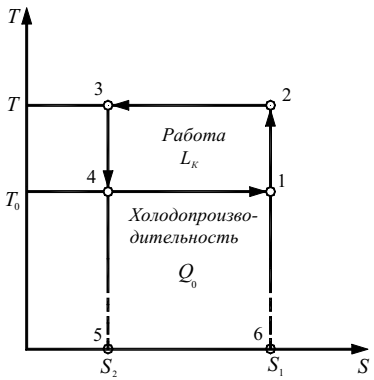


Рис. 13.1. Энтропийная диаграмма обратного цикла Карно

Такой цикл осуществим лишь при условии постоянства энтропии системы. Поэтому если при испарении хладоагента энтропия охлаждаемой среды уменьшится на величину Q_0/T_0, то на такую же величину должна возрасти энтропия более нагретой среды (воды), которой передается тепло Q_0, отнятое от охлаждаемой среды, и тепло L_K, эквивалентное работе L_K, затраченной на сжатие хладоагента. В результате возрастание энтропии более нагретой среды составляет $(Q_0 + L_K)/T$.

Согласно энергетическому балансу:

$$\frac{Q_0}{T_0} = \frac{Q_0 + L_K}{T}. \qquad (13.1)$$

Отсюда работа L_K, которую необходимо затратить в холодильной установке, работающей по обратному циклу Карно:

$$L_K = Q_0\left(\frac{T - T_0}{T_0}\right). \qquad (13.2)$$

Тепло Q_0, отнимаемое хладоагентом от охлаждаемой среды при температуре $T_0 < T$, определяет *холодопроизводительность* цикла или холодильной установки. На диаграмме TS (рис. 13.1) холодопроизводительность изображается площадью 1–4–5–6. Площадь 2–3–5–6 эквивалентна количеству тепла, отдаваемому хладоагентом более нагретой среде при температуре T, а разность площадей 2–3–5–6 и 1–4–5–6 соответствует величине затраченной работы L_K (площадь 2–3–4–1).

Таким образом, на примере обратного цикла Карно иллюстрируется энергетический баланс любой холодильной машины:

$$Q_0 + L = Q, \qquad (13.3)$$

где L – работа реального цикла.

Термодинамическая эффективность холодильных циклов выражается отношением холодопроизводительности Q_0 к затраченной работе L, причем это отношение называется *холодильным коэффициентом* и обозначается ε. Величина ε (с учетом уравнения (13.3)) выразится зависимостью:

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{Q - Q_0}. \qquad (13.4)$$

Холодильный коэффициент показывает, какое количество тепла воспринимается хладоагентом от охлаждаемой среды на одну единицу затраченной работы.

Из диаграммы (рис. 13.1) видно, что $Q_0 = T_0(S_1 - S_2)$ и $Q = T(S_1 - S_2)$. Подставляя значения Q_0 и Q в уравнение (13.4) для цикла Карно, получим

$$\varepsilon_K = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{T_0(S_1 - S_2)}{T(S_1 - S_2) - T_0(S_1 - S_2)} = \frac{T_0}{T - T_0}. \qquad (13.5)$$

Холодильный коэффициент, характеризующий степень использования механической работы на получение искусственного холода, как видно из выражения (13.5), не зависит от свойств хладоагента или схемы действия холодильной установки, а является только функцией температур T_0 и T. При этом степень использования механической работы тем выше, чем меньше разность между температурами холодильного агента при восприятии T и отдаче T_0 тепла.

Холодильный коэффициент нельзя рассматривать как КПД холодильной машины. КПД характеризует долю тепла, которое может быть превращено в работу, и поэтому является величиной, заведомо меньшей единицы. В данном случае затрачиваемая работа не превращается в тепло, а служит лишь средством, обеспечивающим перенос («подъем») данного количества тепла с низшего температурного уровня на высший. Поэтому Q_0 обычно больше L, а ε – больше единицы.

На основании выражения (13.5) можно показать, что с понижением температуры охлаждения T_0 затрачиваемая работа резко возрастает и соответственно значительно увеличивается стоимость получения холода. Кроме того, с понижением температуры охлаждения будет уменьшаться *термодинамический коэффициент полезного действия* η любого реального цикла, равный отношению холодильного коэффициента ε реального цикла к холодильному коэффициенту цикла Карно:

$$\eta = \frac{\varepsilon}{\varepsilon_K}. \qquad (13.6)$$

Уменьшение величины η объясняется возрастанием необходимых потерь холода в реальном процессе с понижением температуры охлаждения.

Для осуществления холодильных циклов применяют различные газы (хладоагенты). При умеренном охлаждении используют газы, имеющие критические температуры выше температуры окружающей среды, а для получения очень низких температур – газы с критической температурой ниже температуры окружающей среды.

Условно различают *умеренное* (до температур порядка – 100°С) и *глубокое* (до температур ниже – 100°С) охлаждение.

Диаграмма состояния реальных газов в координатах T–S приведена на рис. 13.2:

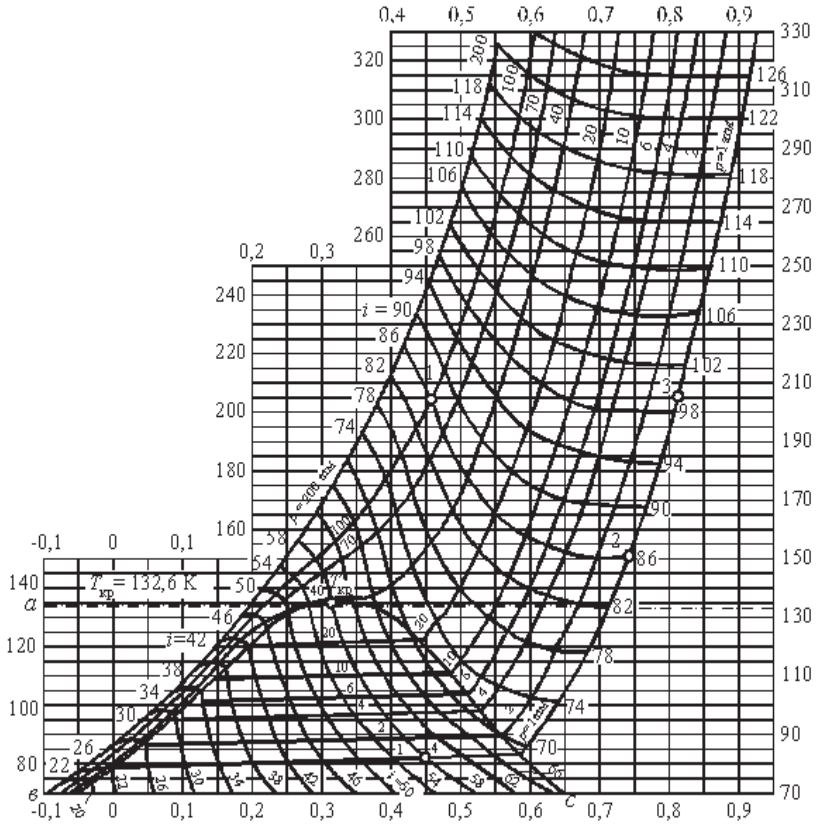


Рис. 13.2. T–S диаграмма для воздуха

В нижней части диаграммы имеются линии жидкости и пара, сходящиеся в одной точке $T_{кр}$, которая соответствует критической температуре.

Область $в$–$T_{кр}$–a, лежащая левее кривой, является областью жидкости. Область $в$–$T_{кр}$–c под кривой является областью сосуществования пара и жидкости. Область a–$T_{кр}$–c, размещенная выше и правее кривой, соответствует состоянию газа или перегретого пара. На диаграмме показаны также изобары и изоэнтальпы.

При умеренном охлаждении сжатые до соответствующего давления газы конденсируются, отдавая тепло окружающей среде.

При глубоком охлаждении перед конденсацией газы необходимо охлаждать до температур более низких, чем температура окружающей среды. В этом – существенное отличие между процессами умеренного и глубокого охлаждения.

В процессах искусственного охлаждения снижение температуры хладоагента, играющего роль переносчика тепла, производится с помощью: 1) испарения низкокипящих жидкостей, 2) расширения предварительно сжатых газов.

В холодильной технике расширение газов осуществляют следующим образом.

1. При расширении газа в *детандере* – машине, устроенной подобно поршневому компрессору или турбокомпрессору, – процесс охлаждения происходит адиабатически с совершением внешней работы. Это – охлаждение при *изоэнтропическом (адиабатическом) расширении*.

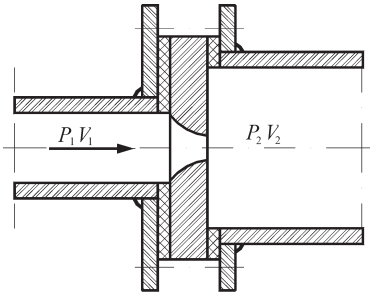


Рис. 13.3. Дросселирующее устройство

2. При пропускании газа через дросселирующее устройство – шайбу с отверстием (рис. 13.3), вызывающим сужение потока (вентиль и т.п.), расширение газа протекает также адиабатически, но при *изоэнтальпическом расширении*.

Охлаждение при изоэнтропическом расширении

Расширение предварительно сжатых газов осуществляется в поршневых или турбинных машинах, устроенных идентично поршневым или турбинным компрессорам. Изменение состояния газов в данном процессе приближается к адиабатическому, и соответственно этому температура расширенного газа в конце процесса может быть найдена, как

$$T_к = T_н \left(\frac{P_к}{P_н} \right)^{\frac{n-1}{n}}, \qquad (13.7)$$

где $T_н$ – начальная температура газа, К;

$P_н$ – начальное давление газа, атм;

$P_к$ – конечное давление газа, атм;

n – показатель политропы сжатия, близкий к показателю адиабаты.

Охлаждение при изоэнтальпическом расширении

При дросселировании работа, совершаемая газом, затрачивается на преодоление трения в отверстии дросселирующего устройства и переходит в тепло, в результате чего процесс происходит без изменения энтальпии i (изоэнтальпически).

В случае идеального газа при постоянстве энтальпии сохраняется постоянной и температура газа. Дросселирование же реальных газов сопровождается, несмотря на постоянство энтальпии, изменением температуры газа. Объясняется это тем, что энтальпия реальных газов является функцией не только температуры, но и давления газа.

Поэтому при дросселировании реальных газов произведения давления на удельный объем до (индексы 1) и после (индексы 2) дросселирования не равны:

$$P_1V_1 \neq P_2V_2 \ . \qquad (13.8)$$

Явление изменения температуры реального газа при его дросселировании получило название *дроссельного эффекта* или *эффекта Джоуля–Томсона* (по имени ученых, впервые его обнаруживших).

Отношение бесконечно малого изменения температуры к вызывающему его бесконечно малому понижению давления газа называется *дифференциальным дроссельным эффектом*:

$$j = \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_{i=\text{const}} \ . \qquad (13.9)$$

В практических расчетах за дифференциальный дроссельный эффект принимают изменение температуры реального газа, обусловленное изменением его давления на одну единицу.

Дроссельный эффект считается *положительным*, если при дросселировании газ охлаждается, и *отрицательным*, если газ нагревается. Дроссельный эффект может быть равным нулю. Температура газа, при которой дроссельный эффект обращается в нуль, называется *инверсионной* ($t_{\text{инв}}$).

Отдельные газы, в том числе водород, имеют не одну, а несколько инверсионных температур.

Интегральный дроссельный эффект соответствует изменению температуры при понижении давления газа от начального P_1 до конечного P_2:

$$j_{\text{инт}} = T_2 - T_1 = \int_{P_1}^{P_2} \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_{i=\text{const}} dP \ . \qquad (13.10)$$

Интегральный дроссельный эффект может быть просто определен с помощью энтропийной диаграммы T–S (рис.13.2 – энтропийная диаграмма для воздуха).

Например, по температуре T_1 (T_1 = 205 К) и давлению P_1 (P_1 = = 100 атм) перед дросселированием находят точку 1, а точку 2 находят на пересечении линии i_1= const (i_1 = 86 ккал/кг) с изобарой, отвечающей конечному давлению P_2 = 1 атм. Точке 2 соответствует конечная температура газа после дросселирования T_2 = 150 К. Тогда дроссельный эффект будет равен:

$$\Delta T = T_1 - T_2 = 55 \text{ К}.$$

Дроссельный эффект, выраженный в тепловых единицах, получил название *изотермического дроссельного эффекта*.

Изотермический дроссельный эффект можно также определить по диаграмме $T–S$ (рис. 13.2). Для этого по изобаре $P_2 = \text{const}$ поднимаются из точки 2 в точку 3, лежащую на изотерме T_1. В точке 3 энтальпия газа $i_3 \approx 100$ ккал/кг $= 4{,}19 \cdot 10^5$ Дж/кг. Тогда изотермический дроссельный эффект выразится разностью энтальпий в точках 1 и 3, т.е. составит

$$\Delta i = i_1 - i_3 = 86 - 100 = -14 \text{ ккал/кг} \approx -58{,}66 \text{ Дж/кг}$$

и будет иметь отрицательное значение, так как $i_3 > i_1$.

Холодопроизводительность Q_0, достигаемая при дросселировании, определяется разностью энтальпий газа до и после его изотермического сжатия.

13.3. Умеренное охлаждение

При умеренном охлаждении используются хладоагенты, которые позволяют осуществлять охлаждение до температуры около – 50 °С.

Аппараты, обеспечивающие достижение умеренного холода, называются *холодильными машинами* или *холодильными установками*.

В зависимости от применяемых способов сжатия хладоагента и изменения его состояния в рабочем цикле холодильные машины подразделяются на следующие группы:

1) *парокомпрессионные* холодильные машины, в которых сжатие хладоагента производится поршневым или турбинным компрессором и сжатый газ конденсируется;

2) *газокомпрессионные* холодильные машины, в которых сжатие газа осуществляется поршневым или турбинным компрессором, но сжатый газ не сжижается;

3) *абсорбционные* холодильные машины, в которых хладоагент сжимается так называемым термокомпрессором;

4) *пароводяные эжекторные* холодильные машины, в которых сжатие хладоагента осуществляется паровым эжектором, а конденсация – непосредственно смешением с водой или в поверхностных конденсаторах;

5) *водоиспарительные* холодильные машины, в которых охлаждение осуществляется путем испарения из воды или водных растворов минеральных солей в результате пропускания через них воздуха, а иногда – и других газов.

13.3.1. Парокомпрессионные холодильные машины

Самыми распространенными хладоагентами, применяемыми в парокомпрессионных холодильных машинах, являются аммиак, двуокись серы, двуокись углерода и фреоны (фторхлорорганические

соединения, называемые *хладонами*). О преимуществах и недостатках хладоагентов судят по следующим показателям: необходимое рабочее давление, количество холода, производимого 1 м^3 хладоагента, токсичность, корродирующее действие хладоагента и его доступность. На рис. 13.4 представлена зависимость между температурой конденсации и давлением для двуокиси углерода, аммиака, одного из фреонов (CCl_2F – фреон-12) и двуокиси серы. Из представленного графика следует, что при одной и той же температуре наибольшее рабочее давление необходимо для конденсации CO_2, наименьшее – для конденсации SO_2. Испарение SO_2 необходимо проводить даже под вакуумом, что не гарантирует от подсосов воздуха в холодильную систему.

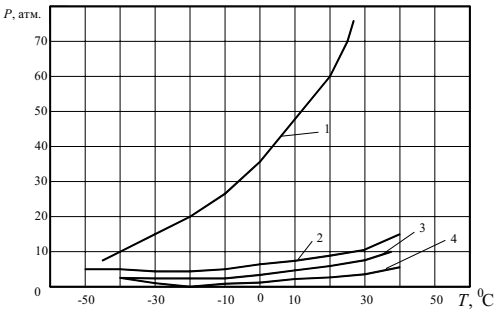


Рис. 13.4. Графики зависимости температуры конденсации различных хладоагентов от давления:
1 – двуокись углерода; 2 – аммиак;
3 – фреон-12; 4 – двуокись серы

Количество холода q_v (ккал/м^3), получающегося в результате испарения ожиженного хладоагента с образованием 1 м^3 паров (объемная холодопроизводительность), находят из соотношения

$$q_v = q_0 \rho, \quad (13.11)$$

где q_0 – разность между энтальпиями пара на входе в компрессор и хладоагента после дросселирования, ккал/кг;

ρ – плотность пара, кг/м^3.

Очевидно, что объем циркулирующего в системе хладоагента и, следовательно, объем цилиндра компрессора обратно пропорциональны величине q_v.

Изменение состояния хладоагента в парокомпрессионной машине отличается от обращенного цикла Карно тем, что вместо адиабатического расширения используется более простой метод – изоэнтальпическое расширение, производимое пропусканием хладоагента через дросселирующий вентиль.

Принципиальная схема *парокомпрессионной холодильной машины* представлена на рис. 13.5.

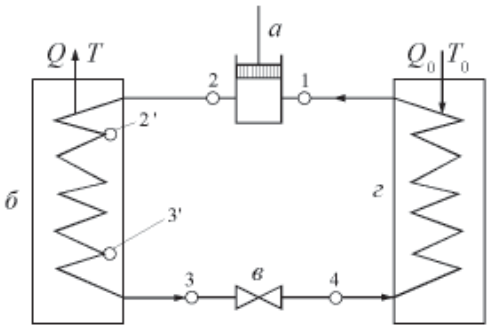


Рис. 13.5. Схема парокомпрессионной холодильной машины:
а – компрессор; *б* – конденсатор;
в – дросселирующий вентиль; *г* – испаритель
(состояние хладоагента в точках 1÷4)

Циркулирующий хладоагент засасывается компрессором *а* и сжимается до рабочего давления. Затем осуществляется конденсация хладоагента при температуре T в конденсаторе *б* за счет охлаждения водой, воспринимающей тепло $Q = Q_0 + AL$. За конденсацией следуют дросселирование в дросселирующем вентиле *в* и испарение хладоагента в испарителе *г*. Испарение происходит при температуре T_0 за счет тепла Q_0, отнимаемого от охлаждаемого материала.

Парокомпрессионные холодильные установки могут работать с «влажным ходом» или с «сухим ходом» компрессора (рис. 13.6).

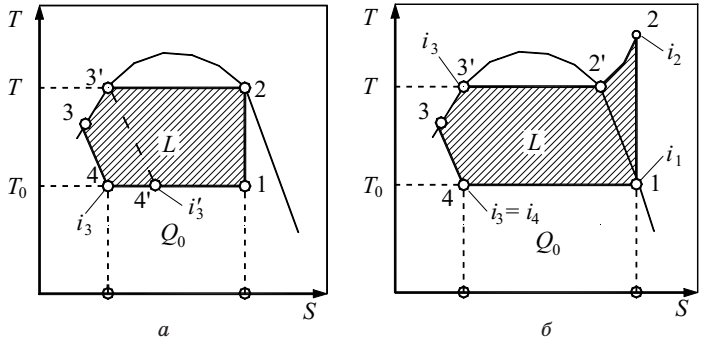


Рис. 13.6. Цикл парокомпрессионной холодильной машины с влажным (*а*) и сухим (*б*) ходами компрессора

При работе с влажным циклом (рис. 13.6, *а*) компрессор всасывает влажный пар и сжимает его по адиабате 1–2 до состояния насыщения, далее следуют конденсация пара при постоянной температуре по изотерме 2–3′, затем – переохлаждение жидкости 3′–3, дросселирование – по изоэнтальпе 3–4 и испарение – по изотерме 4–1.

При работе с сухим ходом (рис. 13.6, *б*) компрессор засасывает сухой пар и сжимает его по адиабате 1–2 до рабочего давления. Далее следуют охлаждение перегретого пара до состояния насыщения по изобаре 2–2′, конденсация – по изотерме 2′–3′, переохлаждение 3′–3, дросселирование – по изоэнтальпе 3–4 и испарение – по изотерме 4–1.

Термодинамический цикл с влажным ходом компрессора более выгоден. Однако при сухом ходе компрессора отсутствуют гидравлические удары и увеличивается коэффициент подачи компрессора. По последним причинам цикл с влажным ходом оказывается менее выгодным, чем цикл с сухим, и чаще всего парокомпрессионные холодильные машины работают с сухим ходом компрессора.

Необходимо отметить, что переохлаждение хладоагента имеет большое значение как фактор, способствующий повышению холодильного коэффициента машины.

Несмотря на то что компрессионные холодильные машины применяются очень широко, должное внимание при организации новых производств необходимо уделять абсорбционным холодильным машинам, преимущества последних становятся очевидными при большой производительности и при необходимости вести охлаждение до минус 30÷минус 50 °С.

13.3.2. Абсорбционные холодильные машины

В этих машинах хладоагентом служит аммиак, который, кроме высоких холодильных свойств, хорошо растворяется в воде.

Действие абсорбционных холодильных машин основано на поглощении (абсорбции) паров хладоагента каким-либо абсорбентом при давлении испарения P_0 и последующем его выделении (при давлении конденсации P) путем нагревания. Вместо сжатия хладоагента в компрессоре, необходимого для последующей его конденсации водой, для той же цели применяются выделение (десорбция) и отгонка холодильного агента из растворителя под избыточным давлением.

Схема **абсорбционной холодильной машины** приведена на рис. 13.7. Газообразный аммиак (≈ 99 % NH_3), выделившийся из водно-аммиачного раствора в кипятильнике 1, при высоком давлении поступает в конденсатор 2, где конденсируется при высокой температуре T, отдавая тепло Q охлаждающей воде. Сжиженный аммиак проходит дросселирующий вентиль 3 и испаряется в испарителе 4, воспринимая тепло Q_0 на низком уровне T_0. При выходе из испарителя газообразный аммиак направляется в абсорбер 5 и при охлаждении (отвод теплоты растворения) поглощается водой с образованием высококонцентрированного раствора (≈ 50 % NH_3). Полученный раствор нагнетается насосом 6 через теплообменник 7 в кипятильник 1, где в результате нагревания водяным паром (подвод тепла испарителя) большая часть аммиака испаряется и в виде газа поступает в конденсатор 2. Обедненный водно-аммиачный раствор (≈ 20 % NH_3) уходит из кипятильника через теплообменник 7 и дросселирующий вентиль 8 в абсорбер 5, где вновь концентрируется в результате абсорбции газообразного аммиака.

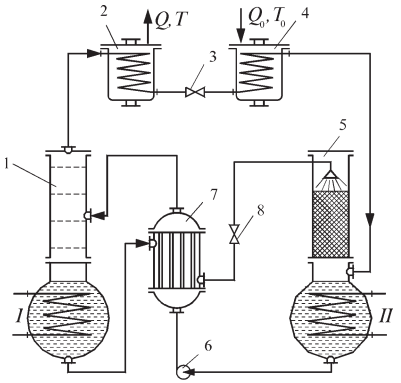


Рис. 13.7. Схема абсорбционной холодильной машины:
1 – кипятильник; 2 – конденсатор; 3, 8 – дросселирующие вентили; 4 – испаритель; 5 – абсорбер; 6 – насос; 7 – теплообменник; *I* – греющий пар; *II* – охлаждающая вода

Из сопоставления рис. 13.5 и 13.7 видно, что в абсорбционной холодильной машине роль компрессора выполняет термокомпрессор – агрегат, включающий кипятильник, абсорбер и теплообменник.

Изменения состояния аммиака в конденсаторе, дросселирующем вентиле и испарителе абсорбционной холодильной машины соответствует изменениям в тех же аппаратах компрессионной холодильной машины. Следовательно, количество циркулирующего газообразного аммиака (в кг/с) можно вычислить по уравнению

$$G_г = Q_0/q_0. \qquad (13.12)$$

Материальный баланс для термокомпрессора:

$$G_к = G_г + G_а,$$

$$\frac{G_к x_к}{100} = \frac{G_а x_а}{100} + G_г .$$

Из этих уравнений определяют $G_к$:

$$G_к = G_г \frac{100 - x_а}{x_к - x_а}, \qquad (13.13)$$

$$G_а = G_к - G_г, \qquad (13.14)$$

где $G_к$ – количество водно-аммиачного раствора, поступающего в кипятильник, кг/ч;

$G_а$ – количество водно-аммиачного раствора, поступающего в абсорбер, кг/ч;

$x_к$ – концентрация раствора, поступающего в кипятильник, % мас.;

$x_а$ – концентрация раствора, поступающего в абсорбер, % мас.

Для определения количества тепла $Q_к$, которое необходимо подвести в кипятильник, пренебрегают потерями тепла в окружающую среду и работой, затрачиваемой насосом, и вводят понятие *теплового коэффициента* ξ:

$$\xi = Q_0/Q_к, \qquad (13.15)$$

откуда

$$Q_к = Q_0/\xi. \qquad (13.16)$$

В последнее время широкое распространение получили бромистолитиевые абсорбционные холодильные машины, в которых хладоагентом является вода, а абсорбентом – бромид лития. Эти машины применяются для получения холодной воды, используемой для кондиционирования воздуха и для охлаждения (в технологических процессах).

13.4. Глубокое охлаждение

Глубокое охлаждение применяют главным образом для разделения газовых смесей посредством их сжижения и ректификации. В качестве технологического применения этих процессов может служить разделение воздуха на кислород и азот, разделение коксового газа, газов пиролиза нефти и т.д.

Для осуществления процессов ректификации необходимо предварительное сжижение газовых смесей, и поэтому сжижение газов может рассматриваться как основное техническое назначение глубокого охлаждения. Сжижение газов может быть совершено различными способами. Главным показателем совершенства процессов сжижения газов служит затрата работы на сжижение, а эталоном сравнения – минимальная работа сжижения. Минимальной работе сжижения соответствует следующее проведение процесса (рис. 13.8): изотермическое сжатие *AB* и изоэнтропическое расширение *BC*. Суммарное количество тепла, которое отнимается от газа в этом процессе, эквивалентно площади (*вBAa*), а количество тепла, которое отнимается для непосредственного сжижения, равное теплу, отнимаемому при изобарическом охлаждении газа (*АД*) и изотермической конденсации его (*ДС*), эквивалентно площади (*вСДАа*). Разность между этими площадями, т.е. площадь *АВСД*, выражает минимальную работу сжижения.

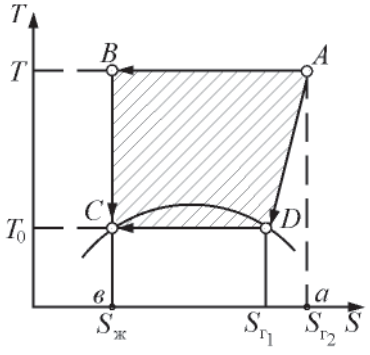


Рис. 13.8. Идеальный процесс сжижения газа на *T*–*S*-диаграмме

Очевидно, что площади *вBAa* эквивалентно количество тепла:

$$Q = T\,(S_{г2} - S_ж), \qquad (13.17)$$

где T – начальная температура газа,

$S_{г2}$ – энтропия газа до изобарического охлаждения;

$S_ж$ – энтропия сжиженного газа.

Количество тепла, эквивалентное площади *вСДАа,* можно выразить так:

$$Q_0 = i_г - i_ж, \qquad (13.18)$$

где $i_г$ – начальная энтальпия газа;

$i_ж$ – энтальпия сжиженного газа.

Таким способом минимальная работа сжижения газа может быть определена следующим образом:

$$L_{min} = Q - Q_0 = T(S_{г2} - S_ж) - (i_г - i_ж). \qquad (13.19)$$

Минимальная работа сжижения небольшая. Так, для сжижения 1 кг воздуха необходимо затратить 160 ккал (0,19 кВт · ч).

Давление, до которого необходимо сжать сжижаемый газ, может быть определено следующим образом. При охлаждении газа отнимается тепло:

$$dQ = C_P dT = TdS$$

и, следовательно,

$$S_{г2} - S_{г1} = \int_{T_0}^{T} C_P \frac{dT}{T} = C_P \ln \frac{T}{T_0}, \qquad (13.20)$$

где $S_{г1}$ – энтропия газа после изобарического охлаждения.

При конденсации 1 кг газа отнимается тепло:

$$\lambda = T_0(S_{г1} - S_{ж}), \qquad (13.21)$$

где λ – теплота испарения газа.

Из равенств (13.20) и (13.21) следует:

$$S_{г2} - S_{ж} = C_P \ln \frac{T}{T_0} + \frac{\lambda}{T_0},$$

однако, как следует из термодинамики газов:

$$S_{г2} - S_{ж} = R \ln \frac{P_2}{P_1}$$

и, следовательно,

$$R \ln \frac{P_2}{P_1} = C_P \ln \frac{T}{T_0} + \frac{\lambda}{T_0}. \qquad (13.22)$$

Последнее уравнение позволяет рассчитать давление, до которого должен быть сжат газ в период сжижения с минимальной работой.

Расчет для сжижения воздуха дает по этому уравнению величину $P_2 \approx 46000$ МПа.

Работа машин при давлениях в несколько сотен тысяч атмосфер практически невозможна, поэтому реальные циклы сжижения не соответствуют идеальному циклу, отличаясь от указанного более низким давлением сжатия.

Действительные процессы охлаждения при сжижении газов следует подразделить на две группы: каскадное охлаждение с использованием промежуточных хладоагентов и непосредственное охлаждение.

Каскадное (ступенчатое) охлаждение основано на применении соединенных последовательно нескольких парокомпрессионных холодильных машин с разными теплоносителями, отличающимися температурами кипения. Примером установки со ступенчатым охлаждением является установка для конденсации газообразного водорода, схема которой представлена на рис. 13.9:

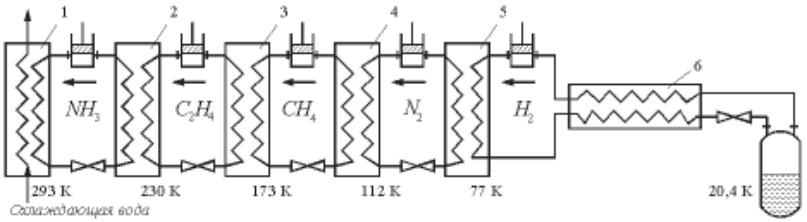


Рис. 13.9. Схема установки со ступенчатым охлаждением для конденсации водорода:
1÷6 – рекуперативные теплообменники

Установка включает ряд парокомпрессионных холодильных машин, в каждой из которых по замкнутому контуру циркулирует хладоагент. В первом контуре хладоагентом является аммиак, во

втором – сжижается этилен, конденсирующийся под давлением в аммиачном испарителе 2. Этилен испаряется при температуре 173 К и сжижает сжатый метан, циркулирующий в третьем контуре. В свою очередь, метан, испаряясь при температуре 112 К, сжижает сжатый азот в четвертом контуре, который испаряется при 77 К. Испарением азота под вакуумом можно снизить температуру в испарителе 5 до 63 К. Однако и эта температура выше критической температуры водорода, поэтому сжижение водорода невозможно при простом продолжении каскада. Для сжижения водорода используют дополнительный дроссельный цикл, при этом предварительное охлаждение сжатого до 15 МПа водорода осуществляется в теплообменнике 5.

Таким образом, тепло передается с низшего температурного уровня на высший через ряд ступеней, каждая из которых – обычная парокомпрессионная холодильная машина.

Ступенчатое охлаждение не требует больших энергетических затрат, однако необходимо использование громоздких машин и установок.

Поэтому рассмотренный способ глубокого охлаждения применяется лишь в лабораторных условиях и на установках малой производительности.

Непосредственное охлаждение газов осуществляется сжижением и может быть произведено различными методами, характеризуемыми термодинамическим циклом, по которому протекает процесс.

Основными циклами являются:

1) простой регенеративный – с изоэнтальпическим расширением сжатого газа;

2) регенеративный – с изоэнтальпическим расширением и предварительным охлаждением;

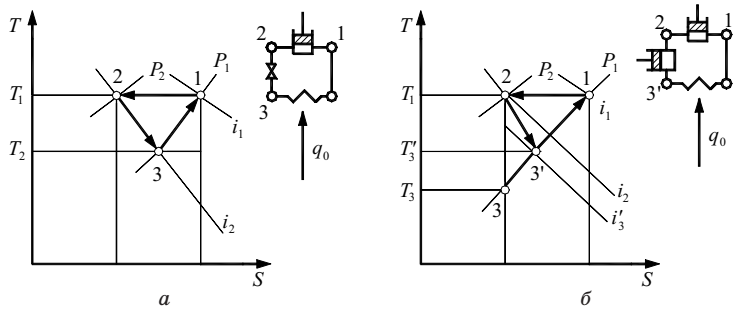
3) регенеративный – с изоэнтропическим расширением сжатого газа;

4) с изоэнтропическим расширением сжатого газа и низким давлением.

Как было сказано выше, в основе циклов холодильных аппаратов лежит либо изоэнтальпическое, либо изоэнтропическое расширение хладоагентов.

Разберем *холодильный цикл, основанный на изоэнтальпийном расширении сжатого газа* (рис. 13.10, *а*). Газ давлением P_1 при температуре T_1 изотермически сжимается компрессором до давления P_2 (1–2) и проходит через дросселирующий вентиль, где расширяется до первоначального давления P_1. При этом температура газа снижается (2–3) при постоянной энтальпии. Охлажденный газ нагревается до начальной температуры T_1, отнимая от охлаждаемой среды количество тепла, равное его холодопроизводительности:

$$q_0 = i_1 - i_2. \qquad (13.23)$$



а *б*

Рис.13.10. Диаграмма холодопроизводительности газа при изоэнтальпическом (*а*) и изоэнтропическом (*б*) расширении сжатого газа

В *холодильном цикле, основанном на изоэнтропическом расширении газа*, который также изотермически (рис. 13.10, *б*) сжимается компрессором от давления P_1 до P_2 (1–2). Затем он расширяется в расширительной машине (детандере) до давления P_1 теоретически при S = const по линии (2–3) до T_3, а практически – по политропе (2–3′) до температуры T_3'. Охлажденный газ нагревается до первоначальной температуры T_1 (3′–1), забирая от охлаждающей среды тепло, равное его холодопроизводительности:

$$q_0 = i_1 - i_3'. \qquad (13.24)$$

Прибавляя и отнимая i_2 в правой части уравнения (13.24), получим

$$q_0 = (i_1 - i_2) + (i_2 - i_3').$$

Из указанного равенства следует, что холодопроизводительность газа в случае изоэнтропического расширения больше, чем в случае изоэнтальпического, на величину $i_2 - i_3'$, т.е. на работу (в единицах тепла), произведенную детандером.

Регенеративный цикл с изоэнтальпическим расширением и предварительным охлаждением. При понижении температуры газа необратимое изменение энтропии при дросселировании уменьшается, а вследствие этого уменьшаются и энергетические затраты. Чтобы снизить температуру газа перед дросселированием, целесообразно ввести в схему дополнительное охлаждение при помощи парокомпрессионной холодильной машины. Схема холодильной машины с предварительным охлаждением и осуществляемый в ней цикл представлены на рис. 13.11.

Исходный газ изотермически сжимается (линия 1–2) при температуре T компрессора *а*, изобарически охлаждается (линия 2–3) обратным газом в предварительном теплообменнике *в* до температуры T_1, после чего охлаждается (линия 3–4) в холодильнике *г* парокомпрессионной холодильной машины (обычно – аммиачном) до температуры T_2. Затем он охлаждается (линия 4–5) обратным газом в основном теплообменнике *д*, обратный газ нагревается (линия 7–1), охлаждая газ высокого давления.

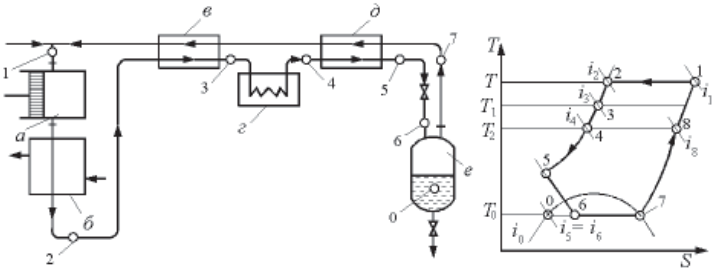


Рис. 13.11. Регенеративный цикл с изоэнтальпическим расширением и предварительным охлаждением газа:
а – компрессор; *б*– холодильник компрессора, обеспечивающий изотермическое сжатие; *в* – предварительный теплообменник; *г* –холодильник парокомпрессионной холодильной машины; *д* – основной теплообменник; *е* – сборник жидкости

Холодопроизводительность 1 кг газа в этом цикле увеличивается по сравнению с простым циклом на величину холода $i_3 - i_4$, подводимого в аммиачном холодильнике, и составляет теоретически

$$(i_1 - i_2) + (i_3 - i_4),$$

а практически – меньше на величину Σq:

$$(i_1 - i_2) + (i_3 - i_4) - \Sigma q.$$

Сжиженная часть газа может быть определена аналогично предыдущему, т.е. как для простого цикла, однако начатого в основном теплообменнике при температуре T_2 и описанного линиями (4–5–6–7–8):

$$n = \frac{i_8 - i_4}{i_8 - i_0} \qquad (13.25)$$

или

$$n_д = \frac{i_8 - i_4 - \sum q}{i_8 - i_0}, \qquad (13.26)$$

где n – доля газа, ожижаемая при дросселировании;

$n_д$ – сжиженная доля газа в действительных условиях.

Удельный расход энергии на сжижение газа можно найти сложением количества энергии, расходуемой основным и аммиачным компрессорами. Энергия, затраченная основным компрессором, по предыдущему составляет (в кВт·ч/кг):

$$N' = \frac{RT \ln \frac{P_2}{P_1}}{n_д \eta_{из}},$$

где $\eta_{из}$ – изотермический КПД компрессора;

R – газовая постоянная.

Энергия, затраченная аммиачным компрессором:

$$N'' = \frac{i_3 - i_4}{\varepsilon \cdot n_д \eta_a},$$

где ε – холодильный коэффициент парокомпрессионной холодильной аммиачной машины;

$\eta_а$ – общий КПД аммиачного компрессора.

Таким образом, суммарный расход энергии сжижения 1 кг газа составит:

$$N_э = \frac{RT \ln \frac{P_2}{P_1}}{n_д \eta_{из}} + \frac{i_3 - i_4}{\varepsilon \cdot n_д \eta_а}. \qquad (13.27)$$

Если в результате разделения газовых смесей желательно получение газообразных компонентов, то применяют другие холодильные циклы, основанные также на изоэнтропическом расширении газа, например цикл Капицы.

Регенеративный цикл Капицы с изоэнтропическим расширением газа. Эта установка имеет большую производительность. Установка Капицы имеет низкое избыточное давление (для воздуха – 5÷6 атм), применяется турбинная машина, состоящая из компрессора и детандера.

Холодильный цикл представлен на рис. 13.12. Исходная газовая смесь сжимается (1–2) турбокомпрессором *а* и охлаждается (2–3) в теплообменнике *в*.

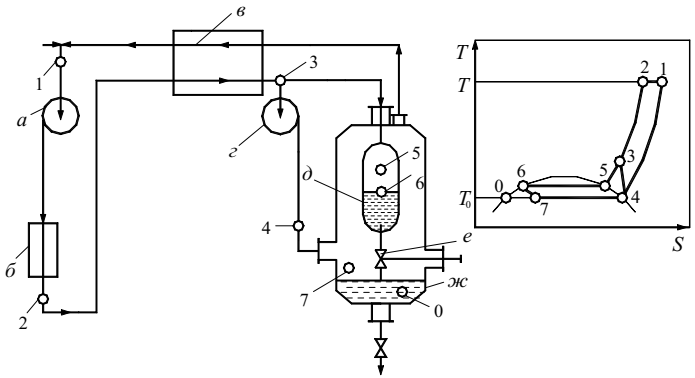


Рис. 13.12. Регенеративный цикл Капицы с изоэнтропическим расширением газа:
а – турбокомпрессор; *б* – холодильник компрессора; *в* – теплообменник; *г* – турбодетандер; *д* – ожижитель; *е* – дросселирующий вентиль; *ж* – сборник сжиженного газа

После охлаждения газ делится на два потока, один из которых направляется в ожижитель *д*, где охлаждается и конденсируется (3–5–6). Затем следует дросселирование (6–7) и сбор конечной жидкости (0) в сборнике сжиженного газа *ж*. Вторая часть потока охлажденного в теплообменнике газа (большая часть) направляется на расширение (3–4) в турбодетандер *г*. Охлажденный после турбодетандера газ направляется в виде

хладоагента в ожижитель *д*, а затем – в теплообменник *в* для охлаждения сжатого газа (4–1).

Список литературы:

1. *Касаткин Л. Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971. С. 686 – 720.

2. *Плановский А. Н., Николаев П. И.* Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. М.: Химия, 1987. С. 187 –209.

3. *Розенфельд Л. М., Ткачев А. Г.* Холодильные машины и аппараты. М.: Госхимиздат, 1960.

4. *Кочетков Н. Д.* Холодильная техника. М.: Машиностроение, 1966.

5. *Герш С.Я.* Глубокое охлаждение. М.: Госэнергоиздат, 1957.

6. *Будневич С. Ф.* Процессы глубокого охлаждения. М.: Машиностроение, 1966.

7. *Гельперин Н. И., Зеликсон Г. М., Рапопорт Л. Л.* Справочник по разделению газовых смесей методом глубокого охлаждения. М.: Госхимиздат, 1963.

Глава 14. ВЫПАРИВАНИЕ

14.1. Общие сведения

Выпариванием называется процесс *концентрирования жидких растворов нелетучих веществ* путем частичного удаления растворителя при кипении жидкости. Процесс выпаривания в галеново–фармацевтическом производстве широко применяется при получении жидких и сухих экстрактов и является промежуточной операцией при производстве сухих экстрактов. В процессе выпаривания парообразование происходит в объеме выпариваемой жидкости за счет подвода тепловой энергии.

Тепло для выпаривания можно подводить любыми теплоносителями, применяемыми при нагревании. Однако в подавляющем большинстве случаев в качестве греющего агента при выпаривании используют водяной пар, который называется *греющим,* или *первичным*. Пар, образующийся при выпаривании кипящего раствора, называется *вторичным*.

Процессы выпаривания проводят под вакуумом при повышенном и атмосферном давлениях. Выбор давления связан со свойствами выпариваемого раствора и возможностью использования тепла вторичного пара.

При выпаривании под вакуумом можно проводить процесс при более низких температурах, что очень важно для растворов веществ, склонных к разложению. Кроме того, при использовании греющего пара тех же параметров, что и при выпаривании под атмосферным давлением, увеличивается полезная разность температур (движущая сила процесса), что позволяет уменьшить поверхность нагрева в аппарате и сокращает время процесса. Хотя выпаривание под вакуумом требует дополнительного оборудования (вакуум-насос, конденсатор и т.д.) и расход теплоты на испарение несколько возрастает, этот способ широко применяют для концентрирования высококипящих и легко разлагающихся растворов.

При выпаривании под атмосферным давлением вторичный пар не используется и обычно удаляется в атмосферу. Такой способ выпаривания является наиболее простым, но наименее экономичным.

При выпаривании под повышенным давлением возможно использование вторичного пара для выпаривания в других корпусах с меньшим давлением и для других теплотехнических целей. В этом случае пар, отбираемый на сторону, называется *экстрапаром*.

Для экономии греющего пара применяют многокорпусные выпарные установки, состоящие из нескольких выпарных аппаратов, или корпусов, в которых вторичный пар каждого предыдущего корпуса используется в качестве греющего в последующем. При этом давление в последовательно соединенных

корпусах снижается таким образом, чтобы обеспечить достаточную разность температур между кипящим раствором и греющим паром в каждом корпусе. В многокорпусных установках свежий греющий пар подается только в первый корпус. Все последующие корпусы используют вторичный пар, в результате чего достигается значительная экономия пара.

14.2. Основные характеристики процесса выпаривания

Концентрацией раствора называется масса твердого вещества, растворенного в 1 кг раствора. При выпаривании последнего его концентрация повышается от $X_н$ до $X_к$, а его масса уменьшается от $G_н$ кг до $G_к$ кг. Так как растворенное вещество практически нелетучее, разность $G_н - G_к$ равна количеству выпаренного растворителя, т.е.

$$G_н - G_к = W$$

или

$$G_н = G_к + W. \qquad (14.1)$$

Из материального баланса по растворенному веществу в исходном и концентрированном растворах следует:

$$G_н X_н = G_к X_к. \qquad (14.2)$$

Тогда количество выпаренного растворителя, которое необходимо, равно:

$$W = G_н(1 - X_н/X_к). \qquad (14.3)$$

Температура кипения раствора является важным параметром процесса при выпаривании и зависит от химической природы и количества растворенных твердых веществ и растворителя, а также от давления над раствором:

$$t_{кип} = T + \Delta' + \Delta'' + \Delta''', \qquad (14.4)$$

где $t_{кип}$ – температура кипения раствора, град;

T – температура вторичного пара, град;

Δ' – температурная депрессия, град;

Δ'' – гидростатическая депрессия, град;

Δ''' – гидравлическая депрессия, град.

Температурная депрессия равна разности между температурами кипения раствора и кипения чистого растворителя при одинаковом давлении:

$$\Delta' = t^{кип}_{р-ра} - t^{кип}_{р-ля}\ . \qquad (14.5)$$

Значения Δ', полученные опытным путем, приводятся в справочной литературе. Опытные значения температурной депрессии обычно приводятся при атмосферном давлении. Величину Δ' при любом давлении можно получить, пользуясь уравнением И.А.Тищенко:

$$\Delta' = 1{,}62 \cdot 10^{-2} \frac{T^2}{r} \Delta'_{атм}, \qquad (14.6)$$

где $\Delta'_{атм}$ – температурная депрессия при атмосферном давлении, °С;

T, r – температура кипения чистого растворителя (К) и его теплота испарения (кДж/кг) при данном давлении.

Если экспериментальные данные о величине Δ' для данного раствора отсутствуют, то значения температурной депрессии могут быть приближенно вычислены по правилу Бабо, согласно которому относительное изменение давления пара P_2/P_1 над разбавленным раствором данной концентрации есть величина постоянная, не зависящая от температуры кипения раствора , т.е.

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = K = \text{const}\,, \qquad (14.7)$$

где P_1 – давление насыщенного пара чистого растворителя при той же температуре;

P_2 – давление пара раствора.

Зная температуру кипения t_2 раствора при некотором давлении P_2, находим давление пара чистого растворителя P_1 при той же температуре и рассчитываем константу K:

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right)_{t_2} = K\,.$$

Для заданного давления P_2' над раствором определяем давление пара P_1' чистого растворителя:

$$P_1' = P_2' \Big/ K$$

и по таблицам – соответствующую ему температуру t_2', которая и является температурой кипения раствора при заданном давлении P_2'. Так как температура чистого растворителя при указанном давлении P_2' известна – t_1', то температурная депрессия составит

$$\Delta' = t_2' - t_1'. \qquad (14.8)$$

Гидростатическая депрессия Δ'' обусловлена повышением температуры кипения раствора, связанного с гидростатическим давлением столба жидкости в кипятильных трубках.

Для расчета Δ'' находим давление P в среднем поперечном сечении кипятильных труб, равное сумме давлений вторичного пара $P_{\text{вт.п}}$ и гидростатического – $\Delta P_{\text{ср}}$ столба жидкости на середине высоты H трубы:

$$P = P_{\text{вт.п}} + \Delta P_{\text{ср}} = P_{\text{вт.п}} + \rho g \frac{H}{2}, \qquad (14.9)$$

где ρ – средняя плотность парожидкости. Допуская, что величина ρ равна половине плотности чистого раствора, получим

$$P = P_{\text{вт.п}} + \frac{\rho g H}{4}. \qquad (14.10)$$

По давлению P с помощью таблиц насыщенного пара растворителя определяем $t_{\text{р}}$. Разностью температур $t_{\text{р}}$, соответствующей данному давлению, и вторичного пара T определяем величину гидростатической депрессии:

$$\Delta'' = t_{\text{р}} - T\,. \qquad (14.11)$$

Гидравлическая депрессия обусловлена гидравлическими сопротивлениями (трения и местными сопротивлениями), которые должен преодолеть вторичный пар при его движении главным образом через сепарационные устройства, брызгоотделитель и паропроводы. Вызванное этим уменьшение давления вторичного пара приводит к некоторому снижению его температуры насыщения. В среднем величина Δ''' может быть принята равной 1 °С.

14.3. Однокорпусные выпарные установки

Однокорпусная выпарная установка включает лишь один выпарной аппарат, в который поступает греющий пар и исходный раствор, в результате выпаривания получаются концентрированный раствор и вторичный пар.

Рассмотрим принципиальную схему одиночного непрерывнодействующего выпарного аппарата с внутренней центральной циркуляционной трубой (рис. 14.1).

Аппарат состоит из нагревательной камеры 1 и сепаратора 2. Камера и сепаратор могут быть объединены в одном аппарате или камера может быть вынесена и соединена с сепаратором трубами. Камера обогревается обычно водяным паром, поступающим в ее межтрубное пространство.

Поднимаясь по трубам 3, выпариваемый раствор нагревается и кипит с образованием вторичного пара. Отделение пара от жидкости происходит в сепараторе 2. Освобожденный от брызг и капель в брызгоотделителе 5 вторичный пар удаляется из верхней части сепаратора.

Часть жидкости опускается по циркуляционной трубе 4 под нижнюю трубную решетку греющей камеры. Вследствие разности плотностей раствора в циркуляционной трубе 4 и парожидкостной эмульсии в трубах греющей камеры жидкость циркулирует по замкнутому контуру. Упаренный раствор удаляется через штуцер в середине аппарата.

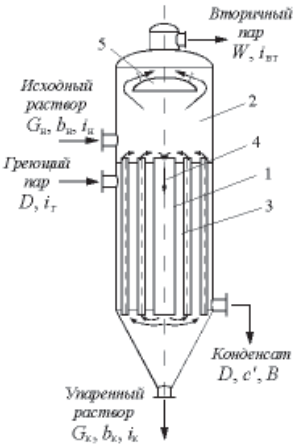


Рис. 14.1. Схема устройства однокорпусного выпарного аппарата:
1 – нагревательная камера;
2 – сепаратор;
3 – кипятильные трубы;
4 – циркуляционная труба;
5– брызгоотделитель

Материальный баланс аппарата составляется по уравнениям (14.1) – (14.3).

Для вывода уравнения теплового баланса введем обозначения:

$Д$ – расход греющего пара, кг/с;

$i_{вт}$, $i_г$, $i_н$, $i_к$ – энтальпии вторичного и греющего паров, исходного и упаренного растворов соответственно, Дж/кг, причем $i = C \cdot t$; C – теплоемкость потока, t – температура потока.

Приход тепла:

с исходным раствором – $G_н i_н$,

с греющим паром – $Дi_г$.

Расход тепла:

с упаренным раствором – $G_к\ i_к$,

с вторичным паром – $Wi_{вт}$,

с паровым конденсатом – $Дi_{п.к} = ДС\ t_{п.к}$,

теплота концентрирования – $Q_{конц}$,

потери тепла в окружающую среду – $Q_п$.

Соответственно уравнение теплового баланса имеет вид:

$$G_н i_н + Дi_г = G_к i_к + Wi_{вт} + ДСt_{п.к} + Q_{конц} + Q_п \qquad (14.12)$$

или в более расширенном виде:

$$G_н C_н t_н + Дi_г = G_к C_к t_к + Wi_{вт} + ДСt_{п.к} + Q_{конц} + Q_п . \qquad (14.13)$$

Рассматривая исходный раствор как смесь упаренного раствора и упаренного растворителя, можем записать:

$$G_н C_н t_к = G_к C_к t_к + WC_к t_к \qquad (14.14)$$

или

$$G_н C_н = G_к C_к + WC_к .$$

Отсюда

$$G_к C_к = G_н C_н - WC_к . \qquad (14.15)$$

Подставляя (14.15) в (14.13), после преобразований получим уравнения для определения количества тепла, подводимого с греющим паром, т.е. получим тепловую нагрузку Q выпарного аппарата:

$$Q = G_н C_н t_н + Д(i_г - Ct_{п.к}) =$$

$$= G_н C_н (t_к - t_н) + W(i_{вт} - C_к t_к) + Q_{конц} + Q_п \ . \qquad (14.16)$$

Первый член уравнения $G_н C_н (t_к - t_н)$ – расход тепла в аппарате на испарение исходного раствора до температуры кипения, второй – расход тепла на испарение растворителя из раствора.

Теплота концентрирования выражает тепловой эффект концентрирования раствора, которая равна разности интегральных теплот растворения исходного и концентрированного растворов, взятой с обратным знаком.

Из уравнения (14.16) можно, пренебрегая величинами $Q_{конц}$ и $Q_п$, оценить теоретический расход пара на выпаривание 1 кг растворителя (например, воды). Если принять, что исходный раствор поступает в аппарат, предварительно подогретый до температуры кипения, т.е. $t_н = t_к$, а конденсат греющего пара отводится из аппарата при температуре конденсации, то

$$Д = \frac{W\left(i_{вт} - C_к t_к\right)}{i_г - C' t_{п.к}} = \frac{Wr_W}{r_д} \approx W \ , \qquad (14.17)$$

где $r_{в}$, $r_{д}$ – скрытая теплота парообразования вторичного и греющего пара соответственно, Дж/кг.

Это означает, что на 1 кг выпаренной воды надо затратить 1 кг греющего пара. Практически с учетом потерь тепла удельный расход греющего пара повышается и составляет 1,1÷1,2 кг/кг воды.

Передача тепла от греющего пара к кипящему раствору происходит через поверхность труб греющей камеры. Эту поверхность определяют из основного уравнения теплопередачи:

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{пол}}, \qquad (14.18)$$

где Q – тепловая нагрузка, вычисленная по уравнению (14.16), Вт;

K – коэффициент теплопередачи, рассчитываемый по общему уравнению (см. гл. 11), Вт/(м^2 · град);

$\Delta t_{пол}$ – движущая сила процесса, которая при выпаривании названа полезной разностью температур, град.

Полезная разность температур $\Delta t_{пол}$ представляет собой разность температур конденсации $T_{д}$ греющего пара и кипения $t_{к}$ раствора:

$$\Delta t_{пол} = T_{д} - t_{к}. \qquad (14.19)$$

14.4. Многокорпусные выпарные установки

Выше было указано, что в однокорпусном аппарате на выпаривание 1 кг воды требуется более 1 кг греющего пар. Расход греющего пара значительно снижается, если процесс проводят в многокорпусных выпарных установках. Принцип действия ее сводится к многократному использованию теплоты греющего пара, поступающего в первый корпус установки путем обогрева каждого последующего корпуса вторичным паром из следующего корпуса. Многокорпусная выпарная установка, работающая при прямоточном движении пара и раствора, представлена на рис. 14.2:

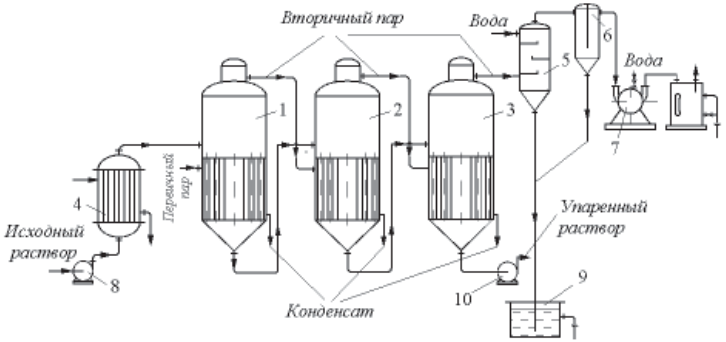


Рис. 14.2. Многокорпусная прямоточная вакуум-выпарная установка:
1, 2, 3 – выпарные аппараты; 4 – подогреватель исходной смеси;
5 – барометрический конденсатор; 6 – ловушка; 7 – вакуум-насос; 8 – насос;
9 – барометрический ящик; 10 – центробежный насос

Исходный раствор, подлежащий выпариванию, подается центробежным насосом 8 в подогреватель раствора 4. В этом аппарате раствор нагревают до температуры кипения и подают в первый аппарат 1 установки. Теплообменной поверхностью подогревателя являются трубы, обогреваемые со стороны межтрубного пространства насыщенным водяным паром. Раствор, находящийся внутри труб, кипит и частично выпаривается. Вторичный пар, поступающий в верхнюю часть аппарата – сепарационное пространство, отделяется от брызг и поступает в межтрубное пространство аппарата 2 для выпаривания раствора в этом аппарате. Частично выпаренный в аппарате 1 раствор поступает самотеком в аппарат 2. Образовавшийся в межтрубном пространстве аппарата 1 конденсат через конденсатоотводчик удаляется из аппарата. Аналогично процессы выпаривания протекают в аппаратах 2 и 3. По мере прохождения из корпуса в корпус давление и температура пара понижаются и из последнего корпуса пар выходит с низкими параметрами, поэтому его дальнейшее использование нецелесообразно. Из последнего корпуса 3 вторичный пар направляется в барометрический конденсатор 5, где, смешиваясь с водой, конденсируется, и, пройдя барометрическую трубу через барометрический ящик 9, в виде смеси конденсата и воды выбрасывается в канализацию. Поскольку вместе с водой, подаваемой на охлаждение в конденсатор, поступает растворенный в воде атмосферный воздух, выделяющийся из раствора при нагревании, барометрический конденсатор соединяется с вакуум–насосом 7, откачивающим скапливающиеся неконденсирующиеся газы. Выпаренный до заданной концентрации раствор откачивается из последнего корпуса 3 центробежным насосом 10.

В этой схеме благодаря уменьшению давления от корпуса к корпусу раствор перемещается самотеком и количество перетекающего раствора регулируется установленными на трубопроводах запорными устройствами. Температуры кипения растворов от корпуса к корпусу понижаются за счет уменьшения давления. При этом раствор, поступающий из каждого предшествующего корпуса, попадая в аппарат с меньшим давлением, оказывается перегретым, в результате чего происходит процесс самоиспарения.

Под процессом самоиспарения понимают частичное испарение раствора за счет его перегрева в том случае, когда раствор попадает в аппарат с уменьшенным давлением. Исходный раствор предварительно нагревают в подогревателе 4 до температуры кипения, чтобы выпарной аппарат использовался рационально. При отсутствии этого подогревателя, очевидно, пришлось бы увеличить необходимую поверхность нагрева в аппарате 1.

Необходимое условие работы каждого аппарата – наличие полезной разности температур между греющим паром и кипящим

раствором в данном корпусе. Эта разность создается за счет того, что поступающий в корпус 1 греющий пар имеет относительно высокие параметры (ρ и t), а из последнего корпуса пары уходят в конденсатор с низкими параметрами. Это позволяет создавать разности температур между греющим паром и кипящим раствором в отдельных корпусах.

Рассмотренная схема многокорпусной выпарной установки с параллельной подачей пара и раствора в последующие корпуса достаточно удобна в эксплуатации и широко используется. В некоторых случаях применяют противоточную схему движения пара и раствора (рис. 14.3). Как показано на рисунке, греющий пар поступает в корпус 1 и далее вторичный пар каждого корпуса подается в качестве греющего в последующие корпуса. Исходный раствор поступает не в первый корпус, как в прямоточной установке, а в последний и движется противотоком навстречу пару, достигая конечной заданной концентрации в корпусе 1. Такое движение растворов возможно только в том случае, если между корпусами 1 – 2, 2 – 3 установлены насосы, которые подают раствор из аппарата с меньшим давлением в аппараты с большим давлением.

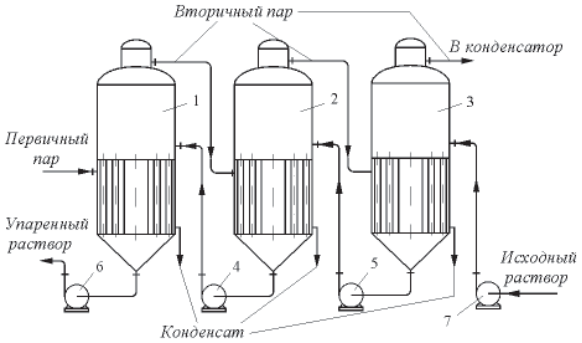


Рис. 14.3. Многокорпусная противоточная выпарная установка: 1, 2, 3 – выпарные аппараты; 4, 5, 6, 7 – насосы

При работе по противоточной схеме пар, греющий первый корпус и имеющий наиболее высокую температуру, нагревает выходящий концентрированный раствор до более высокой температуры, чем в рассмотренной ранее схеме. Это позволяет выпаривать растворы до более высоких концентраций и предотвращать выпадение кристаллов на поверхности нагрева, снижающих коэффициент теплопередачи. Кроме того, по такой схеме выпаривают растворы, вязкость которых резко возрастает с увеличением концентрации, уменьшая их вязкость. Недостаток указанной схемы – наличие насосов, перекачивающих кипящие, как правило, агрессивные жидкости. Это вызывает затруднение при эксплуатации таких установок, а также дополнительный расход энергии на перекачивание.

В некоторых случаях применяется схема соединения корпусов многокорпусной выпарной установки, в которой греющий пар поступает в первый корпус, а вторичный пар – из корпуса в корпус. Исходный раствор подается в каждый корпус установки, а упаренный – отбирается из каждого корпуса. На промышленных установках аппараты соединены трубопроводами так, чтобы их можно было собирать в различные схемы. Так, два первых корпуса могут быть включены параллельно, а остальные корпуса – последовательно. Применяют и другие варианты соединения аппаратов, что позволяет эксплуатировать аппараты в наиболее благоприятных режимах даже при изменяющихся условиях (концентрация исходного раствора, производительность и т.д.).

Материальный баланс для многокорпусной установки составляют на основе материального баланса однокорпусного выпарного аппарата (см. уравнения (14.1) – (14.3)).

Рассмотрим материальный баланс трехкорпусной выпарной прямоточной установки:

для первого корпуса:

$$\begin{cases} G_{н} = G_{к1} + W_1 \ , \\ G_{к} X_{н} = G_{к1} X_{к1}; \end{cases} \qquad (14.20)$$

для второго корпуса:

$$\begin{cases} G_{н2} = G_{к1} = G_{к2} + W_2 \ , \\ G_{н2} X_{н2} = G_{к1} X_{к1} = G_{к2} X_{к2}; \end{cases} \qquad (14.21)$$

для третьего корпуса:

$$\begin{cases} G_{н3} = G_{к2} = G_{к} + W_3 \ , \\ G_{н3} X_{н3} = G_{к2} X_{к2} = G_{к} X_{к}. \end{cases} \qquad (14.22)$$

При совместном решении уравнений (14.20) – (14.22) можно определить концентрации растворов на выходе из каждого корпуса:

$$X_{к1} = \frac{G_{н} X_{н}}{G_{н} - W_1}, \qquad (14.23)$$

$$X_{н2} = \frac{G_{н} X_{н}}{G_{н} - W_1 - W_2},$$

$$X_{к3} = X_{к} = \frac{G_{н} X_{н}}{G_{н} - W_1 - W_2 - W_3}.$$

На основе *теплового баланса* многокорпусной выпарной установки составляют, пользуясь уравнением (14.16), для однокорпусного выпарного аппарата уравнение тепловых балансов корпусов:

первый корпус –

$$Q_1 = Дr_{д} = G_{н} C_{н} (t_{к1} - t_{н}) + W_1 r_{W1} + Q_{конц1} + Q_{п1}, \qquad (14.24)$$

второй –

$$Q_2 = W_1 r_{W1} = G_{н2} C_{н2} (t_{к2} - t_{к1}) + W_2 r_{W2} + Q_{конц2} + Q_{п2}, \qquad (14.25)$$

третий –

$$Q_3 = W_2 r_{W2} = G_{н3} C_{н3} (t_{к3} - t_{к2}) + W_3 r_{W3} + Q_{конц3} + Q_{п3}, \qquad (14.26)$$

где $C_{н}$, $C_{н2}$, $C_{н3}$ – удельные теплоемкости по корпусам;

$t_н$, $t_{к1}$, $t_{к2}$, $t_{к3}$ – температура исходного раствора и температуры кипения растворов по корпусам;

$r_{и1}$, $r_{и2}$, $r_{и3}$ – удельная теплота парообразования (конденсации) вторичного пара по корпусам;

$Q_{конц1}$, $Q_{конц2}$, $Q_{конц3}$ – теплота концентрирования раствора по корпусам;

$Q_{п1}$, $Q_{п2}$, $Q_{п3}$ – потери тепла в окружающую среду по корпусам.

Потери тепла в окружающую среду по корпусам равны 3÷5 % от Q_1, Q_2, Q_3 соответственно.

Выражения тепловых балансов изменяются в соответствии со схемой движения потоков греющего пара и раствора в многокорпусной установке. Из уравнений теплового баланса определяют расходы греющего пара и тепловые нагрузки корпусов.

Общая полезная разность температур и ее распределение по корпусам

Общая разность температур в многокорпусной выпарной установке определяется разностью между температурами пара, греющего первый корпус $T_{гр.п}$, и пара, поступающего в барометрический конденсатор $t_{б.конд}$:

$$\Delta t_{общ} = T_{гр.п} - t_{б.конд}. \qquad (14.27)$$

Потери общей разности температур в многокорпусной выпарной установке определяются суммой потерь по корпусам.

Общая суммарная полезная разность температур для всех корпусов $\Sigma\Delta t_{пол}$ определяется как общая разность температур, уменьшенная на сумму всех потерь, т.е.

$$\Sigma\Delta t_{пол} = \Delta t_{общ} - (\Sigma\Delta' + \Sigma\Delta'' + \Sigma\Delta'''), \qquad (14.28)$$

где $\Sigma\Delta'$ – сумма потерь за счет температурной депрессии во всех корпусах;

$\Sigma\Delta''$ – сумма потерь за счет гидростатического эффекта во всех корпусах;

$\Sigma\Delta'''$ – сумма гидравлических потерь во всех корпусах.

Потери общей разности температур в каждом корпусе в отдельности определяются так же, как и в однокорпусных установках.

Вычисляемая по уравнению (14.28) суммарная полезная разность температур может быть распределена по корпусам различными способами. Наиболее распространенным является способ, обеспечивающий равные поверхности нагрева по корпусам, и способ, обеспечивающий минимальную суммарную поверхность нагрева всех корпусов.

Распределение полезной разности температур по корпусам, обеспечивающее равные поверхности нагрева

Оно позволяет использовать одинаковые по размерам аппараты установки и обеспечивать их взаимозаменяемость.

Из принятого условия

$$F_1=F_2=F_3=\ldots=F_n$$

получим

$$\frac{Q_1}{K_1\Delta t_{\text{пол }1}}=\frac{Q_2}{K_2\Delta t_{\text{пол }2}}=\frac{Q_3}{K_3\Delta t_{\text{пол }3}}=\ldots=\frac{Q_n}{K_n\Delta t_{\text{пол }n}}. \qquad (14.29)$$

Из соотношения (14.29) имеем:

$$\begin{aligned}\Delta t_{\text{пол}2}&=\frac{Q_2/K_2}{Q_1/K_1}\Delta t_{\text{пол}1},\\ \Delta t_{\text{пол}3}&=\frac{Q_3/K_3}{Q_1/K_1}\Delta t_{\text{пол}1}, \qquad (14.30)\\ \Delta t_{\text{пол}n}&=\frac{Q_n/K_n}{Q_1/K_1}\Delta t_{\text{пол}1}.\end{aligned}$$

Суммируя левые и правые части последних равенств, находим:

$$\Sigma\Delta t_{\text{пол}}=\Delta t_{\text{пол}1}+\Delta t_{\text{пол}2}+\ldots.+\Delta t_{\text{пол}}n=$$

$$=\Delta t_{\text{пол}1}\left(1+\frac{Q_2/K_2}{Q_1/K_1}+\ldots.+\frac{Q_n/K_n}{Q_1/K_1}\right); \qquad (14.31)$$

$$\Delta t_1=\Sigma\Delta t_{\text{пол}}\frac{Q_1/K_1}{\Sigma Q_n/K_n}.$$

Аналогично вычисляем полезную разность температур для второго и для любого m-го корпусов n-многокорпусной выпарной установки:

$$\Delta t_{\text{пол }m}=\sum_{i=1}^{n}\Delta t_{\text{пол }i}\frac{Q_m/K_m}{\sum\limits_{i=1}^{n}Q_n/K_n}. \qquad (14.32)$$

Распределение полезной разности температур по корпусам, обеспечивающее минимальную суммарную поверхность нагрева всех корпусов

Суммарная поверхность нагрева, например двухкорпусной выпарной установки, может быть выражена так:

$$F_{\text{общ}}=F_1+F_2=\frac{Q_1}{K_1\Delta t_{\text{пол }1}}+\frac{Q_2}{K_2\Delta t_{\text{пол }2}}. \qquad (14.33)$$

Заменив в последнем состоянии $\Delta t_{\text{пол}2}$ на ее значение, найденное из равенства $\Sigma\Delta t_{\text{пол}}=\Sigma\Delta t_{\text{пол}1}+\Sigma\Delta t_{\text{пол}2}$, получим

$$F_{\text{общ}}=\frac{Q_1}{K_1\Delta t_1}+\frac{Q_2}{K_2\left(\Sigma\Delta t_{\text{пол}}-\Delta t_{\text{пол }1}\right)}. \qquad (14.34)$$

Минимальное значение суммарной поверхности нагрева двухкорпусной выпарной установки найдем, приравняв производную функции (14.34) нулю:

$$\frac{dF_{\text{общ}}}{d\left(\Delta t_{\text{пол}}\right)} = -\frac{Q_1}{K_1\left(\Delta t_{\text{пол}\,1}\right)^2} + \frac{Q_2}{K_2\left(\Sigma\Delta t_{\text{пол}} - \Delta t_{\text{пол}\,1}\right)^2} = -\frac{Q_1}{K_1\left(\Delta t_{\text{пол}\,1}\right)^2} + \frac{Q_2}{K_2\left(\Delta t_{\text{пол}\,2}\right)^2} = 0,$$

откуда

$$\frac{Q_1}{K_1(\Delta t_{\text{пол}1})^2} = \frac{Q_2}{K_2(\Delta t_{\text{пол}2})^2} \qquad (14.35)$$

или

$$\frac{\Delta t_{\text{пол}1}}{\Delta t_{\text{пол}2}} = \sqrt{\frac{Q_1/K_1}{Q_2/K_2}}. \qquad (14.36)$$

Согласно свойству пропорций

$$\frac{\Delta t_{\text{пол}1}}{\Delta t_{\text{пол}1}+\Delta t_{\text{пол}2}} = \frac{\Delta t_{\text{пол}1}}{\Sigma\Delta t_{\text{пол}}} = \frac{\sqrt{Q_1/K_1}}{\sqrt{Q_1/K_1}+\sqrt{Q_2/K_2}}. \qquad (14.37)$$

Следовательно, полезная разность температур в первом корпусе:

$$\Delta t_{\text{пол}1} = \Sigma\Delta t_{\text{пол}}\frac{\sqrt{Q_1/K_1}}{\sqrt{Q_1/K_1}+\sqrt{Q_2/K_2}}. \qquad (14.38)$$

Аналогично для второго корпуса

$$\Delta t_{\text{пол}2} = \Sigma\Delta t_{\text{пол}}\frac{\sqrt{Q_2/K_2}}{\sqrt{Q_1/K_1}+\sqrt{Q_2/K_2}}. \qquad (14.39)$$

Тогда для любого m-го корпуса выпарной установки, состоящей из n корпусов, получим

$$\Delta t_{\text{пол}\,m} = \Sigma\Delta t_{\text{пол}}\frac{\sqrt{Q_m/K_m}}{\sum_{i=1}^{n}\sqrt{Q_i/K_i}}. \qquad (14.40)$$

При распределении общей полезной разности температур по этому принципу получают неодинаковые поверхности нагрева корпусов, что делает более дорогими изготовление и эксплуатацию выпарной установки. Распределение полезной разности температур на основе равенства поверхностей нагрева корпусов, как правило, более экономично и поэтому особенно распространено. Распределение $\Sigma t_{\text{пол}}$ по минимуму суммарной поверхности нагрева может оказаться целесообразным лишь в отдельных случаях, например при необходимости изготавливать выпарные аппараты из дефицитных, дорогостоящих коррозионно-стойких материалов.

Выбор числа корпусов. Расход тепла на проведение процесса выпаривания уменьшается с увеличением числа корпусов в

выпарной установке. Однако увеличение числа корпусов ограничено потерями полезной разности температур. Потери общей разности температур возрастают с увеличением числа корпусов.

Амортизационные расходы при эксплуатации установок многокорпусного выпаривания следует считать пропорциональными числу корпусов.

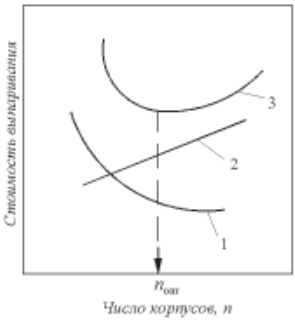


Рис. 14.4. Определение оптимального числа корпусов многокорпусной выпарной установки: 1 – стоимость пара; 2 – амортизационные расходы; 3 – суммарные затраты

Целесообразное число корпусов установок многократного выпаривания определяется экономическими соображениями: суммой затрат на проведение процесса выпаривания, в которые входят затраты на труд, амортизационные расходы и затраты по производству пара.

Минимум суммарных затрат на осуществление процесса выпаривания может быть установлен при проведении ряда вариантов расчетов для различного числа корпусов установок многократного выпаривания (рис.14.4).

Очевидно, что минимальные суммарные затраты и определяют рациональное число корпусов установок многократного выпаривания. Как правило, промышленные установки состоят из трех или четырех корпусов.

14.5. Устройство выпарных аппаратов

Разнообразие свойств выпариваемых растворов, различие в производительности и в применяемых теплоносителях обусловливают разнообразие в конструктивном оформлении выпарных аппаратов. В зависимости от организации процесса различают периодически и непрерывнодействующие аппараты. Второму типу аппаратов, особенно для больших производительностей, всегда отдается предпочтение. Существуют аппараты прямоточные с однократным прохождением раствора через них и с многократной циркуляцией. Циркуляция растворов может осуществляться за счет различия плотностей в отдельных точках аппаратов, обеспечивая тем самым естественную циркуляцию раствора. Для ее усиления устанавливают насосы, обеспечивающие более энергичную, принудительную циркуляцию.

Теплообменные поверхности аппаратов с обогревом водяным паром изготавливаются из трубных элементов, которые позволяют в малом объеме развивать значительные поверхности теплообмена.

Аппарат с соосной греющей камерой и естественной циркуляцией раствора (рис. 14.5) состоит из стального корпуса 1, трубчатой теплообменной поверхности 2, сепаратора 5 с

брызгоуловителем 6 и циркуляционной трубой 4. Раствор поступает на выпаривание в нижнюю часть трубчатой поверхности 2 и вскипает в трубках 3 за счет тепла конденсации греющего пара, поступающего в межтрубное пространство. Образующийся в трубах вторичный пар отделяется в сепараторе 5, брызгоуловителе 6 от образующихся капель и удаляется из верхней части аппарата. В растворе за счет разности плотностей в трубчатке и циркуляционной трубе возникает циркуляция, интенсифицирующая процесс теплообмена. Упаренный раствор удаляется из верхней части циркуляционной трубы. Аппараты изготавливаются с поверхностями нагрева от 10 до 800 м^2.

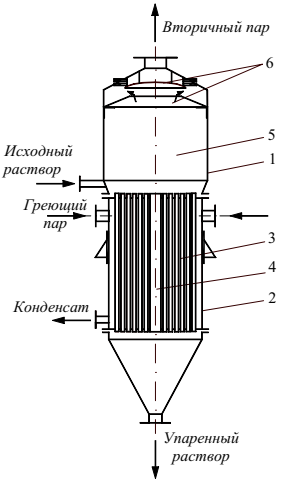


Рис. 14.5. Аппарат с соосной греющей камерой и естественной циркуляцией раствора:
1 – корпус; 2 – корпус греющей камеры; 3 – трубки греющей камеры; 4 – центральная циркуляционная труба; 5 – сепаратор; 6 – брызгоуловитель

Аппарат с вынесенной греющей камерой (рис.14.6) состоит из греющей камеры 1, выполненной из труб, сепаратора 2 с брызгоуловителем (брызгоотделителем) 4 и циркуляционной трубы 3, соединенной с нижней частью греющей камеры 1. Греющий пар поступает в межтрубное пространство греющей камеры и обогревает трубки, заполненные кипящей жидкостью. Последняя образует парожидкостную смесь, разделяемую в сепараторе на вторичный пар и жидкость, которая поступает в циркуляционную трубу 3. За счет увеличения высоты трубок до 4÷5 м создается значительная разность давлений парожидкостного столба в трубках 1 и столба жидкости – в циркуляционной трубе 3, что обеспечивает интенсивную естественную циркуляцию. Для улучшения отделения пара и брызг жидкости парожидкостная смесь вводится из греющей камеры в сепаратор тангенциально, по касательной. Капли как более тяжелые частицы, ударяясь о внутренние стенки сепаратора, собираются и стекают в его нижнюю часть, а вторичный пар поступает в брызгоуловитель 4, где очищается дополнительно.

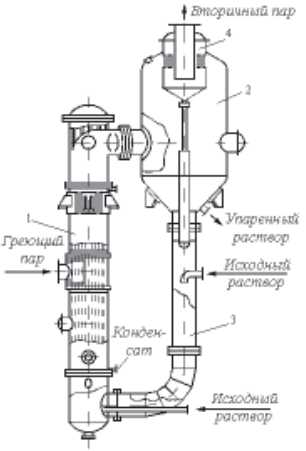


Рис. 14.6. Аппарат с вынесенной греющей камерой:
1 – греющая камера; 2 – сепаратор; 3 – циркуляционная труба; 4 – брызгоотделитель

Преимущество указанных аппаратов состоит в том, что греющая камера расположена отдельно. Это значительно упрощает ее осмотр, чистку внутренней поверхности и замену камеры.

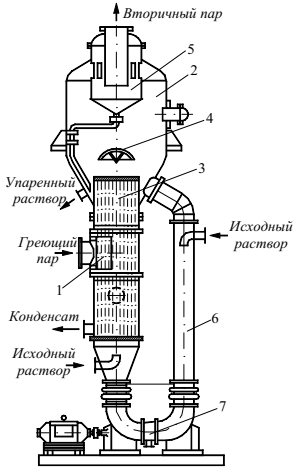


Рис. 14.7. Аппарат с принудительной циркуляцией и выносной зоной кипения: 1 – греющая камера; 2 – сепаратор; 3 – труба вскипания; 4 – отбойник; 5 – брызгоуловитель; 6 – циркуляционная труба; 7 – осевой насос

Аппарат с принудительной циркуляцией и вынесенной зоной кипения (рис. 14.7) состоит из греющей камеры 1, сепаратора 2 с трубой вскипания 3, отбойника 4, брызгоуловителя 5, циркуляционной трубы 6 и осевого насоса 7.

По сравнению с рассмотренными ранее аппаратами аппарат данного типа имеет некоторые особенности. Скорость жидкости в трубах за счет работы осевого насоса поднимается до 2÷2,4 м/с, что обеспечивает более интенсивную циркуляцию. Помимо улучшения коэффициента теплопередачи за счет большей скорости омывания теплопередающей поверхности также улучшаются условия теплопередачи. Кипение раствора в трубах теплопередающей поверхности незначительное, раствор перегревается за счет дополнительного гидростатического давления и основное преобразование происходит в трубе вскипания 3, когда перегретый раствор поднимается и дополнительное гидростатическое давление падает.

14.6. Расчет многокорпусной выпарной установки

Технологический расчет выпарной установки сводится к определению поверхности нагрева корпусов при заданных условиях работы. По сравнению с однокорпусным аппаратом особенность расчета состоит в том, что общую полезную разность температур необходимо рационально распределить по корпусам и найти количество выпариваемой воды и расход греющего пара для каждого корпуса.

При расчете заданы следующие величины: расход исходного раствора; его начальная и конечная концентрации; температура, с которой раствор поступает на выпаривание; температура первичного пара, греющего первый корпус; температура вторичного пара в конденсаторе после последнего корпуса.

Технологический расчет проводят в такой последовательности:

1. Вычисляют по уравнению (14.3) общее количество W воды, выпариваемой в установке, и распределяют его по корпусам, например, поровну между корпусами.

2. Из материального баланса (14.23) находят конечные концентрации раствора в корпусах.

3. Общий перепад давлений ΔP в установке (равный разности между давлением первичного пара, греющего первый корпус и давлением пара в конденсаторе) распределяют предварительно поровну между корпусами, и затем находят давление вторичного пара в каждом корпусе установки.

4. Находят величины температурной, гидростатической и гидравлической депрессий по корпусам.

5. Вычисляют общую разность температур установки – пара, греющего первый корпус, и конденсации вторичного пара в конденсаторе.

6. По формуле (14.28) определяют общую полезную разность температур $\Sigma\Delta t_{\text{пол}}$ выпарной установки и распределяют ее по корпусам. Общую полезную разность температур обычно распределяют исходя из равенства поверхностей нагрева корпусов.

7. После распределения $\Sigma\Delta t_{\text{пол}}$ по корпусам находят температуры греющего, вторичного пара и кипения раствора в корпусах.

8. Определяют по концентрациям растворов их удельные теплоемкости, теплоты концентрирования и, задавшись потерями тепла в окружающую среду, составляют уравнения теплового баланса по корпусам. Из уравнений находят количества выпариваемой воды по корпусам и расход пара, греющего первый корпус.

9. Определив тепловые нагрузки корпусов, вычисляют коэффициенты теплопередачи в корпусах, а затем по основному уравнению теплопередачи определяют поверхности нагрева корпусов.

10. Если величины, полученные расчетом, не совпадают с предварительно принятыми, то производят пересчет, задаваясь новым соотношением количества воды, выпариваемой по корпусам.

Обычно достаточно двух-трех приближений для того, чтобы основные расчетные величины поверхности нагрева отличались от принятых не более чем на $3 \div 5$ %.

Окончательные расчетные значения поверхностей нагрева корпусов округляются до нормализованных значений.

Список литературы:

1. *Таубман Е.И.* Выпаривание. М.: Химия, 1982. 328 с.

2. *Алабовский А.Н.* Выпарные аппараты погружного горения. К.: Вища шк., 1980. 120 с.

3. *Толубинский В.И.* Теплообмен при кипении. К.: Наук. думка, 1980. 315 с.

4. *Исаченко В.П.* Теплообмен при конденсации. М.: Энергия, 1977. 239 с.

5. *Кутепов А.М., Стерман Л.С., Стюшин Н.Г.* Гидродинамика и теплообмен при парообразовании. М.: Высшая шк., 1977. 352 с.

МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

Глава 15. ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ

15.1. Общие сведения

Массообменные или диффузионные процессы связаны с переходом компонентов из одной фазы в другую, в результате чего происходит их разделение. Движущей силой массообменных процессов является разность концентраций, или градиент концентраций, а скорость процесса определяется скоростью перехода вещества из одной фазы в другую, т.е. скоростью массопередачи, или скоростью диффузии.

Массообменные процессы обратимы, т.е. направление переноса компонентов смеси может изменяться в зависимости от рабочих условий разделяемой смеси. Перенос вещества прекращается при достижении состояния равновесия между фазами.

К массообменным процессам относятся:

абсорбция – процессы поглощения одного или нескольких компонентов газа жидкостью;

ректификация – процессы разделения гомогенных жидких смесей путем многократного взаимного обмена компонентами между жидкой и паровой фазами;

адсорбция – процессы избирательного поглощения компонентов газовой или жидкой смеси твердым поглотителем;

сушка – процессы удаления жидкости твердых материалов за счет ее испарения;

экстракция – процессы избирательного поглощения компонентов из жидкой смеси или твердого вещества другой жидкостью;

кристаллизация – процессы выделения вещества из жидкой фазы в виде твердой фазы – кристаллов.

Из приведенной краткой характеристики следует, что для всех перечисленных процессов общим является переход из одной фазы в другую. Перенос вещества из фазы к границе раздела фаз или в обратном направлении, т.е. в пределах одной из фаз, называется *массоотдачей*.

Для массообменных процессов по аналогии с процессами переноса тепла принимают то количество переносимого вещества, которое пропорционально поверхности раздела фаз и движущей силе. Движущая сила характеризуется степенью отклонения системы от состояния динамического равновесия, выражаемой разностью химических потенциалов разделяемого вещества. Диффундируемое в пределах фазы вещество перемещается от точки с большей концентрацией к точке с меньшей.

Обычно количественный состав фаз выражают следующими способами:

— мольная или массовая доля ($x, \bar{x}$) представляет собой отношение киломолей (или килограммов) данного компонента к количеству киломолей (или килограммов) всей фазы;

— относительная мольная или массовая концентрация ($X, \overline{X}$) – это отношение киломолей (или килограммов) данного компонента, являющегося распределяемым веществом, к числу киломолей (или килограммов) другого компонента;

— объемные мольные или массовые концентрации ($C, \overline{C}$) показывают количество киломолей (или килограммов) данного компонента, приходящееся на единицу объема фазы.

Формулы пересчета концентраций приведены в следующей таблице*:

Таблица 15.1

Выражение концентрации коэффициента A	x	$\bar{x}$	X	$\overline{X}$	C	$\overline{C}$
$[x]=\frac{\text{кмоль } A}{\text{кмоль}(A+B)}$	–	$\frac{\bar{x}M_{\text{см}}}{M_A}$	$\frac{X}{1+X}$	$\frac{M_B\overline{X}}{M_B\overline{X}+M_A}$	$\frac{CM_{\text{см}}}{\rho}$	$\frac{\overline{C}M_{\text{см}}}{\rho M_A}$
$[\bar{x}]=\frac{\text{кг } A}{\text{кг}(A+B)}$	$\frac{M_A x}{M_{\text{см}}}$	–	$\frac{M_A X}{M_A X+M_B}$	$\frac{\overline{X}}{1+\overline{X}}$	$\frac{M_A C}{\rho}$	$\frac{\overline{C}}{\rho}$
$[X]=\frac{\text{кмоль } A}{\text{кмоль } B}$	$\frac{x}{1-x}$	$\frac{\bar{x}M_B}{M_A(1-\bar{x})}$	–	$\frac{M_B\overline{X}}{M_A}$	$\frac{M_B C}{\rho-M_A C}$	$\frac{\overline{C}M_B}{M_A(\rho-\overline{C})}$
$[\overline{X}]=\frac{\text{кг } A}{\text{кг } B}$	$\frac{M_A x}{M_B(1-x)}$	$\frac{\bar{x}}{1-\bar{x}}$	$\frac{M_A X}{M_B}$	–	$\frac{M_A C}{\rho-M_A C}$	$\frac{\overline{C}}{\rho-\overline{C}}$
$[C]=\frac{\text{кмоль } A}{\text{м}^3(A+B)}$	$\frac{\rho x}{M_{\text{см}}}$	$\frac{\rho\bar{x}}{M_A}$	$\frac{\rho X}{M_A X+M_B}$	$\frac{\rho\overline{X}}{M_A(\overline{X}+1)}$	–	$\frac{\overline{C}}{M_A}$
$[\overline{C}]=\frac{\text{кг } A}{\text{м}^3(A+B)}$	$\frac{\rho M_A x}{M_{\text{см}}}$	$\rho\bar{x}$	$\frac{M_A\rho X}{M_A X+M_B}$	$\frac{\rho\overline{X}}{\overline{X}+1}$	$M_A C$	–

* Здесь M_A, M_B, $M_{\text{см}}$ – мольные массы компонентов и смеси, кг/кмоль, причем $M_{\text{см}} = M_A X_A + M_B (1-X_A)$, ρ – плотность смеси, кг/м³.

Фазовое равновесие, линия равновесия

Возьмем в качестве примера случай, когда есть две фазы Φ_x и Φ_y, между ними распределяется вещество A. Допустим, в начальный момент распределяемое вещество находится только в фазе Φ_y, а в фазе Φ_x его нет. Если фазы привести в соприкосновение, начнется переход вещества A из фазы Φ_y в фазу Φ_x. С момента появления вещества A в фазе Φ_x начинается обратный переход его в фазу Φ_y. Через определенный промежуток времени скорости перехода вещества A из фазы Φ_y в фазу Φ_x и обратно становятся одинаковыми. При равенстве скоростей устанавливается динамическое равновесие, при котором не будет происходить видимого перехода вещества из фазы в фазу.

В состоянии динамического равновесия в каждом конкретном случае существует строго определенная зависимость между концентрациями распределяемого вещества, которые при равновесии системы называются *равновесными*.

В самом общем случае связь между концентрациями распределяемого вещества в фазах при равновесии выражается зависимостью

$$y^* = f(x) \qquad (15.1)$$

или

$$x^* = f(y).$$

Любая из указанных зависимостей изображается графически линией равновесия, которая либо является кривой, либо в частном случае – прямой линией.

Отношение концентраций фаз при равновесии называется *коэффициентом распределения*:

$$m = \frac{y^*}{x}. \qquad (15.2)$$

Коэффициент распределения выражает тангенс угла наклона линии равновесия и для криволинейной линии равновесия является переменной величиной. Знание равновесных концентраций позволяет выяснить направление течения процесса, которое определяется стремлением к равновесию, и до каких равновесных концентраций.

Распределяемое вещество всегда переходит из фазы, где его содержание выше равновесного, в фазу, в которой концентрация указанного вещества ниже равновесной.

На рис. 15.1 показано, что фаза Φ_y с концентрацией распределяемого компонента y приводится в контакт с фазой Φ_x с концентрацией x.

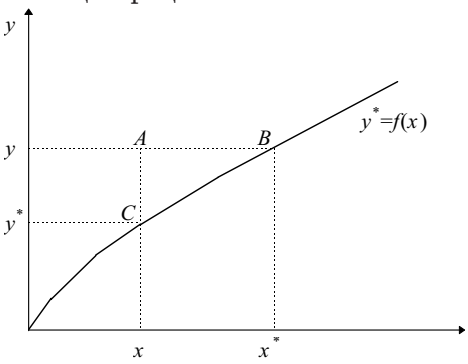


Рис. 15.1. Определение направления массопередачи на $y–x$ диаграмме

Точка A на диаграмме $y–x$ соответствует физической сущности взаимодействия фаз Φ_x и Φ_y.

Для определения направления массопередачи необходимо найти равновесные концентрации: равновесная концентрация в фазе Φ_x с фазой Φ_y, имеющей концентрацию y, будет x^*, что соответствует на диаграмме точке B; равновесная концентрация в фазе Φ_y с фазой Φ_x, имеющей концентрацию x, будет y^*, что соответствует на диаграмме точке C. Из найденных значений видно, что $y > y^*$, а $x < x^*$. Следовательно, распределяемое вещество переходит в этом случае из фазы Φ_y в фазу Φ_x.

15.2. Материальный баланс массообменных процессов

В общем случае материальный баланс массообменных процессов может быть составлен на основе следующих рассуждений.

Пусть аппарат работает в режиме идеального вытеснения при противотоке фаз. Причем массопередача происходит из газовой фазы в жидкую.

Если обозначить (рис. 15.2) G – расход газа, $y_н$, $y_к$ – начальную и конечную концентрации данного компонента в газе, L – расход жидкости, $x_н$, $x_к$ – начальную и конечную концентрации компонента в жидкой фазе, то уравнение материального баланса будет выглядеть так:

$$G\,(y_н - y_к) = L\,(x_к - x_н). \qquad (15.3)$$

Для установления зависимости изменения концентраций переходящих веществ во взаимодействующих потоках по высоте массообменного аппарата составим уравнение материального баланса для верхней его части, ограниченной снизу произвольно выбранным поперечным сечением:

$$Lx_н + Gy = Lx + Gy_к. \qquad (15.4)$$

Решая это уравнение относительно y, получим

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_к - \frac{L}{G}x_н\right). \qquad (15.5)$$

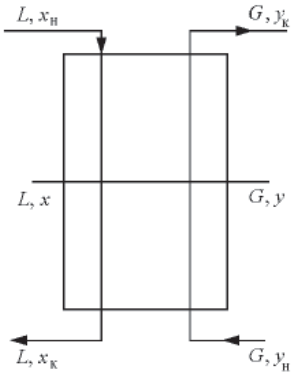


Рис. 15.2. К выводу уравнения материального баланса противоточного массообменного аппарата

Уравнение (15.5) представляет собой уравнение рабочей линии, выражающее зависимость между рабочими концентрациями распределяемого компонента в фазах для произвольного сечения аппарата. Как видно из уравнения, рабочая линия – это прямая, отсекающая на оси ординат отрезок $\left(y_к - \frac{L}{G}x_н\right)$ и образующая с осью абсцисс угол, тангенс которого равен L/G.

В действующих аппаратах рабочие концентрации распределяемого вещества не равны равновесным и никогда их не достигают.

Для анализа и расчета массообменных процессов удобно совмещать в одной диаграмме y–x рабочую линию и кривую фазового равновесия. Последняя может располагаться ниже или выше рабочей линии, никогда ее не пересекая и даже не касаясь.

В зависимости от разности рабочих (y) и равновесных ($y_р$) концентраций (рис.15.3):

– при $y > y^*$ (рис.15.3, *а*) равновесная линия располагается выше рабочей, поэтому вещество переходит из фазы $Ф_y$ в фазу $Ф_x$;

– при $y^* > y$ (рис.15.3, *б*) равновесная линия находится ниже рабочей и тогда вещество переходит из фазы $Ф_x$ в фазу $Ф_y$.

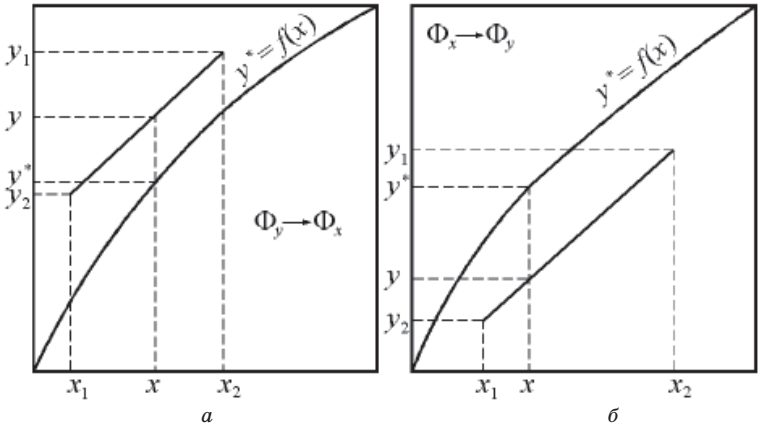


Рис. 15.3. Определение направления массоотдачи по y–x диаграмме:
а – рабочая линия выше линии равновесия;
б – рабочая линия ниже линии равновесия

Таким образом, совмещая равновесную и рабочую линии, можно определить движущую силу процессов массопередачи. Движущая сила есть разность между концентрациями $y - y^*$ или $y^* - y$, поэтому, чем дальше расположены друг от друга линии, тем больше движущая сила и, значит, процессы массопередачи протекают быстрее.

15.3. Скорость массопередачи

Массопередача представляет собой перенос распределяемого компонента из одной фазы в другую, скорость которой связана с механизмом переноса вещества в каждой из фаз.

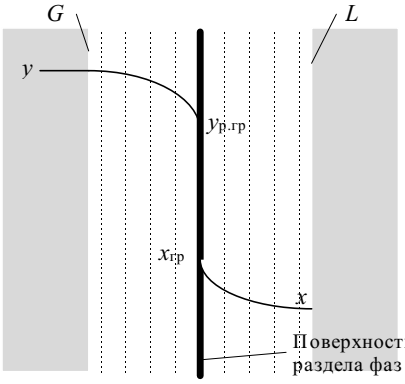


Рис. 15.4. Схема распределения концентрации в фазах в процессе массопередачи

Процесс переноса вещества из одной фазы в другую в первом приближении можно представить следующим образом (рис. 15.4): распределяемое вещество в фазе G переносится к поверхности раздела фаз, а в фазе L – от этой поверхности. Перенос вещества внутри обеих фаз может происходить либо путем молекулярной диффузии, либо путем конвективной (турбулентной) и молекулярной диффузий одновременно.

Посредством одной молекулярной диффузии вещество

перемещается лишь в неподвижной среде. В движущейся среде перенос вещества осуществляется как молекулярной диффузией, так и самой средой.

В турбулентном потоке вследствие интенсивного перемешивания в ядре концентрация распределяемого вещества в каждом сечении системы почти постоянна. Перенос вещества в пограничном слое осуществляется путем соизмеримых конвективной и молекулярной диффузий, причем по мере приближения к поверхности раздела фаз происходит затухание конвективных потоков и возрастает роль молекулярной диффузии.

Молекулярная диффузия

Молекулярная диффузия в газовых и жидких средах происходит в результате хаотического движения молекул, не связанного с движением потоков сред. В таком случае имеет место перенос молекул распределяемого вещества из областей высоких концентраций в область низких концентраций. Кинетика переноса подчиняется в данном случае первому закону Фика, согласно которому количество вещества dM, продиффундировавшего за время $d\tau$ через элементарную поверхность dF (перпендикулярной направлению диффузионного потока), пропорционально градиенту концентрации dC/dn этого вещества:

$$dM = -DdFd\tau\frac{dC}{dn} \ . \qquad (15.6)$$

Коэффициент пропорциональности D в выражении (15.6) называется коэффициентом молекулярной диффузии, а знак минус перед правой частью указывает на то, что молекулярная диффузия всегда протекает в направлении уменьшения концентрации распределяемого вещества.

Коэффициент диффузии показывает, какое количество вещества диффундирует в единицу времени через единицу поверхности при градиенте концентрации, равном единице.

Коэффициент молекулярной диффузии представляет собой физическую константу, характеризующую способность данного вещества проникать вследствие диффузии в неподвижную среду, и зависит от свойств диффундирующего компонента и среды, а также от температуры и давления. Как правило, величина D возрастает с увеличением температуры, а для газов – с понижением давления.

Численные значения коэффициентов диффузии берут из справочников или находят по следующим полуэмпирическим уравнениям –

для газов:

$$D = \frac{0{,}0435T^{1,5}}{P(V_A^{0,33} + V_B^{0,33})^2}\sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \text{ м}^2/\text{с}, \qquad (15.7)$$

для жидкостей:

$$D = \frac{8{,}2 \cdot 10^{-6} T}{\mu V_A^{0{,}33}} \left[1 + \left(\frac{3V_B}{V_A} \right)^{0{,}66} \right] \text{ м}^2/\text{с}, \qquad (15.8)$$

где T – абсолютная температура, К;

P – давление, Па;

V_A, V_B – мольные объемы взаимодействующих веществ, см^3/моль;

M_A, M_B – мольные массы, кг/кмоль;

μ – вязкость жидкости, в которой происходит диффузия, Па • с.

Коэффициенты диффузии в газах имеют значения $10^{-5} \div 10^{-4}$ м^2/с, а при диффузии в жидкостях они в 10000÷100000 раз меньше и примерно составляют $10^{-9} \div 10^{-8}$ м^2/с.

Конвективная (турбулентная) диффузия

Конвективная диффузия осуществляется под действием турбулентных пульсаций, при которых наряду с общим движением потока происходит перемещение частиц во всех, в том числе и в поперечном, направлениях.

Распределение концентраций при конвективном массообмене определяется в самом общем виде дифференциальным уравнением массообмена в движущейся среде.

Для вывода дифференциального уравнения конвективной диффузии выделим в движущейся среде элементарный параллелепипед с ребрами dx, dy, dz (рис.15.5):

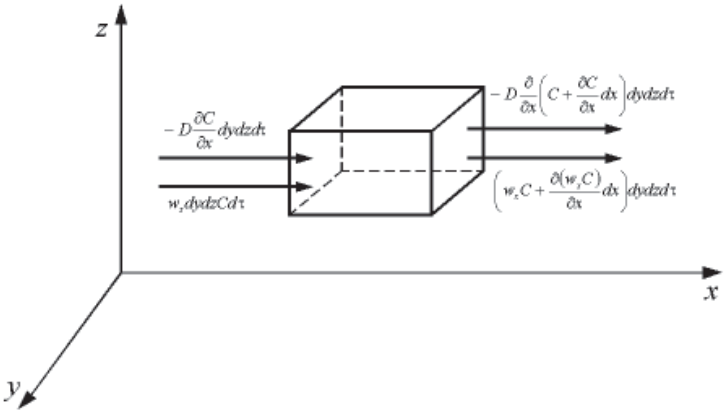


Рис. 15.5. К выводу дифференциального уравнения конвективной диффузии

Запишем материальный баланс по распределяемому веществу для параллелепипеда как путем конвективного переноса (турбулентной диффузии – $dM_к$), так и путем молекулярной диффузии ($dM_м$).

Обозначим концентрацию распределяемого вещества в плоскости левой грани параллелепипеда площадью $dydz$ через кг/м^3, а проекции скорости на оси координат – через w_x, w_y, w_z.

Количество вещества, поступающего через площадь $dydz$ левой грани в направлении оси x за время $d\tau$ составляет:
путем конвективного переноса –

$$M_{\text{к}}^{x} = Cw_{x}\, dydzd\tau,$$

путем молекулярной диффузии –

$$M_{\text{м}}^{x} = -D\frac{\partial C}{\partial x}dydzd\tau.$$

На противоположной грани параллелепипеда в направлении оси x скорость и концентрация распределяемого вещества составляют $w_x + \frac{\partial w_x}{\partial x}dx$ и $C + \frac{\partial C}{\partial x}dx$ соответственно.

Тогда за время $d\tau$ через противоположную грань параллелепипеда выходит количество вещества:
путем конвективного переноса –

$$M_{\text{к}}^{x+dx} = Cw_{x}dydzd\tau + \frac{\partial(Cw_{x})}{x}dxdydzd\tau,$$

путем молекулярной диффузии –

$$M_{\text{м}}^{x+dx} = -D\frac{\partial C}{\partial x}dydzd\tau - D\frac{\partial}{\partial x}\left(\frac{\partial C}{\partial x}\right)dxdydzd\tau.$$

Разность между количествами вещества, прошедшего через противоположные грани за время $d\tau$ в направлении оси x, равна:
путем конвективного переноса –

$$dM_{\text{к}}^{x} = M_{\text{к}}^{x} - M_{\text{к}}^{x+dx} = -\frac{\partial(Cw_{x})}{\partial x}dxdydzd\tau,$$

путем молекулярной диффузии –

$$dM_{\text{м}}^{x} = M_{\text{м}}^{x} - M_{\text{м}}^{x+dx} = D\frac{\partial^{2}C}{\partial x^{2}}dVd\tau,$$

где $dV=dxdydz$ – объем элементарного параллелепипеда.

Аналогично в направлении осей y и z:
путем конвективного переноса –

$$dM_{\text{к}}^{y} = -\frac{\partial(Cw_{y})}{\partial y}dVd\tau,$$

$$dM_{\text{к}}^{z} = -\frac{\partial(Cw_{z})}{\partial z}dVd\tau,$$

путем молекулярной диффузии –

$$dM_{\text{м}}^{y} = D\frac{\partial^{2}C}{\partial y^{2}}dVd\tau,$$

$$dM_{\text{м}}^{z} = D\frac{\partial^{2}C}{\partial z^{2}}dVd\tau.$$

Содержание распределяемого вещества в объеме параллелепипеда уменьшится за время $d\tau$:

путем молекулярной диффузии –

$$dM_{\text{м}} = D\left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2}\right)dVd\tau = D\nabla^2 CdVd\tau, \qquad A$$

путем конвективного переноса –

$$dM_{\text{к}} = -\left(\frac{\partial(Cw_x)}{\partial x} + \frac{\partial(Cw_y)}{\partial y} + \frac{\partial(Cw_z)}{\partial z}\right)dVd\tau =$$

$$= -\left[C\left(\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z}\right) + w_x\frac{\partial C}{\partial x} + w_y\frac{\partial C}{\partial y} + w_z\frac{\partial C}{\partial z}\right]dVd\tau.$$

Учитывая уравнение неразрывности потока

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0,$$

предыдущее выражение упростится так:

$$dM_{\text{к}} = -\left(w_x\frac{\partial C}{\partial x} + w_y\frac{\partial C}{\partial y} + w_z\frac{\partial C}{\partial z}\right)dVd\tau. \qquad B$$

Изменение количества распределяемого вещества за счет конвективного переноса и молекулярной диффузии в объеме параллелепипеда возможно только за счет изменения концентрации во времени.

Тогда

$$dM = \frac{\partial C}{\partial \tau}d\tau dV = dM_{\text{к}} + dM_{\text{м}}.$$

Подставляя в полученное выражение A и B, после соответствующих преобразований получим:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + w_x\frac{\partial C}{\partial x} + w_y\frac{\partial C}{\partial y} + w_z\frac{\partial C}{\partial z} = D\left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2}\right). \qquad (15.9)$$

Уравнение (15.9) представляет собой дифференциальное уравнение конвективного массообмена.

Для установившегося процесса массообмена, когда во времени концентрация не изменяет свое значение, уравнение (15.9) упростится до

$$w_x\frac{\partial C}{\partial x} + w_y\frac{\partial C}{\partial y} + w_z\frac{\partial C}{\partial z} = D\nabla^2 C. \qquad (15.10)$$

При массообмене в неподвижной среде ($w_x = w_y = w_z = 0$) уравнение (15.9) обращается в дифференциальное уравнение молекулярной диффузии:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = D\nabla^2 C, \qquad (15.11)$$

которое носит название *второго закона Фика*.

Уравнение массоотдачи

Одновременное наличие конвективной и молекулярной диффузий осложняет расчеты массообменных процессов. Поэтому принимают, что скорость массоотдачи пропорциональна движущей силе, равной разности концентраций в ядре и на границе фазы.

Тогда в соответствии с рис. 15.5 количество вещества M, переходящее из фазы Φ_y в фазу Φ_x в единицу времени, будет определяться следующими выражениями:

фаза Φ_y –

$$M=\beta_y F(y - y_{гр}), \qquad (15.12)$$

фаза Φ_x –

$$M=\beta_x F(x_{гр} - x), \qquad (15.13)$$

где F – поверхность раздела фаз, м^2.

Разности концентраций $y - y_{гр}$ и $x_{гр} - x$ представляют собой движущую силу процесса массоотдачи в фазах Φ_y и Φ_x соответственно.

В выражениях (15.12) и (15.13) коэффициенты пропорциональности β_y и β_x называются коэффициентами массоотдачи, которые показывают, какое количество вещества переходит от поверхности раздела фаз в ядро фазы (или в обратном направлении) через единицу поверхности в единицу времени при движущей силе, равной единице.

В системе единиц СИ коэффициент массоотдачи имеет размерность:

$$[\beta]=\left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}\,(\text{ед.движ.си лы})}\right].$$

По своей природе β не является физической постоянной, а зависит от многих параметров, таких, как физические свойства фазы и распределяемый компонент (плотности, вязкости, коэффициента диффузии и т.д.) и гидродинамических условий (режима движения фаз, геометрических размеров оборудования и т.д.).

Все это осложняет расчет и опытное определение коэффициентов массоотдачи. Наиболее строгий и принципиально возможный путь для определения коэффициентов массоотдачи заключается в совместном интегрировании уравнений конвективного массообмена, движения (уравнения Навье–Стокса), уравнений неразрывности потока при заданных условиях однозначности (начальные и граничные условия).

Однако эта система уравнений не имеет аналитического решения и для получения расчетных зависимостей необходимо прибегнуть к преобразованию дифференциального уравнения конвективного массообмена в движущейся среде методами теории подобия.

Подобие процессов переноса массы

Для получения обобщенного критериального уравнения массоотдачи необходимо получить критерии подобия, которыми описывается подобие процессов массоотдачи на границе фазы и в основной массе фазы.

Подобие на границе фазы в пограничном слое можно получить из следующих соображений:

– в пограничном слое вещество в основном перемещается посредством молекулярной диффузии. Значит, возможно выражение, аналогичное (15.6):

$$M = -DF\frac{\partial y}{\partial n}; \qquad (15.14)$$

– с другой стороны, в соответствии с уравнением массоотдачи (13.12) количество вещества, переносимого из ядра фазы к ее поверхности, можно представить так:

$$M = \beta_y F\,\Delta y. \qquad (15.15)$$

Разделив выражение (15.15) на (15.14) и учитывая, что для подобных процессов отношение сходственных величин равно отношению величин, им пропорциональных, т.е. заменив dy на приращение концентраций Δy, а dn – некоторым характерным линейным размером l, получим безразмерный комплекс – диффузионный критерий Нуссельта Nu′:

$$\mathrm{Nu}' = \frac{\beta l}{D}. \qquad (15.16)$$

Nu′ выражает отношение интенсивности переноса вещества в ядре фазы к интенсивности переноса вещества в диффузионном пограничном слое, где скорость определяется молекулярной диффузией.

В качестве исходной зависимости при рассмотрении подобия процессов переноса вещества в ядре фазы возьмем дифференциальное уравнение конвективной диффузии (15.9).

Проведем подобные преобразования членов уравнения (15.9):

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} \approx \frac{C}{\tau}, \qquad A$$

$$w_x\frac{\partial C}{\partial x} + w_y\frac{\partial C}{\partial y} + w_z\frac{\partial C}{\partial z} \approx W\frac{C}{l}, \qquad B$$

$$D\left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2}\right) \approx D\frac{C}{l^2}. \qquad C$$

Разделив C на A, получим безразмерный комплекс – диффузионный критерий Фурье Fo′:

$$\mathrm{Fo}' = \frac{\tau D}{l^2}. \qquad (15.17)$$

Критерий Fo′ отражает условие подобия неустановившихся процессов массоотдачи. Равенство критериев Фурье в подобных системах характеризует постоянство отношения изменения концентрации вследствие молекулярной диффузии к изменению концентрации во времени.

Отношение B к C позволит получить безразмерный комплекс – диффузионный критерий Пекле Pe':

$$\mathrm{Pe}' = \frac{wl}{D}. \qquad (15.18)$$

Критерий Pe' выражает меру отношения массы вещества, перемещаемой путем турбулентного переноса, и молекулярной диффузии в подобных точках систем.

Нетрудно увидеть, что критерий Pe' является произведением двух критериев:

$$\mathrm{Pe}' = \frac{wl}{D} = \frac{wl\varrho}{\mu}\frac{\mu}{\varrho D} = \mathrm{Re}\cdot\mathrm{Pr}', \qquad (15.19)$$

где Pr' – критерий Прандтля, выражающий постоянство отношения физических свойств жидкости или газа в сходственных точках подобных потоков.

При подобии процессов переноса вещества необходимой предпосылкой является соблюдение гидродинамического и геометрического подобий.

Определяемым является критерий Nu', так как в него входит коэффициент массоотдачи β. Поэтому общая функциональная зависимость Nu' от определяющих критериев подобия для неустановившихся процессов массоотдачи имеет вид:

$$\mathrm{Nu}' = f\left(\mathrm{Fo}', \mathrm{Re}, \mathrm{Pr}', ..., \Gamma_1, \Gamma_2, ...\right). \qquad (15.20)$$

Для стационарных процессов массоотдачи условие равенства критериев Fo' отпадает и приведенное выше обобщенное уравнение запишем так:

$$\mathrm{Nu}' = f\left(\mathrm{Re}, \mathrm{Pr}', ..., \Gamma_1, \Gamma_2, ...\right). \qquad (15.21)$$

Как правило, зависимость (15.20) или (15.21) представляют в виде степенной функции, например:

$$\mathrm{Nu}' = \frac{\beta l}{D} = A\cdot\mathrm{Re}^m\cdot\mathrm{Pr}'^n\cdot ...\cdot\left(\frac{l_1}{l_0}\right)^p\cdot\left(\frac{l_2}{l_3}\right)^q\cdot ..., \qquad (15.22)$$

где коэффициенты A, m, n, ... , p, q, ... находят обработкой опытных данных.

Уравнение массопередачи

Процесс массопередачи состоит из процессов переноса вещества в пределах каждой из двух контактирующих фаз и процесса переноса этой массы через поверхность раздела. Использование уравнений (15.12) и (15.13) осложнено практически невозможным измерением концентрации фаз на границе раздела. Поэтому количество вещества M, переносимое из фазы в фазу в единицу времени, выражают следующим образом:

$$M = K_y F\,(y - y^*) \qquad (15.23)$$

или

$$M = K_x F\,(x^* - x), \qquad (15.24)$$

где y^*, x^* – равновесные концентрации в данной фазе, соответствующие концентрациям x и y распределяемого вещества в основной массе фазы;

K_x, K_y – коэффициенты массопередачи, выраженные соответственно через концентрации фаз Φ_y и Φ_x.

Коэффициенты массопередачи имеют ту же размерность, что и коэффициенты массоотдачи β_y и β_x, но характеризуют кинетику массообмена не в одной, а в двух фазах.

По своему физическому смыслу коэффициент массопередачи показывает, какое количество вещества переходит из фазы за единицу времени через единицу поверхности контакта фаз при движущей силе массопередачи, равной единице. Под движущей силой процесса массопередачи понимают разность между рабочей и равновесной концентрациями (или наоборот), отражающую тем самым меру отклонения системы от состояния равновесия.

Как известно, в действующих аппаратах рабочие концентрации изменяются вдоль поверхности контакта фаз, что влечет за собой изменение равновесных концентраций и вследствие этого – движущей силы. Поэтому в уравнение массопередачи (15.23) и (15.24) вводят величину средней движущей силы ($\Delta y_{ср}$, $\Delta x_{ср}$):

$$M = K_y F \Delta y_{ср} \qquad (15.25)$$

или

$$M = K_x F \Delta x_{ср} . \qquad (15.26)$$

В уравнениях (15.25) и (15.26) F – поверхность контакта фаз, которую обычно находят и затем рассчитывают основные размеры аппарата. Величину M – количество переданного вещества находят из материального баланса, $\Delta y_{ср}$ или же $\Delta x_{ср}$ – по уравнениям (15.39), (15.40), а K_y или K_x, основываясь на полученных значениях коэффициентов массоотдачи β_y и β_x – из критериальных уравнений вида (15.20), (15.21).

Зависимость между коэффициентами массоотдачи и массопередачи

Между коэффициентами массопередачи и массоотдачи существует определенная взаимосвязь. При этом, как правило, оговаривается, что на границе раздела фаз достигается равновесие, т.е.

$$y_{гр} = m x_{гр},$$

где m – коэффициент распределения (см. 15.2).

Вместе с этим выражение (15.12) и (15.13) представим в следующем виде:

$$M = \beta_x F \left(\frac{y_{гр}}{m} - \frac{y^*}{m} \right) = \frac{\beta_x F}{m} \left(y_{гр} - y^* \right),$$

$$M = \beta_y F \left(y - y_{гр} \right),$$

откуда

$$y_{\text{гр}} - y^* = \frac{Mm}{\beta_x F}\ , \qquad A$$

$$y - y_{\text{гр}} = \frac{M}{\beta_y F}. \qquad B$$

Складывая полученные выражения A и B, получим

$$y - y^* = \frac{M}{F}\left(\frac{m}{\beta_x} + \frac{1}{\beta_y}\right).$$

Сравнивая с выражением (15.23), нетрудно увидеть, что

$$\frac{1}{K_y} = \frac{m}{\beta_x} + \frac{1}{\beta_y}$$

или

$$K_y = \frac{1}{\dfrac{m}{\beta_x} + \dfrac{1}{\beta_y}}. \qquad (15.27)$$

Выражая концентрации распределяемого компонента через x, аналогичным путем найдем:

$$K_x = \frac{1}{\dfrac{1}{\beta_x} + \dfrac{1}{m\beta_x}}. \qquad (15.28)$$

Уравнения (15.27) и (15.28) представляют собой сумму (аддитивность) диффузионных сопротивлений в обеих контактирующих фазах.

Между коэффициентами массопередачи K_y и K_x существует взаимосвязь:

$$K_y = \frac{K_x}{m}. \qquad (15.29)$$

Из уравнений аддитивности фазовых сопротивлений следует, что коэффициенты массопередачи зависят от доли диффузионного сопротивления каждой фазы, а значит, от гидродинамических условий и коэффициента диффузии. В тех случаях, когда диффузионное сопротивление одной из фаз пренебрежительно мало по сравнению с другой, уравнения (15.27) и (15.28) значительно упрощаются.

Например, в случае поглощения хорошо растворимого газа жидкостью значение коэффициента распределения очень мало и поэтому $\dfrac{m}{\beta_x} \ll \dfrac{1}{\beta_y}$. Это означает, что все сопротивление переносу вещества сосредоточено в фазе Φ_y, тогда

$$K_y = \beta_y. \qquad (15.30)$$

В другом случае для плохо растворимых газов m принимает большие значения, а значит, $\dfrac{1}{\beta_y m} \ll \dfrac{1}{\beta_x}$. Здесь сопротивление переносу вещества сосредоточено в фазе Φ_x, поэтому

$$K_x = \beta_x. \qquad (15.31)$$

В промышленности при контакте двух фаз образуется система в дисперсном состоянии, при котором поверхность взаимодействия фаз практически не поддается непосредственному изменению, поэтому вводят не поверхностные, а объемные коэффициенты массоотдачи и массопередачи.

Обозначив эти коэффициенты индексом v, уравнения (15.12), (15.13), (15.23) и (15.24) примут вид:

$$\begin{aligned} M &= \beta_y^v V\left(y - y_{\text{гр}}\right), \\ M &= \beta_x^v V\left(x_{\text{гр}} - x\right), \\ M &= K_y^v V\left(y - y^*\right), \\ M &= K_x^v V\left(x^* - x\right), \end{aligned} \qquad (15.32)$$

где V – рабочий объем аппарата, м³;

$\beta_y^v, \beta_x^v, K_y^v, K_x^v$ – объемные коэффициенты массоотдачи и массопередачи, кг/(м³ · с · кг/кг).

Объемные коэффициенты β^v и K^v выражают количество вещества, переходящего за единицу времени в 1 м³ рабочего объема аппарата при движущей силе процесса, равной единице.

15.4. Движущая сила процессов массопередачи

Движущую силу в процессах массопередачи выражают в зависимости от того, как выражена скорость протекания (кинетика) процесса. Существует три способа выражения движущей силы:

1) через разность концентраций, а кинетику – через коэффициенты массопередачи;

2) косвенно – через число единиц переноса, а кинетику – через высоту единицы переноса;

3) косвенно – через число теоретических ступеней контакта, или через число теоретических тарелок, а кинетику – через КПД или через высоту, эквивалентную теоретической ступени контакта.

На величину движущей силы влияет взаимное направление движения фаз. Различают прямоточное, противоточное, перекрестноточное и смешанное движения двух контактирующих фаз. При этом контакт фаз можно осуществлять непрерывно (насадочные колонны) или ступенчато (тарельчатые колонны). Вследствие переноса вещества при движении вдоль поверхности контакта изменяются концентрации фаз, а следовательно, и величина движущей силы. Поэтому в общее уравнение массопередачи (15.25) и (15.26) входит величина средней движущей силы.

Выражение движущей силы через разность концентраций

Пусть процесс массопередачи происходит между фазами Φ_y и Φ_x, причем перенос вещества осуществляется из фазы Φ_y в фазу Φ_x (рис.15.6):

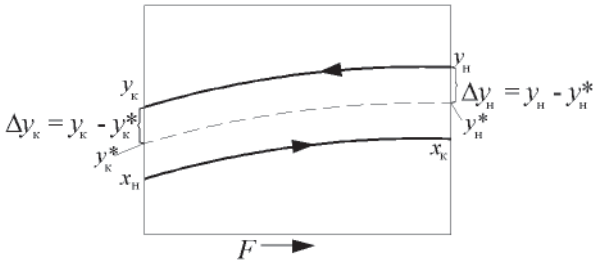


Рис. 15.6. К определению средней движущей силы процесса массопередачи

Допустим, что

1) расходы фаз (для Φ_y – G, а для Φ_x–L) постоянны, т.е. G=const и L=const;

2) коэффициенты массопередачи не изменяются вдоль поверхности контакта фаз (K_x=const; K_y=const).

Согласно уравнению материального баланса на элементе поверхности dF:

$$dM = -Gdy = L\,dx\,. \qquad (15.33)$$

То же количество dM вещества можно определить из основного уравнения массопередачи (15.25), (15.26):

$$dM = K_y\left(y - y^*\right)dF \quad \text{или}$$
$$dM = K_x\left(x^* - x\right)dF\,. \qquad (15.34)$$

Приравняв соответствующие уравнения, разделив переменные и проинтегрировав в пределах изменения концентраций для всего аппарата, получим

$$-\int_{y_н}^{y_к}\frac{dy}{y - y^*} = \int_0^F \frac{K_y}{G}dF,$$
$$\int_{x_н}^{x_к}\frac{dx}{x^* - x} = \int_0^F \frac{K_x}{L}dF, \qquad (15.35)$$

откуда

$$\int_{y_н}^{y_к}\frac{dy}{y - y^*} = \frac{K_y}{G}F,$$
$$\int_{x_н}^{x_к}\frac{dx}{x^* - x} = \frac{K_x}{L}F\,. \qquad (15.36)$$

Материальный баланс по распределяемому веществу для всего аппарата составит

$$M = G\left(y_н - y_к\right),$$
$$M = L\left(x_к - x_н\right). \qquad (15.37)$$

Выражая расходы фаз G и L из (15.37) и подставляя в (15.36), получим

$$M = K_y F\,\frac{y_н - y_к}{\int_{y_к}^{y_н}\frac{dy}{y - y^*}},$$

$$M = K_x F \frac{x_к - x_н}{\int\limits_{x_н}^{x_к} \frac{dx}{x^* - x}}, \qquad (15.38)$$

откуда с учетом (15.25) и (15.26) нетрудно увидеть, что

$$\Delta y_{ср} = \frac{y_н - y_к}{\int\limits_{y_к}^{y_н} \frac{dy}{y - y^*}},$$

$$\Delta x_{ср} = \frac{x_к - x_н}{\int\limits_{x_н}^{x_к} \frac{dx}{x^* - x}}. \qquad (15.39)$$

В случае, когда линия равновесия является прямой или же близкой к прямой, среднюю движущую силу можно определить по упрощенной зависимости:

$$\Delta y_{ср} = \frac{\left(y_н - y_н^*\right) - \left(y_к - y_к^*\right)}{\ln \frac{y_н - y_н^*}{y_к - y_к^*}} = \frac{\Delta y_б - \Delta y_м}{\ln \frac{\Delta y_б}{\Delta y_м}},$$

$$\Delta x_{ср} = \frac{\left(x_к^* - x_к\right) - \left(x_н^* - x_н\right)}{\ln \frac{x_к^* - x_к}{x_н^* - x_н}} = \frac{\Delta x_б - \Delta x_м}{\ln \frac{\Delta x_б}{\Delta x_м}}. \qquad (15.40)$$

В уравнениях (15.40) величины $\Delta y_б$ и $\Delta x_б$ обозначают выраженную в общем виде движущую силу процесса массопередачи на том конце аппарата, где она больше, а величины $\Delta y_м$ и $\Delta x_м$ – на противоположном конце аппарата, где она меньше.

Когда $\Delta y_б / \Delta y_м < 2$ и $\Delta x_б / \Delta x_м < 2$, с достаточной для технических расчетов точностью средняя движущая сила может быть рассчитана как среднеарифметическая, а именно:

$$\Delta y_{ср} = \frac{\Delta y_б + \Delta y_м}{2},$$

$$\Delta x_{ср} = \frac{\Delta x_б + \Delta x_м}{2}. \qquad (15.41)$$

Выражение движущей силы процесса через число единиц переноса

При расчете массообменных процессов, как правило, находят рабочую высоту аппарата, обеспечивающую заданные значения концентраций распределяемого компонента в фазах на противоположных концах аппарата.

Представив в уравнении (15.32) рабочий объем аппарата V как произведение площади поперечного сечения S на рабочую высоту H, получим

$$M = K_y^v S H \Delta y_{ср},$$

$$M = K_x^v SH\Delta x_{ср}. \qquad (15.42)$$

При подстановке G и L (15.37) и $\Delta y_{ср}$, $\Delta x_{ср}$ (15.39) рабочая высота аппарата составит:

$$H = \frac{G}{K_y^v S}\frac{y_н - y_к}{\Delta y_{ср}} = \frac{G}{K_y^v S}\int_{y_к}^{y_н}\frac{dy}{y - y^*},$$

$$H = \frac{L}{K_x^v S}\frac{x_к - x_н}{\Delta x_{ср}} = \frac{L}{K_x^v S}\int_{x_н}^{x_к}\frac{dx}{x^* - x}. \qquad (15.43)$$

Второй сомножитель в уравнении (15.43) называют числом единиц переноса и обозначают через n_{0y} либо n_{0x}, если это число отнесено к концентрациям фазы Φ_y или Φ_x соответственно:

$$n_{0y} = \int_{y_к}^{y_н}\frac{dy}{y - y^*} = \frac{y_н - y_к}{\Delta y_{ср}},$$

$$n_{0x} = \int_{x_н}^{x_к}\frac{dx}{x^* - x} = \frac{x_к - x_н}{\Delta x_{ср}}. \qquad (15.44)$$

Как видно из (15.44), число единиц переноса обратно пропорционально средней движущей силе процесса массопередачи и характеризует изменение концентрации фазы, приходящейся на единицу движущей силы.

В самом общем случае, когда функция $y^*=f(x)$ является криволинейной, интегральное выражение в (15.44) не может быть решено аналитически. Поэтому число единиц переноса находят методом графического интегрирования.

Метод графического интегрирования заключается в том, что задаются рядом значений y_i в промежутке интервала от $y_н$ до $y_к$. Для каждой рабочей концентрации y_i находят рабочую концентрацию x_i, а для нее – равновесную y_i^*. Затем строят график зависимости $1/(y_i - y_i^*)$ от y_i (рис. 15.7).

Площадь под кривой (с учетом масштабов по осям) функции и является интегральным значением.

Аналогично находят число единиц переноса n_{0x}, отнесенное к концентрациям фазы Φ_x.

Первый сомножитель в уравнении (15.43) называется высотой единиц переноса (ВЕП) и обозначается h_{0y} или h_{0x}:

$$h_{0y} = \frac{G}{K_y^v S}, \text{ м},$$

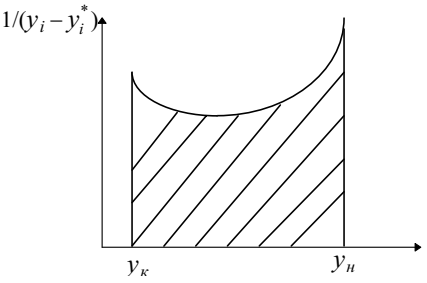


Рис. 15.7. Определение числа единиц переноса методом графического интегрирования

$$h_{0x} = \frac{L}{K_x^v S} \text{ м.} \qquad (15.45)$$

По своему физическому смыслу ВЕП соответствует высоте аппарата, эквивалентной одной единице переноса. ВЕП h_{0y} или h_{0x} определяются на основании опытных данных и отражают кинетику процесса. Из уравнения (15.45) величина ВЕП обратно пропорциональна объемному коэффициенту массопередачи. Поэтому чем выше интенсивность массопередачи в аппарате, тем меньше в нем величина ВЕП.

Выражение движущей силы процесса через число теоретических ступеней контакта

Число теоретических ступеней контакта, или теоретических тарелок, может быть найдено аналитически или графически совместным решением уравнений равновесия и рабочей линии процесса. Под теоретической тарелкой понимают такой контакт фазы Φ_x и Φ_y, при котором взаимодействующие фазы уходят с равновесными концентрациями. Графически (рис. 15.8) число теоретических ступеней $n_т$ сводится к построению между рабочей линией и равновесной кривой «ступенек», например *ABC*, где отрезок *AB* соответствует изменению состава фазы Φ_y, а *BC* – изменению состава жидкой фазы Φ_x. Величина $n_т$ может не быть целым числом.

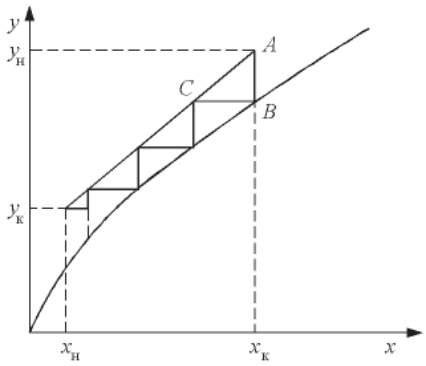


Рис. 15.8. Определение числа теоретических ступеней контакта графическим способом

Действительное число тарелок $n_д$, которое необходимо установить в аппарате, определяется на основе знания КПД:

$$n_д = \frac{n_т}{\eta}. \qquad (15.46)$$

КПД η учитывает реальную кинетику массообмена на действительных ступенях (тарелках), на которых никогда не достигается равновесие. Величина η зависит от ряда факторов, в том числе от скоростей фаз, режима их движения, физико-химических свойств фаз и распределяемого вещества и т.д. Поэтому КПД находят, как правило, опытным путем.

В случае расчета высоты массообменных аппаратов с непрерывным контактом фаз пользуются понятием высоты насадки, эквивалентной одной теоретической ступени (сокращенно – ВЭТС). Значения ВЭТС определяются опытным путем.

Тогда, если обозначить ВЭТС через $h_э$, рабочая высота аппарата с непрерывным контактом фаз выражается произведением

$$H = n_т h_э. \qquad (15.47)$$

Следует учитывать, что величина ВЭТС зависит от кривизны линии равновесия. Поэтому, если линия равновесия значительно изменяет свою кривизну, значения ВЭТС будут переменны по высоте аппарата, что является существенным недостатком данного метода. В таком случае необходимо пользоваться расчетом посредством ВЭП, величины которых значительно меньше зависят от кривизны линии равновесия и определяются на основе кинетических закономерностей.

Список литературы:

1. *Основные* процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию /Под ред. Ю.И.Дытперского. М.: Химия, 1983. 272 с.

2. *Кафаров В.В.* Основы массопередачи. М.: Наука, 1976. 494 с.

3. *Астарита Д.* Массопередача с химической реакцией. Л.: Химия, 1971. 223 с.

4. *Данквертс П.В.* Газожидкостные реакции. М.: Химия, 1973. 296 с.

5. *Шервуд Т., Пичфорд Р., Уилки Ч.* Массопередача. Пер. с англ. М.: Химия, 1982. 696 с.

6. *Рамм В.М.* Абсорбция газов. М.: Химия, 1966. 767 с.

Глава 16. АБСОРБЦИЯ

16.1. Общие сведения

Абсорбция – поглощение одного или нескольких компонентов газа или пара жидким поглотителем (абсорбентом). Указанный процесс является избирательным и обратимым, что позволяет применять его не только с целью получения растворов газов в жидкостях, но и для разделения газовых или паровых смесей.

Обратный процесс – выделение поглощенного газа из абсорбента (поглотителя) – называется **десорбцией**.

Различают *физическую абсорбцию* и *хемосорбцию*. Под физической абсорбцией понимают поглощение вещества (абсорбтива) всем объемом твердой или жидкой фазы без химического взаимодействия. Абсорбцию применяют для получения эфирных масел.

Хемосорбция – это поглощение вещества с образованием химических соединений. К хемосорбции относится ионный обмен.

Физическая абсорбция в большинстве случае обратима. На этом свойстве абсорбционных процессов основано выделение поглощенного газа из раствора – десорбция.

Сочетание абсорбции и десорбции позволяет многократно применять поглотитель и выделять в чистом виде поглощенный компонент. Если абсорбент и абсорбтив представляют собой дешевые отбросные продукты, то десорбцию зачастую не проводят.

Процесс абсорбции производится в аппаратах, называемых *абсорберами*.

В химико-фармацевтическом производстве абсорбция с последующей десорбцией широко применяется для выделения из газовых смесей ценных компонентов (например, для извлечения бензола), для очистки технологических и огнеопасных горючих газов от вредных сопутствующих примесей (например, при очистке их от сероводорода), для санитарной очистки отходящих газов (сернистый ангидрид) и т.д.

Аппаратурное обеспечение процесса абсорбции сравнительно простое, поэтому указанный процесс используют в промышленности.

16.2. Равновесие в системе жидкость — газ

Знание равновесия при абсорбции позволяет установить пределы, до которых может протекать процесс. В основе равновесия лежит правило фаз Гиббса (см. гл. 20, разд. 20.2, уравнение (20.1)):

$$C = K - \Phi + 2.$$

В случае растворения в жидкости бинарной газовой смеси (распределяемый компонент – A, носитель – B) взаимодействуют две фазы, т.е. $\Phi = 2$. Число компонентов $K = 3$. Согласно правилу фаз

$$C = 3 - 2 + 2 = 3,$$

т.е. число степеней свободы равно 3.

Для данной системы газ – жидкость переменными являются температура, давление и концентрации в обеих фазах. Следовательно, в состоянии равновесия при постоянных температуре и общем давлении зависимость между парциальным давлением газа A (или его концентрацией) и составом жидкости однозначна.

Эта зависимость выражается законом Генри, в соответствии с которым равновесное парциальное давление P^* растворенного газа пропорционально содержанию его в растворе x (в кг/кг поглотителя):

$$P^* = \Psi x, \qquad (16.1)$$

где Ψ (*коэффициент*, или *константа*, *Генри*) – коэффициент пропорциональности, имеющий размерность давления и зависящий от свойств растворенного газа и поглотителя, и от температуры (прил. 16.1).

Растворимость большинства газов очень отклоняется от закона Генри. Последнее относится в основном к хорошо растворимым газам, образующим растворы значительной концентрации. При малых концентрациях раствора закон Генри хорошо соблюдается.

Для практических расчетов используют полученные экспериментальным путем величины равновесного парциального давления газа P^* и определяют равновесное содержание абсорбируемого вещества в газовой смеси y^* по уравнению

$$y^* = \frac{M_к}{M_н} \cdot \frac{P^*}{P - P^*} \text{ кг/кг инертного газа}, \qquad (16.2)$$

где $M_к$, $M_н$ – молекулярные массы абсорбируемого компонента и инертного (неабсорбируемого) газа;

P – общее давление газовой смеси.

По вычисленным значениям y^* строят линию равновесия (рис. 16.1). На этой диаграмме по оси абсцисс откладывают концентрацию x распределяемого вещества в фазе L, а по оси ординат – его концентрацию y в фазе G. Кривая OC показывает зависимость равновесной концентрации y^* от x и называется *линией равновесия*. При небольших значениях P^* по сравнению с P можно приближенно написать, учитывая уравнение (16.1):

$$y^* = \frac{M_к}{M_н} \cdot \frac{P^*}{P} = \frac{M_к}{M_н} \cdot \frac{\Psi x}{P} = kx\,, \qquad (16.3)$$

где $k = \frac{M_к}{M_н} \cdot \frac{\Psi}{P}$.

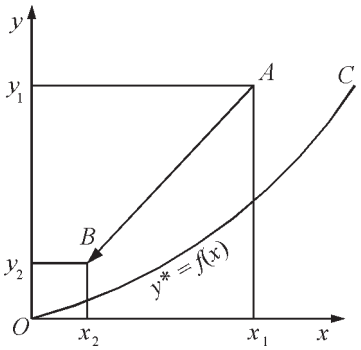


Рис. 16.1. Диаграмма y–x: OC – линия равновесия; AB – рабочая линия

В данном случае линия равновесия будет выглядеть в виде прямой, тангенс угла наклона которой равен k.

16.3. Материальный и тепловой балансы процесса абсорбции

16.3.1. Материальный баланс

Рассмотрим схему движения потоков в противоточном абсорбере (рис. 16.2). В абсорбер поступает G кг/с газа с концентрацией y_1 на входе в аппарат и y_2 – на выходе из него. Противотоком ему сверху вниз подается L кг/с жидкость, абсорбирующая газ (поглотитель). Содержание газа в жидкости при входе в абсорбер – x_2, на выходе из него – x_1.

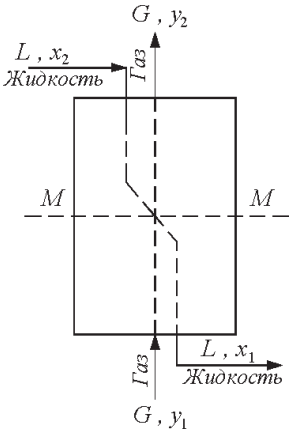


Рис. 16.2. Схема движения потоков в противоточном абсорбере

Тогда можно записать равенство количества газа, перешедшего из фазы G в фазу L в виде уравнения материального баланса:

$$M = G\,(y_1 - y_2) = L\,(x_1 - x_2), \quad (16.4)$$

где M – расход поглощаемого компонента.

Из уравнения (16.4) определим *удельный расход поглотителя* l (т.е. приходящегося на 1 кг инертного газа):

$$l = \frac{L}{G} = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2} \text{ кг/кг инертного газа.} \quad (16.5)$$

При полном извлечении компонента из газа его содержание в газовой фазе при выходе из абсорбера было бы $y_2 = 0$, а количество поглощенного компонента составило бы Gy_1. Отклонение количества фактически поглощенного компонента $G\,(y_1 - y_2)$ к количеству, поглощаемому при полном извлечении, называется *степенью извлечения*:

$$\varepsilon = \frac{G(y_1 - y_2)}{Gy_1} = \frac{y_1 - y_2}{y_1} = 1 - \frac{y_2}{y_1}. \quad (16.6)$$

Рассмотрим произвольное сечение аппарата MM, в котором составы фаз будут y и x, и напишем уравнение материального баланса для части аппарата, расположенной выше этого сечения:

$$Gy + Lx_2 = Gy_2 + Lx,$$

откуда

$$y = y_2 + \frac{L}{G}(x - x_2) = y_2 + l(x - x_2). \quad (16.7)$$

Уравнение (16.7), называемое *уравнением рабочей линии*, выражает зависимость между неравновесными составами фаз (y, x) в любом сечении аппарата.

Как видно из указанного уравнения, на диаграмме y–x рабочая линия представляет собой прямую с наклоном к оси абсцисс под углом, тангенс которого равен l.

Подставив в уравнение (16.7) значение l из уравнения (16.5), получим после простейших преобразований:

$$\frac{y - y_2}{y_1 - y_2} = \frac{x - x_2}{x_1 - x_2}.$$

Это выражение является уравнением прямой (см. рис. 16.1), проходящей через точку A с координатами (x_1, y_1) и через точку B – с координатами (x_2, y_2).

На диаграмме y–x рабочая линия расположена выше линии равновесия, так как при абсорбции содержание компонента в газовой фазе больше равновесного. При десорбции, наоборот, рабочая линия лежит ниже линии равновесия.

Чтобы построить рабочую линию, необходимо знать составы фаз на входе в абсорбер (x_2, y_1) и на выходе из него (x_1, y_2). По этим составам строят точки B и A (см. рис. 16.1), а расход поглотителя определяют по уравнению (16.5). Однако обычно задаются только начальные составы газа и жидкости (y_1, x_2) и степень извлечения ε. Заданным условиям соответствует определенное значение y_2, которое можно найти по уравнению (16.6) и, таким образом, построить точку B (рис. 16.3). В зависимости от удельного расхода поглотителя рабочая линия будет поворачиваться около точки B, кроме того, точка A перемещается по горизонтали, соответствующей ординате y_1.

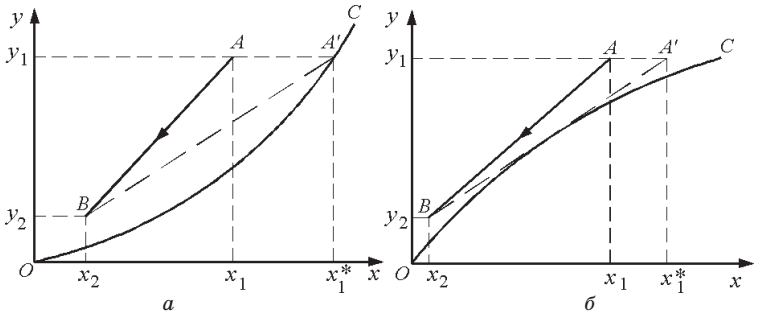


Рис. 16.3. Определение минимального расхода поглотителя:
а – линия равновесия обращена выпуклостью вниз; *б* – линия равновесия обращена выпуклостью вверх; *OC* – линия равновесия; *AB* – рабочая линия; *A′B* – предельное положение рабочей линии, соответствующее минимальному расходу поглотителя

Положение *A′B*, когда точка *A′* находится на линии равновесия (рис. 16.3, *а*) или когда рабочая линия касается линии равновесия (рис. 16.3, *б*), соответствует минимальному расходу поглотителя $l_{\min}$.

При минимальном расходе поглотителя движущая сила в точке прилегания рабочей линии и линии равновесия равна нулю, поэтому требуется абсорбер бесконечно большой высоты.

При увеличении удельного расхода поглотителя уменьшается необходимая высота абсорбера, но увеличиваются расходы на десорбцию, на перекачивание поглотителя и т.д.

Расход жидкого поглотителя может быть определен из соотношения

$$L = \varphi\, l_{\min}, \qquad (16.7\ \text{а})$$

где $\varphi > 1$ – коэффициент избытка поглотителя;

$l_{\min}$ – теоретически минимальный расход поглотителя, определяемый графически (см. рис. 16.3) или аналитически:

$$l_{\min} = \frac{M}{X^*_{\text{н}} - X_{\text{в}}},$$

где M – расход поглощаемого компонента, кг/с;

$x^*_{\text{н}}$ – равновесная концентрация поглощаемого компонента в жидкости внизу абсорбера;

$x_{\text{в}}$ – концентрация поглощаемого компонента в жидкости наверху абсорбера.

Наиболее экономичный удельный расход поглотителя можно определить технико-экономическим расчетом.

Для этого сумму затрат на поглощение в абсорбере 1 кмоль газа представляют в виде:

$$S = S_1 + S_2 + S_3,$$

где S_1 – затраты, не зависящие от размеров аппарата и расхода абсорбента (стоимость газа, обслуживание и т.д.);

S_2 – затраты, зависящие от размеров аппарата (амортизация и ремонт, стоимость энергии, расходуемой на преодоление гидравлического сопротивления при прохождении газа через аппарат и др.);

S_3 – затраты, зависящие от расхода абсорбента (стоимость перекачки поглотителя, расходы на десорбцию и т.д.).

Так как величина S_1 не зависит от расхода абсорбента, функция $S_1 = f(l)$ на рис. 16.4 выражается горизонтальной прямой линией.

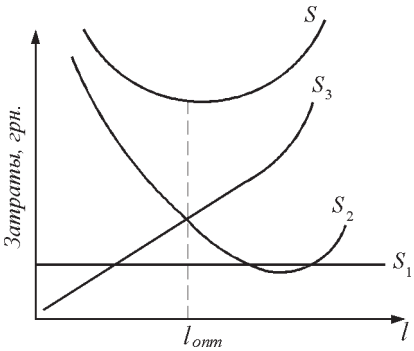


Рис. 16.4. К определению оптимального удельного расхода абсорбента

С возрастанием l уменьшаются рабочая высота абсорбционного аппарата и его гидравлическое сопротивление, при этом снижается значение S_2, но одновременно несколько увеличивается диаметр аппарата. При определенных значениях l объем аппарата вследствие резкого возрастания его диаметра будет также увеличиваться, что может привести к росту S_2. Следовательно, кривая $S_2 = f(l)$ может иметь минимум (рис. 16.4). С возрастанием l увеличиваются расходы на десорбцию и перекачивание поглотителя, т.е. растет величина S_3. Складывая ординаты всех кривых (рис. 16.4), получим кривую суммарных затрат на абсорбцию 1 кмоль газа. Эта кривая также имеет

минимум, соответствующий оптимальному удельному расходу $l_{опт}$ абсорбента [3, с.198].

16.3.2. Тепловой баланс

При ведении абсорбции без отвода тепла или с неполным его отводом температура повышается вследствие выделения тепла при растворении газа в жидкости. Увеличение температуры ведет к повышению равновесного парциального давления компонента и смещению линии равновесия вверх. Движущая сила в этом случае уменьшается и абсорбция ухудшается.

Величина выделяющегося при абсорбции тепла будет составлять:

$$Q = M\,\Phi = \Phi\, L(x_1 - x_2)\ \text{Вт}, \qquad (16.8)$$

где Ф – *дифференциальная теплота растворения*, Дж/кг, т.е. количество тепла, выделяющегося при поглощении 1 кг компонента в растворе данной концентрации.

В случае ведения абсорбции без отвода тепла следует считать, что все выделяющееся тепло расходуется на нагревание жидкости:

$$Q = LC\,(t_1 - t_2), \qquad (16.9)$$

где C – удельная теплоемкость жидкости, Дж/кг · град;

t_1, t_2 – температуры жидкости на выходе из абсорбера и на входе в него.

Приравнивая правые части уравнений (16.8) и (16.9), получим уравнение теплового баланса абсорбера, работающего без отвода тепла:

$$\Phi\,(x_1 - x_2) = C\,(t_1 - t_2). \qquad (16.10)$$

Для части абсорбера, расположенной выше сечения, в котором состав жидкости равен x, а температура – t, данное уравнение примет вид:

$$\Phi\,(x - x_2) = C\,(t - t_2).$$

Следовательно, температура жидкости в любом сечении абсорбера при составе жидкости x будет равна:

$$t = t_2 + \frac{\Phi}{C}\left(X - X_2\right). \qquad (16.11)$$

При построении линии равновесия для каждого значения x необходимо определить t по уравнению (16.11), а потом найти y^* для этих значений x и t по уравнению (16.2).

16.4. Скорость процесса

Если движущую силу выражают в концентрациях газовой фазы, то скорость процесса абсорбции характеризуется уравнением (гл. 15, уравнение (15.25))

$$M = K_y\, F\Delta y_{ср}$$

и уравнением (15.26), если движущая сила процесса выражается в концентрациях жидкой фазы:

$$M = K_x F \Delta x_{ср}.$$

В этих уравнениях коэффициенты массопередачи K_y и K_x определяются согласно уравнениям (15.27) и (15.28) следующим образом:

$$K_y = \frac{1}{\frac{m}{\beta_ж} + \frac{1}{\beta_г}}$$

и

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{\beta_ж} + \frac{1}{\beta_г m}},$$

где $\beta_г$ – коэффициент массопередачи от потока к поверхности контакта фаз;

$\beta_ж$ – коэффициент массоотдачи от поверхности контакта фаз к потоку жидкости;

m – коэффициент распределения, $m = y^* / x^*$.

Как уже отмечалось (см. гл. 15, уравнения (15.30) и (15.31)), для хорошо растворимых газов величина m незначительна, мало` также диффузионное сопротивление в жидкой фазе. Тогда $\frac{1}{\beta_г} \gg \frac{m}{\beta_ж}$ и можно принять, что $K_y \cong \beta_г$. Для плохо растворимых газов можно пренебречь диффузионным сопротивлением в газовой фазе (в этом случае значения m и $\beta_г$ велики). Следовательно, $\frac{1}{\beta_ж} \gg \frac{1}{\beta_г m}$ и можно полагать, что $K_x \approx \beta_ж$.

В уравнении (15.25) мольные концентрации газовой фазы могут быть заменены парциальными давлениями газа, выраженными в долях общего давления. Тогда

$$M' = K_р F \Delta P_{ср}, \qquad (16.12)$$

где $\Delta P_{ср}$ – средняя движущая сила процесса, выраженная в единицах давления;

$K_р$ – коэффициент массопередачи, отнесенный к единице движущей силы, выражаемой через парциальные давления поглощаемого газа.

Если линия равновесия выражается прямой, то средняя движущая сила процесса по аналогии с уравнениями (15.40) выражается уравнением

$$\Delta p_{ср} = \frac{\Delta p_б - \Delta p_м}{\ln \frac{\Delta p_б}{\Delta p_м}}, \qquad (16.13)$$

где $\Delta p_б = p_н - p_к^*$ и $\Delta p_м = p_к - p_н^*$ – движущая сила на концах абсорбционного аппарата;

$p_н$, $p_к$ – парциальные давления газа на входе в аппарат и выходе из него.

Если парциальное давление выражено в долях общего давления P, то коэффициенты массопередачи K_p и K_y численно равны друг другу.

Если же парциальные давления выражены в единицах давления, то

$$K_p = PK_y. \qquad (16.14)$$

16.5. Устройство абсорбционных аппаратов

Аппараты, в которых осуществляются абсорбционные процессы, называются *абсорберами*.

В абсорбционных аппаратах процесс массопередачи происходит на поверхности контакта фаз. Поэтому в абсорберах должна быть создана развитая поверхность соприкосновения между газом и жидкостью. По способу образования этой поверхности абсорберы условно подразделяются на

1) поверхностные и пленочные;
2) насадочные;
3) барботажные (тарельчатые);
4) распылительные.

Следует отметить, что аппараты большинства конструкций, приводимых в данной главе, достаточно широко применяют и для проведения других массообменных процессов.

16.5.1. Поверхностные и пленочные абсорберы

В абсорберах этого типа поверхностью соприкосновения фаз является зеркало неподвижной или медленно движущейся жидкости, а также поверхность текущей жидкой пленки.

Поверхностные абсорберы. Поверхность соприкосновения газа и жидкости в указанных аппаратах мала, и они могут применяться только для хорошо растворимых газов (например, для поглощения хлористого водорода водой). В аппаратах указанного типа (рис. 16.5) газ, содержащий поглощаемый компонент, движется снизу вверх, жидкость – в противоположном направлении, т.е. в аппарате осуществляется противоток.

Для отвода тепла, выделяющегося при абсорбции, в абсорбере размещают змеевики, охлаждаемые водой или другим охлаждающим агентом (хладоагентом).

Поверхностные абсорберы имеют ограниченное применение из-за их малой эффективности.

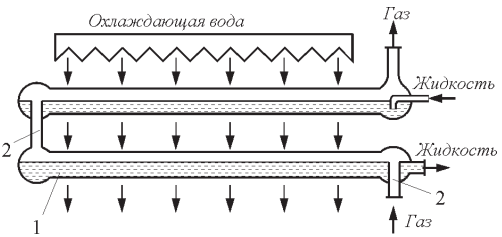


Рис.16.5. Оросительный абсорбер:
1 – элемент абсорбера; 2 – сливные пороги

Пленочные абсорберы более эффективны и компактны, чем поверхностные абсорберы. В пленочных абсорберах поверхностью контакта фаз является поверхность текущей пленки жидкости. Различают следующие разновидности аппаратов этого типа: 1) трубчатые; 2) с плоскопараллельной или листовой насадкой; 3) с восходящим движением пленки жидкости.

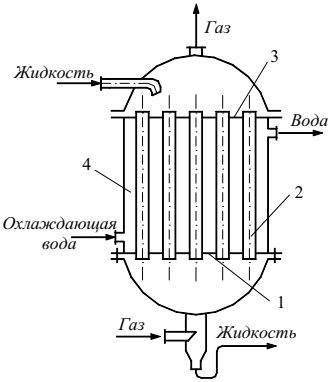


Рис. 16.6. Трубчатый абсорбер:
1 – трубная решетка;
2 – трубы; 3 – трубная решетка верхняя;
4 – межтрубное пространство

Трубчатый абсорбер (рис. 16.6) сходен по устройству с вертикальным кожухотрубчатым теплообменником. Поглотитель (абсорбент) поступает на верхнюю трубную решетку 3, распределяется по трубам 2 и стекает по их внутренней поверхности в виде тонкой пленки. Газ движется по трубам снизу вверх навстречу стекающей жидкой пленке. Для отвода выделяющегося при абсорбции тепла по межтрубному пространству пропускают воду или другой хладоагент.

Абсорбер с плоскопараллельной насадкой (рис.16.7) представляет собой колонну с листовой насадкой 1 в виде вертикальных листов из различного материала (металл, пластические массы и др.) или из туго натянутых полотнищ ткани.

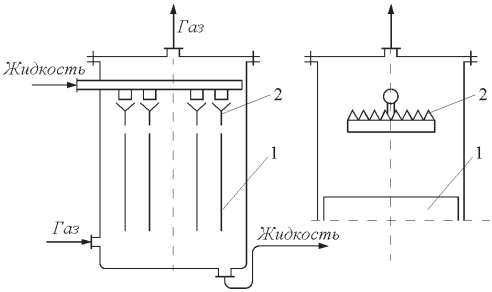


Рис. 16.7. Абсорбер с плоскопараллельной насадкой:
1 – листовая насадка;
2 – распределительное устройство

В верхней части абсорбера находится распределительное устройство 2 для равномерного смачивания листовой насадки 1 с обеих сторон. Трубчатые абсорберы и абсорберы с плоскопараллельной насадкой более эффективны и компактны, чем оросительные абсорберы.

Абсорбер с восходящим движением пленки (рис. 16.8) состоит из труб 1, закрепленных в трубных решетках 2. Газ из камеры 3 проходит через патрубки 4, расположенные соосно с трубами 1. Абсорбент поступает в трубы 1 через щели 5. Движущийся с достаточно большой скоростью газ увлекает жидкую пленку в направлении своего движения (снизу вверх), т.е. аппарат работает в режиме *восходящего потока* (режим, при котором пленка жидкости в вертикальной трубе при определенной скорости газа,

подаваемого снизу, начинает «всползать» снизу вверх). По выходе из труб 1 жидкость сливается на верхнюю трубную решетку и выводится из абсорбера. Для отвода тепла абсорбции по межтрубному пространству пропускают охлаждающий агент. Для увеличения степени извлечения применяют абсорберы такого типа, состоящие из двух и более ступеней, каждая из которых работает по принципу прямотока, в то время как в аппарате в целом газ и жидкость движутся противотоком друг к другу. В абсорберах с восходящим движением пленки вследствие больших скоростей газового потока (до 30÷40 м/с) достигаются высокие значения коэффициентов массоотдачи, но вместе с тем гидравлическое сопротивление этих аппаратов относительно невелико.

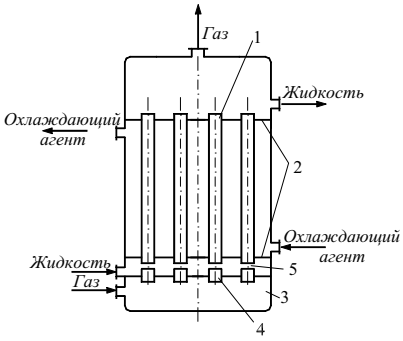


Рис. 16.8. Абсорбер с восходящим движением жидкой пленки: 1 – трубы; 2 – трубная решетка; 3 – камера; 4 – патрубок для подачи газа; 5 – щель для подачи абсорбента

16.5.2. Насадочные абсорберы

Насадочные абсорберы представляют собой колонны, заполненные насадкой – твердыми телами различной формы. Распространенной формой насадки являются тонкостенные кольца. Высота колец равна диаметру, который колеблется в пределах 15÷150 мм. Изготавливают их из антикоррозионных материалов (керамика, фарфор), реже – из стали. Кольца насыпают в абсорбер на поддерживающую решетку с крупными отверстиями навалом, беспорядочно или укладывают их рядами так, чтобы оси их были вертикальными и в последующих рядах сдвинуты друг относительно друга. Часто используют хордовую насадку, которая представляет собой ряд решеток из досок, установленных на ребро, причем решетки сдвинуты друг относительно друга на 45 или 90 °.

В качестве насадок используют также кокс и дробленный кварц, засыпаемый в виде кусков размером 25÷100 мм.

Основными характеристиками насадок являются *удельная поверхность* и *свободный объем* (см. гл. 6, разд.6.13). Характеристика некоторых насадок приведена в табл. 16.1.

Насадочный абсорбер представлен на рис. 16.9. Насадка 1 опирается на решетки 2, в последних имеются отверстия для прохода газа и стока жидкости. Газ подается в колонну снизу и движется вверх противотоком относительно жидкости. Подаваемая на насадку жидкость должна быть равномерно распределена по сечению оси колонны. Для подачи жидкости используют желоба, перфорированные трубы и другие приспособления.

Таблица 16.1

Характеристика насадок

Вид и размеры * насадки	Удельная поверхность a, $м^2/м^3$	Свободный объем $V_с$, $м^3/м^3$
Беспорядочно засыпанная		
Кольца керамические:		
10х10х1,5 мм	440	0,7
15х15х2 мм	330	0,7
25х25х3 мм	200	0,74
50х50х5 мм	90	0,785
Кокс кусковой:		
25 мм	120	0,53
40 мм	85	0,55
75 мм	42	0,58
Правильно уложенная		
Кольца керамические:		
50х50х5 мм	110	0,735
80х80х8 мм	80	0,72
100х100х10 мм	60	0,72
Хордовая деревянная (10х100 мм) с шагом в свету:		
10 мм	100	0,55
20 мм	65	0,68
30 мм	48	0,77

* Размеры колец: *наружный диаметр* х *высота* х *толщина стенки*.

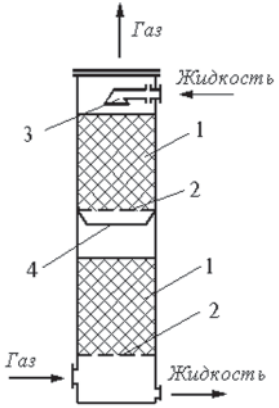


Рис. 16.9. Общий вид насадочного абсорбера: 1 – слой насадки; 2 – поддерживающая сетка; 3 – разбрызгивающее устройство; 4 – распределительный конус

Чтобы предотвратить растекание жидкости к стенкам, следует насадку засыпать не сплошь на всю высоту, а в виде отдельных слоев (рис. 16.9). Высота отдельных слоев – 1,5÷3 м. Для перераспределения жидкости и отвода ее от стенок под каждым слоем насадки, кроме нижнего, устанавливают направляющий конус 4.

Насадочные колонны – наиболее часто применяемый тип абсорберов. Преимуществом их является простота устройства, особенно важная при работе с агрессивными средами, так как в этом случае требуется защита от коррозии только корпуса колонны и поддерживающих насадку решеток. Насадка может быть выполнена из химически стойкого материала (керамика, фарфор).

Другое преимущество насадочных колонн – более низкое, чем в барботажных абсорберах, гидравлическое сопротивление.

Однако насадочные колонны мало пригодны при работе с загрязненными жидкостями, а в случае малых количеств орошающей жидкости не дают удовлетворительных результатов, так как при низкой плотности орошения (*плотностью орошения* называется объем жидкости, проходящей через единицу площади поперечного сечения за единицу времени) не достигается полная смачиваемость насадки.

16.5.3. Барботажные (тарельчатые абсорберы)

В барботажных абсорберах поверхность соприкосновения фаз развивается потоками газа, распределяющегося в жидкости в виде пузырьков и струек. Такое движение газа, называемое *барботажным*, осуществляется в тарельчатых колоннах с *колпачковыми, ситчатыми* или *провальными* тарелками. Подобный же характер взаимодействия газа и жидкости наблюдается в насадочных колоннах, работающих в режиме *подвисания* (режим, при котором движение жидкости по насадке вниз начинает тормозиться потоком газа, поступающего снизу, называется режимом *подвисания*). Особенностью тарельчатых колонн является ступенчатый характер проводимого в них процесса (в отличие от непрерывного процесса в насадочных колоннах) – газ и жидкость последовательно соприкасаются на отдельных ступенях (тарелках) аппарата.

Колонны с колпачковыми тарелками

На рис. 16.10 представлена схема **колпачкового барботажного абсорбера**. Газ, имеющий поглощаемый компонент, поступает в нижнюю часть колонны абсорбера и последовательно проходит через все тарелки, барботируя на тарелках в жидкость. Жидкость поступает самотеком навстречу газу, переливаясь с тарелки на тарелку через сливные трубы. В период барботажа образуются пена и брызги. Контакт газовой и жидкой фаз осуществляется на поверхности струй и пузырей, а также на поверхности пены и брызг, что обеспечивает интенсивный обмен. Поглощаемый компонент газовой смеси переходит в жидкую фазу.

В абсорбере с колпачковыми тарелками (рис. 16.10) находятся тарелки 3 с патрубками 4, закрытыми сверху колпачками 5. Нижние края колпачков снабжены зубцами или прорезями в виде узких вертикальных щелей. Жидкость перетекает с тарелки на тарелку через переливные трубы 6. Уровень жидкости на тарелке соответствует высоте, на которую верхние концы переливных труб выступают над тарелкой. Чтобы жидкость перетекала только по переливным трубам, а не через патрубки 4, верхние концы

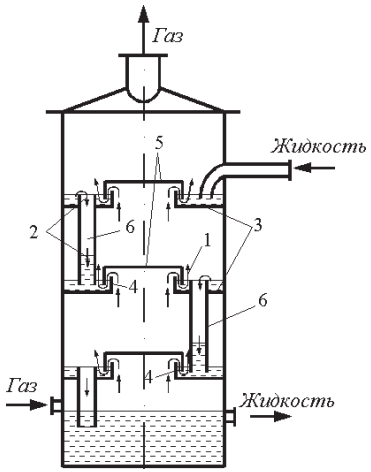


Рис. 16.10. Схема колпачкового барботажного абсорбера:
1 – направление движения газа; 2 – направление движения жидкости; 3 – тарелки; 4 – патрубки; 5 – колпачки; 6 – переливные трубы

патрубков должны быть выше уровня жидкости. Нижние края колпачков погружены в жидкость так, чтобы уровень жидкости был выше прорезей (рис. 16.11).

Газ проходит по патрубкам 4 в пространство под колпачками 5, выходя через отверстие между зубцами 2 или через прорези 1 в колпачках, барботирует через слой жидкости.

Чтобы газ не попадал в переливные трубы и не препятствовал, таким образом, нормальному перетоку жидкости с тарелки на тарелку, нижние концы переливных труб 6 (рис. 16.10) опущены под уровень жидкости на тарелке. Благодаря этому создается *гидрозатвор*, предотвращающий прохождение газа через переливные трубы.

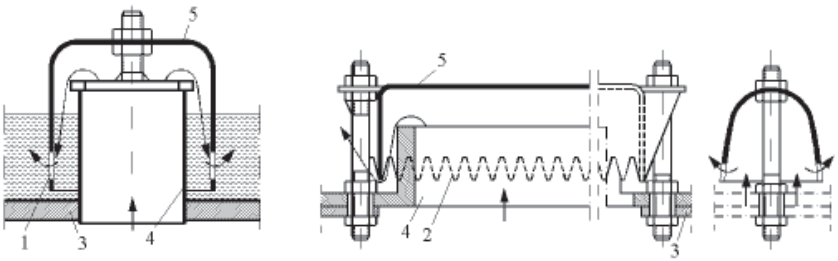


Рис. 16.11. Устройство колпачков:
а – круглый колпачок; *б* – прямоугольный колпачок;
1 – прорези колпачков; 2 – зубцы колпачков; 3 – тарелка; 4 – патрубок подачи газа; 5 – колпачок

Колонны с ситчатыми тарелками. Ситчатые тарелки (рис. 16.12) имеют отверстия 1 диаметром 2÷5 мм; газ проходит через отверстия и барботирует через слой жидкости на тарелке. При нормальной работе колонны жидкость не протекает через отверстия, так как она поддерживается снизу давлением газа. Высота слоя жидкости на тарелке составляет 25÷30 мм и определяется положением верхних концов переливных труб 2.

Ситчатые колонны отличаются простотой устройства и высокой эффективностью. Основной их недостаток заключается

в том, что они удовлетворительно работают лишь в ограниченном диапазоне нагрузок. При низких нагрузках, когда скорость газа мала, жидкость протекает через отверстия 1 и работа колонны нарушается. При больших нагрузках гидравлическое сопротивление тарелки сильно возрастает, причем наблюдается значительный унос жидкости, хотя на ситчатых тарелках унос меньше, чем на колпачковых тарелках. Другой недостаток ситчатых колонн состоит в том, что отверстия в тарелках легко забиваются.

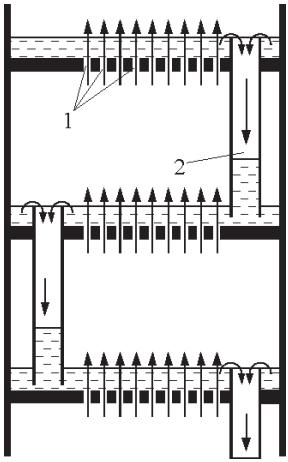


Рис. 16.12. Колонна с ситчатыми тарелками:
1 – отверстия;
2 – переливная труба

Колонны с провальными тарелками. В колоннах с провальными тарелками отсутствуют переливные трубы, вследствие этого газ и жидкость проходят через одни и те же отверстия.

Дырчатые провальные тарелки по устройству аналогичны ситчатым тарелкам и отличаются от них лишь отсутствием переливных труб.

Решетчатые тарелки (рис. 16.13, *а*) имеют отверстия в виде фрезерованных щелей 1 шириной 3÷4 мм. Иногда тарелки собирают из полос, поставленных на ребро.

Трубчато-решетчатые тарелки (рис. 16.13, *б*) являются разновидностью решетчатых. Решетку образует труба 2, изогнутая в плоскую спираль или ряд параллельных труб 2, присоединенных к коллекторам 4 (рис. 16.13, *в*). По трубам пропускают охлаждающий агент для отвода тепла, выделяющегося при абсорбции. Не занятую трубами площадь тарелки перекрывают перфорированным листом 3, живое сечение которого близко к живому сечению решетчатой части тарелки.

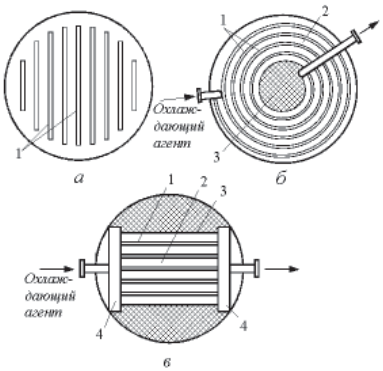


Рис. 16.13. Решетчатые и трубно-решетчатые тарелки:
а – решетка;
б, *в* – трубно-решетчатые:
1 – щели; 2 – труба;
3 – перфорированный лист;
4 – коллектор

Благодаря отсутствию приливных устройств провальные тарелки проще тарелок других типов.

Преимуществами барботажных абсорберов являются хороший контакт между фазами и возможность работы при любом, в том числе при низком, расходе жидкости. В них также может быть

осуществлен отвод тепла. Для этого на тарелках устанавливают змеевики, по которым протекает охлаждающий агент, либо применяют выносные холодильники, через которые проходит жидкость, поступающая с вышележащей тарелки на нижележащую. Барботажные абсорберы по сравнению с насадочными более пригодны для работы с загрязненными средами.

Основные недостатки барботажных абсорберов – сложность конструкции и высокое гидравлическое сопротивление, связанное при пропускании больших количеств газа со значительными затратами энергии на перемещение газа через аппарат. Поэтому барботажные абсорберы применяют преимущественно в тех случаях, когда абсорбция ведется под повышенным давлением, так как при этом высокое гидравлическое сопротивление несущественно.

16.5.4. Распыливающие абсорберы

В распыливающих абсорберах контакт фаз осуществляется путем распыления жидкости в массе газа на мелкие капли. Подобные абсорберы изготавливаются в виде колонн, в которых распыление жидкости осуществляется сверху, а газ движется в противоположном направлении. Используются они чаще всего для поглощения хорошо растворимых газов.

Общая поверхность капель возрастает с увеличением плотности орошения и с уменьшением их размера и скорости движения, поэтому для эффективной работы абсорбера высокая плотность орошения является решающей.

Распыление жидкости осуществляют механическими или пневматическими форсунками и центробежными распылителями.

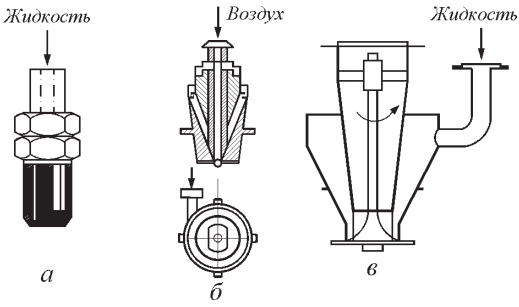


Рис. 16.14. Форсунки и распылители:
а – механические форсунки;
б – пневматические форсунки;
в – центробежный распылитель

Механическая форсунка показана на рис. 16.14, *а*. С ее помощью распыляют жидкость при избыточном давлении 2÷200 атм, она дает мелкий распыл (размер капель 50 мкм и менее). Они легко засоряются и непригодны для распыления суспензии, загрязненных и вязких жидкостей.

Пневматические форсунки (см. рис. 16.14, *б*) работают под действием сжатого воздуха или пара при избыточном давлении до 5 атм.

Центробежные распылители изготавливают в виде турбинок или дисков (рис. 16.14, *в*), имеющих большую скорость вращения

(с числом оборотов 4000÷20000 об/мин). Диски в отличие от форсунок способны распылять суспензии и загрязненные жидкости.

К *преимуществам* распыливающих абсорберов следует отнести их конструктивную простоту, дешевизну, низкое гидравлическое сопротивление и возможность использования при абсорбции сильно загрязненных газов, к *недостаткам* – трудность регулирования количества подаваемой жидкости.

В последнее время получили распространение *механические абсорберы*, в которых разбрызгивание жидкости производится с помощью вращающихся устройств, т.е. с подводом внешней энергии для образования возможно большей поверхности контакта фаз между газом и жидкостью.

На рис. 16.15 представлена схема **роторного центробежного абсорбера** с вертикальным вращающимся валом.

В этом аппарате вращающиеся тарелки 1, укрепленные на валу, чередуются с неподвижными тарелками 2, которые крепятся к корпусу колонны. Тарелки 1 снабжены кольцевыми вертикальными ребрами 3, а тарелки 2 – коаксиальными. При таком устройстве между вращающимися и неподвижными тарелками образуются кольцевые каналы. Жидкость, поступающая в центральную часть колонны, под действием центробежной силы разбрызгивается кромкой вращающегося ребра. Капли пролетают пространство, заполненное газом, и ударяются о стенку соответствующего ребра неподвижной тарелки. Таким образом, при движении жидкости от центра к периферии тарелки происходит многократное контактирование фаз.

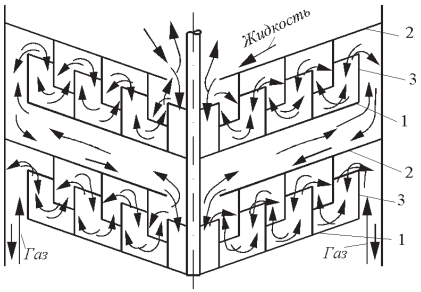


Рис. 16.15. Роторный центробежный абсорбер:
1 – вращающиеся тарелки;
2 – неподвижные тарелки;
3 – кольцевые ребра

Механические абсорберы компактнее и эффективнее распыливающих абсорберов других типов, однако они значительно сложнее по устройству и требуют больших затрат энергии на осуществление процесса.

Во многих случаях в системе газ – жидкость для диспергирования одной фазы в другой оказывается достаточным использование энергии потока газа, взаимодействующего с жидкостью, и подвод внешней энергии для этой цели нецелесообразен.

16.6. Расчет абсорбционных аппаратов

При расчете абсорберов обычно заданы расход газа, его начальная и конечная концентрации (иногда вместо концентраций

задается степень извлечения φ), начальная концентрация абсорбента. Величины, которые необходимо определить: расход абсорбента L, диаметр D и высоту H абсорбера, гидравлическое сопротивление ΔP последнего.

Расход абсорбента. Расход поглотителя L находится из уравнения (16.4). При этом значение конечной концентрации $x_к = x_2 = x_в$ выбирают исходя из оптимального удельного расхода абсорбента (см. рис.16.3 и уравнение (16.7 а)).

Гидродинамическое сопротивление абсорберов. При движении через колонну газ преодолевает гидравлическое сопротивление, причем разность давлений газа на входе в абсорбер и выходе из него должна быть равна сопротивлению, оказываемому его движению. Гидравлическое сопротивление абсорбера зависит от конструктивных особенностей аппарата и гидродинамического режима его работы, связанного со скоростью газа. Оптимальную скорость газа в абсорбере можно определить только при помощи технико-экономического расчета с учетом всех величин, которые зависят от нее (гидравлическое сопротивление, диаметр и высота абсорбера).

При повышенном давлении потеря напора на преодоление гидравлического сопротивления не влияет существенно на экономические показатели абсорбционной установки. Поэтому целесообразно принять наибольшие возможные скорости газа, близкие к предельной, т.е. (0,8÷0,9) $w_з$, где $w_з$ – скорость, отвечающая точке захлебывания. В случае работы абсорбера при атмосферном давлении или под давлением ниже атмосферного принимают более низкие скорости газа.

При проектировании любого колонного аппарата необходимо иметь в виду, что большая экономия на капитальных вложениях достигается при уменьшении диаметра колонны, т.е. при увеличении скорости газа в аппарате.

Диаметр абсорберов D определяют по принятой **фиктивной** скорости w_0 (м/с) газа. *Фиктивная,* или *приведенная,* скорость газа – это скорость, отнесенная к полному сечению аппарата. Для круглого сечения аппарата диаметр равен (из уравнения расхода (6.24)):

$$D = \sqrt{\frac{4V_г}{\pi w_0}}, \qquad (16.15)$$

где $V_г$ – объемный расход газа, проходящего через колонну, м^3/с.

Высота абсорберов определяется по общему уравнению массопередачи (гл. 15, уравнение (15.43)). Например, если движущая сила выражена в концентрациях газовой фазы, то

$$H = \frac{G}{K_y^v S}\frac{y_н - y_к}{\Delta y_{ср}} = h_{0y} n_{0y}, \qquad (16.16)$$

где G – расход газа;

K_y^v – объемный коэффициент массопередачи (см. уравнение (15.32));

S – площадь поперечного сечения аппарата;

$\Delta y_{ср}$ – средняя движущая сила процесса, рассчитываемая по уравнению (15.41);

h_{0y} – высота единицы переноса (ВЭП), определяемая из соотношения (15.45);

n_{0y} – число единиц переноса, которое рассчитывают по уравнению (15.44).

16.6.1. Расчет насадочных абсорберов

16.6.1.1. Гидродинамика насадочных абсорберов

В насадочных аппаратах газ и жидкость движутся в противоположных направлениях через слой насадки. В зависимости от нагрузки аппарата по газу, жидкости и его конструкции могут возникать различные режимы работы.

Пленочный режим устанавливается при малых плотностях орошения и небольших скоростях газа. Пленочный режим заканчивается в первой переходной точке (точка *A*, рис. 16.16), называемой *точкой подвисания.*

Второй режим – *режим подвисания* – устанавливается при увеличении скорости газа, когда происходит торможение жидкости газовым потоком. Этот режим заканчивается во второй переходной точке (точка *B*, рис. 16.16). В этом режиме спокойное течение пленки нарушается: появляются завихрения, брызги, т.е. создаются условия перехода к барботажу. Все это способствует увеличению интенсивности массообмена.

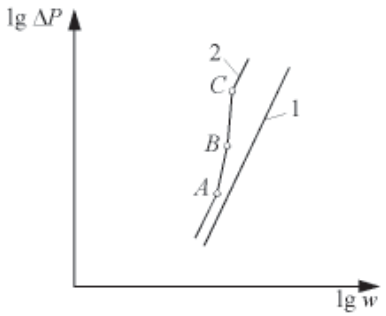


Рис. 16.16. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от скорости газа в колонне (L=const):
1 – сухая насадка;
2 – орошаемая насадка

Третий режим – *режим эмульгирования* – наиболее эффективный. В данном режиме нельзя определить, какая фаза является сплошной, так как при этом наступает обращение, или *инверсия* фаз (жидкость становится сплошной фазой, а газ – дисперсной). Гидравлическое сопротивление колонны резко возрастает (рис. 16.16), указанный режим характеризуется почти вертикальным отрезком *BC*.

Четвертый режим – *режим уноса*, или обращенного движения жидкости, выносимой из аппарата газовым потоком (рис. 16.16, выше точки *C*). Этот режим на практике не используется.

Режим эмульгирования соответствует максимальной эффективности насадочных колонн, однако при работе колонны в

таком режиме ее гидравлическое сопротивление относительно велико.

Поэтому в режимах *подвисания* и *эмульгирования* целесообразно работать, если повышение гидравлического сопротивления не имеет существенного значения (например, в процессах, проводимых при повышенных давлениях). Для абсорберов, работающих при атмосферном давлении, величина гидравлического сопротивления может оказаться недопустимо большой, что вызовет необходимость работать в пленочном режиме. Поэтому эффективный гидродинамический режим устанавливают путем технико-экономического расчета.

Для определения диаметра абсорбера нужно знать фиктивную скорость газа w_0. Для ее определения сначала рассчитывают фиктивную скорость газа в точке «захлебывания» (инверсии) $w_з$ по уравнению

$$\lg\left(\frac{w_з^2 \cdot a}{g \cdot V_с^3} \cdot \frac{\rho_г}{\rho_ж} \cdot \mu_ж^{0,16}\right) = A - 1{,}75\left(\frac{L}{G}\right)^{0,25}\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0,125}, \qquad (16.17)$$

где $w_з$ – скорость газа в точке захлебывания, м/с;

a – удельная поверхность насадки, м^2/м^3;

$V_с$ – свободный объем насадки, м^3/м^3;

$\rho_г$, $\rho_ж$ – плотности газа и жидкости, кг/м^3;

g – ускорение свободного падения, м/с^2;

$\mu_ж$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа · с;

$A = 0{,}022$ для насадки из колец или спиралей [3];

L, G – массовые расходы жидкости и газа, кг/с.

Рабочую скорость газа w_0 (фиктивную) принимают для абсорберов, работающих в пленочном режиме:

$$w_0 = (0{,}75 \div 0{,}9)\, w_з. \qquad (16.18)$$

Фиктивная скорость газа в насадочных колоннах, работающих при оптимальном гидродинамическом режиме (режиме *начала подвисания*), определяют из уравнения

$$\mathrm{Re}_г = 0{,}045\mathrm{Ar}^{0,57}\left(\frac{G}{L}\right)^{0,43}, \qquad (16.19)$$

где $\mathrm{Re}_г = \dfrac{w_0 d_э \rho_г}{V_с \mu_г} = \dfrac{4 w_0 \rho_г}{a \mu_г}$;

$$\mathrm{Ar} = \frac{d_э^3 \rho_г \rho_ж g}{\mu_г^2};$$

$$d_э = \frac{4V_с}{a}, \qquad (16.20)$$

где $V_с$ – свободный объем насадки, м^3/м^3;

a – удельная поверхность насадки, м^2/м^3.

Для расчета *гидравлического сопротивления* аппарата предварительно определяют сопротивление *сухой насадки*:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \lambda \frac{H}{d_э} \frac{w^2 \rho_г}{2} \text{ Н/м}^2, \qquad (16.21)$$

где λ – коэффициент сопротивления, учитывающий суммарные потери давления на трение и местные сопротивления;

H – высота слоя насадки, м;

$d_э$ – определяющий геометрический размер – диаметр эквивалентный, рассчитывают из соотношения (16.20), м;

$w = \frac{w_0}{V_с}$ – истинная скорость газа в слое насадки (w_0 – фиктивная скорость газа при выбранном гидродинамическом режиме).

Значения коэффициента сопротивления λ для различных насадок определяют по эмпирическим уравнениям. Так, для беспорядочно засыпанных кольцевых насадок находят – при ламинарном режиме движения газа, т.е. при $\text{Re} < 40$:

$$\lambda = \frac{140}{\text{Re}_г}, \qquad (16.22)$$

при турбулентном режиме движения газа, т.е. при $\text{Re} > 40$:

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}_г^{0,2}}. \qquad (16.23)$$

Гидравлическое сопротивление *орошаемой насадки* ΔP больше сопротивления сухой насадки. Это объясняется тем, что вследствие смачивания на поверхности насадки образуется слой жидкости, препятствующий движению газа. При плотности орошения меньше 50 м^3/м$^2 \cdot$ч сопротивление орошаемой насадки такое:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{сух}}(1 + K\,u), \qquad (16.24)$$

где u – плотность орошения, м^3/м$^2 \cdot$ч;

K – коэффициент; для беспорядочно засыпанной и хордовой насадок $K = 0{,}06$, для кольцевой правильно уложенной насадки $K = 0{,}04$.

Число Рейнольдса для газа, проходящего через слой насадки:

$$\text{Re}_г = \frac{4 w_г}{a \mu}, \qquad (16.25)$$

где $w_г$ – массовая скорость газа, кг/м$^2 \cdot$с;

a – удельная поверхность, м^2/м^3;

μ – вязкость газа, Н$\cdot$с/м^2.

Смоченная поверхность насадки. При работе в режимах ниже точки инверсии насадка может не полностью смачиваться жидкостью. В этом случае поверхность массопередачи будет меньше поверхности насадки. Отношение удельной смоченной поверхности $a_{\text{см}}$ (м^2/м^3) ко всей удельной поверхности a насадки называется *коэффициентом смачивания* насадки и обозначается через ψ:

$$\psi = \frac{a_{\text{см}}}{a}. \qquad (16.26)$$

Коэффициент смачивания ψ насадки может быть найден по эмпирическому уравнению:

$$\psi = 1 - A\exp(-m). \qquad (16.27)$$

В этом уравнении $m = C\mathrm{Re}_{ж}^{n} = C\left(\frac{4u\rho_{ж}}{a\mu_{ж}}\right)$, где $\rho_{ж}$ и $\mu_{ж}$ –плотность и вязкость жидкости.

Значения постоянных A, C и n приведены в прил. 16.3.

Для колец размерами 15÷35 мм находим: $A = 1{,}02$; $C = 0{,}16$; $n = 0{,}4$.

С помощью уравнения (16.27) по известной удельной поверхности a насадки можно рассчитать величину ее удельной смоченной поверхности $a_{см}$.

16.6.1.2. Определение размеров насадочного абсорбера

Диаметр абсорбера D определяется по общему уравнению (16.15). Фиктивную скорость газа w_0 принимают с учетом рассчитанной по уравнению (16.17) предельной скорости $w_з$ (в точке захлебывания). Полученное значение D необходимо скорректировать с учетом того, что насадка должна по возможности полностью смачиваться жидкостью, а плотность орошения u м^3/(м^2 · с) связана с D зависимостью:

$$u = \frac{L_0}{0{,}785D^2}, \qquad (16.28)$$

где L_0 – расход абсорбента, м^3/с.

Найденное значение u подставляют в уравнение (16.27) и определяют величину коэффициента смачивания ψ. Если при данной плотности орошения u значение ψ близко к единице, то рассчитанную величину D можно считать удовлетворительной. Если же нужно улучшить смачиваемость насадки, т.е. увеличить ψ, то необходимо либо повысить расход поглотителя (с последующим пересчетом w_0), либо заменить принятую насадку на насадку бо̀льших размеров. В последнем случае увеличивается фиктивная скорость газа и соответственно уменьшается площадь поперечного сечения колонны.

Высота абсорбера. Рабочую высоту H абсорбера (высоту слоя насадки) определяют на основе требуемого объема насадки $V_{нас}$, который, в свою очередь, зависит для данной насадки от величины поверхности массопередачи F. Величину поверхности F находят по общему уравнению массопередачи (15.25) или (15.26). Тогда объем насадки такой:

$$V_{нас} = HS = \frac{F}{a\psi}, \qquad (16.29)$$

где S – площадь поперечного сечения колонны, м^2.

Из уравнения (16.29) высота H абсорбера с учетом уравнения (15.25):

$$H = \frac{V_{нас}}{S} = \frac{F}{a\psi S} = \frac{M}{K_y \Delta y_{ср} a\psi S}. \qquad (16.30)$$

При расчетах *коэффициента массопередачи* K_y или K_x по формулам (15.27) и (15.28) коэффициент массоотдачи $\beta_г$ в газовой фазе для неупорядоченных насадок (при пленочном режиме) может быть определен по эмпирическому уравнению:

$$\mathrm{Nu}'_г = 0{,}407\,\mathrm{Re}_г^{0{,}655}\left(\mathrm{Pr}'_г\right)^{1/3}. \qquad (16.31)$$

Соответственно высота единицы переноса для газовой фазы в этом случае:

$$h_г = 0{,}615 d_э \mathrm{Re}_г^{0{,}345}\left(\mathrm{Pr}'_г\right)^{2/3}. \qquad (16.32)$$

Для регулярных насадок

$$\mathrm{Nu}'_г = 0{,}167\,\mathrm{Re}_г^{0{,}74}\left(\mathrm{Pr}'_г\right)^{1/3}\left(\frac{l}{d_э}\right)^{0{,}47} \qquad (16.33)$$

или

$$h_г = 1{,}5\, d_э \mathrm{Re}_г^{0{,}26}\left(\mathrm{Pr}'_г\right)^{2/3}\left(\frac{l}{d_э}\right)^{0{,}47}, \qquad (16.34)$$

где l – высота элемента насадки.

В уравнениях (16.31)–(16.34) в критериях $\mathrm{Nu}'_г = \frac{\beta_г d_э}{D_г}$ и $\mathrm{Re}_г = \frac{w_0 d_э \rho_г}{V_с \mu_г}$ за определяющий геометрический размер принят эквивалентный диаметр насадки, рассчитываемый из соотношения (16.20).

Уравнение (16.31) справедливо при значениях $\mathrm{Re}_г$ от 10 до 10000.

Высота насадки H может быть рассчитана через *высоту единицы переноса* (ВЕП) и через *высоту, эквивалентную теоретической тарелке* (ВЭТТ), или через *высоту теоретической ступени* (ВЭТС).

При *расчете через высоту единицы переноса* (ВЕП) высоты H объемный коэффициент массопередачи равен:

$$K_y^v = K_y a\psi = K_y a_{см} \text{ (см. формулу (16.26)).}$$

Высота слоя насадки H согласно уравнениям (15.43) и (15.44):

$$H = \frac{G}{K_y^v S}\int_{Y_в}^{Y_н}\frac{dy}{y - y^*} = h_{0y} n_{0y},$$

где $y_н$, $y_в$ – концентрации поглощаемого компонента в газе в низу и на верху абсорбера;

G – постоянный по высоте колонны расход инертного газа, кг/с или кмоль/с;

K_y^v – средний объемный коэффициент массопередачи;

$h_{0y} = \frac{G}{K_y^v S}$ – высота единицы переноса, м (по уравнению (15.45));

$n_{0y} = \int_{y_в}^{y_н}\frac{dy}{y - y^*}$ – общее число единиц переноса согласно уравнению (15.44).

В соответствии с уравнением (15.44) n_{0y} также равно:

$$n_{0y} = \frac{y_н - y_в}{\Delta y_{ср}}.$$

При прямолинейной равновесной зависимости среднюю движущую силу рассчитывают из соотношения (15.40):

$$\Delta y_{ср} = \frac{\Delta y_н - \Delta y_в}{ln\dfrac{\Delta y_н}{\Delta y_в}}$$

или по уравнению (15.41):

$$\Delta y_{ср} = \frac{\Delta y_н + \Delta y_в}{2}.$$

При криволинейной равновесной зависимости число единиц переноса находят *графическим построением* или *методом графического интегрирования* (см. рис. 15.7).

Метод графического построения. По данным равновесных составов фаз строят равновесную линию (рис. 16.17) *AB* и наносят по конкретным данным рабочую линию *CD*.

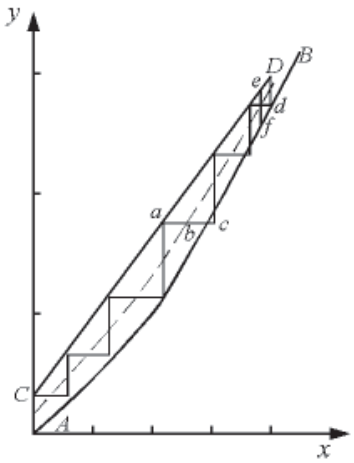


Рис. 16.17. К определению числа единиц переноса графическим построением

Для определения числа единиц переноса проводят отрезки ординат между рабочей и равновесной линиями. Делят эти отрезки пополам и через их середины проводят вспомогательную пунктирную линию. Затем, начиная от точки *C*, строят ступени так, чтобы для каждой было равенство отрезков $ab = bc$. Каждая из полученных ступеней представляет собой *единицу переноса*, т.е. каждой ступени соответствует такой участок аппарата, на котором изменение рабочей концентрации $y_1 - y_2$ равно средней движущей силе на этом участке $(y - y^*)_{ср}$.

Всего на графике получено 5,82 ступени (последняя – неполная ступень равна отношению отрезков $\frac{Dd}{ef} = 0{,}82$): $n_{0y} = 5{,}82$.

Как следует из графика (рис. 16.17), на нижнем участке кривой равновесия, где ее наклон меньше наклона рабочей линии, единица переноса меньше ступени изменения концентрации. На верхнем участке равновесной линии, где ее наклон больше наклона рабочей линии, единица переноса больше ступени изменения концентрации.

При расчете через *высоту, эквивалентную теоретической тарелке* (ВЭТТ), высота слоя насадки может быть рассчитана по уравнению (15.47):

$$H = h_э\, n_т,$$

где $h_э$ – высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ) или теоретической ступени (ВЭТС), м; $h_э$ вычисляется по эмпирическим формулам или по экспериментальным данным;

$n_т$ – число теоретических тарелок (ступеней изменения концентрации).

Число теоретических тарелок – ступеней изменения концентрации в абсорбере определяют обычно графическим путем (рис. 15.8).

16.6.2. Расчет тарельчатых (барботажных) абсорберов

16.6.2.1. Гидродинамика барботажного процесса

Эффективность тарелок любых конструкций в значительной степени зависит от гидродинамических режимов их работы.

В зависимости от скорости газа и плотности орошения различают три основных гидродинамических режима работы барботажных тарелок: пузырьковый, пенный и струйный, или инжекционый.

Пузырьковый режим наблюдается при малых скоростях газа. В указанном режиме газ прорывается из-под краев колпачков отдельными пузырями. Подобный режим проявляется при скорости газа в свободном сечении колонны до 0,5 м/с. При последующем увеличении скорости газа возникает *пенный режим*, при котором на тарелке образуется газожидкостная дисперсная система – пена. При пенном режиме поверхность контакта фаз на барботажных тарелках максимальна.

Струйный (инжекционный) режим. При дальнейшем увеличении скорости газа (около 1,0 м/с) длина газовых струй увеличивается. Они выходят на поверхность барботажного слоя, не разрушаясь и образуя большое количество крупных брызг. Поверхность контакта в условиях такого гидродинамического режима резко снижается.

Переход от одного режима к другому происходит постепенно. Общие методы расчета границ гидродинамических режимов (критических точек) для барботажных тарелок отсутствуют. Поэтому при расчете тарельчатых аппаратов определяют скорость газа, соответствующую нижнему и верхнему пределам работы тарелки, а затем выбирают рабочую скорость газа.

Для достижения достаточной интенсивности барботажа минимальная скорость газа должна быть в области пенного режима и может быть ориентировочно определена по уравнению

$$w_{\min} = \sqrt{\frac{g}{\xi} \cdot \frac{\rho_ж}{\rho_г}} \cdot l \ \text{м/с}, \qquad (16.35)$$

где g – ускорение силы тяжести, м/с^2;

ξ – коэффициент сопротивления, равный 5 (см. прил. 16.2);

$\rho_ж$, $\rho_г$ – плотности жидкости и газа, кг/м^3;

l – высота прорези в колпачке, м.

Предельно допустимая скорость газа в колонне с колпачковыми тарелками составляет:

$$w_{\max} = \frac{0{,}0155}{d^{2/3}} \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_{г}} \Delta H} \text{ м/с}, \qquad (16.36)$$

где d – диаметр колпачка, м;

ΔH – расстояние от верхнего края колпачка до выше расположенной тарелки, м (см. рис. 16.18).

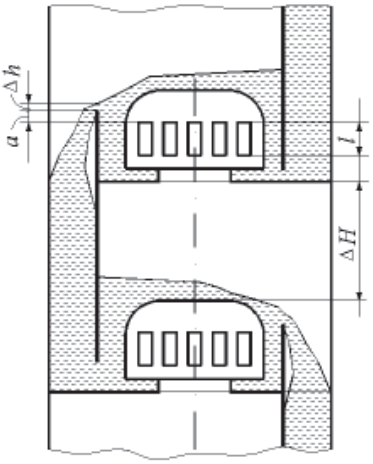


Рис. 16.18. К определению потери напора

Расчет гидравлического сопротивления. При прохождении газа через тарелку теряется часть энергии газа на преодоление некоторого сопротивления. Указанное сопротивление ΔP складывается из трех величин: сопротивления сухой тарелки ΔP_1; 2) сопротивления слоя жидкости на тарелке ΔP_2; 3) сопротивления, создаваемого силами поверхностного натяжения ΔP_3:

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 \text{ Н/м}^2. \qquad (16.37)$$

Сопротивление сухой тарелки определяют по уравнению

$$\Delta P_1 = \xi \frac{\rho_{г} w_{отв}^2}{2} \text{ Н/м}^2, \qquad (16.38)$$

где ξ – коэффициент сопротивления (для колпачковой тарелки $\xi = 5$) (см. прил. 16.2);

$\rho_{г}$ – плотность газа, кг/м^3;

$w_{отв}$ – скорость газа в прорезях (отверстиях) колпачка, м/с.

Сопротивление слоя жидкости на тарелке:

$$\Delta P_2 = 1{,}3 g K \rho_{ж} \left(a + \frac{l}{2} + \Delta h \right) \text{Н/м}^2, \qquad (16.39)$$

где g – ускорение силы тяжести, м/с^2;

K – отношение плотности пены к плотности чистой жидкости (при расчетах принимают $K = 0{,}5$);

l – высота прорези, м (рис.16.18);

a – расстояние от верхнего края прорези до края сливной трубы, м;

Δh – высота уровня жидкости над краем сливной трубы, м.

Чтобы определить величину Δh, следует воспользоваться уравнением гидравлики для водослива с учетом плотности пены:

$$\Delta h = \left(\frac{V_{ж}}{1{,}85 \Pi K} \right)^{2/3} \text{ м}, \qquad (16.40)$$

где $V_{ж}$ – расход жидкости, м^3/с;

Π – периметр сливной трубы или перегородки, м;

K – см. уравнение (16.39).

В колпачковых тарелках величина $\Delta P_з$ очень мала и может не учитываться.

16.6.2.2. Определение размеров барботажного абсорбера

Диаметр колонны определяют аналогично диаметру насадочных абсорберов из уравнения (16.15) по принятой фиктивной скорости газа (см. уравнения (16.35) и (16.36)).

В аппаратах, работающих при атмосферном давлении, скорость практически составляет 0,5÷2 м/с; в аппаратах, работающих при разрежении, принимают более высокие скорости, а при работе под давлением – более низкие.

Высота абсорберов. Рабочую высоту $H_т$ (расстояние между крайними тарелками) барботажного абсорбера находят методами, приведенными в гл. 15, разд. 15.4).

Требуемое число тарелок находят графическим путем с применением кинетических зависимостей для расчета коэффициента массопередачи или ВЕП (высоты единицы переноса). При приближенных расчетах для определения числа тарелок находят графически число ступеней изменения концентрации, а затем – число тарелок.

Высота тарельчатой части абсорбера $H_т$ определяется по уравнению

$$H_т = (n_д - 1)h, \qquad (16.41)$$

где $n_д$ – действительное число тарелок в колонне;

h – расстояние между тарелками.

Число тарелок, необходимых для улавливания поглощаемого компонента, находят следующим образом: определяют, исходя из условий задачи, *число ступеней изменения концентрации* (число теоретических тарелок) (рис. 16.19). Для этого на рабочей линии находят точку 1, соответствующую содержанию поглощаемого компонента $y_н$ в газе, поступающем на абсорбцию. Опустив перпендикуляр из точки 1 на ось абсцисс, находят содержание этого компонента в жидкой фазе $x_к$. От точки 2 – пересечения вертикали с линией равновесия – проводят горизонталь 2–3 до пересечения с рабочей линией в точке 3. Полученная ступенька (1–2–3) называется ступенью изменения концентрации. *Ступень изменения концентрации* соответствует некоторой высоте аппарата, в котором изменяется концентрация поглощаемого компонента в газовой фазе от $y_р$ до $y_н$ (здесь $y_р$ – содержание

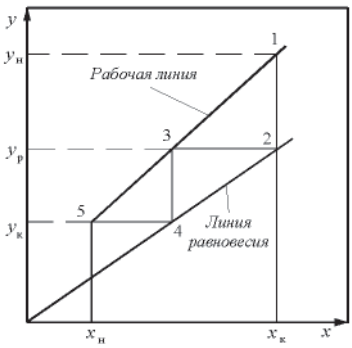


Рис. 16.19. Нахождение числа ступеней концентрации для абсорбера

компонента в газовой фазе, равновесной с жидкой фазой, содержащей $x_к$ поглощаемого компонента). Продолжая построение (рис. 16.19), получают точку 5, которая соответствует верхней точке аппарата. Число вертикальных отрезков этой ступенчатой линии 1–2–3–4–5 равно числу тарелок, необходимому для достижения заданного изменения состава газа.

Эффективность аппарата оценивается числом ступеней изменения концентрации. В данном случае для того, чтобы уменьшить концентрацию компонента в газовой фазе от $y_н$ до $y_к$, необходимы две ступени (теоретические тарелки).

Действительное число тарелок $n_д$, которое необходимо установить в аппарате, определяют по формуле (15.46). Значения η в формуле (15.46) большей частью находятся в пределах 0,3÷0,8.

Расстояние между тарелками. Минимальное расстояние между тарелками определяют из следующего условия: давление столба жидкости в переливной трубе должно быть больше сопротивления тарелки. При этом обеспечивается нормальное действие гидравлического затвора, образуемого на тарелке переливной трубой.

Данное условие соблюдается при

$$h > 1{,}8\frac{\Delta P}{\rho_ж g}, \qquad (16.42)$$

где h – расстояние между тарелками, м;

ΔP – сопротивление тарелки, Н/м^2;

$\rho_ж$ – плотность жидкости, кг/м^3.

Практически расстояние между тарелками должно быть больше высоты пены на тарелках. Во избежание уноса брызг жидкости на вышележащую тарелку расстояние между тарелками следует принимать тем больше, чем выше скорость газа в свободном сечении. Обычно расстояние между тарелками принимают в пределах 0,2÷0,6 м.

Рассчитав $n_д$, определяют высоту H абсорбера:

$$H = n_д H_т + h_в = n_д (h_{гж} + H_{сп}) + h_в \text{ м}, \qquad (16.43)$$

где $h_{гж}$ – высота газожидкостной смеси на тарелке, м;

$H_{сп}$ – высота сепарационного пространства, м;

$h_в$ – расстояние от верхней тарелки до крышки абсорбера, м, которое принимается на основании конструктивных соображений.

16.7. Десорбция

Десорбция, т.е. выделение поглощенного газа из поглотителя (абсорбента), производится с целью получения этого газа в чистом виде и регенерации поглотителя для его повторного использования. Если концентрация газа в газовой фазе ниже концентрации, соответствующей равновесию газ–жидкость, то газ переходит из раствора в газовый поток, т.е. происходит процесс *десорбции*.

Десорбцию газов проводят:

1) отгонкой его в токе инертного газа или водяного пара;

2) путем подвода тепла к абсорбенту;

3) путем снижения давления над абсорбентом.

Отгонка в токе инертного газа или водяного пара. В этом случае десорбирующим агентом является инертный газ или водяной пар. Десорбирующий агент приводят в соприкосновение с раствором. Так как парциальное давление распределяемого компонента над раствором выше, чем в десорбирующем агенте, то происходит переход этого компонента из раствора в поток газа или водяного пара.

Для более полного выделения растворенного газа из поглотителя процесс десорбции в токе инертного газа (водяного пара) обычно осуществляется в противоточных тарельчатых или насадочных колоннах. В качестве инертного газа, как правило, используют воздух, с которым смешивается выделяющийся из поглотителя газ. Последующее извлечение газа из газовой смеси затруднительно. Поэтому данный метод десорбции применяют в тех случаях, когда извлеченный из газовой смеси компонент в дальнейшем не используется (например, является вредной примесью, удаляемой из смеси).

Водяной пар как десорбирующий агент применяют для извлечения не растворимых в воде газов. При этом смесь десорбированного газа и водяного пара из десорбера направляют в конденсатор, в котором отделяется газ от водяного пара путем конденсации последнего. Если же температура кипения десорбированного компонента высокая, то его конденсируют вместе с водяным паром и затем отделяют от воды отстаиванием.

Подвод тепла к абсорбенту. При обогреве десорбера (например, глухим паром) из раствора вместе с десорбируемым компонентом испаряется часть абсорбента. Для разделения образующейся при этом смеси применяют ректификацию (см. гл. 20).

Снижение давления над абсорбентом. Этот способ десорбции наиболее простой. Его применяют в тех случаях, когда процесс абсорбции проводят под давлением выше атмосферного и десорбцию можно осуществить путем снижения давления до атмосферного. Если же абсорбцию проводят при атмосферном давлении, то процесс десорбции осуществляют в вакууме, при этом десорбированный компонент отсасывают вакуум-насосом. Для более полного извлечения абсорбированного компонента из раствора десорбцию при пониженном давлении часто комбинируют с десорбцией путем подвода тепла.

Приложение 16.1

Значение коэффициента Ψ в формуле (16.1) растворимости газов в воде

Газ	Ψ, атм						
	при 0°С	при 10°С	при 20°С	при 30°С	при 40°С	при 50°С	при 60°С
Аммиак	0,274	0,485	0,823	1,36	2,15	3,36	5,06
Двуокись серы	1,48	2,24	3,67	5,72	8,03	11,2	16,3
Двуокись углерода	308	446	611	822	1060	1350	1800
Кислород	14800	19000	23200	27700	31300	34500	37100
Сероводород	147	202	258	346	437	550	690

Приложение 16.2

Значение коэффициента сопротивления ξ для различных тарелок

Тарелки	ξ
Колпачковые	4,5÷5
Ситчатые	
φ = 0,07÷0,1	1,82
φ = 0,15÷0,2	1,45
Провальные	
дырчатые	2,1
решетчатые	1,4÷1,5
трубчато-решетчатые	0,9÷1

Приложение 16.3

Значение постоянных *A*, *C* и *n* в формуле (16.27) для различных насадок [3, с. 369]

Тип насадки и размеры	Пределы $L_ж$*, кг/(м²·с)	*A*	*C*	*n*
1. Кольца размером 15÷35 мм внавал	0,028÷8,3	1,02	0,16	0,4
2. Кольца размером 15 мм внавал	0,17÷5,6	1,0	0,167	0,415
3. Седла размером 12,5 и 50 мм	0,17÷5,6	1,0	0,089	0,7

* Здесь $L_ж$ – массовый расход абсорбента.

Список литературы:

1. *Касаткин. А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971. С. 457 – 492.

2. *Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З.* Процессы и аппараты химической технологии. М.: Госхимиздат, 1962. С. 590 – 615.

3. *Рамм В.М.* Абсорбция газов. М.: Химия, 1976. 654 с.

4. *Кафаров В.В.* Основы массопередачи. М.: Высш. шк., 1962. 655 с.

5. *Хоблер Т.* Массопередача и абсорбция. М.: Химия, 1964.

6. *Александров И.А.* Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия, 1965.

7. *Стабников В.Н.* Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. М.: Техника, 1970.

8. *Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Изд. 8-е, доп. и перераб. М.: Химия, 1976. С. 257.

9. *Флореа О., Смигельский О.* Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии (пер. с рум.). М.: Химия, 1971. 450 с.

Глава 17. АДСОРБЦИЯ

17.1. Общие сведения

Адсорбция – поглощение газов или паров из газовых смесей или растворов твердым веществом – адсорбентом. Поглощаемое вещество называется *адсорбатом* или *адсорбтивом*.

Процессы адсорбции, как и другие процессы массопередачи, избирательны и обычно обратимы. Благодаря их обратимости возможно выделение поглощенных веществ из адсорбента, т.е. проведение процесса десорбции.

Механизм процесса *адсорбции* отличается от механизма абсорбции тем, что в первом случае извлечение веществ осуществляется твердым, а при абсорбции – жидким поглотителями. Каждый из этих сорбционных процессов имеет свои области применения, где его использование дает больший технико-экономический эффект.

Адсорбцию применяют чаще при малых концентрациях поглощаемого вещества в исходной смеси, когда необходимо практически полно извлечь адсорбтив. При значительных концентрациях поглощаемого вещества в исходной смеси выгоднее применить абсорбцию. Адсорбция в фармацевтическом производстве применяется для выделения и очистки биологически активных веществ – витаминов, ферментов, гормонов, антибиотиков и др. Адсорбцию применяют для разделения газовых и жидких смесей, для осушки и очистки газов и жидкостей (например, очистка воздуха в противогазах). В науке и технике фармации приобрел большое значение *хроматографический* метод анализа (и очистки), основанный на различной способности компонентов смеси к адсорбции.

Различают физическую и химическую адсорбции. *Физическая адсорбция* обусловлена взаимным притяжением молекул адсорбата и адсорбента под действием сил Ван-дер-Ваальса и не сопровождается их химическим взаимодействием. При *химической адсорбции*, или *хемосорбции*, между молекулами поглощенного вещества и поверхностными молекулами поглотителя возникает химическая связь.

Если адсорбент имеет узкие поры и смачивается адсорбатом, то при поглощении паров в порах может произойти конденсация при давлениях более низких, чем давления насыщенного пара адсорбата. Это явление называется *капиллярной конденсацией*. Конденсация происходит вследствие понижения давления пара над вогнутым под действием сил поверхностного натяжения мениском жидкости в капиллярах.

17.2. Характеристика адсорбентов и их виды

В качестве адсорбентов применяют пористые твердые вещества с большой *удельной поверхностью*, т.е. отнесенной к единице массы

вещества. Адсорбенты имеют различные по диаметру капиллярные каналы – поры, которые условно могут быть разделены на *макропоры* (более $2 \cdot 10^{-4}$ мм), *переходные поры* ($6 \cdot 10^{-6} \div 2 \cdot 10^{-4}$ мм) и *микропоры* (менее $6 \cdot 10^{-6}$ мм). Характер процесса адсорбции определяется размером пор.

Макропоры имеют малую удельную поверхность и поэтому на их стенках адсорбируется ничтожное количество вещества.

На поверхности *переходных пор*, размеры которых значительно превышают размеры адсорбированных молекул, образуются слои поглощенного вещества. Возможно образование слоев в одну молекулу (*мономолекулярная адсорбция*) и в несколько молекул (*полимолекулярная адсорбция*).

Размеры *микропор* приближаются к размерам адсорбируемых молекул, и адсорбция в микропорах приводит к заполнению их объема.

Адсорбенты характеризуются *поглотительной*, или *адсорбционной*, способностью (*активностью* адсорбента), определяемой концентрацией адсорбтива в единице массы или объема адсорбента.

Поглотительная способность адсорбента по отношению к данному веществу зависит от температуры и давления, при которых производится адсорбция, и от концентрации поглощаемого вещества. Максимально возможная при данных условиях поглотительная способность адсорбента условно называется его *равновесной активностью,* или *равновесной статической активностью.*

Адсорбированные молекулы совершают движение вдоль поверхности адсорбента и колеблются, то приближаясь, то удаляясь от нее. В состоянии равновесия количество адсорбированных молекул остается постоянным сколь угодно долго, если не изменены внешние условия (температура, давление и др.)

В фармацевтической технологии используются различные адсорбенты: активированные угли (древесный и костный), глинистые минералы, тальк, цеолиты, силикагели, фильтровальная бумага, а также синтетические ионообменные смолы (иониты).

Активированные угли. Высокопористые активные угли получают путем сухой перегонки различных углеродсодержащих веществ (дерева, костей и др.) и активирования полученных углей для повышения их пористости. Активирование проводят в два этапа. На первом этапе исходный материал нагревают при температуре не выше 500 °С без доступа воздуха, происходят обугливание и сухая перегонка летучих веществ, на втором – полученный уголь-сырец прокаливают в токе водяного пара или углекислого газа при температуре 850÷960 °С, при этом выгорают остатки смолистых веществ и освобождается внутренняя

поверхность угля. В результате имеем уголь, у которого внутренняя структура представлена большим количеством трещин, пор, канальцев и ходов.

Удельная поверхность активированных углей колеблется от 600 до 1700 $м^2/г$. Такие угли могут применяться в виде гранул размером 1÷5 мм для адсорбции газов и паров (с насыпной плотностью 450÷950 $кг/м^3$). Порошкообразный осветляющий древесный уголь изготавливают четырех марок: ОУ-А, ОУ-Б, ОУ-В, ОУ-Г. Для очистки *медицинских препаратов* применяют уголь марки ОУ-Б – осветляющий уголь, влажный, кислый, имеющий следующие характеристики:

— адсорбционная активность по метиловому голубому – не менее 220 мг/г;

— адсорбционная активность – не менее 100 % мас.;

— содержание влаги – не более 58 %;

— зольность – не более 6 %;

— содержание водорастворимой золы – не более 1 %;

— pH водной вытяжки – 4÷6;

— содержание соединений железа – не более 0,2 %.

Применение углей того или иного вида зависит от разновидности процесса адсорбции, в котором они используются (поглощение газов или красящих веществ, рекуперация летучих растворителей и т.д.).

Активированные угли лучше поглощают пары органических веществ, чем воды, однако с повышением влажности углей их способность поглощать пары органических веществ снижается. Они применяются обычно для рекуперации летучих растворителей. Сфера применения активированного угля в фармации ограничена тем, что наряду с разрушением мути он адсорбирует и некоторые биологически активные вещества, находящиеся в растворе (гликозиды, алкалоиды, гормоны и др.). В ряде случаев его не используют из-за способности быстро окислять отдельные вещества (например, аскорбиновую кислоту).

Уголь является гидрофобным адсорбентом, поэтому его можно использовать для очистки вытяжек, содержащих малогидрофильные вещества типа пигментов и др.

Недостатком активированных углей является их горючесть.

Силикагель. Широко применяемый в фармации адсорбент получают из раствора силиката натрия (растворимого стекла):

$$Na_2SiO_3 + 2HCl \rightarrow 2NaCl + SiO_2 + H_2O.$$

Осадок двуокиси кремния высушивают, измельчают и прокаливают. При прокаливании образуется большое количество пор. Удельная поверхность силикагелей изменяется от 400 до 700 $м^2/г$. Размер гранул колеблется от 0,2 до 7 мм, насыпная плотность составляет 100÷800 $кг/м^3$.

Силикагель гидрофилен, поэтому его используют для адсорбции из гидрофобных растворителей: хлороформа, эфира. Силикагель применяют главным образом для очистки газов. Способность к удержанию влаги силикагелем доходит до 50 % мас. Поглотительная способность силикагелей по отношению к парам органических веществ сильно снижается в присутствии влаги.

Достоинства силикагелей – их негорючесть, бо̀льшая механическая прочность, чем у активированных углей.

Цеолиты представляют собой природные или синтетические минералы, которые являются водными алюмосиликатами катионов элементов первой и второй групп периодической системы Д.И.Менделеева.

В качестве промышленных адсорбентов применяются в основном искусственные (синтетические) цеолиты. Получены цеолиты, обладающие сравнительно однородной структурой, размеры пор которых соизмеримы с размерами адсорбируемых молекул. Эти цеолиты проявляют *молекулярно-ситовое действие*, которое заключается в их способности не поглощать молекулы, диаметр которых больше диаметра пор. Молекулярно-ситовое действие цеолитов часто используют в промышленной практике для разделения некоторых веществ, например нормальных и изопарафиновых углеродов.

Цеолиты обладают высокой поглотительной способностью по отношению к воде и являются высокоэффективными адсорбентами для осушки и очистки газов, содержащих небольшие количества влаги. Размер гранул цеолитов – от 2 до 5 мм.

Окись алюминия широко используется при очистке водных извлечений биологически активных веществ (например, водного раствора адонизида) от посторонних примесей. Получают окись алюминия из солей алюминия при воздействии щелочей. Адсорбционные свойства глинистых материалов, окиси алюминия и талька хотя и ниже, чем у активированного угля, но они незначительно влияют на биологически активные вещества и вследствие этого широко используются для очистки растительных извлечений. Отличный адсорбент – разваренная масса фильтровальной бумаги, используемая для осветления сиропов и некоторых других препаратов.

Иониты представляют собой как природные, так и синтетические неорганические и органические вещества. К природным ионитам относятся цеолиты, глинистые минералы, ископаемые угли и др.

Синтетическими ионитами являются плавленые цеолиты и молекулярные сита (цеолиты с правильной структурой), ионообменные смолы, активированные минералы и органические вещества и др.

Иониты практически не растворимы в воде, а также в обычных растворителях и обладают подвижными ионами, способными обмениваться на эквивалентное количество ионов (с зарядом того же знака) из раствора электролита, с которым поглотитель взаимодействует.

Иониты, содержащие кислые активные группы и обменивающиеся с раствором электролита подвижными анионами, называются *анионитами*, а иониты, содержащие основные активные группы и обменивающиеся подвижными катионами, – *катионитами*. Существуют также амфотерные иониты, способные к катионному и анионному обмену одновременно.

Типичные реакции анионного обмена:

1. Реакция анионного обмена:

$$\mathbf{2RCl} + Na_2SO_4 \Leftrightarrow \mathbf{R_2SO_4} + 2NaCl,$$

где **R** – молекула ионита, связанная с подвижным ионом. Здесь анионит отдает в раствор ионы хлора Cl^-, следовательно, анионит находится в Cl-форме.

2. Реакция катионного обмена:

$$\mathbf{2NaR} + CaCl_2 \Leftrightarrow \mathbf{CaR_2} + 2NaCl.$$

Здесь катионит **R** отдает в раствор ионы натрия Na+, следовательно, катионит находится в Na-форме.

В обоих уравнениях выделены формулы веществ, составляющих твердую фазу.

Механизм ионного обмена обусловлен структурой и свойствами ионита. Так, например, иониты с кристаллической решеткой содержат в ее углах ионы, удерживаемые электростатическими силами. Под действием этих сил и происходит в основном ионный обмен. Свойства многих ионитов связаны с их способностью к набуханию в водных растворах. Набухание обычно сопровождается значительным повышением давления.

Такие иониты, как глинистые минералы (бентониты), применяются в фармации как вспомогательные вещества в составе мягких лекарственных форм (мазей, линиментов, паст, кремов), в составе сухих мазевых основ (основа «талос»). Рекомендовано их применение в составе таблеток, гранул, различных эмульсионных систем для приема внутрь. Это позволило заменить традиционные ценные и дефицитные вспомогательные вещества (глицерин, ланолин, свиной жир, масло какао, крахмал, вазелин) глинистыми минералами с сохранением качества лекарств, приготовленных на их основе.

Ионообменные смолы обладают большой обменной емкостью, избирательностью к отдельным ионам, химической и механической прочностью. Поэтому они являются наиболее распространенными ионитами, практически вытеснившими в промышленных условиях иониты других типов.

Изменением состава активных групп при синтезе ионообменных смол можно получить иониты с разнообразными свойствами.

В фармацевтическом производстве используют сильнокислотные сульфокатиониты КУ-1, КУ-2, пористый КУ-23 в Н-форме и сильноосновные аниониты АВ-171 и АВ-17 в ОН-форме для получения деминерализованной воды. Деминерализованная вода используется для мойки стеклодрота, ампул, вспомогательных материалов и для питания паровых котлов.

17.3. Процесс адсорбции

17.3.1. Материальный баланс процесса адсорбции

Адсорбция может осуществляться периодически и непрерывно. При осуществлении адсорбции *периодическим способом* в аппарат загружают определенное количество адсорбента и через его слой пропускают носитель с поглощаемым веществом (адсорбтивом). По указанной схеме работают при очистке окрашенных инъекционных растворов (глюкозы и др.).

При осуществлении адсорбции *непрерывным способом* адсорбент перемещается в противоположном направлении движению носителя (рис. 17.1) и тогда материальный баланс выразится уравнением (15.3), общим для всех процессов массопередачи.

В данном случае следует написать:

$$L(x_к - x_н) = G(y_н - y_к), \qquad (17.1)$$

где L – масса адсорбента, кг/с;

G – масса носителя, кг/с;

$y_н$, $y_к$ – содержание адсорбтива в носителе до и после адсорбции, % мас.;

$x_к$, $x_н$ – содержание адсорбтива в адсорбенте до и после адсорбции, % мас.

Из уравнения 17.1 можно написать:

$$\frac{L}{G} = \frac{y_н - y_к}{x_к - x_н}. \qquad (17.2)$$

По указанному уравнению можно построить рабочую линию процесса в координатах x – y. Для этого проводят преобразования, как в уравнениях (15.4) и (15.5). Тогда получим

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_к - \frac{L}{G}x_н\right). \qquad (17.2а)$$

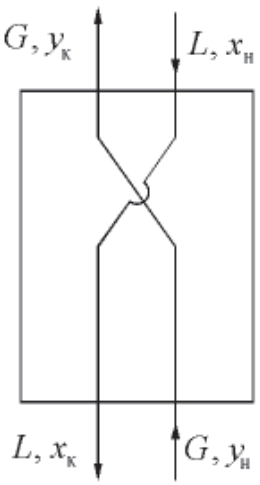


Рис. 17.1. Схема процесса противоточной адсорбции

Уравнение (17.2а) представляет собой уравнение рабочей линии, которая является прямой, отсекающей на оси ординат отрезок $\left(y_к - \frac{L}{G}x_н\right)$ и образующий с осью абсцисс угол, тангенс которого равен $\frac{L}{G}$.

Для периодической адсорбции материальный баланс можно записать также уравнением (17.1), но значения величин, вошедших в это уравнение, будут другими:

L – масса адсорбента, кг;

G – масса носителя, прошедшего за период адсорбции, кг;

$x_к$, $x_н$ – конечное и начальное содержание адсорбтива в адсорбенте, % мас.;

$y_н$ – содержание адсорбтива в носителе, % мас.;

$y_к$ – среднее содержание адсорбтива в носителе после адсорбции, % мас.

17.3.2. Движущая сила адсорбции

Движущей силой адсорбции называется разность между концентрациями адсорбтива в газовой смеси и в газовой фазе, находящейся в равновесии с адсорбентом.

Разность концентраций адсорбтива или ***движущая сила*** процесса адсорбции:

$$\Delta y = y - y^*, \qquad (17.3)$$

где y – концентрация адсорбтива в газовой фазе, кг/м^3.

y^* – равновесная концентрация адсорбтива в газовой фазе, кг/м^3.

При абсорбции равновесная концентрация адсорбтива выражалась уравнением Генри; при адсорбции она описывается уравнением Фрейндлиха, имеющим следующий вид:

$$x = K(y^*)^{1/n}, \qquad (17.4)$$

где x – концентрация адсорбтива в поглотителе, кг/кг;

y^* – концентрация поглощаемого компонента в газовой фазе над поглотителем при достижении равновесия, кг/кг;

K, n – константы при заданной температуре.

Концентрация адсорбтива в газовой фазе прямо пропорциональна его парциальному давлению P. Отсюда уравнение (17.4) можно записать в следующем виде:

$$x = K_1 P^{1/m}. \qquad (17.5)$$

Решим уравнение (17.4) в отношении y^*:

$$y^* = \frac{x^n}{K^n} = K_2 x^n. \qquad (17.6)$$

При $n = 1$ указанное уравнение преобразуется в уравнение Генри. Согласно уравнению (17.6) линия равновесия адсорбции имеет вид параболы и может быть представлена графически. Зависимость (17.6) соответствует определенной температуре и изображается кривой, которая носит название *изотермы адсорбции*. На рис. 17.2 приведены изотермы адсорбции при 20 °С при использовании активированного угля для адсорбции этилового эфира, этанола и бензола. В случае, если адсорбция происходит в аппарате непрерывного действия, то рабочую линию можно построить по уравнению (17.2а) точно так же, как и в случае абсорбции (см. рис. 16.17).

Для адсорбции построение выполнено на рис. 17.3, по которому можно определить число теоретических ступеней изменения концентрации.

Движущая сила процесса адсорбции может быть представлена отрезками вертикали (1–2, 3–4 и т.д.), лежащими между линией равновесия и рабочей линией.

При поглощении твердым адсорбентом какого-либо компонента из жидкой смеси вопрос о движущей силе может быть рассмотрен аналогично. К случаю адсорбции относится, например, поглощение окрашенных соединений из растворов глюкозы (это имеет место в производстве растворов для инъекций). В указанном примере адсорбтивом будут окрашенные соединения.

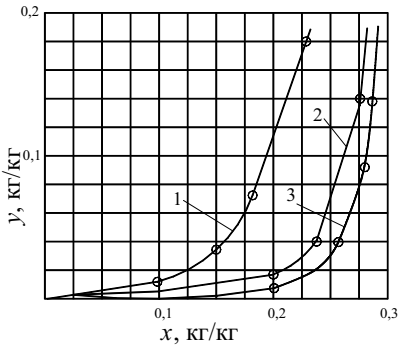


Рис. 17.2. Изотермы адсорбции: 1 – этиловый эфир; 2 – этиловый спирт; 3 – бензол

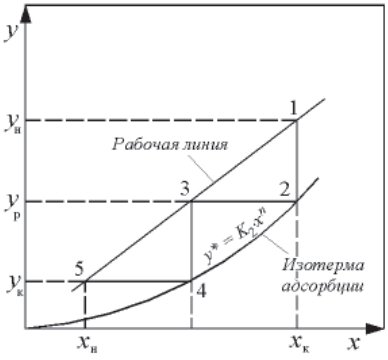


Рис. 17.3. Определение числа ступеней изменения концентрации для процесса адсорбции

17.3.3. Активность адсорбента

Для характеристики адсорбента, как уже было отмечено, используют понятие его активности. Различают активность статическую и динамическую.

Статическая активность – это количество адсорбтива, поглощаемое *к моменту достижения равновесия* объемной или массовой единицей адсорбента при заданной температуре и определенной концентрации адсорбтива в носителе.

Динамическая активность выражается количеством адсорбтива, поглощенного единицей объема (или единицей массы) адсорбента при прохождении через него газа или жидкости, содержащих адсорбтив *до начала проскока*. Под проскоком понимают проход адсорбтива через слой адсорбента без задержки. Проскоки появляются через некоторое время работы адсорбента, когда поверхность его в какой-то мере насыщена адсорбтивом. Активность адсорбента зависит от температуры носителя и концентрации адсорбтива в нем.

Активность динамическая всегда меньше статической. Поэтому расход адсорбента необходимо определять по его динамической активности.

17.3.4. Скорость адсорбции

Характер протекания процесса адсорбции во времени зависит от состояния слоя адсорбента, т.е. от того, является ли он неподвижным или движущимся.

Периодические процессы адсорбции характеризуются специфическими особенностями, которые связаны с неподвижным слоем адсорбента.

Так, неподвижный слой адсорбента постепенно насыщается адсорбтивом и во времени толщина насыщенного слоя увеличивается. Такая толщина насыщенного слоя адсорбента l_0, при которой концентрация адсорбтива в потоке изменяется от начальной до нулевой (точнее до концентрации, соответствующей началу «проскока»), называется *работающим слоем* или *зоной массопередачи*.

Для определения времени работы защитного слоя $\tau_{пр}$, перемещающегося с постоянной скоростью u, предложено эмпирическое уравнение:

$$\tau_{пр} = Kl - \tau_0 = \frac{l}{u} - \tau_0, \qquad (17.7)$$

где $K = \frac{1}{u}$ – коэффициент защитного действия слоя, с/м;

τ_0 – потеря времени защитного слоя, обусловленная тем, что формирование фронта происходит не мгновенно.

Зависимость времени адсорбции τ от длины слоя l (рис. 17.4) имеет два периода: период формирования выражается плавной кривой, которая затем во втором периоде переходит в прямую линию.

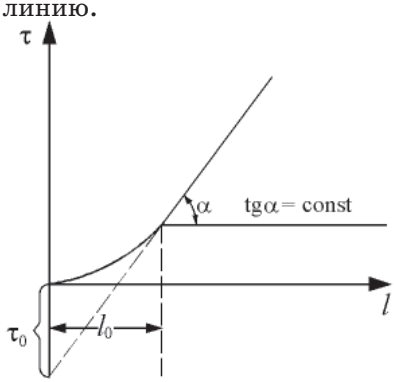


Рис. 17.4. Зависимость продолжительности адсорбции от высоты слоя адсорбента

Величины K и τ_0, входящие в уравнение 17.7, могут быть определены из графика на рис. 17.4, построенного по опытным данным. Тангенс угла наклона прямолинейной части кривой на этом рисунке $tg\alpha = K$, т.е. равен коэффициенту защитного действия слоя, а отрезок, отсекаемый продолжением прямой на оси ординат, соответствует величине τ_0 – потере времени защитного действия слоя.

Скорость u может быть также определена из уравнения материального баланса:

$$(w_u - u)S\varepsilon C_0 = uSC_K^*, \qquad (17.8)$$

где C_K^* – концентрация адсорбтива в слое адсорбента, равновесная с начальной объемной концентрацией C_0 адсорбтива в потоке;

ε – порозность слоя адсорбента ($\varepsilon = \dfrac{V - V_0}{V}$ – *порозность* или *свободный объем*, V – общий объем, занимаемый адсорбентом; V_0 – объем, занимаемый частицами, образующими слой).

Из уравнения (17.8) скорость перемещения зоны массопередачи:

$$u = w_u \frac{\varepsilon C_0}{\varepsilon C_0 + C_K^*} = w_0 \frac{C_0}{\varepsilon C_0 + C_K^*}, \qquad (17.9)$$

где $w_0 = w_u \varepsilon$ – фиктивная скорость потока.

17.3.5. Массопередача при адсорбции

Принимают, что в практически работающем слое адсорбента происходит поглощение адсорбтива от начальной, равной $0{,}95y_0$, до близкой к нулевой концентрации, составляющей $0{,}05y_0$ ($\tau_{пр}$).

Количество вещества M, поглощаемого в зоне массопередачи, равно:

$$M = l_0 S(0{,}95y_0 - 0{,}05y_0) = 0{,}9 l_0 S y_0. \qquad (17.10)$$

Адсорбция относится к процессам массообмена, протекающим с участием твердой фазы, и следует одинаковым с ними общим закономерностям. Поэтому количество вещества M, переносимого из отдающей фазы (парогазовой или жидкой) в принимающую (твердую фазу) может быть определено с помощью общего уравнения массопередачи (15.25):

$$M = K_y F \Delta y_{ср}.$$

Учитывая, что поверхность контакта фаз в данном случае не поддается определению, следует воспользоваться уравнением массопередачи, выраженным через объем $V_0 = Sl_0$ зоны массопередачи (15.32):

$$M = K_y^v V_0 \Delta y_{ср} \tau_м = K_y^v S l_0 \Delta y_{ср} \tau_м, \qquad (17.11)$$

где S – площадь поперечного сечения зоны поглотителя;

K_y^v – объемный коэффициент массопередачи;

l_0 – длина слоя поглотителя в зоне массопередачи;

$\tau_м$ – время прохождения фронта адсорбции по зоне массопередачи;

$\Delta y_{ср}$ – средняя движущая сила массопередачи, определяемая в соответствии с общим выражением (15.39):

$$\Delta y_{ср} = \frac{0{,}95y_0 - 0{,}05y_0}{\int\limits_{0{,}05y_0}^{0{,}95y_0} \dfrac{dy}{y - y^*}} = \frac{0{,}9y_0}{n_{0y}}, \qquad (17.12)$$

где n_{0y} – общее число единиц переноса по парогазовой (жидкой) фазе, определяемое методами, приведенными в гл.15, уравнение (15.44).

Подставив выражение (17.12) в уравнение (17.11) и приравняв уравнения (17.10) и (17.11), а также учитывая, что $u = \dfrac{l_0}{\tau_м}$, после сокращений получим:

$$u = K_y^v \frac{l_0}{n_{0y}}, \qquad (17.13)$$

где u – скорость прохождения фронта адсорбции по зоне массопередачи. Из уравнения (17.13) необходимая длина зоны массопередачи такая:

$$l_0 = \frac{un_{0y}}{K_y^v}. \qquad (17.14)$$

Объемный коэффициент массопередачи для парогазовой (жидкой) фазы определяют по уравнению (15.27):

$$K_y^v = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y^v} + \frac{m}{\beta_x^v}}. \qquad (17.15)$$

Здесь β_y^v и β_x^v – объемные коэффициенты массопередачи в парогазовой (жидкой) и твердой фазах соответственно;

m – средний тангенс угла наклона линии равновесия.

Адсорбция относится к таким процессам массопередачи, для которых диффузионное сопротивление самого адсорбента $\frac{m}{\beta_x^v}$ пренебрежительно мало по сравнению с диффузионным сопротивлением в отдающей парогазовой (жидкой) фазе. Поэтому величиной $\frac{m}{\beta_x^v}$ можно пренебречь, и тогда можно записать по уравнению (15.30):

$$K_y^v \approx \beta_y^v. \qquad (17.16)$$

Для определения β_y^v, на величину которого влияет гидродинамический режим движения потока газа (жидкости), могут быть использованы следующие расчетные уравнения:

при Re = 2÷30

$$\mathrm{Nu}' = 0{,}725\mathrm{Re}_э^{0{,}47}(\mathrm{Pr}')^{0{,}33}, \qquad (17.17)$$

при Re > 30

$$\mathrm{Nu}' = 0{,}395\mathrm{Re}_э^{0{,}64}(\mathrm{Pr}')^{0{,}33}, \qquad (17.18)$$

где $\mathrm{Nu}' = \beta_y^v \cdot d_э^2 / D_y$ – диффузионный критерий Нуссельта, выраженный через объемный коэффициент массоотдачи;

$\mathrm{Re}_э = \frac{4w_0}{a\nu_y}$ – критерий Рейнольдса для зернистого слоя;

$\mathrm{Pr}' = \nu_y / D_y$ – диффузионный критерий Прандтля;

$d_э = \frac{4\varepsilon}{a}$ – эквивалентный диаметр каналов зернистого слоя ($\varepsilon = \frac{V - V_0}{V}$ – *свободный объем* или *порозность*; V – общий объем, занимаемый зернистым слоем; V_0 – объем, занимаемый частицами, образующими слой; a – *удельная поверхность* (м^2/м^3), представляющая собой поверхность частиц материала, находящихся в единице объема, занятого слоем);

D_y – коэффициент диффузии в газовой (жидкой) фазе;

ν_y – кинематическая вязкость потока;

w_0 – фиктивная скорость потока газовой (жидкой) фазы, выражаемая отношением $w_0 = w\varepsilon$, где w – действительная скорость газа.

Значения коэффициентов диффузии для некоторых газов и паров в воздухе при $T_0 = 273$ К и $P_0 = 1$ бар приведены в табл. 17.1:

Таблица 17.1

Наименование пара или газа	Коэффициент диффузии D_y, м²/ч	Наименование пара или газа	Коэффициент диффузии D_y, м²/ч
Кислород	0,064	Метиловый спирт	0,0478
Азот	0,0475	Этанол	0,0367
Двуокись серы	0,037	Хлористый водород	0,0467
Аммиак	0,0612	Сернистый ангидрид	0,034
Углекислота	0,0497	Бензол	0,0277
Водяной пар	0,079	Этиловый эфир	0,028

При других температурах и давлениях D рассчитывают по формуле

$$D = D_y \frac{P_0}{P}\left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2}. \qquad (17.19)$$

При отсутствии экспериментальных данных коэффициент диффузии может быть вычислен по формулам (15.7) и (15.8), приведенными в гл. 15, или определен по соотношениям, имеющимся в справочниках, например [5, с. 263].

17.4. Десорбция

Извлечение из адсорбента адсорбированного вещества (*десорбция*) является необходимой стадией технологических процессов адсорбции, осуществляемых в замкнутом цикле.

Десорбция (регенерация адсорбента) проводится методами: 1) вытеснения, 2) испарения, 3) выжигания. Иногда регенерацию адсорбента ведут сочетанием приведенных методов.

Вытеснение из адсорбента поглощенных компонентов проводится посредством агентов, обладающих более высокой адсорбционной способностью, чем поглощенные компоненты.

Метод *испарения* поглощенных компонентов, имеющих относительно высокую летучесть, осуществляется путем нагрева слоя адсорбента.

Выжигание как метод регенерации адсорбента применяют для удаления из адсорбента смолообразных и других продуктов, образующихся в результате побочных процессов. При окончательной очистке адсорбента выжигают эти компоненты (т.е. проводят окислительную регенерацию адсорбента).

Выбор способа десорбции производится на основе технико-экономических расчетов.

Практически десорбцию проводят путем пропускания пара или газа через слой адсорбента после завершения прямого процесса (адсорбции). Для большей эффективности десорбцию проводят при повышенных температурах путем пропускания через слой адсорбента предварительно нагретого десорбирующего агента.

В качестве десорбирующих агентов применяют острый насыщенный или перегретый водяной пар, пары органических веществ, а также инертные газы. После десорбции слой адсорбента высушивают и охлаждают.

Десорбцию острым водяным паром применяют при рекуперации летучих растворителей на активированном угле. Десорбированные из угля вещества выдуваются из угольного слоя *динамическим* паром, который, не конденсируясь, выходит из адсорбера в смеси с парами десорбированных веществ. Расход динамического пара зависит от условий процесса и с достаточной надежностью определяется только опытным путем. При ориентировочных расчетах расход динамического пара можно принимать в среднем 3÷4 кг на 1 кг десорбируемого вещества.

Регенерацию цеолитов чаще проводят продуванием через слой адсорбента нагретого сухого газа. Удаление поглощенных веществ из цеолитов более затруднительно, чем из активированных углей.

Процессы десорбции, как и процессы адсорбции, можно проводить в неподвижном, в движущемся и кипящем слоях адсорбента.

17.5. Устройство адсорберов

Процессы адсорбции могут проводиться *периодически* (в аппаратах с неподвижным слоем адсорбента) и *непрерывно* – в аппаратах с движущимся или кипящим слоем адсорбента, а также в аппаратах с неподвижным слоем – в установке из двух и большего числа адсорберов, в которых отдельные стадии процесса протекают неодновременно.

Аппараты первой группы получили в химико-фармацевтическом производстве наибольшее применение.

17.5.1. Адсорберы периодического действия

Для обработки жидких систем с целью их обесцвечивания используют адсорбционные колонны, смесители и фильтры.

Простейшим адсорбером периодического действия является **колонка с адсорбентом**, показанная на рис. 17.5. Она применяется для обесцвечивания вытяжек в производстве новогаленовых препаратов с помощью активированного угля. Этот адсорбер представляет собой вертикальный цилиндрический сосуд 1

высотой 6÷10 м, диаметром 0,6÷1,2 м. Адсорбент загружают через верхний люк 2. Уголь насыпают на решетку 4, на которой размещаются металлическое сито и холст. Раствор поступает через трубу 3, к которой подключено несколько патрубков с вентилями. По указанным патрубкам подаются растворы различной цветности. Обесцвеченный раствор направляется в контрольный тканевый фильтр 6, на котором задерживаются кусочки угля, проскочившие в потоке. Производительность такого адсорбера составляет 2÷4 л/мин на 1 т угля, загруженного в колонну.

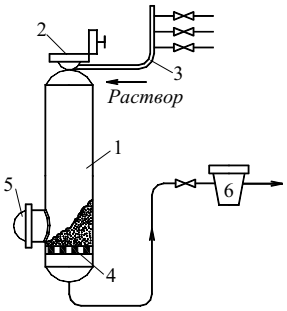


Рис. 17.5. Колонка с адсорбентом: 1 – колонна; 2 – загрузочный люк; 3 – ввод раствора; 4 – решетка; 5 – выгрузочный люк; 6 – фильтр

Адсорбер-фильтр, представленный на рис. 17.6, используется для осветления жидкостей. В качестве адсорбента используется фильтрационная масса, изготавливаемая из разваренной фильтровальной бумаги. Тонкая волокнистая масса заполняет рамы фильтр-пресса. Каждая рама имеет два прилива: один – для подачи нефильтрованного раствора, а другой – для отвода осветленного. Когда рамы собраны, приливы образуют трубы, по которым подается и отводится раствор.

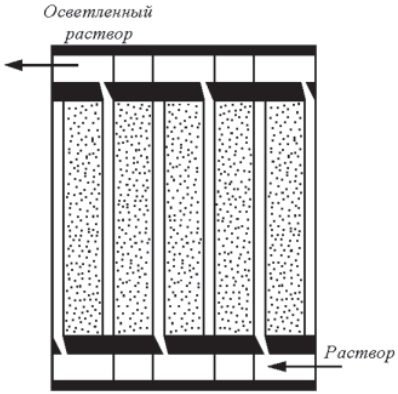


Рис. 17.6. Адсорбер-фильтр

На рис. 17.7 схематически представлена **адсорбер-мешалка** периодического действия для адсорбции красящих веществ из растворов при помощи активированных углей. Раствор поступает в смеситель 1, где перемешивается с активированным углем в течение 5÷10 мин. Потом суспензия подается на фильтр-пресс 2, где уголь отделяется от осветленной жидкости.

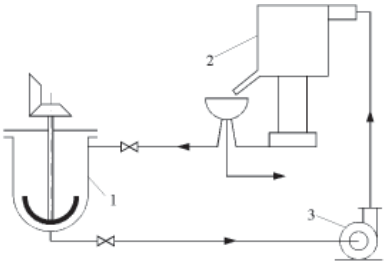


Рис. 17.7. Адсорбер-мешалка: 1 – смеситель; 2 – фильтр-пресс; 3 – насос

17.5.2. Адсорберы непрерывного действия

Простейшим адсорбером непрерывного действия является *батарея из нескольких колонок* с адсорбентом, представленных на рис. 17.5. Раствор проходит через первый адсорбер, очищаясь от примесей или, наоборот, отдавая адсорбенту действующие вещества. Как только из колонки начинает выходить окрашенная вытяжка или вытяжка с действующими веществами, подключают другую колонку. Очищенную вытяжку отставляют, а в первой колонке либо меняют адсорбент, либо производят промывку и десорбцию.

В последнее время для адсорбции применяют аппараты, работающие по принципу псевдоожижения. Адсорбция в таком аппарате происходит в состоянии «кипения» адсорбента под действием подающегося снизу раствора или газа.

В кипящем слое размеры частиц адсорбента меньше, чем размеры его частиц в неподвижном слое, что способствует уменьшению внутридиффузионного сопротивления твердой фазы и приводит к существенному увеличению поверхности контакта фаз. В кипящем слое при прочих равных условиях интенсивность внешнего массопереноса также выше, чем в неподвижном слое, вследствие больших скоростей газа, движущегося через слой.

Вместе с тем проведение процессов адсорбции в кипящем слое связано с трудностями выбора механически прочного адсорбента, способного выдержать достаточное число циклов работы в условиях повышенной истираемости при интенсивном механическом перемешивании частиц в самом аппарате и пневмотранспортных трубах.

В промышленности находят применение колонные и однокамерные адсорберы с кипящим слоем.

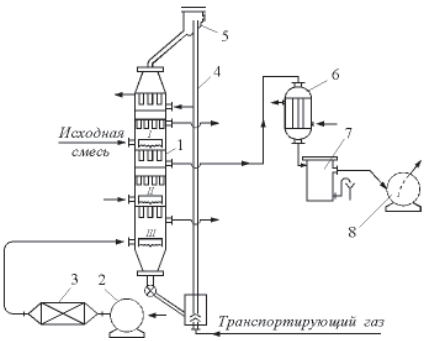


Рис. 17.8. Колонный адсорбер с движущимся слоем поглотителя: 1 – колонный адсорбер (*I* – зона адсорбции; *II* – зона ректификации, *III* – зона десорбции); 2 – вентилятор; 3 – калорифер; 4 – пневмотранспортная труба; 5 – бункер-отделитель; 6 – холодильник-конденсатор; 7 – сепаратор; 8 – хранилище

Колонный адсорбер непрерывного действия с движущимся слоем поглотителя (рис. 17.8) состоит из колонного адсорбера 1 с движущимся зернистым адсорбентом, соединенного с вентилятором 2 и калорифером 3, нагревающим воздух, подаваемый для сушки адсорбента.

Кроме того, адсорбер 1 соединен с пневмотранспортной трубой 4, по которой высушенный адсорбент подается на верх колонны в бункер 5, где отделяется от транспортирующего его газа и потом поступает в колонну

1. Смесь пара с извлеченным из адсорбента веществом поступает в холодильник-конденсатор 6, а затем конденсат поступает на разделение в сепаратор 7.

Однокамерный адсорбер с кипящим слоем непрерывного действия представлен на рис. 17.9. В указанном адсорбере адсорбент находится в псевдоожиженном или «кипящем» состоянии. Если постепенно увеличивать скорость подачи газа, проходящего через слой зернистого материала, находящегося на сетке, то при достижении определенной скорости наблюдается своеобразное явление: зерна материала начинают двигаться и слой становится похожим на маловязкую жидкость; частицы слоя перемещаются в пределах слоя, который как бы кипит.

В адсорбере (рис. 17.9) адсорбент постоянно поступает по трубе на сетку. Газ-носитель непрерывно нагнетается на сетку и проходит через адсорбент, приводя его в состояние псевдоожижения. Очищенный газ выходит через верхний штуцер. Лишний адсорбент сливается через сливную трубу. Насыщенный адсорбент содержит поглощенный материал и подается на десорбцию, после чего адсорбент может использоваться повторно.

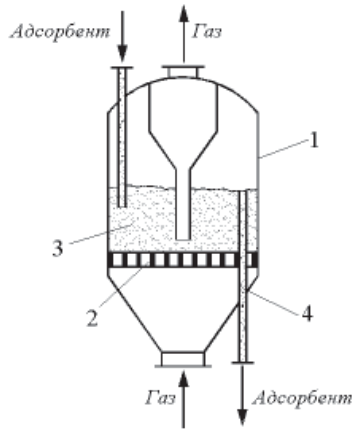


Рис. 17.9. Однокамерный адсорбер с кипящим слоем адсорбента: 1 – корпус; 2 – распределительная решетка; 3 – кипящий слой адсорбера; 4 – труба для выхода адсорбента

17.6. Расчет адсорберов

17.6.1. Периодически действующие адсорберы

Для расчета *диаметра* адсорбера с неподвижным слоем адсорбента определяют сначала из уравнения расхода (6.24) площадь поперечного сечения аппарата. После этого в соответствии с уравнением (16.15) определяют диаметр адсорбера:

$$D = \sqrt{\frac{V_{см}}{0{,}785 w_0}}, \qquad (17.20)$$

где $V_{см}$ – объемный расход парогазовой смеси или раствора, проходящего через слой адсорбента.

Фиктивную скорость w_0 (см. гл. 16 уравнение (16.15)) парогазовой смеси (или раствора) определяют исходя из технико-экономических соображений. Оптимальное значение w_0 находят с учетом того, что с увеличением w_0 скорость адсорбции возрастает,

если скорость процесса лимитируется скоростью внешней диффузии, и одновременно увеличиваются затраты энергии на перемещение потока через адсорбер. В промышленных условиях w_0 обычно не превышает 0,3 м/с.

Высота адсорбера. Определение высоты аппарата связано с расчетом высоты слоя адсорбента при заданном времени $\tau_{пр}$ защитного действия слоя, которое обуславливается технологическими требованиями.

При заданном времени работы защитного слоя (в зоне массопередачи) $\tau_{пр}$ высота слоя определяется по уравнению (17.7):

$$l = u\,(\tau_{пр} + \tau_0). \qquad (17.21)$$

Скорость движения зоны массопередачи u можно рассчитать по уравнению (17.9). Величину $\tau_{пр}$ принимают исходя из необходимой продолжительности регенерации адсорбента или графика сменной работы производства.

Потерю времени защитного действия слоя τ_0 согласно опытным данным можно найти, пользуясь приемлемой для большинства практических случаев приближенной зависимостью:

$$\tau_0 \approx 0{,}5\frac{l_0}{u}, \qquad (17.22)$$

где l_0 – высота слоя массопередачи, определяемая по уравнению (17.14).

17.6.2. Непрерывнодействующие адсорберы

Определение *диаметра D* адсорбера непрерывного действия проводят по уравнению (17.20). Входящую в это уравнение фиктивную скорость w_0 парогазовой смеси находят из требования обеспечить заданный гидродинамический режим. Для адсорберов с кипящим слоем скорость смеси может быть определена из критерия Re_0, рассчитанного по уравнению

$$Re_0 = \frac{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}{18 + 0{,}6\sqrt{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}}, \qquad (17.23)$$

где Ar – критерий Архимеда, определяемый так же, как и в уравнении (16.19).

Высота адсорбера. Расчет требуемой высоты (объема) слоя адсорбента производят по аналогии с другими массобменными процессами (абсорбция, ректификация и др.) на основе общего уравнения массопередачи.

Как следует из гл. 15, уравнение (15.43):

$$\frac{K_y^v SH}{G} = \int_{y_к}^{y_н} \frac{dy}{y - y^*}.$$

Из последнего уравнения с учетом выражения (15.44) можно определить объем слоя адсорбента:

$$HS = V = \frac{G_V n_{0y}}{K_y^v}, \qquad (17.24)$$

где G_V – объемный расход парогазовой смеси;

n_{0y} – число единиц переноса, определяемое методом, приведенным в гл. 15;

K_y^V – объемный коэффициент массопередачи.

По объему V слоя и его сечению $S = \frac{\pi D^2}{4}$ определяют общую высоту слоя адсорбента:

$$l = \frac{V}{S}. \qquad (17.25)$$

Расход адсорбента. Количество адсорбента, поступающее в единицу времени, определяют на основе уравнения материального баланса (15.3). Минимальный расход адсорбента $L_{\min}$ соответствует положению рабочей линии $A'B$ (см. рис. 16.3), когда она касается линии равновесия в точке A'. В этом случае

$$L_{\min}\left(x_{\text{к}}^{*} - x_{\text{н}}\right) = G_{\text{г}}\left(y_{\text{н}} - y_{\text{к}}\right) . \qquad (17.26)$$

Действительный расход адсорбента L рекомендуется принимать равным (1,1÷1,3) $L_{\min}$. Принимая в среднем $L = 1{,}2L_{\min}$, получим

$$L = 1{,}2G_{\text{г}}\frac{\left(y_{\text{н}} - y_{\text{к}}\right)}{\left(x_{\text{к}}^{*} - x_{\text{н}}\right)}, \qquad (17.27)$$

где $G_{\text{г}}$ – весовой расход инертной части парогазовой смеси;

$x_{\text{к}}^{*}$ – относительная концентрация извлекаемого компонента в отобранном адсорбенте, равновесная с его концентрацией в исходной смеси.

Из уравнения (17.27) видно, что удельный расход $\frac{L}{G_{\text{г}}}$ адсорбента тем больше, чем, при прочих равных условиях, выше концентрация адсорбируемого компонента в исходной смеси $y_{\text{н}}$ и чем ниже его концентрация в потоке, удаляющемся из адсорбера $y_{\text{к}}$. Следовательно, экономичность процесса адсорбции возрастает при низких концентрациях исходной смеси.

17.7. Ионообменные процессы

Ионообменные процессы (ионообменная сорбция) – взаимодействие растворов электролитов с сорбентами-ионитами, обладающими способностью обменивать свои ионы на ионы, находящиеся в растворе.

Обмен ионов в ионитах происходит в эквивалентных количествах и обратим, поэтому процесс обмена ионов между раствором электролита и твердой фазой ионита может быть записан как обычная химическая реакция. Типичные реакции ионного обмена приведены в разд. 17.2. Как было отмечено ранее, способностью к ионному обмену обладают многие природные вещества, а также синтетические. Из последних ионообменные смолы имеют особое значение. Только с их появлением ионообменные процессы нашли широкое применение в промышленности.

Создание ионообменной смолы сводится к синтезу нерастворимого в воде и в других растворителях твердого органического полимера, образующего трехмерный высокомолекулярный каркас с активными группами путем «сшивания» линейного высокомолекулярного соединения – полистирола – в пространственную сетку с помощью различных «мостикообразующих» веществ (например, дивинилбензола).

Таким образом, ионообменные смолы состоят из матрицы – пространственно сшитых углеводородных цепей – и закрепленных на ней активных ионогенных групп. Ионогенные группы вводятся различно: либо присоединением к имеющемуся каркасу исходных мономеров, либо в самом процессе образования высокомолекулярного соединения.

Сухая ионообменная смола еще не является ионитом. Ионитом она становится после набухания. В воде происходит диссоциация ионогенных групп с образованием подвижных противоионов и неподвижных, связанных с матрицей, фиксированных ионов. При взаимодействии ионообменных смол с растворами электролитов противоионы замещаются эквивалентным количеством ионов, находящихся в растворе.

Если катионит находится в Н-форме, т.е. насыщен обмениваемыми ионами водорода H^+, а анионит – в ОН-форме, т.е. насыщен обмениваемыми ионами основания OH^-, то последовательная обработка водного раствора электролита на катионите и затем – на анионите приводит к полному удалению минеральных солей из воды. Таким способом получают деминерализованную воду.

Для проведения процесса ионного обмена равновесие должно быть сдвинуто вправо, т.е. константы химического равновесия реакций ионного обмена должны быть намного больше единицы.

В настоящее время процессы ионообменной сорбции все шире применяются в промышленности. В частности, путем ионного обмена, кроме очистки и умягчения воды, производят очистку растворов, улавливание и концентрирование ценных металлов из разбавленных растворов, разделение смесей веществ и др. В некоторых случаях ионный обмен может иметь преимущество по технико-экономическим показателям по сравнению с ректификацией, экстракцией и др. Этому способствует простота аппаратурного оформления процессов ионного обмена.

17.7.1. Регенерация ионитов

Для регенерации ионита, насыщенного извлекаемыми из электролита катионами, используют растворы кислот (например, 5 %-ный раствор HCl). Регенерация анионита проводится раствором щелочи (например, 5 %-ным раствором NaOH).

После регенерации ионитов необходима полная отмывка их водой от следов регенерирующих растворов.

17.7.2. Равновесие при ионообмене

Состояние равновесия при ионном обмене, так же, как при адсорбции, изображается в виде изотермы равновесия, которая является важной характеристикой при ионном обмене. При расчете ионообменных колонн изотермой равновесия пользуются для определения средней движущей силы процесса.

Равновесные соотношения при ионном обмене удовлетворительно описываются уравнением Фрейндлиха (17.4) или уравнением Ленгмюра:

$$x = k\alpha y^* \Big/ \left(1 + ky^*\right), \qquad (17.28)$$

где x – количество ионов, поглощенных ионитом, кг/кг;

y^* – равновесная концентрация поглощаемых ионов в растворе, кг/м^3;

k, α – опытные константы.

Типичная изотерма сорбции из растворов, соответствующая уравнению (17.28), приведена на рис. 17.10. Как видно из рисунка, область равновесных концентраций может быть разделена на три зоны. Первой зоне (*I*) низких концентраций соответствует практически линейная равновесная зависимость, второй (*II*) – изотерма Ленгмюра, третьей (*III*) – область, близкая к насыщению и практически не зависящая от концентрации раствора.

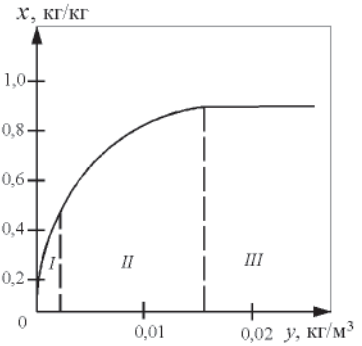


Рис. 17.10. Изотерма равновесия лимонной кислоты на аниоците ЭДЭ-10П

На равновесие влияют природа ионита и поглощаемых ионов, температура и pH раствора электролита. Так, содержание дивинилбензола в сульфополистирольной смоле в сильной степени влияет на положение изотермы равновесия (рис. 17.11). Увеличение содержания дивинилбензола приводит к уменьшению емкости ионита.

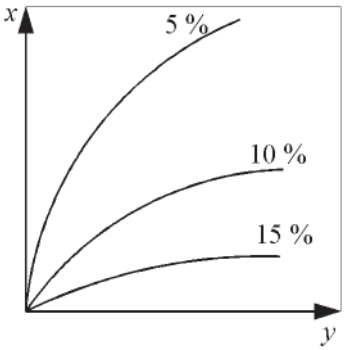


Рис. 17.11. Изотермы равновесия для сульфополистирольной смолы с различным содержанием дивинилбензола

В случае ионной сорбции двух ионов с разными зарядами ионит поглощает преимущественно ион с наибольшим зарядом в разбавленных растворах электролита (рис. 17.12).

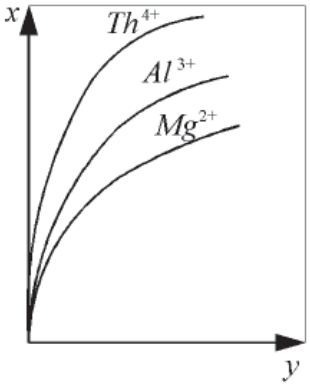


Рис. 17.12. Влияние валентности ионов на равновесие сульфофенольной смолы

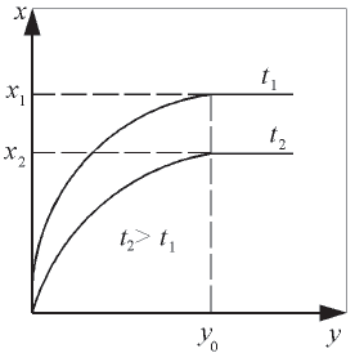


Рис. 17.13. Влияние температуры на равновесие при ионном обмене

Состояние равновесия между обмениваемыми ионами ионита и раствора зависит от температуры. Обычно наблюдается уменьшение емкости и избирательности ионитов при повышении температуры (рис. 17.13). Предельная температура процесса определяется термической устойчивостью ионитов и для обычных ионообменных смол не превышает 80÷100 ^{0}C.

Влияние pH растворов на равновесие различно: с увеличением pH емкость катионитов увеличивается, а для анионитов – уменьшается.

17.7.3. Материальный баланс ионообменных процессов

Материальные балансы ионообменных процессов выражаются уравнениями, общими для всех массообменных процессов (15.3):

$$G\,(y_н - y_к) = L\,(x_к - x_н),$$

где L – количество ионита, кг/ч;

G – количество растворителя, кг/ч;

$x_н$, $x_к$ – начальная и конечная концентрации ионита, г/кг сухого ионита;

$y_н$, $y_к$ – начальная и конечная концентрации удаляемых ионов в растворе, г/кг растворителя.

В уравнении линии рабочих концентраций (15.5): $x = Ay + B$, угловой коэффициент – $A = \frac{G}{L}$, а отрезок, отсекаемый на оси ординат, – $B = \left(Lx_н - Gy_н\right)/L$.

17.7.4. Кинетика ионообменных процессов

Явления процессов ионообмена отличаются от процессов физической сорбции тем, что в одном случае имеет место перенос молекул (физическая адсорбция), а в другом – перенос ионов. Перенос ионов – сложный процесс, состоящий из семи стадий. В технических расчетах кинетика процесса переноса ионов принимается в упрощенном виде.

Предполагают, что скорость химической реакции несоизмеримо выше, чем скорости переноса ионов в остальных стадиях, и что она не оказывает влияния на скорость ионообменного процесса. Основное кинетическое уравнение:

$$\frac{dM}{Vd\tau} = \beta_{\upsilon}\left(y - y^{*}\right). \qquad (17.29)$$

Для определения коэффициента массоотдачи можно рекомендовать эмпирическое уравнение:

$$\beta_{\upsilon} d_{э}^{2} \Big/ D_{c} = 28{,}4\left(w d_{з}\, \rho_{c}/\mu_{c}\right)^{0{,}41}, \qquad (17.30)$$

где β_{υ} – коэффициент массоотдачи, 1/с;

$d_{з}$ – диаметр зерна ионита, м;

D_{c} – коэффициент диффузии удаляемых из раствора ионов, м^2/с;

w – скорость раствора, м/с;

ρ_{c} – плотность раствора, кг/м^3;

μ_{c} – вязкость раствора, кг/(м · с).

17.7.5. Принципиальные схемы ионообменных процессов

Схемы ионообменных процессов принципиально не отличаются от схем процессов физической адсорбции (см. разд. 17.5). Весь цикл ионообменного процесса независимо от его конкретного назначения включает следующие стадии: 1) сорбцию ионов из растворов; 2) отмывку ионита от исходного раствора; 3) регенерацию ионита; 4) отмывку ионита от регенерирующего раствора.

17.7.6. Ионообменная аппаратура

Ионообменную аппаратуру можно классифицировать так же, как и аппаратуру для адсорбции:

– периодически действующие аппараты с неподвижным слоем ионита;

– непрерывнодействующие аппараты, которые подразделяются на аппараты с движущимся слоем ионита и с псевдоожиженным слоем ионита.

В производственной практике широко распространены **ионообменные установки периодического действия с неподвижным слоем ионита** (рис. 17.14).

Аппарат представляет собой цилиндрическую емкость 1, снабженную распределительными устройствами: нижним – 2 и верхним – 3. На нижнем распределительном устройстве, которое представляет собой тарелку с щелевыми колпачками, располагается неподвижный слой ионита (заштрихованная часть).

Исходный раствор поступает в аппарат через нижний штуцер 4 и через распределительное устройство 2 проходит в слой ионита. В верхней (полой) части аппарата собирается очищенный раствор

и через верхний штуцер 5 выводится из аппарата. После завершения ионообменного процесса аппарат останавливают для проведения регенерации ионита. На второй стадии – отмывке ионита – проводят его промывку водой для удаления раствора. При этом воду пропускают через ионит в том же направлении, что и раствор. Затем следует третья стадия – регенерация ионита. Ее проводят регенерирующим раствором, который пропускают обычно в направлении, противоположном направлению течения исходного раствора. Четвертая стадия – отмывка ионита от регенерирующего раствора проводится водой, после этой промывки аппарат готов для проведения следующего цикла. Промывку ионита водой и обработку его регенерирующим раствором можно производить и прямым током, т.е. по пути очищаемого раствора, однако при противоточной регенерации степень очистки повышается.

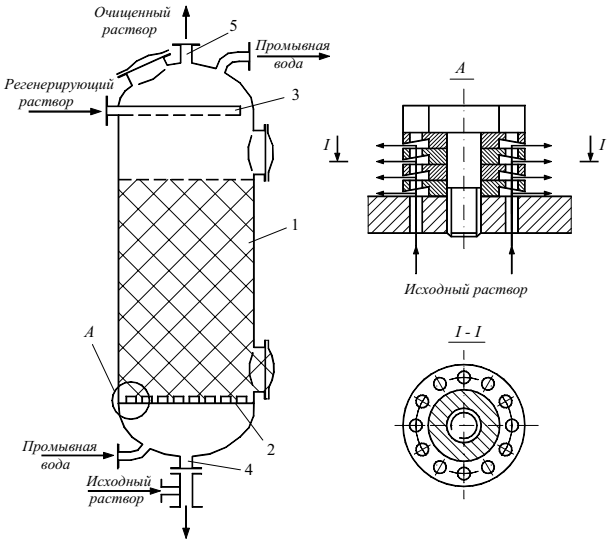


Рис. 17.14. Периодически действующий ионообменный аппарат с неподвижным слоем ионита:
1 – корпус; 2 – распределительная тарелка с щелевидными колпачками; 3 – распределитель; 4,5 – штуцеры для ввода исходного и вывода очищенного растворов

Работа ионообменных установок может быть интенсифицирована при использовании движущегося или кипящего слоя ионита, способствующего повышению скорости сорбции и лучшему использованию емкости ионита.

Ионообменные колонны периодического действия с неподвижным и взвешенным слоем могут применяться, как и обычные адсорберы, в виде батареи колонн в ионообменных установках непрерывного действия.

Ионообменные колонны непрерывного действия могут работать с движущимся слоем ионита (см. рис. 17.8) и кипящим слоем ионита.

В промышленной практике непрерывную ионообменную сорбцию из пульп в кипящем слое ионита проводят с помощью нескольких последовательно соединенных полых **колонн с пневматическим перемешиванием** (рис. 17.15).

В каждой колонне осуществляется интенсивная циркуляция пульпы посредством сжатого воздуха, подаваемого в центральную трубу 1, которая работает по принципу *эрлифта*. Эрлифт или воздушный подъемник перемещает вверх газожидкостную смесь, которая образуется в центральной трубе 1 за счет сжатого воздуха. Вследствие меньшего удельного веса газожидкостная смесь поднимается по трубе 1 вверх.

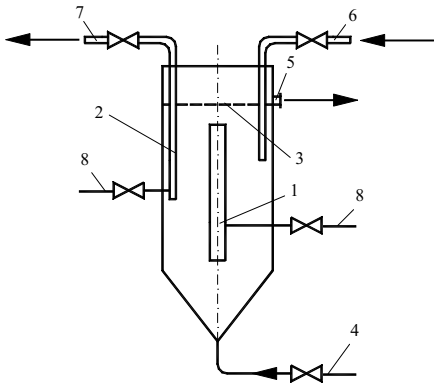


Рис. 17.15. Ионообменная колонка с пневматическим перемешиванием: 1 – центральная эрлифтная труба для перемешивания; 2 – эрлифт для транспортирования ионита; 3 – сетка; 4 – труба для подачи исходной пульпы; 5 – штуцер для отвода пульпы; 6, 7 – трубы для подачи и отвода ионита; 8 – труба для подачи сжатого воздуха

Эрлифтное устройство 2 прилагается также для транспортирования ионита от ступени к ступени. Унос мелких зерен ионита с пульпой предотвращается с помощью сетки 3. Хотя каждый из аппаратов работает в режиме, близком к идеальному смешению, при достаточном числе последовательных ступеней (колонн) в установке достигается высокая степень насыщения ионита. Установки такого типа отличаются простотой устройства.

Ионообменные аппараты при работе с химически активными средами снабжаются внутренними антикоррозийными покрытиями (гуммирование, различные полимерные материалы, перхлорвиниловые лаки и др.) (см. гл. 1).

Поскольку кинетика ионообменных процессов практически отождествляется с кинетикой физической адсорбции, для расчета ионообменной аппаратуры можно рекомендовать все методы расчетов, рассмотренные в разд. 17.3 и 17.6.

Список литературы:

1. *Муравьев И.А.* Технология лекарств. Изд. 3-е, перераб. и доп. Т.1. М.: Медицина, 1980. С. 226 – 228.

2. *Технология* и стандартизация лекарств /Сб. науч. тр. ГНЦЛС под ред. В.П. Георгиевского и Ф.А. Конева. Х.: ООО «Ирег», 1996. С. 654 – 656.

3. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971. С. 504 – 615.

4. *Сало Д.П.* Применение глинистых материалов для приготовления лекарств /Автореф. дис. на соиск. учен. степени д-ра. фарм. наук. М., 1968. 38 с.

5. *Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. М.: Химия, 1976. С. 352 – 400.

6. *Плановский А.Н., Николаев П.И.* Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии: Учебник для вузов. 3-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 1987. С. 366 – 393.

7. *Тремийон Б.* Разделение на ионообменных смолах. Пер. с фр. М., 1967.

8. *Гельферих Ф.* Иониты. Пер. с нем. М., 1962.

9. *Серпионова Е.Н.* Промышленная адсорбция газов и паров. 2-е изд. М.: Высш. шк., 1969. 414 с.

Глава 18. Экстракция

18.1. Общие сведения

Экстракцией называется процесс разделения смеси твердых или жидких веществ с помощью избирательных (селективных) растворителей (экстрагентов).

Физический смысл экстракции состоит в переходе извлекаемого компонента исходной фазы (жидкой или твердой) в фазу жидкого экстрагента при их взаимном соприкосновении. Извлекаемые компоненты переходят из исходного раствора в растворитель вследствие разности концентраций за счет *диффузии*. Поэтому экстракция относится к *диффузионным процессам*.

Экстрагирование, как и каждый диффузионный процесс, в большой степени зависит от температуры и с повышением последней идет быстрее. Однако исходя из свойств обрабатываемых систем экстрагирование осуществляется при умеренной температуре (иногда она даже ниже, чем температура окружающей среды). Указанное позволяет в процессе экстрагирования обеспечить разделение исходного раствора с полным исключением термического разложения молекул.

Процесс экстрагирования обладает значительными экономическими преимуществами, так как затрат на него меньше, чем на другие процессы разделения. Низкая стоимость эксплуатации особенно заметно проявляется при малых концентрациях экстрагируемого компонента.

Процессы экстракции часто осуществляются при относительном движении обеих фаз. Широко используется противоточное движение фаз, что обеспечивает экономически более выгодное решение задачи.

В зависимости от агрегатного состояния компонентов, участвующих в процессе, различают экстракцию из *твердых тел* (выщелачивание) и из *жидкостей*.

К экстракции из *твердых тел* относится извлечение биологически активных веществ из лекарственного растительного сырья при получении фитохимических препаратов (настоек, экстрактов и др.). Экстракционный процесс лежит в основе технологии многих препаратов, получаемых из сырья животного происхождения (препараты гормонов, ферментов и др.). В производстве медицинских масел широко применяется экстракция из сырья различными маслами (подсолнечное, сливовое, абрикосовое, персиковое и др.).

Экстракция из жидкостей также применяется в химико-фармацевтических производствах. Так, при помощи экстракции выделяют биологически активные вещества из ферментных растворов, проводят очистку новогаленовых препаратов. В

производстве антибиотиков при помощи экстракции извлекают пенициллин, стрептомицин и т.д. из ферментационных растворов. При экстрагировании из жидкости извлекающий растворитель должен быть не растворим в той жидкости, которая подвергается обработке. После осуществления процесса экстракции жидкости должны легко разделяться.

Таким образом, как при экстракции из твердого тела, так и при экстракции из жидкости имеются две фазы:

1) *твердая и жидкая*;

2) *две жидкие*.

Чтобы в процессе экстрагирования между указанными фазами происходил обмен компонентами, фазы должны находиться в тесном контакте. Для осуществления этого контакта применяются аппараты – экстракторы.

Изучению закономерностей и интенсификации процесса экстракции в системах твердое тело – жидкость и жидкость – жидкость применительно к фармацевтической технологии посвящено много работ зав. кафедрой процессов и аппаратов Харьковского политехнического института проф. Г.К. Гончаренко и его школы [5 – 11].

В фармацевтической технологии применяются оба вида экстракции. Поскольку процесс массоотдачи в твердой фазе существенно отличается от массоотдачи в жидкостях, то процессы экстракции в системе жидкость – твердое тело и в системе жидкость – жидкость рассмотрены раздельно.

18.2. Экстракция в системе жидкость – жидкость

Для экстрагирования из жидкой смеси отдельного компонента подбирают растворитель, который не смешивается (или ограниченно растворим) с обрабатываемой смесью, но хорошо растворяет извлекаемый компонент.

Вследствие обработки исходной жидкости экстрагентом получаются две жидкие фазы. Одна из них – первичный растворитель, содержащий остаток извлекаемых компонентов и некоторое количество экстрагента, так как трудно подобрать абсолютно не растворимый в исходной жидкости экстрагент. Указанная фаза называется *рафинатной* или *рафинатом*. Вторую фазу составляет экстрагент с компонентами, извлеченными из исходной смеси. Эта фаза называется *экстрактом*.

18.2.1. Равновесие в системах жидкость – жидкость

Практически процессы экстрагирования проводятся с системами, состоящими как минимум из трех компонентов ($K = 3$) и двух жидких фаз ($Ф = 2$). Для таких систем по правилу фаз (см. гл. 20, разд. 20.2, уравнение (20.1)):

$$C = K - Ф + 2,$$

число степеней свободы C равно трем:

$$C = 3 - 2 + 2 = 3.$$

Следовательно, в данном случае независимыми переменными являются три параметра – температура, давление и концентрация одной из фаз. Однако влиянием давления на равновесие в системе жидкость – жидкость можно пренебречь. Зависимость состава от температуры (при P = const) для тройных систем изображается с помощью треугольной призмы. В последней температуры откладываются по оси, перпендикулярной к плоскости, на которой наносятся составы.

Состояние равновесия фаз при экстракции характеризуется законом равновесного распределения, который выражают через коэффициент распределения $K_р$. В простейшем случае при отсутствии ассоциации и диссоциации растворенного вещества условие равновесия выражено соотношением:

$$y^* = K_р x, \qquad (18.1)$$

где y^* – равновесная концентрация извлекаемого компонента в экстракте;

x – равновесная концентрация извлекаемого компонента в рафинате;

$K_р$ – коэффициент распределения.

В координатах $x - y$ линия равновесия имеет вид прямой линии OA, выходящей из начала координат (рис. 18.1). Коэффициент распределения $K_р$ в данном случае – величина постоянная, зависящая только от температуры. Если $K_р$ сильно изменяется с концентрацией раствора, то линия равновесия не будет прямой. Она может иметь вид линии OB на рис. 18.1. Линии равновесия OA и OB обычно строятся при постоянной температуре и называются *изотермами экстракции*.

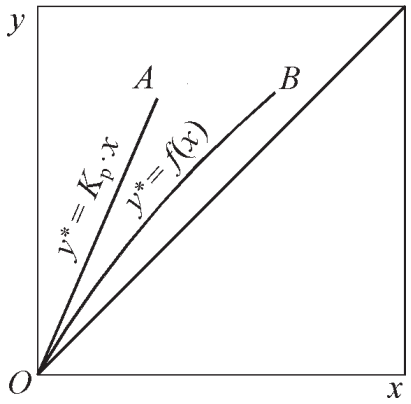


Рис. 18.1. Линии равновесия при экстракции в системе жидкость – жидкость (при взаимной нерастворимости жидкостей)

При частичной взаимной растворимости фаз каждая из них при экстракции будет представлять собой трехкомпонентный раствор, состав которого невозможно отложить на диаграмме в прямоугольных координатах $x - y$. Составы таких трехкомпонентных фаз удобно представлять в треугольной системе координат на так называемой треугольной диаграмме (рис. 18.2).

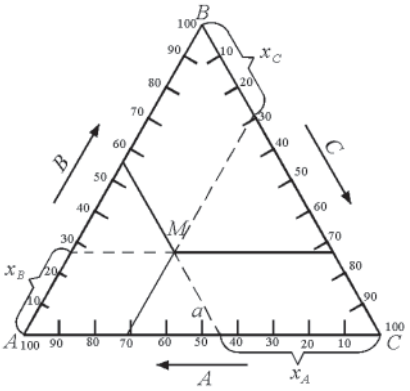


Рис. 18.2. Треугольная диаграмма равновесия

Здесь представлен равносторонний треугольник, на сторонах которого отложено процентное содержание каждого из трех компонентов. Вершины треугольника соответствуют чистым компонентам *A*, *B* и *C*, содержание которых в этих точках 100 %. Стороны треугольника соответствуют двойным смесям.

Так, например, точка *a* на стороне *AC* соответствует смеси, не содержащей компонент *B* и состоящей из 50 % компонента *A* и 50 % компонента *C*. Любая точка *M* внутри треугольника изображает смесь трех компонентов. Чтобы определить этот состав, необходимо из точки *M* провести линии, параллельные сторонам треугольника, как это показано на рис. 18.2. Состав смеси, соответствующий точке *M*, будет таким:

$$x_A = 45\ \%,\ x_B = 26\ \%,\ x_C = 29\ \%.$$

Принято считать, что вершина *A* соответствует первичному растворителю, точка *C* – экстрагенту, точка *B* – извлекаемому компоненту.

Лучи *Aa*, *Bb* и *Cc*, проведенные из вершин треугольника (рис. 18.3), являются геометрическим местом точек, характеризующим смеси с постоянным отношением содержания двух других компонентов – $\frac{x_B}{x_C}$, $\frac{x_A}{x_C}$ и $\frac{x_A}{x_B}$ соответственно.

Линии *dd*, *ee*, *ff*, параллельные сторонам треугольника *AC*, *BC*, *AB*, являются геометрическим местом точек, характеризующих смеси с постоянным содержанием компонентов *B*, *A* и *C* соответственно. Если смешаны два трехкомпонентных раствора, характеризуемые точками *M* и *N* (рис. 18.3), то составу их смеси будет отвечать точка *S*, лежащая на прямой, соединяющей точки *M* и *N*. В соответствии с *правилом рычага* (правило центра тяжести треугольника) средний состав смеси, получаемой в результате смешения двух других смесей (*M* и *N*), лежит на прямой, соединяющей состав этих смесей, в точке *S*, разделяющей данную прямую на отрезки, обратно пропорциональные количествам исходных смесей G_M и G_N:

$$G_M \cdot MS = G_N \cdot SN.$$

Эти же соотношения действительны при расслаивании смеси *S* на две сосуществующие фазы *M* и *N*.

Треугольная диаграмма обладает еще одним важным свойством. Если какие-либо растворы K', L', M', имеющие массы G_K', G_L', G_M', расслаиваясь, дают одинаковое количество какого-либо нового раствора S (с массой G_S), то на треугольной диаграмме (рис. 18.4) линии, соединяющие точки, соответствующие расслаивающимся и полученным растворам, пересекутся в одной точке.

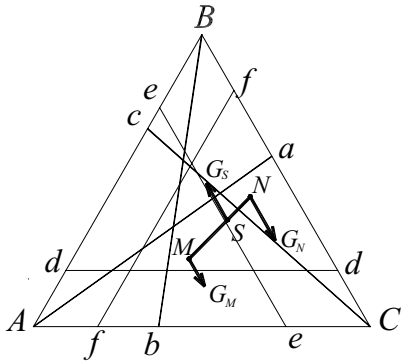


Рис. 18.3. Свойства лучей треугольной диаграммы и правило рычага

Точка S может находиться и вне треугольника (рис. 18.5). В этом случае она выражает условный (фиктивный) раствор S.

На треугольной диаграмме (рис. 18.6) линия $A'RR_1R_2KE_2E_1EC'$ – линия равновесия, называемая *пограничной* или *бинодальной кривой*. Форма этой кривой типична для жидкостных систем, встречающихся в фармацевтической технологии. Компоненты A и B, B и C неограниченно растворимы друг в друге, а компоненты A и C обладают малой взаимной растворимостью. Так, компонент A частично растворим в компоненте C, что на диаграмме будет соответствовать линии AA'. Компонент C частично растворим в компоненте A, на диаграмме это соответствует отрезку $C'C$. При смешивании компонентов A и B в количествах, больших, чем показано в точках A' и C', происходит расслаивание смеси указанных жидкостей, т.е. образуется двухфазная система, характеризуемая отрезком $A'C'$.

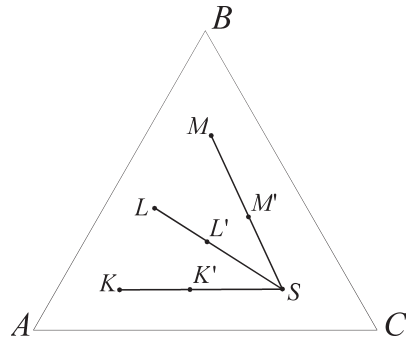


Рис. 18.4. К определению свойств треугольной диаграммы

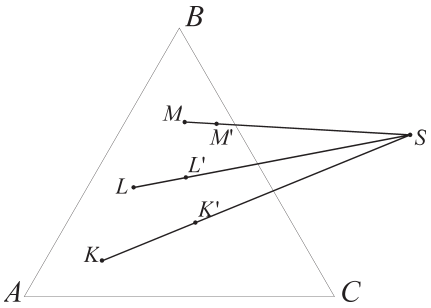


Рис. 18.5. К построению точки, соответствующей фиктивному составу многокомпонентной смеси

Составам фаз, находящимся в равновесии, соответствуют

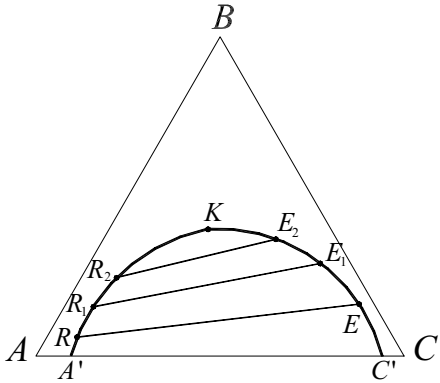


Рис. 18.6. Положение пограничной (бинодальной) кривой

точки R и E, R_1 и E_1, R_2 и E_2 и т.д. Соединив эти точки, получают две ветви кривой равновесия. Точка K, в которой сливаются две ветви кривой, называется *критической точкой*. Линии, соединяющие попарно точки RE, R_1E_1, R_2E_2, называются *хордами равновесия* или *коннодами*. Область, расположенная ниже бинодальной кривой, соответствует двухфазным (расслаивающимся) системам и является рабочей частью треугольной диаграммы. Область диаграммы, лежащая выше пограничной кривой, соответствует гомогенной системе и поэтому для расчета процесса экстракции не используется.

Хорды равновесия располагаются не параллельно друг другу и их наклон зависит от величины коэффициента распределения $K_р$.

Величину $K_р$ можно выразить через концентрации распределяемого компонента B в равновесных фазах согласно уравнению (18.1):

$$\frac{y^*}{x} = \frac{E_B}{R_B} = \frac{y_B}{x_B} = K_р \ , \qquad (18.2)$$

где E_B – концентрация распределяемого компонента B в фазе экстракта при равновесии;

R_B – концентрация распределяемого компонента B в фазе рафината при равновесии.

Из диаграммы (рис. 18.6) видно, что величина $K_р$ увеличивается последовательно для хорд равновесия RE, R_1E_1, R_2E_2. Для всех этих хорд равновесия $K_р > 1$.

Наклон хорд равновесия может быть различным и определяться природой компонентов и составом фаз. Так, для хорды равновесия RE (рис. 18.7, *а*) $K_р < 1$, для хорды равновесия R_1E_1 (рис. 18.7, *б*) $K_р = 1$.

По величине $K_р$ можно судить об избирательности экстрагента. Чем больше значение $K_р$, тем эффективнее будет проходить процесс экстракции.

Селективность или избирательность экстрагента характеризует способность экстрагента предпочтительно растворять один или несколько компонентов исходного раствора. Селективность экстрагента можно оценить также с помощью тройной диаграммы (рис. 18.8).

Для этого необходимо через точки равновесия R и E (рис. 18.8) и вершину C провести прямые до пересечения со стороной

AB. Точки пересечения E_1R_1 соответствуют составам в точках *ER* после удаления компонента *C*. Из расположения точек E_1 и R_1 видно, что составы фаз различны. Так, рафинат R_1 предельно обеднен компонентом *B*, а экстракт E_1 максимально обогащен компонентом *B*. Чем больше расстояние между точками E_1 и R_1, тем селективнее экстрагент по отношению к компоненту *B*.

Величина селективности характеризуется *коэффициентом селективности* или *коэффициентом разделения*.

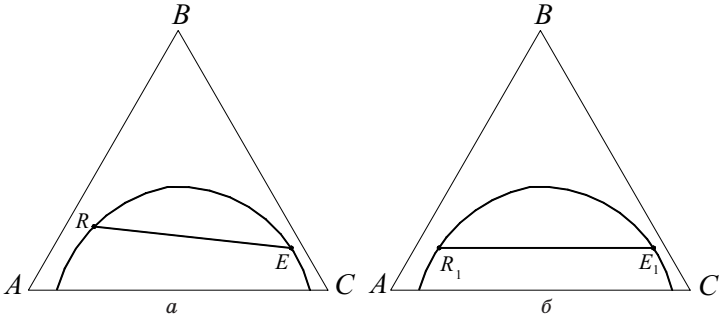


Рис. 18.7. К определению коэффициента распределения

Коэффициент разделения β_{CB}, величиной которого определяют селективность экстрагента *C* по отношению к распределяемому компоненту *B*, представляет собой отношение концентраций компонентов *B* и *A* в фазе экстракта (свободной от *C*), деленное на отношение концентраций тех же компонентов в свободной от *C* фазе рафината, т.е.

$$\beta_{CB} = \frac{y_B}{y_A} : \frac{x_B}{x_A} = \frac{y_B \cdot x_A}{y_A \cdot x_B}. \qquad (18.3)$$

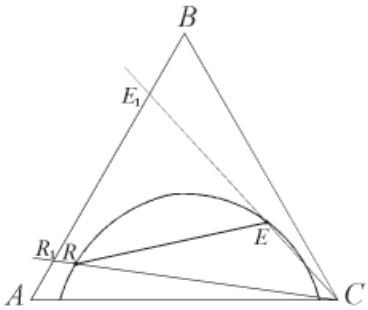


Рис. 18.8. К определению селективности растворителя

Коэффициент селективности является аналогом относительной летучести компонентов в процессе ректификации (см. гл. 20, уравнение (20.9)). При $\beta = 1$ селективность равна нулю и экстракция невозможна. Чем больше β превышает единицу, тем при меньших габаритных размерах экстрактора, меньших расходах экстрагента и соответственно при более низких капитальных и эксплуатационных расходах может быть проведен процесс.

Сопоставляя выражения коэффициента селективности β_{CB} и коэффициента распределения (уравнение (18.2)), можно установить зависимость между этими коэффициентами:

$$\beta_{CB} = \frac{K_{\text{р}}^{B}}{K_{\text{р}}^{A}}. \qquad (18.4)$$

Из зависимости (18.4) видно, что с увеличением коэффициента распределения K_p^B селективность возрастает. Селективность зависит от тех же факторов, что и коэффициент распределения.

Нахождение хорд равновесия и критической точки

Как видно из рис. 18.9, на треугольной диаграмме нанесено небольшое число хорд равновесия. Однако в расчетной практике возникает необходимость построить внутри гетерогенной области любую хорду равновесия. С этой целью на треугольную диаграмму наносят так называемую *соединяющую линию* (рис. 18.9). Для построения соединяющей линии используют точки R_1 и E_1, R_2 и E_2, R_3 и E_3, R_4 и E_4 бинодальной кривой $A'KC'$, характеризующие равновесные составы.

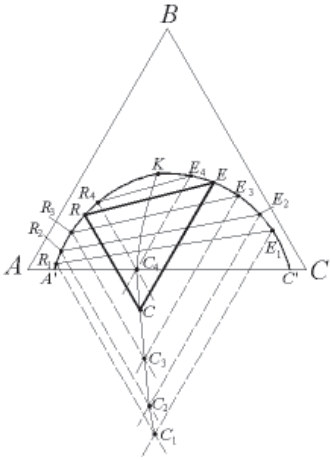


Рис. 18.9. Интерполяция хорд равновесия

Через точки R_1, R_2, R_3, R_4 и E_1, E_2, E_3, E_4 параллельно сторонам BC и AB диаграммы проводят линии построения до их пересечения в точках C_1, C_2, C_3, C_4, как показано на рис. 18.9. Проведя через полученные точки пересечения плавную кривую, найдем соединяющую линию $C_1C_2C_3C_4K$, которая пересекает линию равновесия в критической точке K.

Для нахождения любой хорды равновесия, проходящей через точку R, на левой ветви бинодальной кривой необходимо провести линию построения RC, параллельную стороне BC диаграммы, до пересечения с соединяющей линией в точке C. Затем из точки C необходимо провести вторую линию построения CE параллельно стороне диаграммы AB до пересечения с правой ветвью равновесной кривой в точке E. Соединив R и E прямой линией, получим искомую хорду равновесия RE. Нахождение хорд равновесия при помощи соединяющей линии называется *интерполяцией хорд равновесия.*

Построение процесса экстракции в треугольной диаграмме

Исходная смесь содержит экстрагируемую жидкость A и компонент B (рис. 18.10). Например, точка S соответствует содержанию 50% компонента A и 50% компонента B. Если к этой смеси добавить экстрагент C, то состав смеси будет соответствовать какой-то точке, лежащей на линии SC.

Допустим, при прибавлении к исходной смеси экстрагента получен состав смеси, изображаемый точкой M. Указанная точка находится в гетерогенной области, т.е. при этом составе смесь будет расслаиваться и образуются две жидкие фазы: экстрактная и рафинатная. Составу фазы экстракта соответствует точка E, составу рафината – точка R.

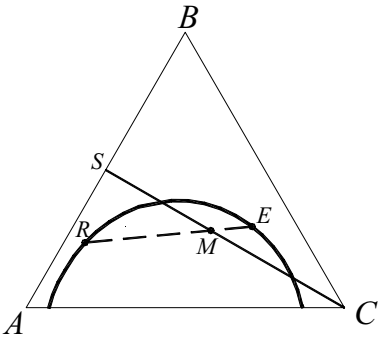


Рис. 18.10. Зона расслаивания в тройной диаграмме

По рис. 18.10 можно определить не только состав фаз, но и соотношение их количеств. Массы фаз будут относиться друг к другу (в соответствии с правилом рычага), как

$$G_R : G_E = ME : RM.$$

Рассмотренная тройная диаграмма позволяет представить графически процесс, происходящий в экстракторе для жидкостной экстракции.

Представим, что мы имеем тройную диаграмму для какой-либо тройной системы (рис. 18.11). Допустим, состав исходной смеси задан точкой D, а состав экстрагента – точкой L. При этом количество смеси с составом, соответствующим точке D, равно G_D кг, а количество взятого экстрагента – G_L кг. При их смешении мы получим состав смеси, соответствующий точке M. При этом

$$\frac{G_D}{G_L} = \frac{ML}{MD}.$$

Полученная смесь, состав которой соответствует точке M, расслаивается, образуя экстракт и рафинат.

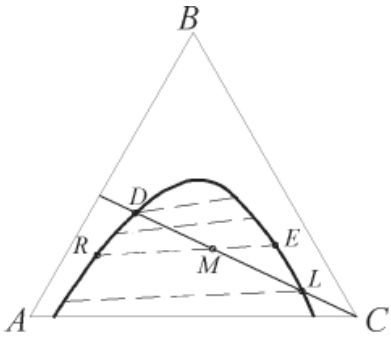


Рис. 18.11. Процесс экстракции в тройной диаграмме

Таким образом, в результате однократного контакта исходной смеси и экстрагента получаются две фазы, одна из которых (экстракт) – точка E обогащена компонентом B, а другая (рафинат) – точка R, наоборот, обеднена данным компонентом. Количество этих фаз может быть найдено из соотношения:

$$\frac{G_R}{G_E} = \frac{ME}{MR}.$$

18.2.2. Методы экстракции

При разделении экстракцией смесей различных веществ в фармацевтической технологии наиболее распространен метод с *одним экстрагентом*.

Жидкостная экстракция с одним экстрагентом может проводиться различными вариантами. К ним относят одноступенчатую, или однократную, экстракцию, многоступенчатую экстракцию с перекрестным током, многоступенчатую с противотоком, непрерывную противоточную, ступенчатую противоточную, противоточную с флегмой и др.

Рассмотрим наиболее распространенные из них.

Одноступенчатое (однократное) экстрагирование. Этот наиболее простой метод проводят в аппарате с мешалкой. На рис. 18.12 представлена принципиальная схема такой установки. Исходная смесь F и экстрагент S поступают в смеситель 1. Здесь они смешиваются мешалкой. В указанном смесителе происходит процесс экстракции. После этого жидкость опускается в сепаратор (отстойник) 2, где осуществляется расслоение жидкостей и образуются два слоя. Обычно подбирают экстрагент с плотностью, меньшей плотности исходной жидкости. Вследствие этого при расслоении экстрагент образует верхний слой, а рафинат – нижний. После расслоения жидкие фазы спускаются в различные емкости, и из экстрактной фазы тем или иным способом выделяется экстрагированное вещество.

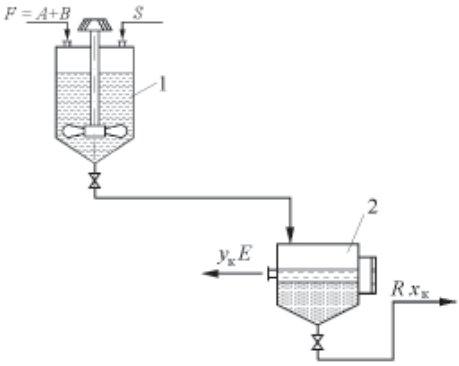


Рис. 18.12. Экстрактор с мешалкой:
1 – смеситель; 2 – отстойник

Рассмотрим наиболее простой случай, когда фазы практически *взаимно нерастворимы*.

Пусть A кг растворителя исходного раствора концентрацией x_0 смешиваются с S кг экстрагента. В результате экстракции получаются равновесные фазы: рафинат – концентрацией $x_к$ и экстракт – концентрацией $y_к$ (в кг/кг растворителя). Весовое соотношение фаз $b' = \frac{S}{A}$. Тогда материальный баланс по распределяемому веществу:

$$A \cdot x_0 = A \cdot x_к + S \cdot y_к, \qquad (18.5)$$

откуда $x_0 = x + \frac{S}{A} y = x + b' \cdot y$.

Учитывая, что $y^* = K_р \cdot x$ (по уравнению (18.1)), находим:

$$x_0 = x + b' \cdot K_р \cdot x.$$

Следовательно, концентрация получаемого рафината

$$x = \frac{x_0}{1 + b' \cdot K_р} \qquad (18.6)$$

и концентрация экстракта

$$y = \frac{K_р \cdot x_0}{1 + b' \cdot K_р}. \qquad (18.7)$$

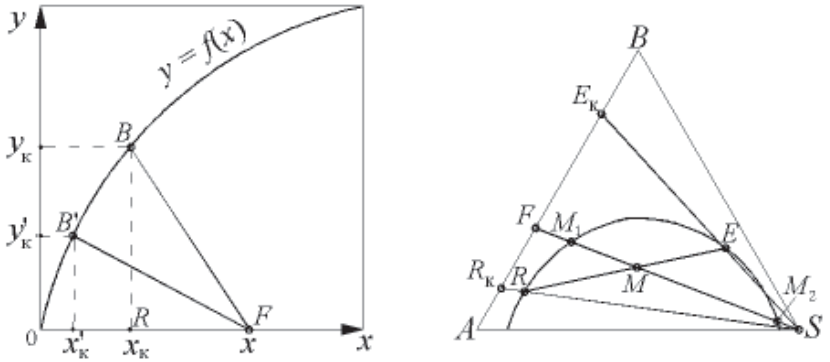
Достигаемая степень извлечения распределяемого вещества

$$\varphi = \frac{S \cdot y}{A \cdot x_0} = \frac{b' \cdot K_р}{1 + b' \cdot K_р} = \frac{\varepsilon}{1 + \varepsilon}, \qquad (18.8)$$

где $\varepsilon = b' \cdot K_р$ – *экстракционный фактор* или фактор процесса массопередачи.

Величина ε имеет важное технико-экономическое значение при проведении процесса экстракции. Чтобы остаточное содержание экстрагируемого компонента в рафинате было низким, экстракционный фактор должен быть больше единицы. Однако при больших значениях возрастает стоимость регенерации экстрагента. Оптимальные значения должны лежать в пределах $1{,}2 < 2$.

Для построения процесса на $y - x$ диаграмме (рис. 18.13, *а*) наносят равновесную линию $y^* = f(x)$ и откладывают на оси абсцисс начальную точку F рабочей линии с координатами $x = x_0$ и $y = 0$.



а *б*

Рис. 18.13. Изображение процесса одноступенчатой экстракции: *а* – на прямоугольной диаграмме; *б* – на треугольной диаграмме

Из точки F проводят прямую линию под углом $\operatorname{tg}\alpha = -\frac{A}{S}$, так как из уравнения (18.5) материального баланса по распределяемому веществу уравнение рабочей линии, аналогичное общему уравнению (15.5), имеет вид:

$$y = -\frac{A}{S}x + \frac{A}{S}x_0.$$

Если в результате экстракции достигается равновесие фаз, то прямую из точки F продолжают до пересечения с линией равновесия в точке B. Координаты точки B выражают составы получаемых экстракта $y_к$ и рафината $x_к$.

На диаграмме $y - x$ экстракционный фактор выражается отношением наклонов линии равновесия и рабочей линии.

Количество экстрагента, необходимого для получения рафината состава $x_к$ (точка R), определяют из зависимости

$$\frac{A}{S} = \frac{BR}{RF} = [\mathrm{tg}\alpha].$$

Количество или расход экстрагента составляет

$$S = \frac{A \cdot RF}{BR}. \qquad (18.9)$$

Чем больше расход экстрагента S, тем меньше $\mathrm{tg}\alpha$ и, следовательно, тем меньше содержание экстрагируемого компонента в экстракте и рафинате, составы которых соответствуют, например, точке B_1 (на рис. 18.13, *а*), для которой $y_к' < y_к$ и $x_к' < x_к$.

В случае недостаточного перемешивания или слишком малого времени контакта при одноступенчатой экстракции получаемые экстракт и рафинат не равновесны друг другу. В этом случае степень извлечения экстрагируемого компонента определяется величиной φ.

Расчет процесса в системах с ограниченной взаимной растворимостью компонентов. Пусть при смешивании F кг исходного раствора с S кг экстрагента образуется M кг смеси, после расслаивания которой получают R кг рафината и E кг экстракта. Тогда материальный баланс будет иметь вид:

$$M = F + S = R + E. \qquad (18.10)$$

При расчете процесса по заданному составу исходного раствора и принятому соотношению количеств экстрагента и исходного раствора находят количество экстрагента, а также количества и составы получаемых рафината и экстракта.

Используем при расчете треугольную диаграмму (рис. 18.13, *б*). Для упрощения расчета рассмотрим случай, когда исходный раствор обрабатывается свежим экстрагентом S, а получаемые экстракт и рафинат не содержат экстрагента.

Для построения процесса точку F, соответствующую составу исходного раствора, соединяют прямой с точкой S, выражающей состав экстрагента. Каждая точка прямой FS соответствует постоянному соотношению компонентов A и B исходного раствора.

По правилу рычага определяют положение точки M, пользуясь соотношением $\frac{F}{S} = \frac{\overline{MS}}{\overline{FM}}$. Следовательно, количество экстрагента:

$$S = F \cdot \frac{\overline{FM}}{\overline{MS}}. \qquad (18.11)$$

Зная положение хорды равновесия, проходящей через точку M, и применяя правило рычага, находим $\frac{R}{E} = \frac{\overline{ME}}{\overline{RE}}$ и $\frac{R}{E+R} = \frac{\overline{ME}}{\overline{MR} + \overline{ME}}$, или $\frac{R}{M} = \frac{\overline{ME}}{\overline{RE}}$, откуда количество рафината

$$R = M \cdot \frac{\overline{ME}}{\overline{RE}}. \qquad (18.12)$$

Тогда количество получаемого экстракта

$$E = M - R = M - M \cdot \frac{\overline{ME}}{\overline{RE}} = M \cdot \frac{\overline{RE} - \overline{ME}}{\overline{RE}} = M \cdot \frac{\overline{RM}}{\overline{RE}}. \qquad (18.13)$$

Для определения состава рафината проводят через точки S и R луч до пересечения со стороной AB треугольника и получают точку $R_к$. Точка $R_к$ определяет состав конечного рафината. Аналогично, проводя луч через точки S и E, находят точку $E_к$, выражающую состав конечного экстракта. Точки $R_к$ и $E_к$ лежат на стороне AB треугольника, т.е. соответствуют бинарным смесям, не содержащим экстрагента.

Пользуясь треугольной диаграммой, можно определить также максимальный и минимальный расходы экстрагента. При перемещении точки M (рис. 18.13, *б*) по лучу FS влево, отрезки FM уменьшаются, а отрезки MS увеличиваются. Соответственно согласно уравнению (18.11) уменьшается количество S экстрагента.

В пределе точка M может совместиться с бинодальной кривой (точка M_1 на рис. 18.13, *б*). При этом отрезок FM минимален, и в результате экстракции получают лишь один слой рафината. Точке M_1 соответствует минимальное количество экстрагента:

$$S_{\min} = F \cdot \frac{\overline{FM_1}}{\overline{M_1 S}}, \qquad (18.14)$$

при котором концентрация распределяемого компонента B в рафинате будет наибольшей.

Аналогично при перемещении точки M вправо по лучу FS ее нижнее предельное положение выражается точкой M_2. При этом получают только слой экстракта. В данном случае количество необходимого экстрагента максимально и составляет:

$$S_{\max} = F \cdot \frac{\overline{FM_2}}{\overline{M_2 S}}. \qquad (18.15)$$

Практически количество экстрагента выбирают промежуточным между максимальным и минимальным, причем желательно, чтобы оно соответствовало экономически оптимальным условиям экстракции. При непрерывном процессе определяют расходы экстрагента, экстракта и рафината (в кг/с или в кг/ч).

Многоступенчатая экстракция при перекрестном токе

Экстракция данным способом проводится в нескольких ступенях (рис. 18.14), через которые последовательно движется

исходный раствор. При этом исходный раствор F входит в 1-ю ступень, а исходным раствором во все последующие ступени является рафинат R_1, R_2, R_3, …, R_{n-1} с предыдущей ступени.

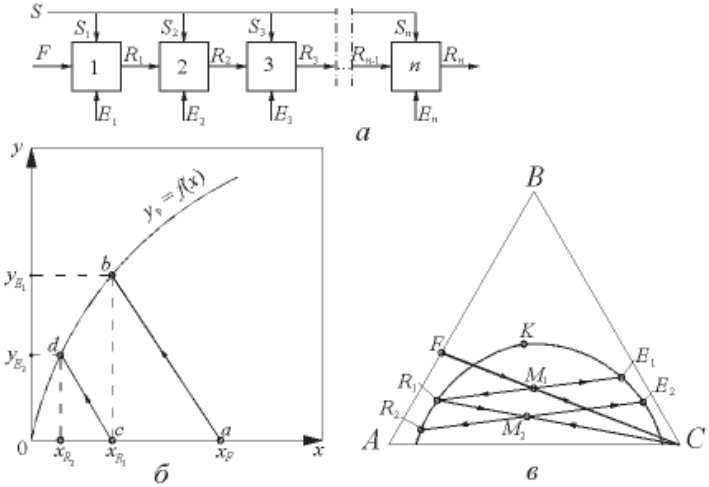


Рис. 18.14. Схема многоступенчатой экстракции при перекрестном токе (*а*) и изображение процесса на диаграмме $y - x$ (*б*) и в треугольной диаграмме (*в*); 1, 2, 3, … n – ступени

Общее количество свежего экстрагента разделяется на части и подводится в количествах S_1, S_2, S_3, …, S_n, как показано на рис. 18.14, *а*, параллельно на все ступени.

Изображение процесса в прямоугольной диаграмме приведено на рис. 18.14, *б*. Построение на диаграмме проведено так же, как для процесса одноступенчатой экстракции. Для лучшего чтения процесса построения на схеме показаны только две первые ступени равновесия. Здесь приведены рабочие линии *ab* и *cd* каждой ступени. Причем состав рафината x_{R_1}, x_{R_2} после каждой ступени равен составу исходной смеси на входе в последующую ступень.

Этот процесс экстракции представлен на треугольной диаграмме (рис. 18.14, *в*) только для двух ступеней равновесия. Смешение исходного раствора состава F и растворителя C описывается линией FC. Образующаяся тройная смесь M_1 расслаивается на экстракт E_1 и рафинат R_1 первой ступени. Полученная порция рафината R_1 обрабатывается свежей порцией растворителя C (линия R_1C) с образованием тройной смеси M_2, которая также расслаивается на экстракт E_2 и рафинат R_2 второй ступени.

Процесс многоступенчатой экстракции с перекрестным током можно провести периодическим способом в одном аппарате с мешалкой (см. рис. 18.12). Для этого одну и ту же порцию исходного раствора обрабатывают несколькими порциями

растворителя, каждый раз смешивая, расслаивая и выводя порцию экстракта из одного и того же аппарата. Процесс ведут до тех пор, пока рафинат не будет иметь заданную концентрацию.

Недостатком способа являются большой расход свежего растворителя и его недостаточное насыщение в ступенях экстракции. Указанные недостатки могут быть устранены, если использовать противоточное движение рафината и экстракта при многократной экстракции.

Многоступенчатая противоточная экстракция

Экстракция по этой схеме (рис. 18.15, *а*) особенно часто применяется в производстве.

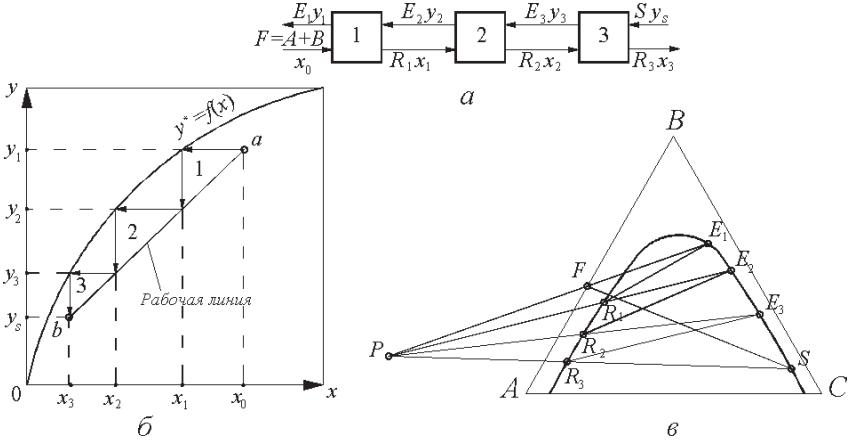


Рис. 18.15. Многоступенчатая противоточная экстракция:
а – схема процесса; *б* – изображение процесса на диаграмме $y - x$;
в – изображение процесса на треугольной диаграмме; 1, 2, 3 – ступени

Исходный раствор F и экстрагент S поступают с противоположных концов установки, состоящей из последовательно соединенных ступеней (1, 2, 3), и движутся противотоком друг к другу. Конечный экстракт E_1 удаляется из первой ступени установки, а конечный рафинат R_3 – из последней. На последней, 3-й, ступени рафинат R_3, наиболее обедненный экстрагируемым компонентом B, контактирует со свежим экстрагентом S, не содержащим (или содержащим незначительное количество) этого компонента. На первой ступени наиболее концентрированный раствор компонента B (исходный раствор F) приводится в контакт с близким к насыщению этим компонентом экстрагентом E_2, благодаря чему выравнивается движущая сила на концах установки, достигается высокая средняя движущая сила процесса и осуществляется наиболее полное извлечение экстрагируемого компонента из исходного раствора.

При одинаковой очистке конечного рафината в процессе противоточной экстракции значительно уменьшается расход экстрагента и увеличивается выход рафината, однако требуется большее число ступеней по сравнению с экстракцией при перекрестном токе. С технико-экономической точки зрения многоступенчатая противоточная экстракция является более эффективным процессом, чем экстракция в перекрестном токе.

Многоступенчатая противоточная экстракция проводится либо в батарее смесителей-отстойников, либо в противоточных аппаратах различной конструкции.

Пусть согласно схеме на рис. 18.15, *а* на экстрагирование поступает F кг/с исходного раствора и с противоположного конца установки подается S кг/с экстрагента. Общий расход исходного раствора и экстрагента составляет M кг/с.

Для упрощения расчетов можно пренебречь взаимной растворимостью первичного и вторичного растворителей. При этом условии количества чистых растворителей A и S на ступенях не изменяются.

Уравнение материального баланса по экстрагируемому компоненту B для всей установки (рис. 18.15, *а*) будет иметь вид:

$$A(x_0 - x_3) = S(y_1 - y_S),$$

аналогично – для двух ступеней:

$$A(x_0 - x_2) = S(y_1 - y_3),$$

откуда

$$y_3 = \frac{A}{S}(x_2 - x_0) + y_1 . \qquad (18.16)$$

Уравнение (18.16) является уравнением рабочей линии, изображаемой с тангенсом угла наклона $\mathrm{tg}\alpha = \frac{A}{S}$. В данном случае расчет сводится к построению (рис. 18.15, *б*) «ступенек» между рабочей линией и равновесной линией $y^* = f(x)$, начиная от точки $a(x_0, y_1)$ до точки $b(x_з, y_s)$. Из рис. 18.15, *б* следует, что число требуемых теоретических ступеней равно трем.

В случае значительной взаимной растворимости фаз число требуемых теоретических ступеней при многоступенчатой противоточной экстракции определяется с использованием треугольной диаграммы (рис. 18.15, *в*) на основе материальных балансов для всего аппарата (рис. 18.15, *а, в*):

$$M = F + S = R_3 + E_1 . \qquad (18.17)$$

Обозначив $F - E_1 = P$, представим уравнение баланса в виде

$$F - E_1 = R_3 - S = P . \qquad (18.18)$$

Как видно из выражения (18.18), разность между количеством исходного раствора F и конечного экстракта E_1 равна разности между конечным рафинатом R_3 и свежим экстрагентом S и каждая из них порознь равна P.

Материальные балансы для трех ступеней будут иметь вид (см. рис. 18.15, *а*):

1 ступень –

$$F + E_2 = R_1 + E_1 \text{ или } F - E_1 = R_1 - E_2 = P;$$

2 ступень –

$$R_1 + E_3 = R_2 + E_2 \text{ или } R_1 - E_2 = R_2 - E_3 = P;$$

3 ступень –

$$R_2 + S = R_3 + E_3 \text{ или } R_2 - E_3 = R_3 - S = P.$$

Из баланса для 1-й ступени следует, что если смесь, состав которой характеризуется точкой E_1, будет смешана со смесью, состав которой отвечает точке P, то образуется новая смесь: $F = P + E_1$. При этом все три точки F, P и E_1 согласно правилу смешения (правило рычага) должны лежать на одной прямой. Аналогично на одной прямой должны лежать точки R_1, P и E_2, R_2, P и E_3. Отсюда вытекает, что разность количеств любых двух смесей есть величина постоянная, равная P (см. балансы для ступеней). В этом случае на треугольной диаграмме прямые, соединяющие точки, которые выражают составы этих смесей, пересекутся в одной точке P, называемой *полюсом*.

Это свойство треугольной диаграммы используют для определения числа теоретических ступеней. Очевидно, линии E_1F, E_2R_1, E_3R_2 при их продолжении должны пересекаться в полюсе P. Причем в случае пересечения их вне поля диаграммы указанный полюс будет соответствовать некоторому гипотетическому раствору (смеси), фактически не участвующему в процессе.

Примем, что исходный раствор и экстрагент состоят из трех компонентов ($A + B + C$), их составы заданы и выражаются точками F и S на треугольной диаграмме (рис. 18.15, *в*). Кроме того, заданы составы конечных экстракта (точка E_1) и рафината (R_3).

Для построения числа теоретических ступеней соединяем точки E_1 и F, а также S и R_3 прямыми, которые при их продолжении, как указывалось выше, должны пересекаться в полюсе P.

На хорде равновесия, проходящей через точку E_1, находят точку R_1 – точку пересечения этой хорды с левой ветвью бинодальной кривой, выражающую равновесный с E_1 состав рафината, выходящего из 1-й ступени. Таким образом, хорда E_1R_1 соответствует одной теоретической ступени экстракции.

Через точки P и R_1 проводят прямую, продолжая которую до пересечения с правой ветвью бинодальной кривой, находят состав экстракта E_2, выходящего со 2-й ступени. Хорда равновесия E_2R_2 соответствует 2-й теоретической ступени.

Затем по хорде E_2R_2 определяют состав рафината R_2. Соединяют точки P и R_2 и продолжают до пересечения с бинодальной кривой (точка E_3). Через точки E_3 и R_3 проводят хорду равновесия E_3R_3. Число хорд равновесия, заключенных между крайними лучами PE_1 и PS, определяет число необходимых теоретических ступеней. На рис. 18.15, *в* число хорд равновесия R_1E_1, R_2E_2, R_3E_3 равно трем.

Удельный расход экстрагента S/F, т.е. расход, приходящийся на 1 кг исходного раствора, находят, проводя линию смешения FS исходного раствора и экстрагента и определив на ней с помощью правила рычага положение точки M (положение этой точки можно также найти по пересечению прямых FS и E_1R_n=3).

Удельный расход экстрагента равен:

$$\frac{S}{F} = \frac{\overline{FM}}{\overline{MS}}. \qquad (18.19)$$

Выход рафината заданного состава зависит от удельного расхода экстрагента S/F. Чем меньше расход экстрагента, тем больше выход рафината, тем большее число ступеней, однако, требуется для осуществления процесса. Если при экстрагировании (рис. 18.16) удельный расход экстрагента соответствует отношению отрезков $\frac{\overline{FM_1}}{\overline{M_1S}}$, то расход экстрагента будет минимальным.

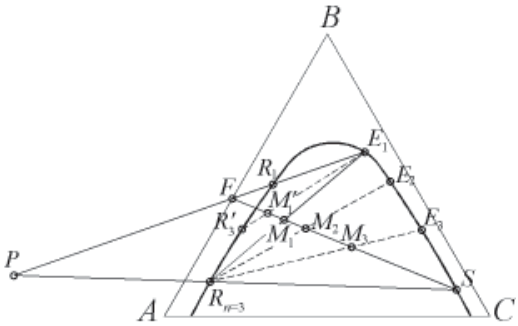


Рис. 18.16. К определению удельного расхода экстрагента

Действительно, при любом меньшем расходе экстрагента, соответствующем, например, отношению отрезков FM'_1 на диаграмме, будет получен менее чистый конечный рафинат R'_3, чем задано, т.е. чем рафинат, характеризуемый точкой R_n=3.

Когда удельный расход экстрагента минимален, хорда равновесия E_1R_1 при продолжении совпадает с лучом PF. Это означает, что на конце аппарата со стороны входа питания (исходного раствора) движущая сила равна нулю. Следовательно, для заданного разделения потребуется бесконечно большое число теоретических ступеней.

По мере перемещения точки M вправо по линии FS, т.е. при увеличении удельного расхода экстрагента (точки M_2, M_3 и т.д.), концентрации получаемых экстрактов E_2, E_3, ... будут снижаться, а необходимое число теоретических ступеней – уменьшаться. Очевидно, максимальный расход экстрагента будет соответствовать экстракции в одной ступени.

Поэтому, принимая в соответствии с рис. 18.15, что число требуемых теоретических ступеней равно трем, проводят хорду равновесия $R_{n=3}$–E_3, которая пересекается с прямой FS в точке M_3. Отрезок FM_3 соответствует максимальному расходу экстрагента, а максимальный удельный расход последнего составляет $\left(\frac{S}{F}\right)_{\max} = \frac{\overline{FM_3}}{\overline{M_3S}}$.

В каждом конкретном случае расход экстрагента выбирают промежуточным между его минимальным и максимальным расходами и соответствующим наиболее экономичному проведению процесса.

Многоступенчатая противоточная экстракция с флегмой

Чтобы повысить степень разделения исходного раствора на компоненты, при экстракции по аналогии с ректификацией иногда используют орошение аппарата флегмой. При экстракции без применения флегмы концентрация экстракта на выходе из многоступенчатого аппарата не может быть выше равновесной, соответствующей концентрации исходного раствора, что ограничивает степень разделения.

При использовании флегмы (рис. 18.17) экстракт E_1 направляется, как обычно, в установку для регенерации, где из него отгоняют возможно большее количество экстрагента $S_{рег}$. В данном случае установка для регенерации является аналогом дефлегматора в процессе ректификации. Выходящий из нее остаточный продукт делят на две части: одна – отводится в виде экстракта $E_к$, а другая – возвращается в аппарат в виде флегмы $E_{фл}$. Поток флегмы, поступающей в аппарат на стороне отбора экстракта, вымывает из экстракта частично или полностью растворенное в нем некоторое количество исходного растворителя (компонента A), причем удаленный из экстракта компонент A в конечном счете переходит в рафинат. В результате степень разделения увеличивается и выход рафината возрастает.

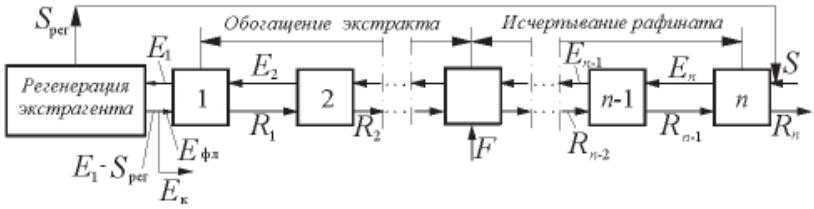


Рис. 18.17. Схема многоступенчатой противоточной экстракции с флегмой (1, 2, … n–1, n – ступени)

Возврат части экстракта в виде флегмы, улучшая разделение и повышая чистоту конечных продуктов, приводит вместе с тем к увеличению расхода экстрагента, что эквивалентно большему расходу тепла при ректификации, увеличению размеров и удорожанию экстракционной установки. Поэтому выбор доли возвращаемого экстракта, соответствующей флегмовому числу при ректификации, должен производиться на основе технико-экономического расчета.

18.2.3. Устройство экстракционных аппаратов

Основное назначение экстракционных аппаратов – обеспечить хорошее взаимодействие несмешивающихся жидкостей. Из теории жидкостной экстракции известно, что основное количество экстрагируемых веществ переходит из фазы в фазу в период образования и коалесценции капель. Поэтому в наиболее эффективных конструкциях происходит постоянное обновление межфазной поверхности.

В зависимости от вида контакта между жидкими фазами экстракторы подразделяют на 1) *ступенчатые*, где изменение состава фаз происходит скачкообразно, от ступени к ступени, из которых состоит аппарат; 2) *дифференциально-контактные*, в которых изменение состава фаз приближается к непрерывному.

В зависимости от способа диспергирования фаз экстракторы подразделяют на аппараты *без использования внешней энергии* и *с применением внешней энергии* (перемешивание, пульсации, вибрации, с приложением центробежных сил и др.).

В зависимости от способа разделения фаз различают экстракторы *гравитационные,* в которых разделение фаз происходит вследствие разности плотностей фаз, и *центробежные* — с разделением фаз в поле центробежных сил.

По принципу организации процесса все экстракторы могут быть разделены на *периодически* и *непрерывно действующие*.

18.2.3.1. Ступенчатые экстракторы

Смесительно-отстойные экстракторы относятся к числу старейших конструкций. *Каждая ступень* смесительно-отстойного экстрактора состоит из *смесителя* (им может быть обычный реактор с мешалкой), где жидкости перемешиваются, и *отстойника* (в виде ящика или другой формы емкости), где происходит разделение фаз вследствие разности их плотностей.

В пределах одной ступени фазы движутся прямотоком друг к другу, но установка в целом (может состоять из любого числа ступеней) чаще работает при противоточном движении фаз. Ступени аппарата располагаются в одной горизонтальной плоскости или устанавливаются в виде каскада.

В смесительно-отстойных экстракторах достигается интенсивное взаимодействие фаз с эффективностью каждой ступени, близкой к одной теоретической ступени. В них можно обрабатывать жидкости в широком диапазоне соотношений фаз от 10:1 и более. Их применение эффективно в процессах, требующих большого числа ступеней, но они занимают бо`льшие площади, чем колонные аппараты.

Недостатки смесительно-отстойных экстракторов: медленное разделение фаз, требуют бо`льших площадей, необходимость в отдельном приводе для каждой ступени. Более компактны и экономичны колонные аппараты с единым приводом для всех перемешивающих устройств, расположенных на высоте.

18.2.3.2. Дифференциально-контактные экстракторы

Гравитационные экстракторы (без подвода внешней энергии)

Распылительные колонны. Распылительный колонный экстрактор представляет собой полый цилиндр, в нижней и верхней частях которого устроены приспособления для ввода жидкости и ее диспергирования. Легкая жидкость (экстрагент) поступает снизу колонны, и ее капли поднимаются вверх. Тяжелая жидкость, которая при системе отвода (рис. 18.18, *а*) является сплошной фазой, опускается вниз. Легкая жидкость собирается в верхней части колонны и отводится как экстракт.

В этих колоннах каждой скорости тяжелой жидкости должна соответствовать некоторая предельно-допустимая скорость легкой жидкости и наоборот. С увеличением скорости легкой жидкости увеличивается объемная доля диспергируемой фазы, что уменьшает долю поперечного сечения, свободного для прохода сплошной фазы. Это вызывает увеличение скорости сплошной фазы, которая начинает уносить все большее число капель в направлении, обратном направлению движения дисперсной фазы. Возникает так называемое *обратное перемешивание*, которое сильно снижает движущую силу и соответственно интенсивность массопередачи.

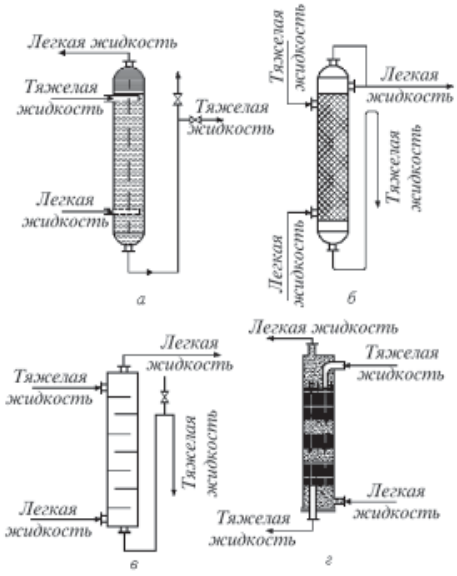


Рис. 18.18. Типы экстракторов непрерывного действия для системы жидкость – жидкость:
а – распылительный; *б* – насадочный; *в* – полочный; *г* – с ситчатыми тарелками

Распылительные колонны отличаются высокой производительностью, но вместе с тем и очень низкой интенсивностью массопередачи, обусловленной обратным (продольным) перемешиванием. Величина ВЕП в них достигает нескольких метров, поэтому их применение ограниченно.

Насадочные колонны (рис. 18.18, *б*). В указанной колонне в полом цилиндре на сетку размещают насадку. Чаще всего используются кольца Рашига. Одна из фаз диспергируется с

помощью распределительного устройства и движется в колонне противотоком к сплошной фазе. Проходя через насадку, капли многократно коалесцируют и вновь дробятся, что значительно увеличивает массопередачу. Окончательная коалесценция и образование слоя диспергируемой фазы происходит в отстойной зоне колонны на выходе из слоя насадки. Соответственно в одной из отстойных зон (верхней или нижней) поддерживается уровень поверхности раздела фаз. Насадочные экстракторы эффективнее распылительных. Для насадочных колонн ВЭТС составляет от 0,4 м до 0,6 м.

Полочные колонны (рис. 18.18, *в*). В аппаратах этого типа имеются полки-перегородки в виде чередующихся друг с другом плоских дисков (или полудисков, колец и др.). Расстояние между соседними полками составляет обычно 50 – 150 мм.

Контакт между фазами обычно осуществляется при обтекании перегородок дисперсной фазой в виде тонкой пленки, образующейся при коалесценции капель, и при движении капель дисперсной фазы в пространстве между перегородками. Интенсивность массопередачи в полочных колоннах несколько выше, чем в распылительных, главным образом за счет их секционирования посредством перегородок, что приводит к уменьшению обратного перемешивания.

Эффективность таких колонн на одну тарелку составляет 0,5÷1 м, но может быть повыше при уменьшении расстояния между тарелками.

Тарелочные колонны. На рис. 18.18, *г* изображена колонна с ситчатыми тарелками. В указанных аппаратах диспергируемая фаза, например легкая, проходя через отверстия ситчатых тарелок, многократно дробится на капли и струйки, которые, в свою очередь, распадаются на капли в межтарелочном пространстве. При взаимодействии со сплошной фазой капли коалесцируют и образуют слой легкой фазы под каждой вышерасположенной тарелкой. Если диспергируется тяжелая фаза, то ее слой образуется над тарелками.

Когда гидростатическое давление слоя жидкости становится достаточным для преодоления сопротивления отверстий тарелки, жидкость, проходя через отверстие тарелки, диспергируется вновь. Сплошная фаза перетекает с тарелки на тарелку через переливные патрубки. ВЭТС для таких экстракторов составляет около 0,42 м.

Все гравитационные экстракторы отличаются простотой конструкции, так как не имеют движущихся частей. Поэтому стоимость их и эксплуатационные расходы невелики. Однако интенсивность массопередачи в них низкая, что объясняется тем, что разность плотностей тяжелой и легкой жидкости недостаточна для тонкого диспергирования, необходимого для создания значительной поверхности контакта фаз. Эти экстракторы малопригодны для работы с большими соотношениями расходов фаз.

Несмотря на указанные недостатки, указанные аппараты, в основном насадочные, получили распространение в промышленности благодаря простоте устройства, значительной производительности и пригодности для проведения процессов в химически агрессивных средах.

Экстракторы с подводом внешней энергии. Для увеличения диспергирования жидкостей и улучшения их контакта используют аппараты с подводом внешней энергии: 1) с мешалками; 2) с пульсаторами; 3) центробежные.

На рис. 18.19 представлены некоторые из экстракторов этого типа:

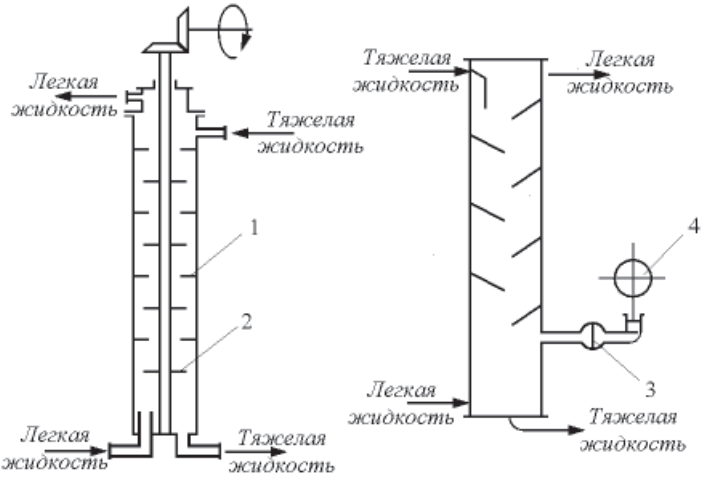


Рис. 18.19. Экстракционные аппараты:
а – роторно-дисковый колонный экстрактор; *б* – колонна с пульсатором;
1 – кольцевые перегородки; 2 – диски; 3 – диафрагма; 4 – насос

Роторно-дисковые экстракторы (рис. 18.19, *а*). В представленной колонне имеются неподвижные кольцеобразные полки 1, закрепленные на корпусе. Между каждыми двумя соседними кольцевыми перегородками расположены диски 2, закрепленные на вращающемся валу (роторе). Чередующиеся кольца и диски препятствуют продольному перемешиванию. К смесительной зоне колонны примыкают верхняя и нижняя отстойные зоны.

Одна из фаз диспергируется с помощью распределителя и затем многократно дробится (редиспергируется) посредством дисков ротора. После перемешивания фазы частично разделяются вследствие разности плотностей при обтекании ими кольцевых перегородок. При этом легкая фаза поднимается вверх, а тяжелая – опускается вниз и захватывается соответствующими дисками ротора для последующего перемешивания.

Другие аппараты такого типа различаются, главным образом, конструкцией перемешивающих устройств. Так, вместо перемешивающих дисков могут быть применены открытые турбинные мешалки, а на стенках устанавливают неподвижные вертикальные отражательные перегородки, улучшающие перемешивание.

В экстракторах другой конструкции внутри каждой секции помимо наружных кольцевых перегородок установлены дополнительные направляющие перегородки в виде дисков, между которыми зажаты вертикальные сетчатые толстостенные перегородки в форме колец из витков металлической сетки. С помощью таких кольцевых сетчатых перегородок облегчается коалесценция капель и достигается лучшее разделение фаз. ВЭТС таких экстракторов колеблется от 0,1 до 0,7 м.

Достоинством роторно-дисковых экстракторов является сочетание довольно значительной производительности с высокой интенсивностью процесса массопередачи.

Общий недостаток всех экстракторов с механическим перемешиванием – сложность эксплуатации их при обработке сильно химически агрессивных или радиоактивных веществ, что не наблюдается у пульсационных колонн.

Пульсационные колонны. Пульсации для интенсификации процесса экстракции могут быть использованы в любом типе гравитационных колонн. На рис.18.19, *б* представлена установка пульсатора при полочной колонне. Устройство для приведения диспергируемой фазы в пульсирующее состояние представляет собой трубопровод, на котором установлена эластичная диафрагма 3. При помощи насоса 4 диафрагма приводится в состояние быстрого возвратно-поступательного движения. Возникающие колебания передаются диспергируемой жидкости в колонне, увеличивая взаимное контактирование фаз. Эффективность работы колонны зависит от частоты и амплитуды (отклонения диафрагмы) пульсаций. Число колебаний рекомендуют принимать 200÷300 в минуту при амплитуде 1÷2 мм.

Пульсационные экстракторы (ситчатые и насадочные) сочетают большую производительность с высокой интенсивностью массопередачи. Они успешно применяются в процессах разделения и получения редких и рассеянных элементов. ВЭТС таких экстракторов – около 0,2 м.

Центробежные экстракторы. Приведенные выше конструкции экстракционных аппаратов малопригодны для обработки легко эмульгирующихся и трудно расслаивающихся жидкостей, что часто имеет место в фармацевтическом производстве. В таких случаях наибольшее распространение получили центробежные экстракторы, в которых эмульгирование и время пребывания жидкостей сведено к минимуму. Наибольшее распространение указанные экстракторы получили в производстве антибиотиков: пенициллина,

хлоромицетина, стрептомицина, бацитрацина, тетрациклина и др. Они также применяются при очистке и концентрации гормонов, при экстракции витамина А из омыленных жиров рыбьей печени, при получении путем экстракции алкалоидов и инсектицидов, как, например, хинин, пиретрин, эфедрин, кофеин, теофиллин, стрихнин и др.

Схема устройства одного из центробежных экстракторов – экстрактора горизонтального, напорного, герметизированного (ЭГНГ) приведена на рис. 18.20 (ранее назывался роторным экстрактором – РЭ). Этот противоточный центробежный экстрактор высокоэффективен, но отличается сложностью конструкции.

Ротор экстрактора представляет собой барабан 1, помещенный в кожухе 3. В барабане имеются перегородки 4 и каналы 5, образованные широкой перфорированной (или сплошной) спиральной лентой. Число витков спирали – около 30.

Контактирующие жидкие фазы подают с помощью насосов через полый вал 2 по обособленным каналам. Причем тяжелая жидкость 6 поступает к центру барабана, а легкая 7 – подводится к периферии барабана. Под действием центробежной силы, развиваемой при вращении барабана со скоростью от 1200 до 5000 об/мин, и напора подающих насосов тяжелая жидкость перемещается от центра к периферии, а легкая – в противоположном направлении. При этом жидкости многократно смешиваются за счет истечения через отверстия перфораций или контактируют за счет противоточного движения пленок (при сплошном роторе, см. рис. 18.20, *б*). В аппарате достигается высокая интенсивность разделения фаз под действием центробежной силы даже при малой разности плотностей жидкости. Рафинат и экстракт удаляются по обособленным колоннам (см. рис.18.20, *а*, *б*).

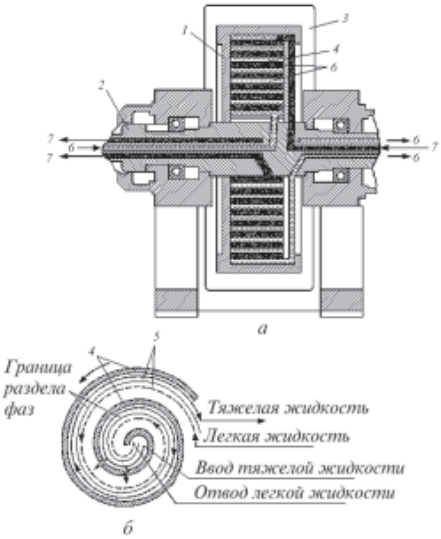


Рис. 18.20. Центробежный экстрактор ЭГНГ:
а – разрез аппарата; *б* – принципиальная схема движения фаз; 1 – вращающийся барабан; 2 – полый вал; 3 – кожух; 4 – перегородка; 5 – каналы; 6 – тяжелая жидкость; 7 – легкая жидкость

В более усовершенствованных конструкциях таких экстракторов контактирующие элементы выполнены в виде перфорированных концентрических цилиндров.

Разработаны также модели указанного типа экстракторов, позволяющие обрабатывать жидкости, содержащие до 8 % взвешенных частиц.

Кроме противоточных центробежных экстракторов применяются также центробежные экстракторы-сепараторы, в которых осуществляются однократное и многократное прямоточное смешение жидкостей и центробежное разделение эмульсий. Аппараты этого типа представляют собой разновидности сверхцентрифуг или тарельчатых сепараторов, описанных в гл. 9, разд. 9.3.3. В них контакт жидкостей и сепарирование фаз протекают раздельно внутри барабана.

Центробежные экстракторы компактны, высокоэффективны, отличаются коротким временем пребывания жидкостей в аппарате. Поэтому они пригодны для экстракции легко разлагающихся веществ, чувствительных не только к нагреванию, но и к продолжительному пребыванию в растворе при нормальной температуре. Но они не пригодны для экстракции, сопровождаемой химической реакцией, когда требуется длительное время контакта фаз. Недостатком центробежных экстракторов являются относительно высокая стоимость и большие эксплуатационные расходы.

Производительность центробежных экстракторов определяется шириной ротора, а число получаемых теоретических ступеней – его диаметром. В промышленных центробежных экстракторах число оборотов ротора колеблется в пределах 1200÷5000 об/мин, что ограничивает размеры ротора (барабана), диаметр которого не превышает 1,2÷1,5 м. Уже созданы аппараты такого типа с производительностью, превышающей 200 $м^3$/ч, поэтому их можно использовать в многотоннажных производствах.

Расчет экстракторов

Расчет экстракционных аппаратов многих типов еще недостаточно разработан. Цель расчета – определение их основных размеров, например диаметра и высоты. Эти размеры следует рассчитывать на основе общих уравнений для массообменных аппаратов, приведенных в гл. 15. Однако в указанных уравнениях необходимы данные, полученные эмпирически для конкретных условий и масштабов производства. Имеющиеся зависимости получены для экстракторов небольших размеров и часто – без учета влияния распределяемого вещества на параметры процесса. Поэтому расчеты промышленных аппаратов можно проводить лишь в первом приближении.

Диаметр колонны рассчитывают по предельно допустимой производительности (нагрузке), которая должна быть ниже производительности, соответствующей захлебыванию колонны. Производительность в точке захлебывания можно найти по

максимальной задержке дисперсной фазы, т.е. по наибольшей удерживающей способности колонны, $x_з$ (м³/м³) и по характеристической скорости капель w'_0 (м/с), равной средней скорости свободного осаждения капель в неподвижной сплошной фазе.

Скорость w'_0 связана с величинами задержки $x_з$ и фиктивными (отнесенными к полному сечению колонны) объемными скоростями сплошной фазы – $V_с$ м³/(м²·с) и дисперсной фазы – $V_д$ м³/(м²·с) следующей зависимостью:

$$\frac{V_д}{x_з} + \frac{V_с}{1 - x_з} = \varepsilon \cdot w'_0 (1 - x_з), \qquad (18.20)$$

где ε – доля объема, доступного для прохода жидкости, от общего объема колонны (для распылительных колонн ε = 1, для насадочных колонн – свободному объему насадки).

Уравнение (18.20) характеризует стесненное осаждение капель. При захлебывании величина $x_з$ достигает максимума. Поэтому, продифференцировав уравнение (18.20) по $x_з$ и приравняв производные $\frac{dV_с}{dx_з} = 0$ и $\frac{dV_д}{dx_з} = 0$, можно определить фиктивную скорость каждой из фаз в момент захлебывания:

$$V_д = 2\varepsilon w'_0 x_з^2 (1 - x_з^2) \qquad (18.21)$$

и

$$V_с = \varepsilon w'_0 (1 - 2x_з)(1 - x_з)^2. \qquad (18.22)$$

Исключая из уравнений (18.21) и (18.22) величину w'_0, находят задержку дисперсной фазы в точке захлебывания:

$$x_з = \frac{(b^2 + 8b)^{0,5} - 3b}{4(1 - b)}, \qquad (18.23)$$

где $b = \frac{V_д}{V_с}$ – отношение объемных скоростей фаз.

Определив $x_з$, можно по уравнению (18.22) или по уравнению (18.21) и величине b рассчитать предельную фиктивную скорость сплошной фазы. При этом нужно знать величину w'_0, которую определяют по эмпирическим уравнениям, приводимым для экстракторов различных типов в специальной литературе [4, 9].

Действительную скорость сплошной фазы обычно принимают равной 0,6÷0,8 от скорости захлебывания.

Рабочую высоту экстрактора определяют по общим уравнениям ((15.43), (15.47) гл. 15). При расчете по уравнению (15.47) $n_т$ – число теоретических ступеней контакта определяют графически (см. гл. 15, рис. 15.8).

Общую высоту единицы переноса по данной фазе рассчитывают в соответствии с уравнением:

$$h_{ос} = h_с + \frac{h_д}{A}, \qquad (18.24)$$

где $A = K_р \cdot \frac{V_д}{V_с}$ – фактор экстракции; $h_д$, $h_с$ – высота единицы переноса (ВЕП) в сплошной и дисперсной фазах соответственно.

Величины $h_д$ и $h_с$ могут быть определены в зависимости от коэффициента массоотдачи в данной фазе:

$$h_с = \frac{V_с}{\beta_с a} \quad \text{и} \quad h_д = \frac{V_д}{\beta_д a},$$

где $\beta_д$, $\beta_с$ – коэффициенты массоотдачи в сплошной и дисперсной фазах соответственно, кмоль/(м^2 · с · кмоль/кмоль); a – удельная поверхность контакта фаз (в м^2/м^3), которую определяют из соотношения $a = 6\varepsilon \cdot x / d_{ср}$, где $d_{ср}$ – средний диаметр капель. Величины $\beta_д$, $\beta_с$ и $d_{ср}$ рассчитывают по эмпирическим уравнениям для экстракторов различных типов [4, 9].

Для насадочных экстракционных колонн приближенный расчет высоты единицы переноса можно вести по формуле

$$h = \frac{1{,}15 \cdot d_{экв} \cdot (\mathrm{Pr}')^{2/3}}{(V_с / V_д)^{1/3}}, \qquad (18.25)$$

где $d_{экв}$ – эквивалентный диаметр насадки, м;

Pr′ – диффузионный критерий Прандтля.

18.3. Экстракция в системах твердое тело – жидкость

18.3.1. Общие сведения

Как уже было отмечено, процессы экстракции из твердых материалов имеют весьма большое значение в современной фармации.

Очень многие биологически активные вещества получают из природного сырья растительного или животного происхождения. Каждый третий лекарственный препарат из имеющихся в арсенале современной медицины – продукт растительного происхождения.

Экстрагирование биологически активных веществ – главная стадия переработки лекарственного сырья как растительного, так и животного происхождения.

В общем виде процесс экстракции в системе твердое тело – жидкость состоит из следующих последовательно протекающих стадий:

1. Проникновение растворителя в поры частиц твердого сырья (высушенного или свежего).

2. Растворение целевого компонента.

3. Перенос экстрагируемого вещества из внутренних структур частиц твердого сырья к поверхности раздела фаз с образованием диффузионного пограничного слоя (пленки).

4. Перенос экстрагируемого вещества через пограничный диффузионный слой (пленку).

5. Перенос экстрагируемого вещества от наружной поверхности диффузионного пограничного слоя в объем омывающего сырье экстрагента.

Следовательно, как видно из приведенного, первая и вторая стадии связаны с растворением твердых веществ, перевод которых в раствор позволяет ускорить последующий перенос экстрагируемых компонентов.

В данном разделе рассматриваются процессы *избирательного (селективного) растворения* одного или нескольких веществ из твердых тел, являющихся смесью различных компонентов. Такие процессы растворения, представляющие собой *диффузионное извлечение* растворителем компонента (или компонентов) из пористого твердого материала, называются *экстракцией в системе твердое тело – жидкость,* или *выщелачиванием*.

В качестве избирательных растворителей при выщелачивании используют воду или водные растворы кислот и щелочей. В фармацевтической технологии применяются также различные масла, этанол различных концентраций, хлороформ, хлористый метилен и другие (подробно об экстрагентах и требованиях к ним см. т. 2).

Если твердый материал очень тонко измельчают, то он образует с растворителем гетерогенные текучие системы, называемые *пульпами*.

Иногда в процессах экстрагирования (выщелачивания) на второй стадии может происходить реакция экстрагента с извлекаемым компонентом. Тогда в последующих (третья – пятая) стадиях будет происходить перенос продуктов реакции. Перенос всех веществ на этих трех стадиях будет осуществляться за счет диффузии.

Если извлекаемое вещество содержится в порах твердого тела в растворенном виде, то оно непосредственно переходит в растворитель путем диффузии.

На перенос вещества при выщелачивании значительное влияние оказывает, помимо формы, размера и химического состава частиц твердого тела, его внутреннее строение, в том числе размеры, расположение и вид пор (сквозные или закрытые с одного конца). От структуры пористого твердого тела зависит его диффузионная проводимость, которая может оказывать значительное, а иногда и определяющее влияние на скорость выщелачивания.

В некоторых случаях растворение происходит в результате реакции на поверхности раздела фаз, протекание которой сопровождается образованием не только растворимых, но и нерастворимых (или частично растворимых) твердых, а также газообразных продуктов реакции. Выделение твердых и газообразных продуктов может привести к образованию пористой пленки или оседанию пузырьков газа на поверхности твердого

материала. Все эти явления могут существенно уменьшать поверхность материала, доступную для взаимодействия с растворителем, и соответственно снижать скорость реакции.

18.3.2. Особенности извлечения биологически активных веществ из сырья с клеточной структурой

Основу структуры веществ, подвергаемых экстракции в фармацевтическом производстве, составляют капиллярно-пористые системы растительного или животного происхождения. Несмотря на то что клетки у растений и животных специфичны и разнообразны, существуют единые принципы их построения [21]. Все клетки состоят из цитоплазмы 1, в которой находятся митохондрии 2, ядро 3 и органоиды клетки (аппарат Гольджи 4, лизосомы 5, эндоплазматический ретикулум 6, рибосомы 7 (рис. 18.21)).

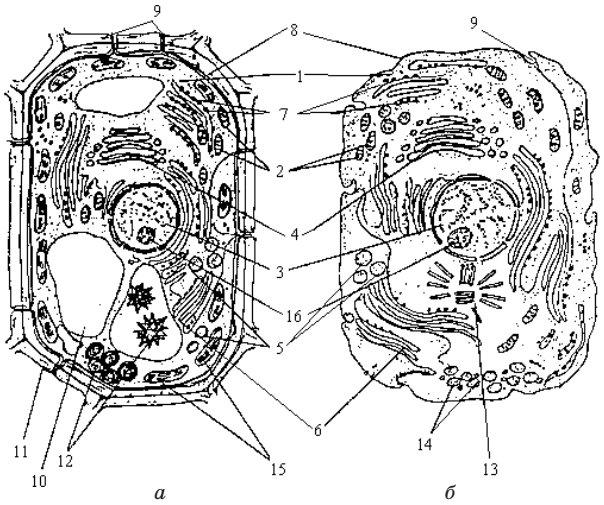


Рис. 18.21. Схемы строения клеток:
а – растительная клетка; *б* – животная клетка;
1 – цитоплазма; 2 – митохондрии; 3 – ядро; 4 – аппарат Гольджи;
5 – лизосомы; 6 – эндоплазматический ретикулум; 7 – рибосомы;
8 – цитоплазматическая мембрана; 9 – поры; 10 – вакуоль с клеточным соком; 11 – клеточная стенка; 12 – включения (кристаллы, крахмальные зерна); 13 – клеточный центр; 14 – включения (продукты обмена веществ);
15 – пластиды; 16 – ядрышко

Цитоплазма окружена плазматической (клеточной) мембраной 8, имеющей различную толщину (7,5÷15 нм). Животные клетки имеют тонкую эластичную оболочку. У растительных клеток – это тонкая, плотная, менее упругая целлюлозная оболочка, окружающая и защищающая истинную клеточную мембрану.

Животные клетки также могут иметь наружные оболочки, состоящие из полисахаридов или гликопротеидов. Помимо механической, защитной, функции оболочка обладает фильтрационными и ионообменными свойствами за счет существования пор 9, диаметры которых – 0,35÷0,8 нм.

Поры имеют структуру длинного извилистого канальца. Мембраны регулируют биохимические процессы в клетках, увеличивая или уменьшая проницаемость. Степень проницаемости растительной клетки лимитируется состоянием оболочки, клеточной мембраны, цитоплазмы и тонопласта, находящегося на границе вакуоли. В живых растительных клетках основное сопротивление массопереносу оказывают *мембраны*, окружающие цитоплазму, и находящиеся в ней органеллы. Если белки этих мембран и цитоплазмы денатурированы, то основное сопротивление оказывает *оболочка клетки*.

Особенности извлечения биологически активных веществ из сырья с клеточной структурой связаны с тем, что на пути к веществам, содержащимся в клетке, находится клеточная стенка, физиологическое состояние которой может быть различным. Так, *живая* растительная клетка имеет пристенный слой протоплазмы определенной толщины. Пристенный слой протоплазмы накладывает отпечаток на свойства клеточной стенки как перегородки (мембраны), отделяющей раствор внутри клетки (клеточный сок) от жидкости вне клетки.

Пока протоплазма жива, клеточная стенка является полупроницаемой перегородкой, не пропускающей наружу вещества, растворенные в клеточном соке. В данном случае возможно лишь проникновение экстрагента внутрь клетки (*осмос*).

Совершенно по-другому ведет себя *мертвая* клетка. Вследствие гибели (*денатурации*) *мембраны* клеточная стенка теряет характер полупроницаемой перегородки и начинает пропускать вещества в обе стороны. Другими словами, клеточная оболочка (стенка) приобретает свойства пористой перегородки, а процесс извлечения из клетки – характер *диализа*, т.е. диффузии веществ в молекулярно-ионном состоянии. Некоторые коллоиды и вещества с относительно большим молекулярным весом через перегородку не пройдут.

При экстрагировании растительного сырья почти всегда приходится иметь дело с высушенным материалом, на замачивание (для набухания) которого по регламенту затрачивается от 4 до 6 ч. Указанную операцию можно проводить отдельно, а можно совмещать с последующими стадиями. Необходимость замачивания вызвана малыми скоростями протекающих явлений. Процесс набухания начинается с проникновения экстрагента внутрь частичек (кусочков) растительного сырья. Вначале по макро-, затем по микротрещинам, по межклеточным ходам и межклеточникам

экстрагент достигает клеток и получает возможность диффундировать через клеточные стенки (диализ). По мере проникновения экстрагента в клетку ее содержимое (спавшееся при сушке растения в небольшой комочек) начинает набухать и переходить в раствор (десорбция и растворение). Затем ввиду разницы между концентрацией раствора в клетке и вне ее начинается молекулярный перенос растворенных веществ в обратном направлении, через клеточную стенку (диализ): сначала в экстрагент, находящийся в межклеточниках и межклеточных ходах, а затем в экстрагент, заполняющий микро- и макротрещины, и, наконец, в экстрагент, омывающий кусочек растительного материала.

Механизм диффузии через клеточную мембрану, согласно теории равновесной сорбции, заключается в следующем: молекулы диффундирующего вещества сорбируются материалом мембраны, диффундируют через нее и десорбируются с другой ее стороны. При этом скорость диффузии вещества через мембрану лимитируется градиентом концентрации и характеристикой самой мембраны. После выноса веществ из клетки их диффузия фактически становится свободной молекулярной диффузией, правда, ограниченной узкими просветами пор и длиной ходов капилляров выноса веществ к наружной поверхности. Кроме того, дополнительное сопротивление возникает из-за частого соударения частиц со стенками пор.

Весь этот сложный комплекс диффузионных явлений, протекающих внутри кусочков растительного материала, называется *внутренней диффузией* и характеризуется коэффициентом внутренней диффузии $D_{вн}$. Величина $D_{вн}$ будет значительно меньше, чем для свободной молекулярной диффузии D (см. гл. 15, уравнение (15.8)). Так, например, если величина коэффициента свободной молекулярной диффузии для большинства природных соединений составляет $10^{-9} \div 10^{-8}$ м^2/с, то для этих же соединений величина коэффициента диффузии в порах растительного материала на 2÷3 порядка меньше, что составляет $10^{-12} \div 10^{-11}$ м^2/с.

18.3.3. Равновесие и скорость экстрагирования

Равновесие при экстракции в системе твердое тело – жидкость наступает тогда, когда химический потенциал растворенного вещества становится равным величине его химического потенциала в исходном твердом материале. Достигаемая при этом предельная концентрация раствора соответствует насыщению последнего и называется *растворимостью*. Данные о растворимости различных веществ в зависимости от температуры приводятся в справочниках [22].

Движущей силой процессов экстракции жидкостью из твердых материалов является разность между концентрацией растворяющегося вещества у поверхности твердого тела $C_{гр}$ и его средней

концентрацией C_0 в основной массе раствора. Обычно вблизи поверхности твердого тела равновесие устанавливается очень быстро. Поэтому концентрация на границе твердой фазы может быть принята равной концентрации насыщенного раствора $C_{нас}$ и движущая сила будет выражена разностью $C_{нас} - C_0$.

При большой скорости межфазного перехода скорость процесса, определяемая количеством вещества, растворяющегося за время $d\tau$, определится по уравнению массоотдачи (15.12) или (15.13):

$$\frac{dM}{d\tau} = \beta \cdot F(C_{нас} - C_0), \qquad (18.26)$$

где $\frac{dM}{d\tau}$ – скорость межфазного перехода;

M – масса растворяющегося твердого вещества в момент времени τ;

F – поверхность растворения твердого вещества в момент времени τ;

β – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе.

Изменение концентрации растворяющегося вещества упрощенно представлено на рис. 18.22.

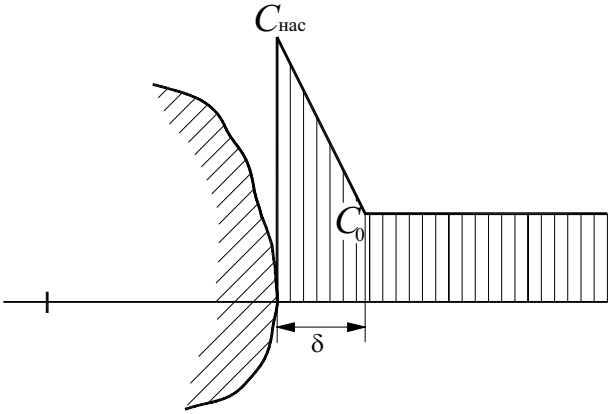


Рис. 18.22. Изменение концентрации растворяющегося вещества вблизи поверхности твердого тела

Из него видно, что наиболее резкое падение концентрации растворяющегося вещества происходит в области диффузионного пограничного слоя (пленки) толщиной δ. Соответственно наиболее медленной и лимитирующей стадией процесса является перенос растворяющегося вещества в этом пограничном слое (пленке) путем молекулярной диффузии. Поэтому согласно первому закону Фика (15.6):

$$\frac{dM}{d\tau} = D \cdot F \frac{C_{нас} - C_0}{\delta}, \qquad (18.27)$$

где D – коэффициент свободной молекулярной диффузии.

Сравним уравнения (18.26) и (18.27). Тогда можно записать:

$$\beta \cdot F_{ср}(C_{нас} - C_0) = D \cdot F_{ср} \frac{C_{нас} - C_0}{\delta} = \frac{M}{\tau}, \qquad (18.28)$$

где $\frac{M}{\tau}$ – количество вещества, растворяющегося в единицу времени;

$F_{ср}$ – средняя во времени поверхность растворения.

Из уравнения (18.28) следует, что

$$\beta = \frac{D}{\delta}. \qquad (18.29)$$

Согласно опытным данным толщина пограничного слоя δ может быть принята как $\delta \sim D^{1/3}$. Тогда из уравнения (18.28) следует, что коэффициент массоотдачи β при растворении твердых частиц пропорционален $D^{2/3}$. С учетом последней получена обобщенная эмпирическая зависимость, позволяющая получить уравнение для расчета β:

$$Nu' = 0{,}8\sqrt[3]{Pr'}\sqrt{Re}, \qquad (18.30)$$

где $Nu' = \beta \cdot d / D$; $Pr' = \nu \cdot D$; $Re = w \cdot d / \nu$.

Здесь d – диаметр твердой частицы; ν – кинематическая вязкость жидкости, обтекающей частицу; w – скорость обтекания.

Из уравнений (18.28) и (18.29) видно, что коэффициент массоотдачи β обратно пропорционален толщине диффузионного пограничного слоя, которая, в свою очередь, зависит от гидродинамической обстановки вблизи растворяющихся твердых частиц. Чем быстрее движение жидкости относительно твердой частицы, тем тоньше диффузионный пограничный слой и тем больше коэффициент массоотдачи. Поэтому *перемешивание жидкости, позволяющее уменьшить величину* δ и равномерно распределить твердые частицы в жидкости, дает возможность существенно ускорить растворение.

Процессы растворения и выщелачивания ускоряются с *повышением температуры*, так как при этом возрастает величина $C_{нас}$ и при прочих равных условиях увеличивается движущая сила. С повышением температуры возрастает значение коэффициента диффузии D вследствие увеличения вязкости, что также способствует повышению скорости процесса.

Измельчение твердого материала приводит к увеличению поверхности соприкосновения фаз и позволяет сократить путь вещества, диффундирующего из глубины пор к поверхности твердого материала. Однако практически степень измельчения ограничивают из-за того, что ее увеличение сопровождается возрастанием расхода энергии на измельчение и является целесообразным лишь до определенного предела. Степень измельчения лимитируется также необходимостью проведения фильтрования после выщелачивания.

Слишком тонкое измельчение лекарственного растительного сырья приводит к получению некачественных, трудно фильтруемых вытяжек, обогащенных нежелательными сопутствующими

веществами вследствие вскрытия клеток тканей. Поэтому каждый вид растительного сырья (листья, корни, кора, стебли, цветки) измельчать целесообразно до определенного оптимального размера.

В отличие от простого растворения в процессе выщелачивания доступная для взаимодействия с жидкостью поверхность извлекаемого компонента перемещается вглубь пор твердого материала. Это приводит к значительному падению скорости выщелачивания, когда скорость процесса начинает лимитироваться скоростью внутренней диффузии из глубины куска (частички, зерна) твердого материала к его поверхности.

В соответствии со схемой (рис. 18.23) скорость выщелачивания меньше скорости растворения и определяется по уравнению (сравним с уравнением (18.27)):

$$\frac{dM}{d\tau} = \frac{D \cdot F}{\delta + h}(C_{\text{нас}} - C_0), \quad (18.31)$$

где h – глубина выщелоченного материала.

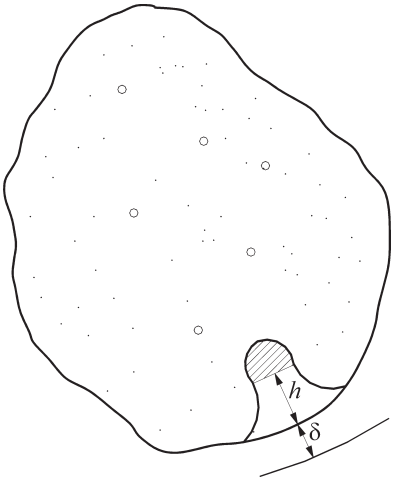


Рис. 18.23. К определению скорости выщелачивания

Сравнивая уравнения (18.27) и (18.31), можно отметить, что различные факторы, указанные выше, не в равной степени влияют на скорость простого растворения и выщелачивания. Так, перемешивание не может оказать существенного влияния на скорость внутренней диффузии при выщелачивании и поэтому оказывает меньшее влияние, чем в процессе простого растворения. Вместе с тем измельчение твердого материала, приводящее наряду с увеличением поверхности соприкосновения фаз к уменьшению пути растворяемого вещества при его внутренней диффузии, является более эффективным фактором ускорения процессов выщелачивания.

18.3.4. Способы растворения и выщелачивания

Основными способами растворения и выщелачивания, применяемыми в химико-фармацевтической технологии, являются следующие процессы: 1) замкнутый периодический; 2) прямоточный и противоточный; 3) в неподвижном слое (фильтрационно-проточный или перколяционный).

Замкнутый периодический процесс растворения и выщелачивания

Такой процесс проводится в аппарате с механическим (рис. 18.24) или пневматическим перемешиванием.

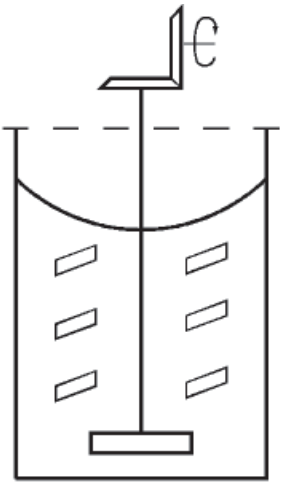


Рис. 18.24. Схема процесса экстракции (мешалка-экстрактор)

Твердое тело и жидкий растворитель находятся некоторое время в сосуде, в котором обеспечивается их тесный контакт за счет перемешивания.

В этом случае концентрация экстрагируемого вещества в твердом теле непрерывно уменьшается, а в растворителе она увеличивается и приближается к состоянию равновесия.

Замкнутые нестационарные процессы, проводимые при перемешивании, малоэффективны вследствие присущих им недостатков, общих для всех периодических процессов.

Прямоточный и противоточный процессы растворения и выщелачивания

Такие процессы проводятся в аппаратах непрерывного действия и имеют широкое распространение. Для этого используют каскад последовательно соединенных аппаратов с мешалками, через которые пульпа движется самотеком (рис. 18.25):

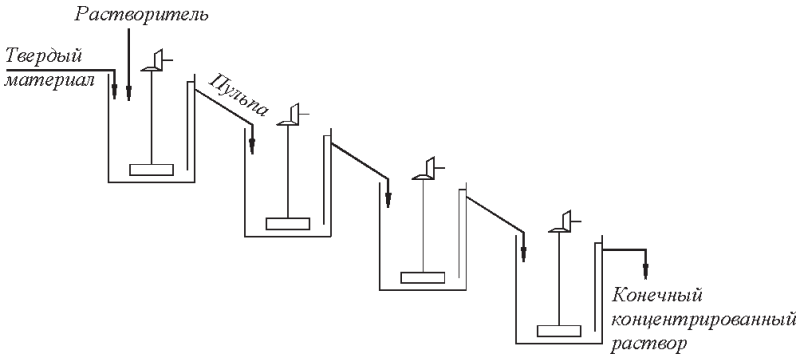


Рис. 18.25. Схема непрерывного процесса выщелачивания в каскаде аппаратов с мешалкой

При работе по такой прямоточной схеме движущая сила процесса постепенно снижается от ступени к ступени, но не в такой степени, как в одном аппарате с мешалкой, где со свежим растворителем смешивается конечный концентрированный раствор. При числе ступеней, обычно не превышающих 3÷6, в таких установках достигается достаточно высокая степень извлечения.

Более эффективно проведение непрерывных процессов выщелачивания по принципу противотока. В данном случае

твердые частицы движутся навстречу потоку жидкости в батарее аппаратов. На конце установки, куда подается свежий растворитель, последний взаимодействует с выщелоченным в значительной степени материалом, а на другом ее конце исходный твердый материал обрабатывается концентрированным раствором. При этом на конце установки, соответствующем вводу растворителя, удается повысить степень извлечения из глубины пор твердого материала, а на противоположном конце – эффективно использовать концентрированный раствор для экстрагирования свежего твердого материала. В результате повышается концентрация экстракта, уменьшается расход растворителя и увеличивается производительность аппаратуры. Конечный раствор после выщелачивания отделяют от твердого нерастворимого осадка (шрота), который промывают. Промывку проводят на фильтрах, центрифугах и отстойниках. Обычно принимают противоточные схемы промывки.

Процесс в неподвижном слое

Суть процесса состоит в фильтровании растворителя сквозь слой пористого кускового материала. Растворение обычно проводится периодически при уменьшении во времени высоты слоя, в отличие от выщелачивания, при котором высота слоя постоянна. В промышленности выщелачивание (экстрагирование) в неподвижном слое часто проводят полунепрерывным процессом в батарее последовательно соединенных (по ходу раствора) аппаратов, в каждом из которых через определенные промежутки времени производится выгрузка отработанного и загрузка свежего твердого материала.

Выщелачивание фильтрационно-проточным способом проходит медленнее, чем при перемешивании. Однако он проще в аппаратурном оформлении. В фильтрационно-проточном способе одновременно протекают процессы выщелачивания и фильтрования. Получаемые при этом экстракты представляют собой чистые жидкости.

Существенный недостаток указанного способа выщелачивания – высокое гидравлическое сопротивление слоя. Выщелачивание в неподвижном слое требует однородного по размерам и грубо измельченного твердого материала.

Выбор способа выщелачивания проводится на основании технико-экономического расчета.

18.3.5. Устройство экстракционных аппаратов

Аппараты для растворения и выщелачивания подразделяют на *периодически* и *непрерывно действующие*. В зависимости от взаимного направления движения фаз различают аппараты *прямоточные* и *противоточные*, а также аппараты, работающие по принципу *смешанного тока*.

По способу создания режима обтекания твердых частиц жидкостью различают аппараты:

1) с неподвижным слоем твердого материала;

2) с механическим перемешиванием;

3) со взвешенным или кипящим слоем.

Аппараты периодического действия вследствие низкой производительности применяются в основном в малотоннажных производствах и представляют собой аппараты без перемешивающих устройств или аппараты с мешалкой, снабженные обогревом. В промышленной практике с большими объемами производства больше распространены непрерывнодействующие аппараты.

Аппараты с неподвижным слоем твердого материала

Для экстрагирования применяют экстракторы (перколяторы, диффузоры). Наиболее совершенная конструкция такого перколятора приведена на рис. 18.26. Экстрактор (рис. 18.26, *а*) состоит из цилиндрического корпуса 1, снабженного паровой рубашкой 2, предназначенной для подогрева содержимого. В нижней части аппарата устанавливают решетку 3, которая крепится между фланцами нижнего откидного днища 4, снабженного противовесом 5. На ложное дно (решетку) загружают материал, подлежащий экстрагированию. Свежий экстрагент поступает через штуцер 6, а готовый экстракт удаляется через штуцер 7.

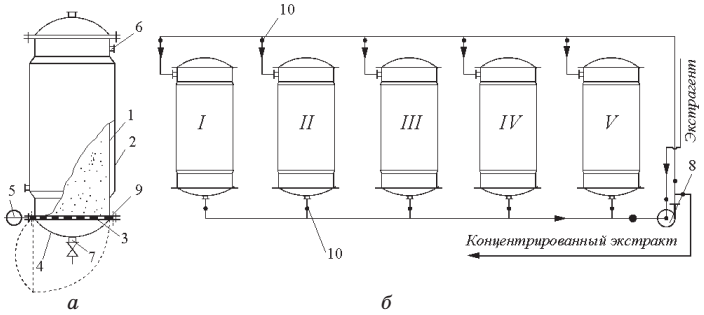


Рис. 18.26. Схема выщелачивания (экстрагирования) в батарее экстракторов-диффузоров:
а – экстрактор-диффузор; *б* – батарея экстракторов; 1 – корпус; 2 – паровая рубашка; 3 – ложное дно (решетка); 4 – откидное днище; 5 – противовес; 6 – штуцер подачи экстрагента; 7 – штуцер слива готового экстракта; 8 – насос; 9 – болты; 10 – краны

Диффузоры соединяются последовательно в батарею. При этом растворитель прокачивается одним насосом 8 снизу вверх последовательно через все аппараты батареи, в которых в данный момент происходит выщелачивание. Общее число диффузоров в батарее зависит от скорости процесса (она определяется свойствами

экстрагируемого материала) и может достигать 10÷15 и более. Диффузор, в котором уже достигнута заданная степень извлечения, отключается на разгрузку выщелоченного материала и загрузку свежим материалом. В это время в остальных аппаратах (исключая один из аппаратов, находящийся в резерве) осуществляется выщелачивание. Периодическая разгрузка выщелоченного материала производится через нижнюю часть цилиндрического корпуса. Для этого освобождают болты 9, поворачивают откидное днище 4 с решеткой 3 и отработанное сырье под действием собственного веса высыпается в приемную тару или направляется в транспортер для дальнейшего удаления.

Батарея диффузоров работает по принципу противотока, т.е. свежий экстрагент взаимодействует с уже в значительной степени выщелоченным материалом, а наиболее концентрированный раствор – со свежим твердым материалом.

При движении экстрагента сквозь слой материала удается получить раствор высокой концентрации. Для ускорения процесса настаивания целесообразно использовать циркуляцию экстрагента в каждом аппарате с помощью насоса в течение определенного времени.

Существенным недостатком аппаратов с неподвижным слоем является неравномерность обтекания твердых частиц жидкостью и образование застойных зон вблизи точек соприкосновения частиц. Несмотря на отмеченные недостатки, в условиях малотоннажного фармацевтического производства такие батареи экстракторов широко используются.

Непрерывно действующие аппараты с механическим перемешиванием

Одним из распространенных аппаратов этой группы является **шнековый растворитель** (рис. 18.27). Он представляет собой горизонтальное корыто (желоб) 1, в котором вращается горизонтальный вал 2 с укрепленными на нем спиральными лопастями 3 и крестовинами 4. Подлежащий выщелачиванию материал непрерывно поступает через штуцер 5, а растворитель – через штуцер 6 и движутся прямотоком друг к другу, причем твердый материал перемещается вдоль корыта с помощью спиральных лопастей. На лопастях укреплены дополнительные лопасти-скребки 7, которые приподнимают и сбрасывают твердые частицы, осуществляя перемешивание материала на различных участках корыта в вертикальной плоскости. Для ускорения процесса жидкость в корыте может нагреваться острым паром, поступающим через сопло 8, или глухим паром – через рубашку.

При движении вдоль аппарата раствор многократно направляется книзу посредством козырьков 9, это улучшает контакт между жидкой и твердой фазами. Концентрированный раствор удаляется с противоположного конца аппарата через

сливной штуцер в верхней части корыта (на рисунке не показан), а отработанный остаток твердого материала отводится с помощью наклонного элеватора 10. Ковши 11 элеватора имеют ситчатые стенки для отделения жидкости, сливающейся через штуцер 12.

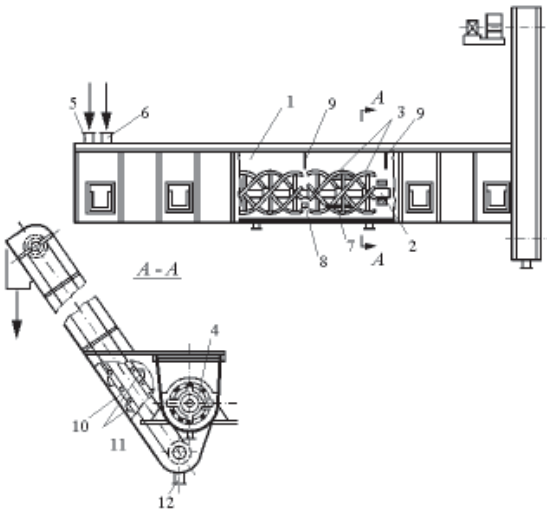


Рис. 18.27. Шнековый растворитель:
1 – горизонтальное корыто (желоб); 2 – вал;
3 – спиральные лопасти; 4 – крестовина;
5 – штуцер для ввода твердого материала;
6 – штуцер для ввода свежего растворителя;
7 – лопасти-скребки; 8 – сопло; 9 – козырьки;
10 – элеватор; 11 – ковши; 12 – штуцер
для слива жидкости

Шнековые аппараты могут работать как по принципу прямотока, так и противотока фаз. При этом чем интенсивнее перемешивание фаз в поперечном сечении аппарата, тем полнее могут быть использованы преимущества противотока.

Иногда шнековые аппараты работают комбинированным способом. Процесс проводится в двух последовательно соединенных аппаратах, из которых в один поступает исходный твердый материал, а в другой – свежий растворитель. При этом в первом (по ходу твердой фазу) аппарате фазы движутся прямотоком, а во втором – противотоком.

Аппараты такого типа надежны в работе и обеспечивают высокие производительности. Вместе с тем они металлоемки, громоздки и требуют сравнительно больших расходов электроэнергии. Удельная производительность шнековых аппаратов (на единицу объема или массы аппарата) невелика. Контакт между фазами ухудшается вследствие «проскока» некоторой части жидкости, обусловленного заметным разделением фаз, так как значительная часть твердого материала перемещается в виде плотного слоя вдоль нижней части корыта.

Несколько эффективнее **барабанный растворитель** (рис. 18.28), который представляет собой горизонтальный цилиндрический барабан 1, закрытый с торцов передней крышкой 2 и задней крышкой 3. Через штуцер 4 (в передней крышке) поступает измельченный твердый материал, который транспортируется движущейся в том же направлении жидкостью (экстрагентом).

Барабан 1 установлен на бандажах 5, опирающихся на ролики 6; он приводится во вращение через зубчатую передачу 7 и червячный

редуктор 8 электродвигателем 9. Твердые частицы движутся при вращении барабана вместе с потоком жидкости в осевом направлении, а относительно потока – в поперечных сечениях барабана. Для лучшего перемешивания фаз в вертикальной плоскости служат лопасти 10, укрепленные на внутренней стенке барабана. Концентрированный раствор и твердый остаток удаляют через штуцер 11 в задней крышке аппарата. Для уменьшения потерь тепла барабан снаружи покрывают твердой изоляцией 12.

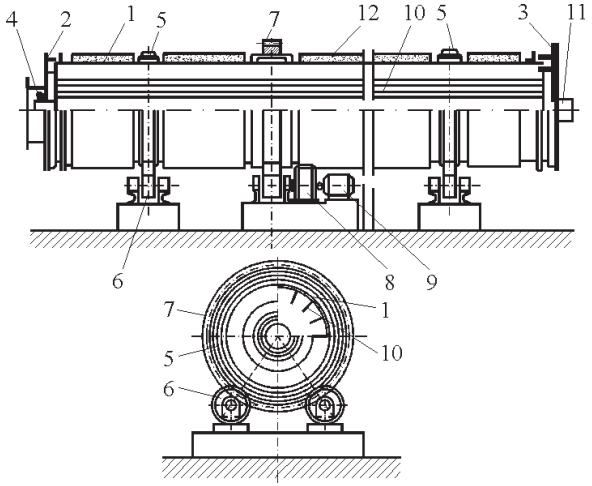


Рис. 18.28. Барабанный растворитель:
1 – горизонтальный цилиндрический барабан; 2 – передняя крышка; 3 – задняя крышка; 4 – штуцер для ввода твердого материала; 5 – бандаж; 6 – опорный ролик; 7 – зубчатая передача; 8 – червячный редуктор; 9 – электродвигатель; 10 – лопасти; 11 – штуцер для отвода концентрированного раствора и твердого остатка; 12 – тепловая изоляция

Такие аппараты могут работать и по принципу противотока. Тогда перемещение твердого материала осуществляют с помощью лопаток, установленных внутри горизонтального барабана под небольшим углом к образующей в направлении движения материала.

В барабанных растворителях достигаются бо`льшие удельные производительности и более высокие коэффициенты массоотдачи, чем в шнековых аппаратах. Улучшение массоотдачи связано с систематическим обновлением поверхности контакта фаз при пересыпании твердых частиц внутри барабана.

Устройство аппаратов указанного типа, но других конструкций приведено в т. 2 настоящего учебника.

Аппараты со взвешенным или кипящим слоем

В аппаратах этого типа практически вся поверхность твердых частиц в течение всего процесса активно взаимодействует с

турбулентно движущимся потоком жидкости, что способствует интенсификации процесса экстрагирования (выщелачивания).

Трубчатый растворитель (рис. 18.29) состоит из ряда последовательно соединенных труб 1, через которые с помощью насоса 2 прокачивается жидкость (растворитель) со взвешенными в ней мелкими твердыми частицам.

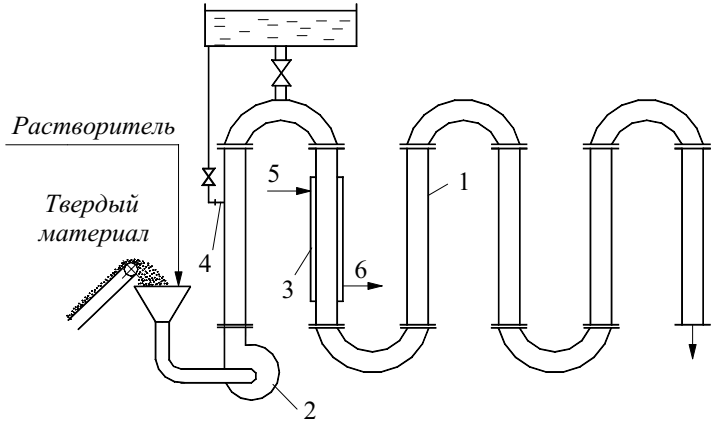


Рис. 18.29. Трубчатый растворитель:
1 – труба; 2 – насос; 3 – паровая рубашка; 4 – штуцер для ввода промывной воды; 5 – вход пара; 6 – выход конденсата

Для проведения процесса при повышенной температуре трубы снабжаются паровыми рубашками 3. При внезапной остановке насоса 2 через штуцер 4 подается промывная вода для того, чтобы удалить твердый материал из системы и предотвратить его осаждение в трубах. Ускорение процесса растворения (выщелачивания) достигается вследствие того, что твердые частицы взаимодействуют с растворителем, находясь во взвешенном состоянии, и аппарат работает в условиях, приближающихся к режиму идеального вытеснения.

Применению противотока в трубчатых растворителях препятствует значительный унос мелких твердых частиц жидкостью. Можно эффективно использовать работу аппаратов по схеме ступенчатого противотока: несколько аппаратов, работающих при прямоточном движении фаз, объединяют в секции, соединение которых между собой осуществляется по принципу противотока.

Колонный аппарат с псевдоожиженным (кипящим) слоем приведен на рис. 18.30. В цилиндрический корпус 1 аппарата через штуцер 2 непрерывно поступает экстрагент (растворитель), который, проходя с необходимой скоростью сквозь отверстия распределительной решетки 3, приводит слой мелко раздробленных частиц в псевдоожиженное состояние.

При высоте кипящего слоя, равной нескольким метрам, удается получить на выходе из него раствор достаточно высокой концентрации, который поступает в верхнюю расширенную часть колонны, переливается в кольцевой желоб 4 и удаляется через штуцер 5. Твердый остаток непрерывно отводится через штуцер 6, расположенный несколько выше решетки 3. Исходный твердый материал подается непосредственно в кипящий слой сверху через загрузочную трубу 7.

Аппараты такого типа отличаются простотой устройства и небольшой массой. В них достигаются значительная скорость процесса и высокая степень извлечения целевых компонентов из исходного твердого материала.

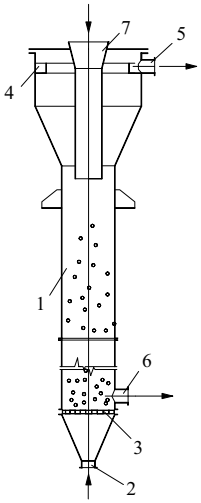


Рис. 18.30. Колонный растворитель с псевдоожиженным (кипящим) слоем: 1 – колонна; 2 – штуцер для ввода свежего растворителя; 3 – распределительная решетка; 4 – кольцевой желоб; 5 – штуцер для отвода концентрированного раствора; 6 – штуцер для отвода твердого остатка; 7 – загрузочная труба для твердого материала

В **центробежном растворителе с псевдоожиженным слоем**, приведенном на рис. 18.31, имеется вращающийся на полых цапфах 4 и 5 барабан 1 с коническими торцевыми стенками 2. Рабочая поверхность барабана внутри неподвижного кожуха герметично соединена с цапфами барабана при помощи сальников 3. Измельченный твердый материал поступает через полую цапфу 4 внутрь барабана, а жидкость нагнетается через штуцер 6 и сквозь отверстия цилиндрической решетки барабана поступает внутрь последнего. При вращении барабана внутри него создается кипящий слой твердых частиц, в котором интенсивно протекает процесс растворения. Концентрированный раствор непрерывно удаляется из аппарата через цапфу 5.

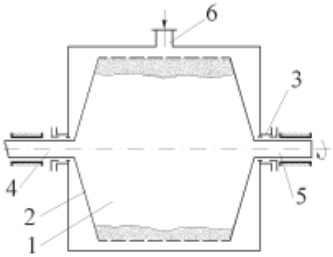


Рис. 18.31. Центробежный растворитель с псевдоожиженным (кипящим) слоем: 1 – барабан; 2 – торцевая стенка; 3 – сальник; 4, 5 – полые цапфы; 6 – штуцер для ввода жидкости (свежего растворителя)

18.3.6. Расчет экстракционных аппаратов

На сегодняшний день нет достаточных экспериментальных данных, позволяющих проводить расчеты экстракторов для системы твердое тело –

жидкость на основании обобщенных зависимостей по кинетике процесса. Аналитический метод расчета [1] процесса весьма трудоемкий. Графоаналитический метод интервального расчета требует наличия расчетных номограмм для вполне определенной формы частиц твердого материала (цилиндр, шар), что не всегда отвечает реальным условиям проведения процесса.

Ниже приведен графический способ определения числа теоретических ступеней экстрагирования с использованием диаграммы прямоугольного треугольника (рис. 18.32).

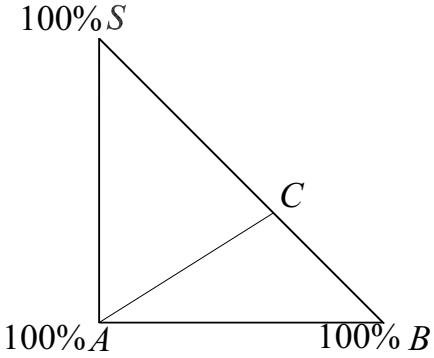


Рис. 18.32. Треугольная диаграмма (системы твердое тело – жидкость)

Расчет с помощью равностороннего треугольника приведен в учебном пособии по курсу «Теоретические основы фармацевтической технологии» в разделе «Теория равновесия в системе твердое тело – жидкость» [24].

На рис. 18.32 изображен прямоугольный треугольник, точка A которого соответствует 100% нерастворимого компонента – рафината, точка S – 100% экстрагента, точка B – 100% экстрагируемого компонента. Точки на каждой из сторон диаграммы выражают составы двухкомпонентных смесей: компонентов A и B (на абсциссе), A и S (на ординате), B и S (на гипотенузе треугольника). Точки, лежащие внутри треугольника, выражают составы трехкомпонентных смесей.

Предположим, что предельное количество твердого компонента B, растворяющегося при данной температуре в заданном количестве экстрагента, т.е. насыщенный раствор B в S, выражается точкой C на гипотенузе треугольника. Тогда прямая AC представляет собой геометрическое место точек, выражающих составы насыщенных растворов B в S, смешанных с нерастворимым твердым компонентом A.

Рабочей областью диаграммы будет ее часть, расположенная выше линии AC, соответствующая ненасыщенным растворам B в S. Для таких растворов возможен переход компонента B из твердой фазы в жидкую. Обычно при экстрагировании из твердых материалов получаемые экстракты не доводят до насыщения.

Составы и количества образующихся смесей, а также соотношения между количествами и составами получаемых экстрактов и рафинатов находят по рассмотренному ранее правилу рычага.

Противоточное многоступенчатое экстрагирование. Определим число теоретических ступеней в установившемся процессе (с n -

ступенями) противоточного экстрагирования при помощи треугольной диаграммы. Схема этого процесса приведена на рис. 18.33:

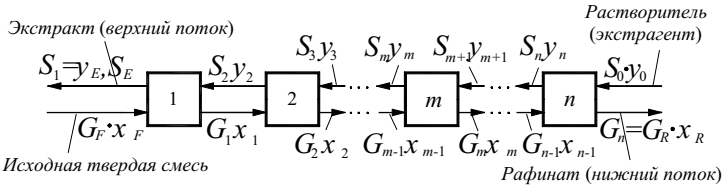


Рис. 18.33. Схема многоступенчатого (1, 2, ... , n) противоточного экстрагирования (системы твердое тело – жидкость)

Исходная смесь твердых веществ, поступающая в 1-ю ступень установки в количестве G_F кг/с, содержит x_F весовых долей распределяемого компонента B. С противоположного конца установки в n-ю ступень вводится растворитель в количестве S_0 кг/с с содержанием y_0 весовых долей компонента B. Из установки выходит S_E кг/с экстракта концентрацией y_E весовых долей компонента B.

Как видно из схемы (рис. 18.33), поток экстракта, переходящего из одной ступени в другую, называется условно *верхним* потоком, а поток рафината – *нижним*.

Уравнение материального баланса для всей установки:

$$G_F + S_0 = G_R + S_E. \qquad (18.32)$$

Материальный баланс по компоненту B запишется, как

$$G_F x_F + S_0 y_0 = G_R x_R + S_E y_E. \qquad (18.33)$$

Откладываем заданную величину x_F на оси абсцисс, а величину y_0 – на гипотенузе треугольной диаграммы (рис. 18.34) и соединяем эти точки прямой. Для получения точки $x_{см}$ прямую $x_F y_0$ делим в отношении, равном S_0/G_F. Точка $x_{см}$ характеризует состав исходной смеси.

Зная требуемый состав рафината (нижнего потока), т.е. заданное или принятое соотношение между количествами жидкой и твердой фаз в твердом материале после экстрагирования, проводим линию постоянного состава твердой фазы, параллельную гипотенузе диаграммы (пунктирная линия x_A = const на рис. 18.34). Отмечаем на ней точку x_R, отвечающую содержанию растворимого компонента B в конечном рафинате, выходящем из установки.

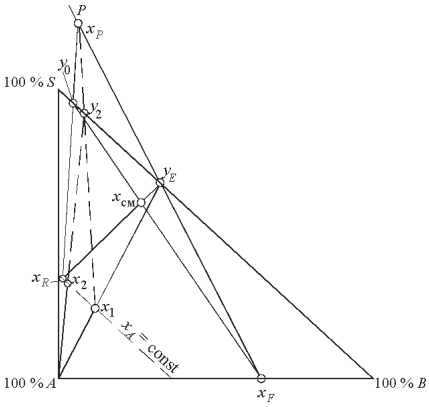


Рис. 18.34. Графический расчет процесса многоступенчатого противоточного экстрагирования из твердых тел

Расчет ведут аналогично расчету многоступенчатой противоточной экстракции в системе жидкость – жидкость.

Согласно уравнениям (18.32) и (18.33) точки x_R, $x_{см}$ и y_E должны лежать на одной прямой. Вместе с тем точка y_E, соответствующая смеси компонентов B и S, находится на гипотенузе диаграммы. Поэтому находят точку y_E как точку пересечения прямой, проходящей через точки x_R и $x_{см}$ с гипотенузой. Уравнение материального баланса для части установки в пределах от первой до некоторой m-й ступени включительно запишется так:

$$G_F + S_{m+1} = G_m + S_E,$$

откуда

$$G_F - S_E = G_m - S_{m+1}. \qquad (18.34)$$

Материальный баланс по компоненту B будет иметь вид:

$$G_F x_F - S_E y_E = G_m x_m - S_{m+1} y_{m+1}. \qquad (18.35)$$

Обозначим разность расходов исходной твердой смеси и экстракта через P:

$$G_F - S_E = P.$$

Тогда

$$G_F x_F - S_E y_E = P x_P.$$

Уравнения (18.34) и (18.35) можно записать, как:

$$P = G_F - S_E = G_1 - S_2 = G_R - S_0 \qquad (18.36)$$

или

$$P x_P = G_F x_F - S_E y_E = G_1 x_1 - S_2 y_2 = \ldots = G_R x_R - S_0 y_0. \qquad (18.37)$$

Из этих уравнений следует, что положение полюса P, или точки x_P, определяется пересечением прямой, проходящей через точки x_F и y_E, с прямой, проходящей через точки x_R и y_0, так как точка x_P должна лежать на обеих этих прямых.

Найдя таким способом положение полюса P, определяем число теоретических ступеней путем следующих построений. Соединив точку y_E с началом координат (точка A), находим на линии x_A = const точку пересечения x_1.

Из уравнений (18.36) и (18.37) следует, что

$$P = G_1 - S_2$$

и

$$P x_P = G_1 x_1 - S_2 y_2.$$

Поэтому находим точку y_2 на пересечении прямой, проходящей через точки x_1 и x_P, с гипотенузой диаграммы.

Соединив точку y_2 с началом осей координат (точка A), находим точку x_2, лежащую на пересечении этой линии с линией x_A = const. Аналогичные построения проводят до тех пор, пока не получат состав, равный или близкий заданной концентрации x_R конечного рафината.

Число полученных линий, соединяющих начало осей координат с точками x_1, x_2, … x_R (или близкой к величине x_R), определяет число теоретических ступеней экстрагирования, необходимое для данного процесса. Как видно из рис. 18.34, для

изображенного на нем процесса экстрагирования достаточно двух теоретических ступеней.

Список литературы:

1. *Акельруд Г.А., Лысянский В.М.* Экстрагирование (система твердое тело – жидкость). Л.: Химия, 1974. 254 с.

2. *Лысянский В.М.* Процесс экстракции сахара из свеклы. М.: Пищ. пром-сть, 1973. 224 с.

3. *Николаев А.П. и др.* Процессы и аппараты пищевых производств: Задачник. Изд. 2-е. К.: Вища шк., 1972. 268 с.

4. *Стабников В.Н., Попов В.Д., Лысянский В.М. и др.* Процессы и аппараты пищевых производств. Изд. 3-е, перераб. и доп. М.: Пищ. пром-сть, 1976. С. 390 – 395, 418 – 425, 614 – 652.

5. *Гончаренко Г.К., Орлова Е.И.* //Мед. пром-сть СССР. 1966. №3. С. 30 – 33; № 6. С. 43 – 46.

6. *Гончаренко Г.К., Орлова Е.И., Готлинская А.П.* //Мед. пром-сть СССР. 1966. №5. С. 41 – 44.

7. *Гончаренко Г.К., Пелишенко И.И.* //Мед. пром-сть СССР. 1961. № 10. С. 25 – 30.

8. *Гончаренко Г.К., Готлинская А.П.* Процессы жидкостной экстракции. М.: Госхимиздат, 1963.

9. *Гончаренко Г.К., Готлинская А.П.* //Журн. прикл. химии. 1967. **40**. Вып. 3. С. 594 – 599.

10. *Гончаренко Г.К., Золотарев В.С., Шебанова С.Т.* //Хим.-фарм. журн. 1969. №1. С. 45; №4. С. 49.

11. *Гончаренко Г.К., Шебанова С.Т., Красовская В.И.* //Хим.-фарм. журн. 1972. №7. С. 36 – 38; 1973. № 1. С. 23 – 26.

12. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971. С. 547 – 591.

13. *Плановский А.Н., Николаев П.И.* Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. М.: Химия, 1987. С. 319 – 350.

14. *Трейбал Р.* Жидкостная экстракция. М.: Химия, 1966. С. 29 – 45, 255 – 257, 442 – 446.

15. *Шкоропад Д.Е., Лысковцев И.В.* Центробежные жидкостные экстракторы. М.: Машгиз, 1962. С. 105 – 110, 196 – 205.

16. *Муравьев И.А.* Технология лекарств. Т.1. Изд. 3-е, перераб. и доп. М.: Медицина, 1980. С. 165 – 257.

17. *Чернобыльский И.И., Бондарь А.Г., Гаевский Б.А. и др.* Машины и аппараты химической промышленности. М.; К.: Машгиз, 1962. С. 251 – 261.

18. *Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З.* Процессы и аппараты химической технологии. М.: Госкомиздат, 1962. С. 631 – 656.

19. *Жидкостная* экстракция /Сб. статей под ред. А.Г. Касаткина. М.: Госхимиздат, 1958.

20. *Молчанов Г.И.* Ультразвук в фармации. М.: Медицина, 1980. 174 с.

21. *Губанов Н.И., Утепбергенов А.А.* Медицинская биофизика. М.: Медицина, 1978. 336 с.

22. Справочник химика. В 6-ти т. Т.3. М.; Л.: Химия, 1964.

23. *Дж. Перри.* Справочник инженера-химика. Л.: Химия, 1969.

24. *Теоретические* основы фармацевтической технологии: Учеб. пособие. Х.: УкрФА, 1998. С. 42 – 56.

Глава 19. Сушка

Сушка материалов занимает важное место в производстве лекарственных препаратов как один из самых распространенных массообменных процессов. **Сушкой** называют процесс удаления из материала *растворителя*, в результате чего в нем увеличивается относительное содержание сухого вещества. Чаще всего в качестве растворителей применяют воду, поэтому под сушкой подразумевается процесс обезвоживания материалов.

Сушка широко используется в различных отраслях: в химическом, сельском хозяйстве и в химико-фармацевтическом производстве. Она применяется на различных стадиях технологического процесса: для подготовки сырья и получения полуфабрикатов; часто сушка является завершающим этапом производства, определяющим качество готового лекарственного вещества (эффективность терапевтического действия). Сушка осуществляется с различной целью: для облегчения и удешевления транспортировки материалов, для повышения их прочности; сушка многих лекарственных препаратов обеспечивает их консервирование и хранение; сушка необходима для последующего измельчения некоторых материалов. В химико-фармацевтических производствах применяется как искусственная сушка материалов в специальных сушильных установках, так и естественная – на полках в закрытых помещениях, без обогрева и подачи воздуха (в производстве гранул плантаглюцида).

Сушка – сложный диффузионный процесс, скорость которого определяется скоростью диффузии влаги из глубины высушиваемого материала в окружающую среду. Удаление влаги при сушке сводится к перемещению тепла и вещества (влаги) внутри материала и их переносу с поверхности материала в окружающую среду. Следовательно, сушка является сочетанием связанных друг с другом процессов тепло- и массообмена (влагообмена).

По способу подвода тепла к высушиваемому материалу различают следующие виды сушки:

1. *Конвективная* – путем непосредственного соприкосновения высушиваемого материала с сушильным агентом, в качестве которого чаще используют нагретый воздух или топочные газы (как правило, в смеси с воздухом).

2. *Контактная* – путем передачи тепла от теплоносителя к материалу через разделяющую их стенку.

3. *Специальная*.

К специальным видам сушки относятся: *радиационная* – путем передачи тепла инфракрасными лучами; *диэлектрическая* – путем нагревания в поле токов высокой частоты; *сублимационная* – сушка в замороженном состоянии при глубоком вакууме.

Из специальных видов сушки, применяемых относительно редко, в фармации получила распространение сублимационная –

для высушивания термолабильных веществ – ферментов, гормонов, бактерийных препаратов, препаратов крови и др.

Высушиваемый материал при любом методе сушки находится в контакте с влажным газом (в большинстве случаев воздухом). Поэтому изучение свойств влажного воздуха необходимо при рассмотрении процессов сушки и их расчетов.

19.1. Основные параметры влажного воздуха

При *конвективной сушке* нагретый воздух передает материалу тепло и уносит влагу, испаряющуюся из материала за счет этого тепла. Сушильный агент (воздух) играет роль *тепло-* и *влагоносителя*. При прочих методах сушки находящийся в контакте с материалом влажный воздух используется только для удаления испарившейся влаги, т.е. выполняет роль *влагоносителя*.

Влажный воздух является смесью сухого воздуха и водяного пара. Влажный воздух как влаго- и теплоноситель характеризуется следующими основными параметрами: абсолютной и относительной влажностью, влагосодержанием и энтальпией (теплосодержанием).

Абсолютная влажность – это количество водяного пара в кг, содержащегося в 1 м^3 влажного воздуха.

Относительная влажность или **степень насыщения воздуха** φ – это отношение массы водяного пара в 1 м^3 влажного воздуха $\rho_п$ при данных условиях (температура, объем, барометрическое давление) к максимально возможной массе водяного пара в 1 м^3 воздуха $\rho_н$ (плотности насыщенного пара) при тех же условиях:

$$\varphi = \frac{\rho_п}{\rho_н}. \qquad (19.1)$$

В соответствии с уравнением состояния идеальных газов (уравнение Менделеева – Клапейрона):

$$\rho_п = \frac{p_п M_п}{RT} \text{ и } \rho_н = \frac{p_н M_п}{RT}, \qquad (19.2)$$

где $p_п$ – парциальное давление паров в воздухе Н/м^2;

T – абсолютная температура, К;

$M_п$ – масса 1 кмоль водяного пара, равная 18 кг/кмоль;

R – универсальная газовая постоянная, равная 8314 Дж/(кмоль·К) = 1,99 ккал/(кмоль·К);

$p_н$ – давление насыщенного водяного пара при данной температуре (T в К) и общем барометрическом давлении, Н/м^2.

Подставляя значения $\rho_п$ и $\rho_н$ в выражение (19.1), получим

$$\varphi = \frac{\rho_п}{\rho_н}. \qquad (19.3)$$

При температуре воздуха ниже или равной температуре насыщения $p_н$ равно давлению сухого насыщенного пара, которое берут из Международных таблиц водяного пара при данной температуре воздуха.

При температуре воздуха выше температуры насыщения $p_н$ равно общему или барометрическому давлению B. В этих условиях

$$\varphi = \frac{p_н}{B}. \qquad (19.4)$$

Относительная влажность φ является одной из важнейших характеристик воздуха как сушильного агента, определяющая его влагоемкость, т.е. способность воздуха к насыщению парами влаги.

В процессе сушки воздух увлажняется и охлаждается, изменяя объем. Поэтому более удобно относить влажность воздуха к единице массы абсолютно сухого воздуха, т.е. вместо абсолютной влажности пользоваться влагосодержанием.

Влагосодержанием воздуха называется отношение количества водяного пара (в кг), содержащегося во влажном воздухе и приходящегося на 1 кг абсолютно сухого воздуха:

$$x = \frac{m_0}{m_{с.в}} = \frac{\rho_п}{\rho_{с.в}}, \qquad (19.5)$$

где m_0, $m_{с.в}$ – масса водяного пара и масса абсолютно сухого воздуха в данном объеме влажного воздуха, кг;

$\rho_{с.в}$ – плотность абсолютно сухого воздуха, кг/м^3.

Для установления связи между влагосодержанием x и относительной влажностью воздуха φ подставим в уравнение (19.5) значения $\rho_п$ и $\rho_{с.в}$, полученные из уравнения (19.2). Тогда запишем:

$$x = \frac{p_п M_п}{RT} : \frac{p_{с.в} M_{с.в}}{RT} = \frac{M_п}{M_{с.в}} \cdot \frac{p_п}{p_{с.в}}, \qquad (19.6)$$

где $p_{с.в}$ – парциальное давление абсолютно сухого воздуха;

$M_{с.в}$ – масса 1 кмоля абсолютно сухого воздуха, равная 29 кг/кмоль.

Согласно закону Дальтона $p_{с.в}$ равно разности общего давления влажного воздуха P и парциального давления водяного пара $p_п$ в нем:

$$p_{с.в} = P - p_п, \qquad (19.7)$$

а из уравнения (19.3):

$$p_п = \varphi \cdot p_{с.в}. \qquad (19.8)$$

Подставляя в уравнение (19.6) выражения $p_п$ из уравнения (19.3) и $p_{с.в}$ – из уравнения (19.7), а также численные значения $M_п$ и $M_{с.в}$, запишем:

$$x = \frac{18}{29} \cdot \frac{\varphi \cdot p_н}{P - \varphi \cdot p_н} = 0{,}622 \frac{\varphi \cdot p_н}{P - \varphi \cdot p_н}. \qquad (19.9)$$

Энтальпия i (теплосодержание) влажного воздуха определяется при данной температуре воздуха t (в °С), как сумма энтальпий абсолютно сухого воздуха $C_{с.в} \cdot t$ и водяного пара $x \cdot i_п$ (Дж/кг сухого воздуха):

$$i = C_{с.в} \cdot t + x \cdot i_п, \qquad (19.10)$$

где $C_{с.в}$ – средняя удельная теплоемкость абсолютно сухого воздуха, которая может быть принята приближенно равной 1000 Дж/(кг · град) (0,24 ккал/(кг · град));

$i_п$ – энтальпия водяного пара, Дж/кг.

В процессе сушки водяной пар находится в перегретом состоянии в смеси с воздухом. Энтальпию водяного пара при 0 °С обозначим

через r_0 ($r_0 = 2493 \cdot 10^3$ Дж/кг) и примем среднюю удельную теплоемкость перегретого водяного пара $C_п \approx 1{,}97 \cdot 10^3$ Дж/(кг · град). Получим выражение для определения теплосодержания перегретого пара:

$$i_п = r_0 + C_п \cdot t = 2493 \cdot 10^3 + 1{,}97 \cdot 10^3 \cdot t. \qquad (19.11)$$

Подставляя в уравнение (19.10) значение $C_{с.в}$ и выражение (19.11), получим (в Дж/кг сухого воздуха)

$$i = (1000 + 1{,}97 \cdot 10^3 \cdot x)t + 2493 \cdot 10^3 \cdot x. \qquad (19.12)$$

В ккал/кг сухого воздуха это выражение будет иметь вид:

$$i = (0{,}24 + 0{,}47 \cdot x)t + 595 \cdot x. \qquad (19.13)$$

19.2. Диаграмма влажного воздуха i – x

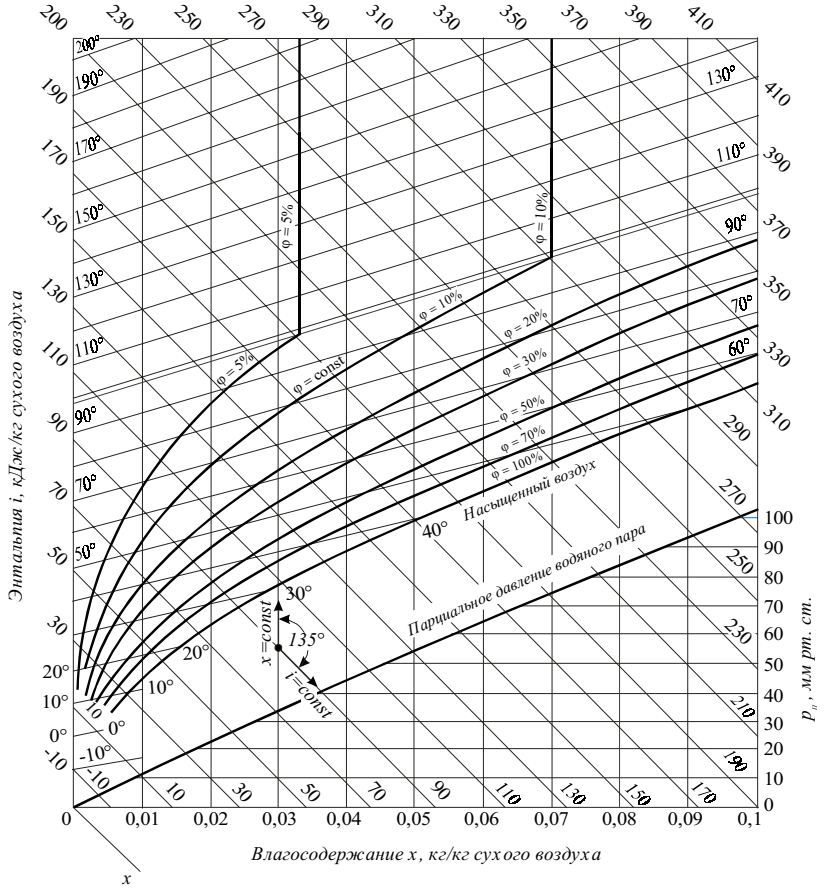
Основные свойства влажного воздуха можно с достаточной для технических расчетов точностью определить при помощи $i - x$-диаграммы, разработанной Л.К. Рамзиным (1918 г.). Диаграмма $i - x$ (рис. 19.1) построена для постоянного давления $p = 745$ мм рт. ст. (около 99 кН/м^2), которое, по многолетним статистическим данным, принято как среднегодовое для центральных районов бывшего СССР.

На оси ординат отложены в определенном масштабе энтальпии i, а на наклонной оси абсцисс – влагосодержание x. Угол между осями координат – 135°, но для удобства пользования значения влагосодержания x спроектированы на вспомогательную ось, перпендикулярную оси ординат.

На диаграмме имеются линии: 1) постоянного влагосодержания (x = const) – вертикальные прямые, параллельные оси ординат; 2) постоянной энтальпии (i = const) – прямые, параллельные оси абсцисс, т.е. направленные под углом 135° к оси ординат; 3) постоянных температур, или изотермы (t = const); 4) постоянной относительной влажности (φ = const); 5) парциальных давлений водяного пара $p_п$ во влажном воздухе, значения которых отложены в масштабе на правой оси ординат диаграммы.

Линии постоянных температур, или изотермы, построены на основании уравнения (19.13). Задаются при данной температуре t_1 = const двумя произвольными значениями x_1 и x_2. Затем по уравнению (19.13) вычисляют значение i, соответствующее каждому значению x. Полученные точки (x_1, i_1) и (x_2, i_2) наносят на диаграмму и проводят через них прямую, которая является изотермой t_1 = const.

Линии постоянной относительной влажности построены с помощью уравнения (19.9), которое выражает зависимость между x и $p_н$ при φ = const. Принимая при данном φ_1 = const несколько произвольных температур t_1, t_2, t_3..., для каждой из них находят по таблицам водяного пара соответствующие значения $p_н$ и вычисляют отвечающее ему значение x по уравнению (19.9). Точки с известными координатами (t_1, x_1), (t_2, x_2), (t_3, x_3) и т.д. соединяют кривой, которая является линией φ_1 = const.



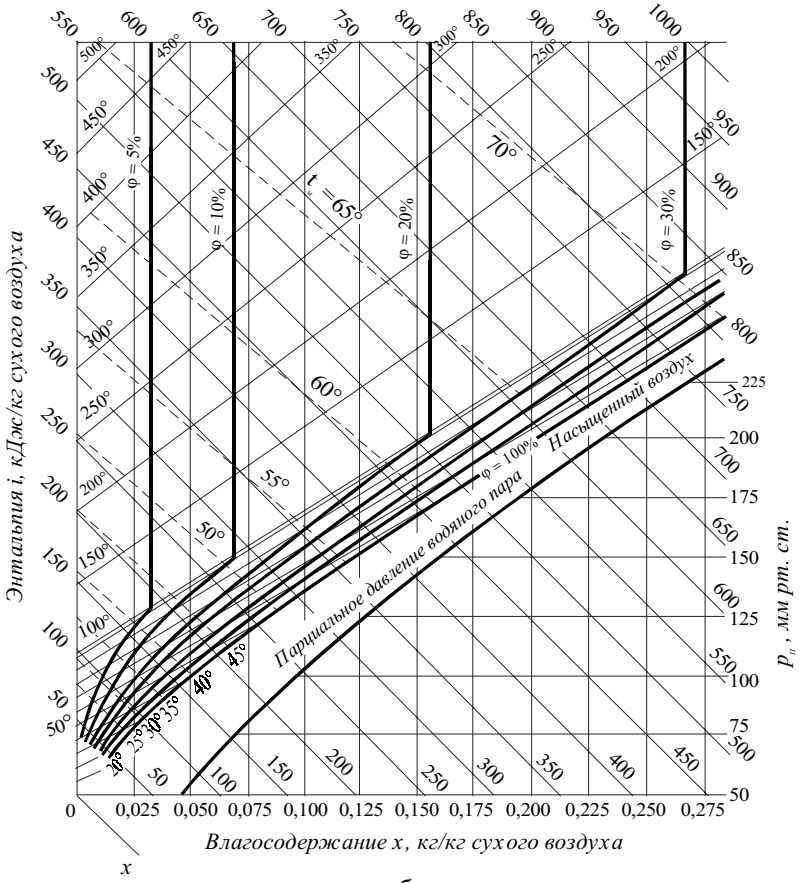
а

Рис. 19.1. Диаграмма влажного воздуха $i - x$ (*а*)

Из уравнения (19.9) следует, что при температурах $t \geq 99{,}4$ °С величина φ не зависит от температуры (так как при этом $p_н = B =$ =745 мм рт. ст., для которого построена диаграмма) и практически является величиной постоянной. Поэтому линии φ = const при 99,4 °С имеют резкий перелом и идут почти вертикально вверх.

Линия φ = 100 % соответствует *насыщению* воздуха водяным паром при данной температуре. Выше этой линии расположена рабочая площадь диаграммы, отвечающая *ненасыщенному* влажному воздуху, используемому в качестве сушильного агента.

Линии парциального давления, проведенные в нижней части диаграммы, позволяют определить парциальное давление, если известно положение точки на диаграмме, соответствующей состоянию воздуха.



б

Рис. 19.1. Диаграмма влажного воздуха $i - x$ (*б*)

По диаграмме i–x по любым двум известным параметрам влажного воздуха можно найти точку, характеризующую состояние воздуха, и определить все его остальные параметры.

Изображение процессов изменения параметров воздуха на диаграмме i–x

В ходе сушки практический интерес представляет изменение состояния влажного воздуха в следующих процессах:

– нагревание и охлаждение;

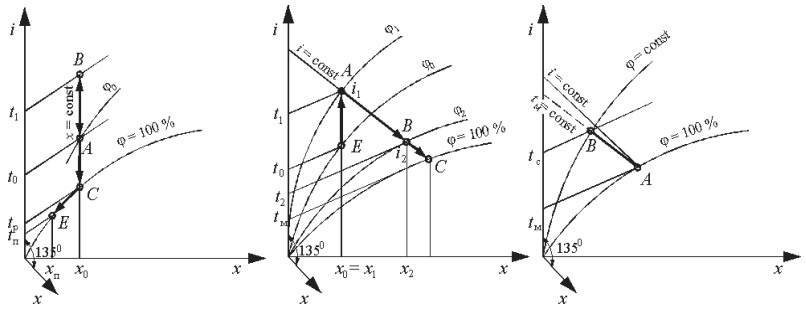
– взаимодействие с влажным материалом в условиях постоянной энтальпии воздуха;

– смешение двух потоков воздуха, имеющих различные параметры;

– конденсация воды из паровоздушной смеси ($t_р$).

При *нагревании* влажного воздуха в специальных теплообменниках (калориферах) его относительная влажность φ уменьшится, а влагосодержание x останется постоянным. Поэтому на i–x-диаграмме процесс *нагрева* воздуха изображают отрезком AB (рис. 19.2, *а*). Из точки, соответствующей начальному состоянию воздуха A (t_0, x_0), проводят вертикальную линию x = const вверх до точки B, соответствующей температуре нагрева воздуха t_1.

Процесс *охлаждения* воздуха (имеющего начальную температуру t_1) при постоянном влагосодержании до температуры t_0 изобразится линией BA (рис. 19.2, *а*). При дальнейшем охлаждении воздуха при x = const до пересечения с φ = 100 % (отрезок AC) в точке C получают так называемую *точку росы*. Изотерма, проходящая через эту точку, определяет температуру точки росы $t_р$. Дальнейшее охлаждение воздуха ниже температуры точки росы (например, до температуры $t_п$) приведет к конденсации из него части влаги и соответственно – к уменьшению его влагосодержания от x_0 до $x_п$. На диаграмме процесс охлаждения насыщенного влагой воздуха совпадает с линией φ = 100 % (кривая CE).



а *б* *в*

Рис. 19.2. Основные процессы изменения состояния воздуха на i–x-диаграмме: *а* – нагревание и охлаждение воздуха; *б* – теоретический процесс сушки; *в* – определение относительной влажности по показаниям психрометра

При *адиабатической* сушке (рис. 19.2, *б*) влага из материала будет испаряться только за счет тепла, передаваемого материалу воздухом. В этом случае энтальпия воздуха перед сушкой i_1 (точка A) будет равна энтальпии воздуха i_2 (точка B) после сушки. Такой процесс называется *теоретическим процессом сушки* и изображается на диаграмме линией AB, лежащей на прямой i = const.

После достижения равновесия между влажным воздухом и испаряющейся влагой температура последней примет постоянное значение, равное *температуре мокрого термометра* $t_м$. На диаграмме это соответствует линии BC и температура в точке C на пересечении с φ = 100 % будет соответствовать $t_м$ (температуре мокрого термометра).

Разность между температурой воздуха t_1 (в точке A) и температурой мокрого термометра $t_м$ характеризует способность воздуха поглощать влагу из материала и носит название *потенциала сушки*:

$$\varepsilon = (t_1 - t_м).$$

Потенциал сушки характеризует скорость испарения влаги из материала, которая зависит от состояния воздуха и температуры процесса, т.е. определяется совместным влиянием тепло- и массообмена. Когда воздух полностью насыщается влагой ($t_1 = t_м$), величина ε становится равной нулю. Величину $t_м$ определяют с помощью психрометра, который состоит из двух термометров. Шарик одного термометра обернут влажной тканью (рис. 19.3), он называется мокрым. Второй термометр – сухой.

Помещенные в исследуемом воздухе термометры показывают разную температуру.

Разность $\Delta t = t_с - t_м$ называется *психрометрической разностью температур*. Чем меньше относительная влажность, тем интенсивнее происходит испарение воды на поверхности шарика мокрого термометра и тем сильнее он охлаждается. Поэтому с уменьшением относительной влажности воздуха повышается психрометрическая разность температур. По наблюдаемой Δt, пользуясь психрометрическими таблицами, определяют относительную влажность воздуха. Для определения относительной влажности воздуха можно также пользоваться психрометрической формулой:

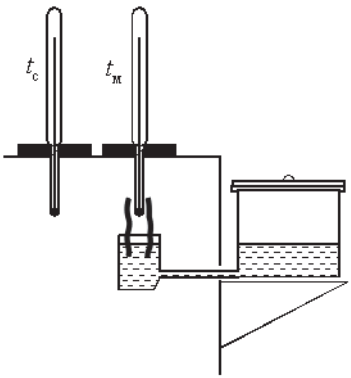


Рис. 19.3. Психрометр

$$\varphi = \frac{P_м}{P_н} - \frac{A}{P_н}(t_с - t_м), \qquad (19.14)$$

где $P_м$ – давление насыщенного водяного пара при температуре мокрого термометра;

$P_н$ – давление насыщенного водяного пара при температуре сухого термометра, т.е. при температуре воздуха;

$t_с$, $t_м$ – температуры сухого и мокрого термометров;

A – психрометрический коэффициент, величина которого зависит от условий опыта; для скорости воздуха $w > 0{,}5$ м/с:

$$A = 0{,}00001 \cdot \left(65 + \frac{6{,}75}{w}\right) \cdot П, \qquad (19.15)$$

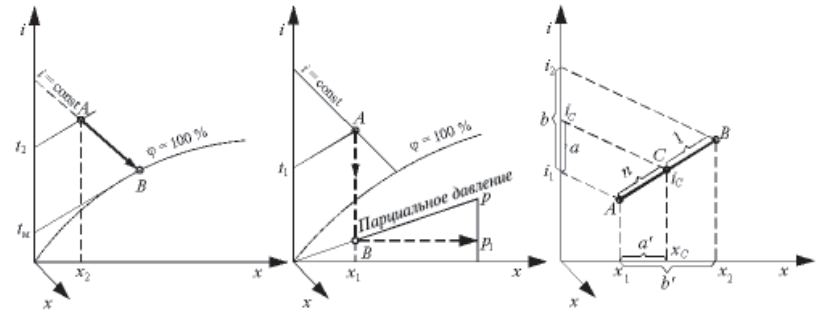
где w – скорость воздуха, м/с;

$П$ – барометрическое давление, мм рт. ст.

По разности показаний термометров сухого и мокрого можно приближенно *определить* φ *по диаграмме i – x Рамзина* (рис. 19.2, *в*).

Для этого находим на диаграмме точку пересечения изотермы $t_м$ с линией φ = 100 % (точка *A*). Из этой точки, двигаясь по линии постоянной температуры мокрого термометра ($t_м$ = const), доходим до пересечения с изотермой $t_с$ (точка *B*). В точке пересечения *B* находим искомое значение φ. Если на диаграмме Рамзина не нанесены линии $t_м$ = const, то искомую относительную влажность воздуха можно приближенно определить, двигаясь от точки *A* по линии *i* = const до пересечения с изотермой $t_с$. Линии $t_м$ и *i* = const близки и при небольших значениях разности ($t_с - t_м$) погрешность при таком приближенном определении невелика.

Определение *температуры материала*, выходящего из сушилки, если его влажность выше критической, проводят по диаграмме Рамзина (рис. 19.4, *а*). По заданным параметрам воздуха, выходящего из сушилки, t_2 и его влагосодержанию x_2 определяют точку *A*. Поскольку в первом периоде сушки температура влажного материала равна температуре мокрого термометра $t_м$, то, двигаясь от точки *A* по линии *i* = const до пересечения с линией φ = 100 %, получают точку *B*. Через эту точку проходит изотерма $t_м$.



а *б* *в*

Рис. 19.4. Определения с помощью диаграммы Рамзина:
а – температуры материала; *б* – парциального давления водяного пара;
в –смешения потоков воздуха с разными параметрами

Для определения *парциального давления* водяного пара (рис. 19.4, *б*) от точки *A*, соответствующей параметрам воздуха, по линии x_1= const вниз находят пересечение с линией парциальных давлений (точка *B*). Для точки *B* справа находим значение p_1.

Смешение потоков воздуха с разными параметрами (рис. 19.4, *в*). Пусть воздушный поток в количестве 1 кг с параметрами i_1 и x_1 (точка *A*) смешивается с *n* кг воздуха, параметры которого – i_2 и x_2 (точка *B*). Для рассматриваемого процесса можно записать:

$$i_1 + n \cdot i_2 = (1 + n) i_C, \qquad (19.16)$$

$$x_1 + n \cdot x_2 = (1+n) x_C \qquad (19.17)$$

или

$$\frac{(i_C - i_1)}{(i_2 - i_1)} = \frac{n}{n+1} = \frac{a}{b}, \qquad (19.18)$$

$$\frac{(x_C - x_1)}{x_2 - x_1} = \frac{n}{n+1} = \frac{a'}{b'}. \qquad (19.19)$$

Приравнивая уравнения (19.18) и (19.19), получим

$$\frac{i_C - i_1}{i_2 - i_1} = \frac{x_C - x_1}{x_2 - x_1}. \qquad (19.20)$$

Равенство (19.20) представляет собой уравнение прямой в координатах i–x, проходящей через точки A и B. Состояние смеси будет соответствовать точке C, делящей прямую AB на две части в соотношении

$$\frac{AC}{CD} = \frac{1}{n}. \qquad (19.21)$$

Таким образом, точка C, характеризующая состав смеси, лежит на прямой AB и делит ее на отрезки AC и CB, величины которых обратно пропорциональны отношению количеств воздуха, характеризуемых точками A и B.

19.3. Равновесие при сушке

В процессе сушки парциальное давление пара над материалом $p_м$ уменьшается и приближается к пределу $p_м = p_п$. При этом наступает *состояние динамического равновесия*, которому соответствует предельная влажность материала, называемая *равновесной влажностью* $W_р$.

Равновесная влажность зависит от парциального давления водяного пара над материалом $\rho_п$ или пропорциональной ему величины относительной влажности воздуха φ (см. уравнение (19.1)) и определяется опытным путем.

19.3.1. Формы связи влаги с материалом

Механизм процесса сушки в значительной степени определяется формой связи влаги с материалом: чем прочнее эта связь, тем труднее протекает сушка. При сушке связь влаги с материалом нарушается.

П.А. Ребиндер предложил следующую классификацию форм связи влаги с материалом: химическая, физико-химическая и физико-механическая.

Химически связанная влага наиболее прочно связана с материалом в определенных (стехиометрических) соотношениях и может быть удалена только при нагревании материала до высоких температур или в результате проведения химической реакции. Эта влага не может быть удалена при сушке.

При сушке удаляется в основном влага, связанная с материалом физико-химически и механически. Наиболее легко удаляется механически связанная влага.

Физико-химически связанная влага объединяет два вида влаги, которые отличаются прочностью связи с материалом: *адсорбционно*

и *осмотически* связанную. Адсорбционная влага прочно удерживается на поверхности и в порах материала и требует для своего удаления большей затраты энергии, чем осмотическая. Осмотически связанная влага, называемая также *влагой набухания*, находится внутри клеток материала и удерживается осмотическими силами.

В процессе сушки влагу материала классифицируют на свободную и связанную. *Свободной* называют влагу, скорость испарения которой из материала равна скорости испарения воды со свободной поверхности. Поэтому при наличии в материале свободной влаги $p_м = p_н$, где $p_н$ – давление насыщенного пара воды над ее свободной поверхностью. *Связанной* называют влагу, скорость испарения которой из материала меньше скорости испарения воды со свободной поверхности, при этом $p_м < p_н$.

19.3.2. Изменение состояния влажного материала при сушке

Влажность материала может быть рассчитана по отношению к его общему количеству G или по отношению к количеству находящегося в нем абсолютно сухого вещества $G_с$.

При этом

$$G = G_с + G_{вл},$$

где $G_{вл}$ – количество содержащейся в материале влаги, кг.

Влажность, отнесенная к общему количеству материала (в %):

$$u = \frac{G_{вл}}{G} \cdot 100. \qquad (19.22)$$

Влажность, отнесенная к количеству абсолютно сухого материала (в %):

$$u^с = \frac{G_{вл}}{G_с} \cdot 100. \qquad (19.23)$$

Удобнее для расчетов относить влажность к количеству абсолютно сухого материала, которое не изменяется в процессе сушки. Указанные величины u и $u^с$ связаны между собой зависимостью (в %):

$$u^с = \frac{u}{100 - u} \cdot 100 \qquad (19.24)$$

или

$$u = \frac{u^с}{100 + u^с} \cdot 100. \qquad (19.25)$$

Изменение влажности материала в процессе сушки представлено на рис. 19.5.

При изменении влажности материала от u_1 до $u_г$ материал содержит свободную влагу (при этом $p_м = p_н$) и находится во *влажном* состоянии. При уменьшении влажности от $u_г$ до $u_р$ материал содержит связанную влагу (здесь $p_м < p_н$) и находится в гигроскопическом состоянии. Точка A называется *гигроскопической*, а соответствующая ей влажность $u_г$ – *гигроскопической влажностью*. Во всей области влажного состояния и в точке A $\varphi = 100$ % и $p_м = p_н$.

Свободная влага будет удаляться из материала при любой относительной влажности, меньшей φ = 100 %. Удаление связанной влаги (после точки *A*) возможно лишь при влажности окружающей среды меньше равновесной. На рис. 19.5 вся область, где материал может сушиться, заштрихована. В зоне над кривой равновесной влажности *OAB* сушка невозможна, возможно только увлажнение материала.

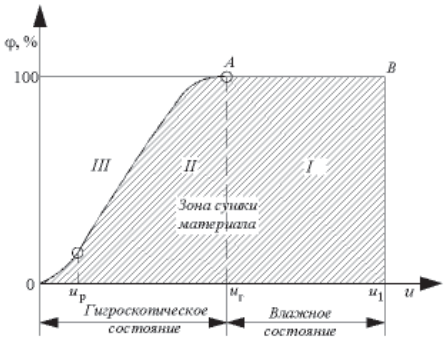


Рис. 19.5. Изменение влажности материала в процессе сушки:
I – зона удаления свободной влаги;
II – зона удаления связанной влаги;
III – зона увлажнения материала

19.4. Материальный и тепловой балансы сушки

Материальный баланс по высушиваемому материалу является общим для конвективной, контактной и других видов сушки.

Для составления баланса обозначим:

G_1 – количество влажного материала, поступающего на сушку, кг/ч;

G_2 – количество высушенного материала, кг/ч;

u_1, u_2 – начальная и конечная влажности материала соответственно (считая на общую массу материала), %;

W – количество влаги, удаляемой из материала при сушке, кг/ч.

Тогда материальный баланс будет иметь следующий вид:

по всему материалу, подвергаемому сушке:

$$G_1 = G_2 + W; \qquad (19.26)$$

по абсолютному сухому веществу в высушиваемом материале:

$$G_1 \cdot \frac{100 - u_1}{100} = G_2 \cdot \frac{100 - u_2}{100}. \qquad (19.27)$$

Из уравнения (19.27) следует:

$$G_1 = G_2 \cdot \frac{100 - u_2}{100 - u_1}, \qquad (19.28)$$

$$G_2 = G_1 \cdot \frac{100 - u_1}{100 - u_2}. \qquad (19.29)$$

Обычно целью составления материального баланса является определение количество влаги W, удаляемой при сушке. Из уравнения (19.26) находим:

$$W = G_1 - G_2. \qquad (19.30)$$

Подставляя в выражение (19.30) значение G_2 из уравнения (19.29), получим

$$W = G_1 - G_1 \cdot \frac{100 - u_1}{100 - u_2} = G_1 \frac{u_1 - u_2}{100 - u_2}. \qquad (19.31)$$

При подстановке в выражение (19.30) значения G_1 из уравнения (19.28) определим количество удаляемой влаги:

$$W = G_2 \frac{u_1 - u_2}{100 - u_1}. \qquad (19.31а)$$

Если количество влаги W известно, то из уравнения (19.31а) можно определить количество высушенного материала G_2.

Уравнения (19.31) и (19.31а) являются основными уравнениями материального баланса процессов сушки.

Влажность материала часто удобно выражать по отношению к массе не всего материала, а к массе содержащегося в нем сухого вещества. В таком случае, пользуясь зависимостью (19.24), заменяют величины u_1 и u_2 в уравнении (19.31) на u_1^c и u_2^c соответственно. При этом получим

$$W = G_1 \frac{u_1^c - u_2^c}{100 + u_1^c} = G_2 \frac{u_1^c - u_2^c}{100 + u_2^c}. \qquad (19.32)$$

При расчете конвективных сушилок помимо баланса по высушиваемому материалу составляется материальный баланс по влаге, из которого находят расход сухого воздуха на сушку.

Рассмотрим *основную схему* процессов конвективной сушки на примере воздушной сушилки, в которой воздух нагревается только в подогревателе (калорифере) перед сушилкой и однократно проходит через сушилку. Принцип устройства подобной сушилки соответствует схеме на рис. 19.6 при условии, что отсутствует дополнительный подогреватель воздуха, показанный на рисунке:

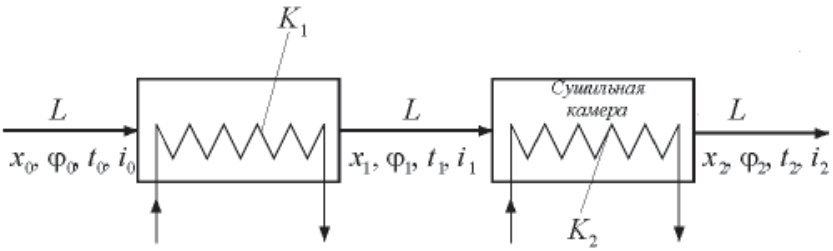


Рис. 19.6. Принципиальная схема конвективной сушилки непрерывного действия (основной вариант процесса сушки)

Пусть на сушку поступает воздух с влагосодержанием x_0 кг/кг сухого воздуха, причем расход сухого воздуха составляет L кг/ч. Из сушилки (при отсутствии потерь воздуха) выходит такое же количество абсолютно сухого воздуха, а влагосодержание меняется до x_2 кг/кг сухого воздуха. Количество влаги, испаряющееся из материала в сушилке, составляет W кг/ч. Тогда материальный баланс по влаге будет иметь вид:

$$Lx_0 + W = Lx_2.$$

Из уравнения баланса определяем расход абсолютно сухого воздуха на сушку:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0}. \qquad (19.33)$$

Удельный расход воздуха на испарение из материала 1 кг влаги равен соотношению:

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_0}. \qquad (19.34)$$

Обозначим влагосодержание воздуха, нагреваемого в калорифере и поступающего в сушилку, через x_1 кг/кг сухого воздуха. Проходя через калорифер, воздух не поглощает и не отдает влаги, поэтому его влагосодержание остается постоянным, т.е. $x_1 = x_0$.

Соответственно уравнения (19.33) и (19.34) могут быть записаны в виде:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_1} \qquad (19.35)$$

и

$$l = \frac{1}{x_2 - x_1}. \qquad (19.36)$$

Следует иметь в виду, что влагосодержание наружного воздуха x_0 в среднем летом выше, чем зимой. Величина x_0 входит как вычитаемое в знаменатель правой части уравнения (19.34). Следовательно, расчет удельного расхода воздуха (соответственно подбор калориферов для его нагрева) следует вести по наибольшей величине x_0 в летних условиях для того географического пункта, в котором должна работать сушилка. Средние статистические данные о величинах x_0 в летнее и зимнее время года для различных городов бывшего СССР приводятся в справочных таблицах.

Тепловой баланс сушилок

Рассмотрим тепловые балансы наиболее часто используемых конвективных и контактных сушилок.

Конвективные сушилки. Для составления типового теплового баланса конвективной сушилки воспользуемся ее общей схемой, представленной на рис. 19.6. Допустим, на сушку поступает G_1 кг/ч исходного материала, имеющего температуру Θ_1 °С. В сушилке из вещества испаряется W кг/ч влаги и удаляется G_2 кг/ч высушенного вещества при температуре Θ_2 °С. Обозначим удельную теплоемкость высушенного материала $C_м$ Дж/(кг·град) и теплоемкость влаги – $C_в$ Дж/(кг·град) (для воды $C_в$ = 4,19 кДж/(кг·град) или 1 ккал/(кг·град)).

В сушилку подается влажный воздух, содержащий L кг/ч абсолютно сухого воздуха. Перед калорифером воздух имеет энтальпию i_0 Дж/кг сухого воздуха; после нагрева, т.е. на входе в сушилку, энтальпия воздуха увеличивается до i_1 Дж/кг сухого

воздуха. В процессе сушки в результате передачи тепла материалу, поглощения испаряющейся из вещества (материала) влаги и потерь тепла в окружающую среду энтальпия воздуха изменяется и на выходе из сушилки для отработанного воздуха равна i_2 Дж/кг сухого воздуха.

При составлении теплового баланса необходимо учитывать, что в сушилке могут быть транспортные устройства, на последних находится высушиваемый материал, например вагонетки, и т.д.

Допустим, масса указанных устройств – $G_т$ кг, удельная теплоемкость их – $C_т$ Дж/(кг·град), температура на входе в сушилку – $t_{т.н}$. В сушилке температура транспортных устройств увеличивается и достигает на выходе из сушилки $t_{т.к}$.

В соответствии со схемой (см. рис. 19.6) тепло $Q_к$ подводится в калорифер $К_1$, установленный перед сушилкой, и в дополнительный калорифер $К_2$ – внутрь камеры сушилки в количестве $Q_д$. Тогда с учетом потерь тепла сушилкой в окружающую среду $Q_п$ будем иметь:

ПРИХОД ТЕПЛА	РАСХОД ТЕПЛА
с наружным воздухом Li_0; с влажным материалом*: с высушенным материалом $G_2C_м\Theta_1$, с влагой, испаряемой из материала $WC_в\Theta_1$; с транспортными устройствами $G_тC_тt_{т.н}$; в основном (внешнем) калорифере $Q_к$; в дополнительном (внутреннем) калорифере $Q_д$	с отработанным воздухом Li_2; с высушенным материалом $G_2C_м\Theta_2$; с транспортными устройствами $G_тC_тt_{т.к}$; потери тепла в окружающую среду $Q_п$

При установившемся процессе сушки тепловой баланс выражается равенством:

$$Li_0 + G_2C_м\Theta_1 + WC_в\Theta_1 + G_тC_тt_{т.н} + Q_к + Q_д = Li_2 + G_2C_м\Theta_2 + G_тC_тt_{т.к} + Q_п.$$

Из указанного уравнения можно установить общий расход тепла ($Q_к + Q_д$) на сушку:

$$(Q_к + Q_д) = L(i_2 - i_0) + G_2C_м(\Theta_2 - \Theta_1) + G_тC_т(t_{т.к} - t_{т.н}) - WC_в\Theta_1 + Q_п.$$

Разделив обе части последнего равенства на W, получим выражение для удельного расхода тепла (на 1 кг испаренной влаги):

$$q_к + q_д = l(i_2 - i_0) + q_м + q_т - C_в\Theta_1 + q_п, \qquad (19.37)$$

---

* Количество исходного влажного материала G_1 в тепловом балансе рассматривается как сумма количеств высушенного материала G_2 и испаренной влаги W.

где $l(i_2 - i_0)$ – количество тепла с учетом всех видов его прихода и расхода, приходящегося на 1 кг испаренной влаги;

$q_м = \frac{G_2 C_м (\Theta_2 - \Theta_1)}{W}$ – удельный расход тепла на нагрев высушенного материала;

$q_т = \frac{G_т C_т (t_{т.к} - t_{т.н})}{W}$ – удельный расход тепла на нагрев транспортных устройств:

$C_в\Theta_1$ – энтальпия 1 кг влаги, поступающей в сушилку и испаряемой из материала;

$q_п = \frac{Q_п}{W}$ – удельные потери тепла сушилкой в окружающую среду.

Удельный расход тепла в основном (внешнем) калорифере можно также представить в виде:

$$q_к = l(i_1 - i_0). \qquad (19.38)$$

Подставляя значение $q_к$ в уравнение (19.37), находим:

$$l(i_1 - i_0) + q_д = l(i_2 - i_0) + q_м + q_т - C_в\Theta_1 + q_п$$

или

$$l(i_2 - i_1) = q_д + C_в\Theta_1 - q_м - q_т - q_п. \qquad (19.39)$$

Обозначим правую часть уравнения (19.39):

$$(q_д + C_в\Theta_1) - (q_м + q_т + q_п) = \Delta. \qquad (19.40)$$

Запишем его в следующем виде:

$$l(i_2 - i_1) = \Delta, \qquad (19.41)$$

$$i_2 = i_1 + \frac{\Delta}{l}. \qquad (19.42)$$

Входящая в уравнение величина Δ выражает разность между приходом и расходом тепла непосредственно в камере сушилки без учета тепла, приносимого воздухом, нагретым в основном калорифере. Величина Δ нередко называется *внутренним балансом* сушильной камеры. Подставив в уравнение (19.41) значение l из уравнения (19.34), получим

$$\frac{i_2 - i_1}{x_2 - x_0} = \frac{i_2 - i_1}{x_2 - x_1} = \Delta. \qquad (19.43)$$

Для анализа и расчета процессов сушки удобно ввести понятие о *теоретической* сушилке, в которой температура материала, поступающего на сушку, равна температуре сушки, т.е. нет расхода тепла на нагрев материала и транспортных устройств, нет дополнительного тепла в самой сушильной камере и потерь тепла в окружающую среду. Следовательно, для теоретической сушилки

$$q_д = C_в\Theta_1 = q_м = q_т = q_п = 0 \qquad (19.44)$$

и согласно выражению (19.40)

$$\Delta = 0.$$

При этом в соответствии с уравнением теплового баланса (19.42) при $l \neq 0$ для теоретической сушилки

$$i_2 = i_1, \qquad (19.45)$$

т.е. процесс сушки в такой сушилке изображается на i–x-диаграмме линией AB, для которой i = const (см. рис. 19.2, *б*). Указанное означает, что испарение влаги в теоретической сушилке происходит только за счет охлаждения воздуха, причем количество тепла, передаваемого воздухом, полностью возвращается в него с влагой, испаряемой из материала.

В действительных сушилках энтальпия воздуха в сушильной камере обычно не остается постоянной. Если приход тепла в камеру сушилки ($q_д + C_в\Theta_1$) больше его расхода ($q_м + q_т + q_п$), т.е. величина Δ положительна (19.40), то в соответствии с уравнением (19.43) энтальпия воздуха при сушке возрастает ($i_2 > i_1$). При отрицательном значении Δ энтальпия воздуха при сушке уменьшается и $i_2 < i_1$.

Контактные сушилки. Как указывалось, при контактной сушке тепло материалу передается через стенку, разделяющую материал от теплоносителя. Теплоносителем при контактной сушке чаще бывает насыщенный водяной пар. Поэтому тепловой баланс непрерывнодействующей контактной сушилки (рис. 19.7) будет отличаться от баланса для конвективной сушилки.

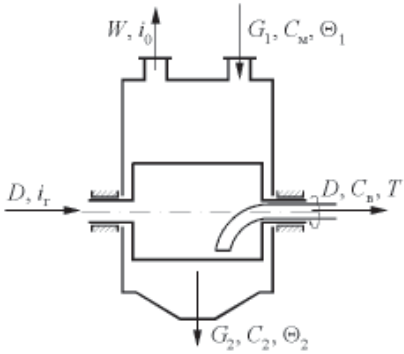


Рис. 19.7. Принципиальная схема контактной сушилки непрерывного действия

В дополнение к обозначениям, приведенным ранее в балансе для конвективных сушилок, примем, что расход греющего пара составляет D кг/ч, его энтальпия – $i_г$ Дж/кг и температура конденсации – T °С. Для такой сушилки запишем:

ПРИХОД ТЕПЛА	РАСХОД ТЕПЛА
с греющим паром $D \cdot i_г$;	с конденсатом греющего пара $DC_вT$;
с влажным материалом:	с высушенным материалом $G_2C_м\Theta_2$;
с высушенным материалом $G_2C_м\Theta_1$,	с испаренной из материала влагой $Wi_в$;
с испаренной из материала влагой $WC_в\Theta_1$	потери тепла в окружающую среду $Q_п$

Тогда тепловой баланс контактной сушилки:

$$D \cdot i_г + G_2C_м\Theta_1 + WC_в\Theta_1 = DC_вT + G_2C_м\Theta_2 + Wi_в + Q_п$$

или

$$D(i_г - C_вT) = G_2C_м(\Theta_2 - \Theta_1) + W(i_в - C_в\Theta_1) + Q_п. \qquad (19.46)$$

Из уравнения (19.46) можно определить расход пара D на нагрев высушенного материала ($G_2C_м(\Theta_2 - \Theta_1)$), на испарение влаги ($W(i_в - C_в\Theta_1)$) и компенсацию потерь тепла в окружающую среду ($Q_п$).

Для периодических процессов сушки тепловой баланс составляют отдельно для стадий нагревания и сушки. При этом за расчетный принимают больший из расходов пара, полученных для каждой стадии.

19.5. Определение расходов воздуха и тепла на сушку

Технологический расчет конвективных сушилок сводится к определению расхода воздуха и тепла на сушку. Аналитический расчет трудоемок, поэтому его используют в случае необходимости уточнения результатов расчета, в случае малых перепадов температур и влагосодержания сушильного агента. Графоаналитический расчет сушилок с использованием i–x-диаграммы нагляден и дает достаточно точные для практических целей результаты.

Процесс теоретической сушки (см. рис. 19.2, *б*). Для расчета задают два любых параметра наружного воздуха: температуру t_0 и относительную влажность φ_0. На пересечении линий $t_0 = \text{const}$ и $\varphi_0 = \text{const}$ находят точку E, характеризующую состояние воздуха перед калорифером. Из точки ε проводят вертикаль до пересечения с изотермой $t_1 = \text{const}$, где t_1 – температура воздуха после калорифера. Точка A характеризует состояние нагретого воздуха перед входом в сушильную камеру. Вертикальный отрезок EA изображает процесс нагрева воздуха в калорифере, протекающий при $x_0 = x_1 = \text{const}$ (x_1 – влагосодержание нагретого воздуха).

Из точки A проводят линию i_1, которой изображается адиабатический процесс изменения состояния воздуха в сушилке. Кроме величин x_0, φ_0 и t_1 при расчете должен быть задан один из параметров отработанного воздуха – обычно t_2 или φ_2. Поэтому, продолжая линию $i_1 = \text{const}$ до пересечения с изотермой $t_2 = \text{const}$ или линией $\varphi_2 = \text{const}$, получают точку B, выражающую состояние отработанного воздуха на выходе из сушилки. Отрезок AB, параллельный оси абсцисс ($i_1 = i_2 = \text{const}$), изображает охлаждение воздуха в процессе сушки.

Ломаная линия EAB – графическое изображение всего процесса изменения состояния воздуха в теоретической сушилке (в калорифере и сушильной камере), работающей по *основной* схеме.

Завершив построение, для точек E и B находят на диаграмме значения $x_0 = x_1$ и x_2 (для расчета удельного расхода воздуха по уравнению (19.34)), для точек E и A – значения i_1 и i_0, с помощью которых по уравнению (19.38) определяют удельный расход тепла $q_к$ в основном калорифере. Умножив величины l и $q_к$ на W, находят расход воздуха L и тепла Q на сушку.

Для изображения процесса в действительной сушилке (рис. 19.8) из точки A, характеризующей состояние воздуха перед калорифером, проводят вертикаль до пересечения с заданной изотермой $t_1 = \text{const}$. Из точки пересечения B, характеризующей состояние нагретого воздуха перед входом в сушильную камеру, проводят линию $i_1 = \text{const}$ произвольной длины. На этой линии выбирают любую точку e и откладывают от нее вверх (при $\Delta > 0$) или вниз (при $\Delta < 0$) отрезок

$$eE = ef\frac{\Delta}{M}, \qquad (19.47)$$

где ef – расстояние по горизонтали от точки e до линии AB ($x_0 = x_1 = \text{const}$); $M = m_i/m_x$ – отношение масштабов диаграммы i–x. Конец отрезка eE (точка E лежит на линии процесса в действительной сушке). Поэтому, соединяя точки E и B и продолжая отрезок BE до пересечения с заданной изотермой $t_2 = \text{const}$ (или $\varphi_2 = \text{const}$), находят точку C_1 или C_2, выражающую состояние отработанного воздуха.

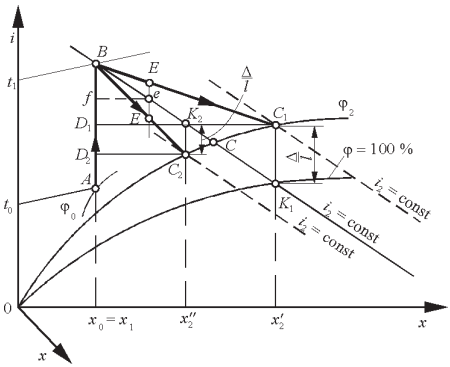


Рис 19.8. Изображение процесса действительной сушилки на i–x-диаграмме

Опуская из точки C_1 и C_2 перпендикуляр на вертикаль AB, получим соответственно отрезки C_1D_1 и C_2D_2, характеризующие увеличение влагосодержания воздуха в сушильной камере в условиях действительного процесса.

При известных параметрах наружного воздуха (обычно t_0 и φ_0) расчет сушилок возможен и в том случае, если температура нагрева воздуха t_1 не задана в явном виде, а известны какие-либо два параметра отработанного воздуха (например, t_2 и φ_2). В этом случае построение процесса начинают от заданной точки (C,C_1 или C_2). Тогда для теоретической сушилки из заданной точки C проводят линию $i_1 = \text{const}$ и $i_2 = \text{const}$ до пересечения с вертикалью в точке B, через которую и проходит искомая изотерма $t_1 = \text{const}$.

Построение процесса для действительной сушки также начинают от заданной точки C_1 (при $\Delta > 0$), от которой откладывают вниз (в масштабе энтальпий) отрезок $C_1K_1 = \Delta/l = \Delta(x_2' - x_0)/m_i$ и через полученную точку K_1 проводят линию $i_1 = \text{const}$ до пересечения с линией $x_0 = \text{const}$ в точке B. Через эту точку будет проходить искомая изотерма $t_1 = \text{const}$. Точку B, характеризующую состояние воздуха при поступлении в сушильную камеру, соединяют с точкой C_1. Линия ABC_1 изображает процесс в действительной сушилке при $\Delta > 0$, когда изменение состояния воздуха в сушильной камере происходит с повышением энтальпии ($i_2 > i_1$).

При $\Delta < 0$, когда изменение состояния воздуха в сушильной камере происходит с понижением энтальпии ($i_2 < i_1$), отрезок $C_2K_2 = \Delta/l = \Delta(x_2'' - x_0)/m_i$ откладывают вверх от заданной точки C_2.

19.6. Варианты процесса сушки

Для обеспечения заданных режимов используют различные варианты процесса сушки.

В сушилке основного варианта, т.е. работающей по основной схеме (см. рис. 19.6), создаются жесткие условия сушки. Объясняется это тем, что воздух для сушки нагревается однократно до относительно высокой температуры t_1, являющейся обычно предельно допустимой для высушиваемого материала. При нагреве в калорифере влагосодержание воздуха остается неизменным и резко падает его относительная влажность.

В некоторых случаях требуется сушить материал в более мягких условиях: при более низких температурах и во влажном воздухе. Для этого применяют различные варианты процесса сушки.

Сушка с частичным подогревом воздуха в сушильной камере. В этом варианте сушки во внешнем калорифере K_1 (см. рис. 19.6) воздуху сообщают лишь часть тепла, а другая часть передается с помощью дополнительного калорифера K_2, установленного в сушильной камере.

На диаграмме (рис. 19.9) изображен процесс в теоретической сушилке (для простоты), работающий по этому варианту.

Из рисунка 19.9 видно, что воздух нагревается во внешнем калорифере до температуры t_1', допускаемой свойствами материала (вертикаль AB'). Испарение влаги из материала изображается линией $B'C$, весь процесс сушки представлен на этой диаграмме ломаной линей $AB'C$.

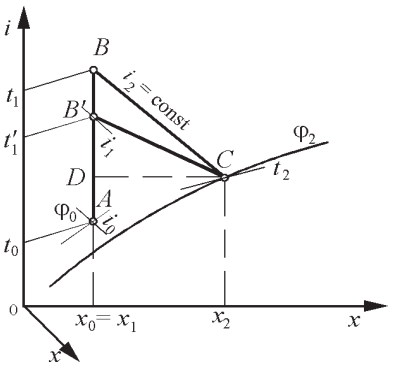


Рис. 19.9. Теоретический процесс сушки с частичным подогревом воздуха в сушильной камере

Общее количество тепла на нагрев воздуха складывается в данном случае из тепла, подводимого в основном (внешнем) калорифере $q_к$, и тепла, подводимого в дополнительном калорифере $q_д$:

$$q_к + q_д = \frac{i_1 - i_0}{x_2 - x_0} + \frac{l_2 - l_1}{x_2 - x_0} = \frac{AB'}{DC} \cdot \frac{m_i}{m_x} + \frac{B'B}{DC} \cdot \frac{m_i}{m_x}$$

или

$$q_к + q_д = \frac{(AB' + B'B)}{DC} \cdot \frac{m_i}{m_x} = \frac{AB}{DC} \cdot M, \qquad (19.47\ а)$$

где M – отношение масштабов диаграммы.

Для суммарного удельного расхода тепла ($q_к + q_д$) отношение между величинами $q_к$ и $q_д$ может изменяться, что будет соответствовать перемещению точки B' между точками A и B по линии $x_1 = x_0 = \text{const}$. При этом общие расходы тепла и воздуха в сушилке будут те же, что и в сушилке основной схемы, работающей при тех же начальных и конечных параметрах воздуха (ломаная ABC). Эти расходы составят:

$$L = \frac{W}{DC \cdot m_x} \text{ и } Q = W \cdot \frac{AB}{DC} \cdot M .$$

Преимущество описанного варианта сушки в том, что в камеру сушилки вводится воздух, нагретый до более низкой температуры, чем по основной схеме сушки. При этом процесс проводят при перепаде температур $t_1' - t_2$, меньшем, чем в сушке основной схемы, где этот перепад был бы равен $t_1 - t_2$ и потребовалось бы нагреть воздух во внешнем калорифере до температуры t_1 (точка B), превышающей допустимую для данного материала (t_1').

Сушка с промежуточным подогревом воздуха по зонам. Работающая по этой схеме сушилка (см. рис 19.10) состоит из ряда зон, в каждой из которых установлен дополнительный калорифер (на рисунке показаны только две зоны).

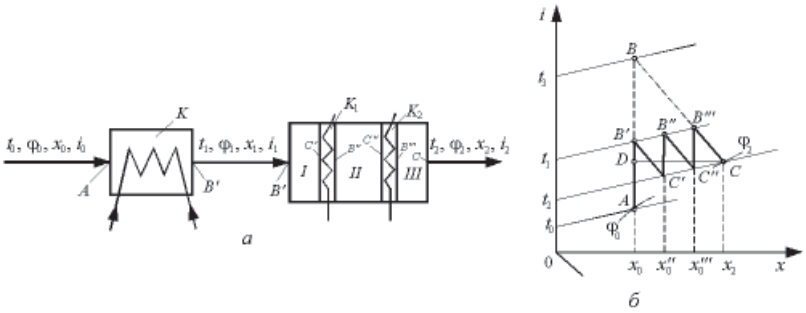


Рис. 19.10. Сушилка с промежуточным подогревом воздуха по зонам: *а* – принципиальная схема; *б* – изображение теоретического процесса на i–x-диаграмме

Согласно этой схеме воздух, нагретый во внешнем калорифере, проходит зону I, где извлекает из материала часть влаги и немного охлаждается, после чего поступает в зону II, на входе в которую нагревается в калорифере K_1, сушит материал, после чего вновь подогревается в калорифере K_2 и поступает в следующую зону (далее – по числу зон).

В результате воздух проходит последовательно все зоны, в каждой из которых проходит процесс сушки по основной схеме. Изменение состояния воздуха имеет ступенчатый характер и изображается на i–x-диаграмме ломаной линией $AB'C'B''C''B'''C$ (для теоретической сушилки).

Согласно схеме (рис. 19.10, *а*) отработанный воздух каждой предыдущей ступени является исходным для последующей и нагревается в ней при x=const. Тогда $x_0 = x_0' = x_1'$; $x_2' = x_0'' = x_2''$; $x_2'' = x_0''' = x_2'''$, здесь нижние индексы относятся соответственно к исходному, нагретому и отработанному воздуху, а верхние – указывают порядковый номер зоны.

Расход абсолютно сухого воздуха одинаков для всех зон и равен его расходу для всей сушилки:

$$l'W' = l''W'' = l'''W''' = L = \frac{l}{DC \cdot m_x} W$$

или

$$\frac{W'}{x_2' - x_0} = \frac{W''}{x_2'' - x_2'} = \frac{W'''}{x_2''' - x_2''} = \frac{W}{x_2 - x_0},$$

откуда

$$x_2' - x_0 = (x_2 - x_0) \cdot \frac{W'}{W},$$

$$x_2'' - x_2' = (x_2 - x_0) \cdot \frac{W''}{W},$$

$$x_2''' - x_2'' = (x_2 - x_0) \cdot \frac{W'''}{W}.$$

Следовательно, влагосодержание воздуха увеличивается от зоны к зоне; при этом перепад влагосодержаний в каждой зоне пропорционален относительному количеству испаренной в ней влаги.

Суммарный удельный расход тепла во всех зонах:

$$q = l(AB' + C'B'' + C''B''')m_i = l \cdot AB \cdot m_i.$$

Расход тепла в сушилке общий:

$$Q = L \cdot AB \cdot m_i = \frac{AB \cdot m_i}{CD \cdot m_x} \cdot W.$$

Общий расход воздуха и тепла в данном случае тот же, что и в сушилке основной схемы, работающей при тех же начальных (точка *A*) и конечных (точка *C*) параметрах воздуха. Однако, как видно из рис. 19.10, температура нагрева воздуха t_1 значительно ниже, чем в сушилке основной схемы t_3.

Работающую по этому варианту действительную сушилку рассчитывают последовательно от зоны к зоне, производя построение процесса для каждой зоны так, как и для сушилки основной схемы (с однократным использованием воздуха).

Для каждой зоны в соответствии с количеством испаренной в ней влаги (W',W'',... и т.д.) определяют величину Δ (Δ', Δ'',... и т.д.). При этом Δ для различных зон могут иметь как положительные, так и отрицательные значения. При расчете принимают два параметра отработанного воздуха на выходе из сушилки (обычно – t_2 и φ_2) и два параметра (t и φ) нагретого и

отработанного воздуха для каждой зоны. Эти параметры должны соответствовать намеченному режиму сушки по зонам.

На диаграмме i–x (рис. 19.11) сначала строят процесс в теоретической сушилке, работающей при тех же параметрах (начальных и конечных) воздуха, т.е. по точкам $A(x_0, \varphi_0)$ и $C(t_2, \varphi_2)$, и получают ломаную ABC. Отрезок на оси абсцисс диаграммы, равный $x_2 - x_0$, делят на части пропорционально количеству испаренной по зонам влаги W', W'',... и получают точки, характеризующие влагосодержание отработанного воздуха по зонам (x_2', x_2'', ...). Из этих точек проводят линии x = const, ограничивающие пределы изменения состояния воздуха в каждой зоне. Далее построение проводят последовательно для всех зон, начиная от первой, как для сушилок основной схемы (рис. 19.8).

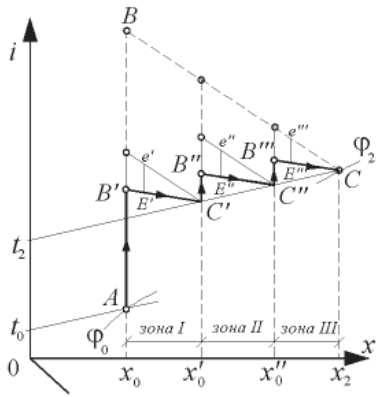


Рис. 19.11. Процесс реальной сушки с промежуточным подогревом воздуха по зонам

Сушка с частичной рециркуляцией отработанного воздуха. При сушке по этой схеме (рис. 19.12) часть отработанного воздуха возвращается и смешивается перед наружным калорифером со свежим воздухом, поступающим в сушилку. Иногда смешивание отработанного воздуха со свежим проводят после наружного калорифера.

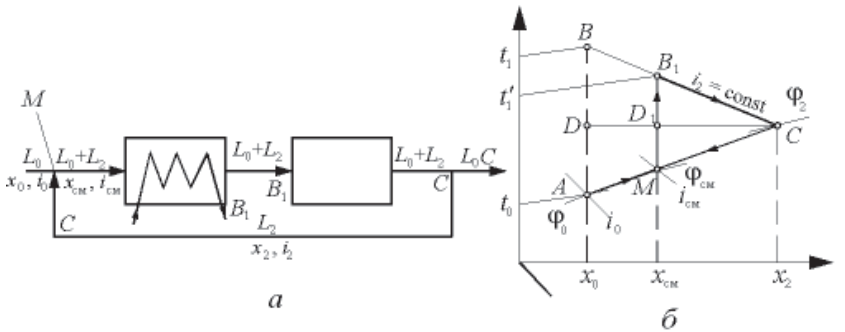


Рис. 19.12. Сушилка с частичной рециркуляцией отработанного воздуха: *а* – принципиальная схема; *б* – изображение теоретического процесса на i–x-диаграмме

Параметры смеси, получаемой при смешении L_0 кг/ч свежего воздуха и L_2 кг/ч отработанного (в пересчете на абсолютно сухой воздух) с различными параметрами (x_0, i_0 и x_2, i_2), определяют по правилу аддитивности:

$$x_{см} = \frac{L_0 x_0 + L_2 x_2}{L_0 + L_2},$$

$$i_{см} = \frac{L_0 i_0 + L_2 i_2}{L_0 + L_2}.$$

После деления правой части полученных уравнений на L_0 и обозначения отношения $\frac{L_2}{L_0} = n$ (кратность смешения) получим

$$x_{см} = \frac{x_0 + n \cdot x_2}{1 + n}, \qquad (19.48)$$

$$i_{см} = \frac{i_0 + n \cdot i_2}{1 + n}. \qquad (19.49)$$

После решения уравнений (19.48) и (19.49) относительно n и приравнивания полученных выражений получим зависимость между параметрами компонентов смеси:

$$\frac{x_{см} - x_0}{x_2 - x_{см}} = \frac{i_{см} - i_0}{i_2 - i_{см}}. \qquad (19.50)$$

Уравнение (19.50) на диаграмме i–x представляет собой прямую, проходящую через точки, характеризующие состояние компонентов смеси (свежего и отработанного воздуха). Точка, отвечающая составу смеси, делит эту прямую на отрезки, находящиеся в отношении $L_2/L_0 = n$. В соответствии с этим строят процесс в i–x-диаграмме (рис. 19.12). По заданным параметрам свежего воздуха (точка A) и отработанного (точка C), и кратности смешения n находят точки A и C. Соединяя точки A и C прямой, находят положение точки M, которая делит прямую AC в отношении $AM : MC = L_2 : L_0 = n$. Из точки M проводят линию $x_{см} = \text{const}$ до пересечения с линией $i_1 = i_2 = \text{const}$, построенной из точки C. Точка пересечения B_1 характеризует состав воздуха на входе в сушильную камеру, а изотерма t_1', проходящая через точку B_1, – температуру нагрева этого воздуха (смеси свежего и рециркулирующего воздуха).

Если заданы составы свежего и отработанного воздуха (точки A и C) и допустимая температура нагрева смеси свежего и рециркулирующего воздуха t_1', то положение точки B_1 находят на пересечении линии $i_2 = i_1 = \text{const}$, проведенной из точки C с заданной изотермой $t_1' = \text{const}$. Опуская из точки B_1 вертикаль до пересечения с прямой AC, находят положение точки M, характеризующей параметры смеси свежего и рециркулирующего воздуха ($t_{см}$, $x_{см}$, $\varphi_{см}$).

Отрезок AM отображает процесс смешения свежего и отработанного воздуха, отрезок MB_1 – нагрев смешанного воздуха в наружном калорифере, линия B_1C – изменение состояния воздуха в процессе сушки. Весь процесс сушки изображается ломаной AMB_1C.

Построение этого процесса в действительной сушилке проводят после построения его в теоретической, работающей в тех же пределах изменения состояния воздуха, так, как было описано для рис. 19.8.

Из диаграммы $i–x$ (рис. 19.12) видно, что удельный расход свежего воздуха составляет (в кг сухого воздуха на 1 кг влаги)

$$l_{\text{с.в}} = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{CD \cdot m_x}. \qquad (19.51)$$

Следовательно, расход свежего воздуха в пересчете на абсолютно сухой воздух будет одинаков для данной сушилки и сушилки основной схемы, работающей при тех же значениях: t_0, φ_0 и t_2, φ_2, процесс которой изображается ломаной *EAB* (рис. 19.2, *б*).

Удельный расход смеси свежего и рециркулирующего воздуха в пересчете на сухую массу составит (в кг сухого воздуха на 1 кг влаги):

$$l_{\text{см}} = \frac{1}{x_2 - x_{\text{см}}} = \frac{1}{CD_1 \cdot m_x}. \qquad (19.52)$$

Удельный расход тепла на калорифер:

$$q_{\text{к}} = l_{\text{см}} \cdot (i_1 - i_{\text{см}}) = \frac{i_1 - i_{\text{см}}}{x_2 - x_{\text{см}}} = \frac{MB_1 \cdot m_i}{CD_1 \cdot m_x}. \qquad (19.53)$$

Из подобия треугольников (рис. 19.12) MB_1C и ABC следует, что $\frac{MB_1}{CD_1} = \frac{AB}{CD}$, т.е. расходы тепла в данной сушилке и сушилке основной схемы при тех же пределах изменения состояния воздуха, будут одинаковы.

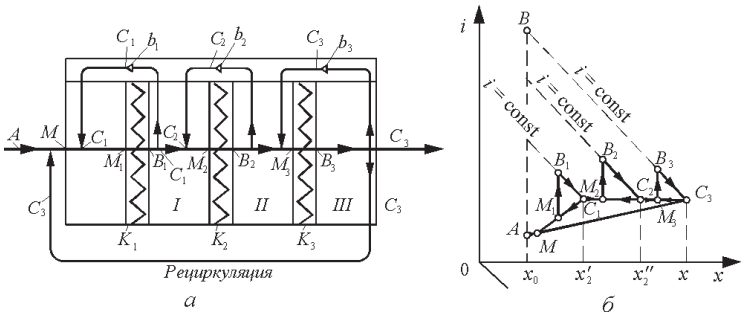
При сушке с частичной рециркуляцией материал сушится при более низких температурах воздуха, чем в сушилке основной схемы – $t_1' < t_1$. При добавлении части отработанного воздуха к свежему увеличиваются объем циркулирующего воздуха, а следовательно, и скорость его движения через сушилку, что способствует более интенсивному тепло- и влагообмену.

Для сушилки с рециркуляцией требуются больший расход энергии на вентилятор, значительные капитальные затраты, чем для сушилки основной схемы. Поэтому выбор кратности циркуляции воздуха следует проводить на основе технико-экономического расчета.

Сушка с промежуточным подогревом и рециркуляцией воздуха по зонам. При сушке по этому варианту совмещаются достоинства обоих вариантов, из которых он состоит. Такой способ применяют в тех случаях, когда предъявляются высокие требования к равномерности сушки во влажном воздухе при относительно низких температурах.

В работающей по такой схеме (рис. 19.13) сушилке частичная рециркуляция воздуха осуществляется вентиляторами ($в_1$, $в_2$, $в_3$), находящимися в зонах сушилки. Перед сушилкой смешиваются

свежий воздух (характеризуемый точкой A на диаграмме i–x) и часть конечного отработанного воздуха, состояние которого определяется точкой C_3. Смесь свежего и рециркулирующего воздуха, параметры которой соответствуют точке M, в свою очередь, смешивается с отработанным воздухом зоны I, параметры которой характеризуются точкой C_1. Новая смесь, имеющая состав, отвечающий точке M_1, подается вентилятором $в_1$ зоны I в калорифер $К_1$ и нагревается в нем (точка B_1). Далее смесь поглощает влагу из материала в зоне I, при этом ее состояние меняется по линии B_1C_1 (на диаграмме показаны три зоны). Состав отработанного воздуха зоны I характеризуется точкой C_1, а весь цикл изменения состояния воздуха в этой зоне – замкнутой ломаной $MM_1B_1C_1M_1$. Часть отработанного воздуха зоны I рециркулирует в зоне, а другая – поступает в зону II. Здесь отработанный воздух зоны I (точка C_1) смешивается с частью отработанного воздуха зоны II (точка C_2), смесь направляется в калорифер $К_2$, после чего поглощает влагу из материала в зоне II и т.д. Процессы изменения состояния воздуха в зоне I ($MM_1B_1C_1M_1$), зоне II ($C_1M_2B_2C_2M_2$) и зоне III ($C_2M_3B_3C_3M_3$) протекают аналогично. При этом в каждой зоне осуществляется многократная циркуляция воздуха.



а *б*

Рис. 19.13. Сушка с промежуточным подогревом и рециркуляцией воздуха по зонам:
а – принципиальная схема; *б* – изображение теоретического процесса на i–x-диаграмме

Из рис. 19.13 видно, что построенные процессы проводятся в каждой зоне для сушилки с частичной рециркуляцией, а процесс в целом строится для сушилки с промежуточным подогревом воздуха по зонам.

Различные варианты сушки и их сочетания позволяют обеспечить наиболее благоприятные с технической точки зрения и экономичные режимы сушки.

Сушка топочными газами применяется в тех случаях, когда допустима высокая температура греющего агента на входе в сушилку. В результате высокой влагопоглощающей способности топочных газов обеспечивается большой потенциал сушки.

Используемые для сушки газы (после сжигания твердого, жидкого или газообразного топлива либо отработанные газы котельных, промышленных печей и др.) должны быть продуктами полного сгорания топлива и не содержать золы, сажи, загрязняющих материал. Поэтому газы подвергают сухой или мокрой очистке перед поступлением в сушилку. Обычно температура топочных газов превышает предельно допустимую для высушиваемого материала и поэтому их разбавляют воздухом для получения сушильного агента с требуемой температурой. Влагосодержание топочных газов x (в кг/кг сухих газов) определяется отношением водяного пара $G_{\text{п}}$ к количеству сухих газов $G_{\text{с.г}}$, получаемых при сжигании 1 кг топлива:

$$x = \frac{G_{\text{п}}}{G_{\text{с.г}}}. \qquad (19.54)$$

Энтальпия топочных газов i зависит от высшей теплотворной способности топлива $Q_{\text{в}}^{P}$ и коэффициента избытка воздуха в топке α:

$$i = \frac{Q_{\text{в}}^{P}\eta_{\text{т}} + C_P t_{\text{т}} + \alpha L_0 i_0 + W_{\text{п}} i_{\text{п}}}{G_{\text{с.г}}}, \qquad (19.55)$$

где $\eta_{\text{т}}$ – КПД топки; C_P – средняя удельная теплоемкость топлива (при средней температуре $t_{\text{т}}$);

L_0 – теоретическое количество абсолютно сухого воздуха, необходимого для сжигания 1 кг топлива, определяемое по элементарному составу топлива;

i_0 – энтальпия наружного воздуха;

$W_{\text{п}}$, $i_{\text{п}}$ – количество водяного пара, используемого в топке для дутья или распыления (или содержащегося в газообразном топливе), и энтальпия этого пара соответственно.

Тепло 1 кг топлива ($C_{\text{т}} \cdot t_{\text{т}}$) и тепло, вносимое в топку с паром ($W_{\text{п}} \cdot i_{\text{п}}$), относительно мало влияет на величину i.

Расчетные формулы для определения величин, входящих в уравнения (19.54) и (19.55): $G_{\text{п}}$, $G_{\text{с.г}}$, L_0; $Q_{\text{в}}^{P}$, $\eta_{\text{т}}$, α, приводятся в курсах котельных установок и специальной литературе по сушке.

При обычных значениях коэффициента избытка воздуха $\alpha \geq 3 \div 5$ плотности и теплоемкости топочных газов и воздуха очень близки, поэтому при графоаналитическом расчете газовых сушилок можно пользоваться i–x-диаграммой для влажного воздуха, но построенной для более высоких температур (см. рис. 19.1, *б*).

При сушке топочными газами применяют главным образом сушилки, работающие по основной схеме, а также сушилки с частичной рециркуляцией газов. Построение процесса в сушилке основной схемы приведено на рис. 19.14.

После определения влагосодержания и энтальпии топочных газов по уравнениям (19.54), (19.55) исходя из принятых значений α и КПД топки находят по диаграмме положение точки *Г*,

характеризующей состояние газов на выходе из топки. Соединяя прямой точку *Г* с точкой *А*, характеризующей состояние наружного воздуха, определяют положение точки *М* на прямой *АГ*. В соответствии с уравнением (19.50) положение точки *М*, характеризующей состояние смеси газов и воздуха, т.е. сушильного агента перед входом в сушилку, зависит от соотношения количеств газа и воздуха. Наклонная прямая *АМ* изображает процесс смешения газов с воздухом. Наклон прямой *АМ* тем меньше, чем больше влажность топлива и чем меньше его теплотворная способность. Далее построение проводят, как для действительной воздушной сушилки (см. рис. 19.8).

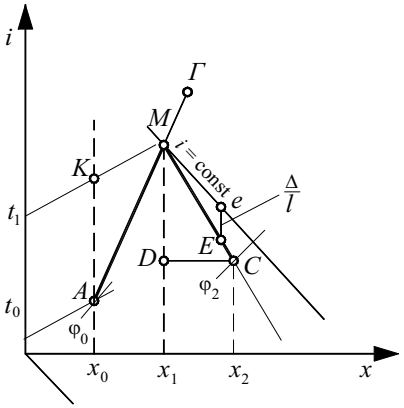


Рис. 19.14. Построение процесса сушки топочными газами (основной вариант процесса сушки)

Расход смеси топочных газов с воздухом рассчитывают по уравнению:

$$l_M = \frac{1}{x_2 - x_1} = \frac{1}{CDm_x}. \qquad (19.56)$$

Расход топлива на сушку:

$$B = \frac{l_M W}{G_{\text{с.г}}}, \qquad (19.56\ \text{а})$$

где W – количество испаряемой из материала влаги.

Влагосодержание сушильного агента в точке M больше влагосодержания воздуха в точке A на величину $x_1 - x_0$. Это увеличение влагосодержания сушильного агента происходит за счет влаги, выделяющейся при сжигании топлива, а также окисления водорода топлива и содержащихся в нем углеводородов (особенно при сжигании в топке газообразного топлива). Следовательно, увеличение влагосодержания смеси происходит вне камеры сушилки. Состояние газов без учета тепла испарения влаги и окисления некоторых компонентов топлива в топке представлено на диаграмме точкой *К* (рис. 19.14), лежащей на пересечении линий t_1 = const и x_0 = const. Соответственно расход тепла на 1 кг испаренной влаги без учета тепла, затрачиваемого на испарение всей влаги топлива при его сжигании, а также без учета потерь тепла топкой определяется, как

$$q_1 = \frac{AK}{CD} M. \qquad (19.57)$$

Сравнивая величину q_1 с удельным расходом тепла q в воздушной сушилке, работающей при одинаковых начальных и

конечных параметрах сушильного агента, можно установить, что удельный расход тепла на 1 кг испаренной влаги больше в газовых сушилках, чем в воздушных ($q_1 > q$). Однако критерием сравнения указанных сушилок должен быть не удельный расход тепла, а расход топлива на 1 кг испаренной влаги, который ниже для сушилок, работающих на топочных газах. Экономия топлива, а также меньшие капитальные затраты в связи с отсутствием воздухонагревательных устройств относятся к числу преимуществ сушки топочными газами по сравнению с сушкой горячим воздухом.

19.7. Скорость сушки

В процессе сушки материалов влага должна пройти сложный путь. Сначала она должна из глубины материала переместиться к его поверхности, затем поступить в сушильный агент (воздух или топочные газы), который уносит влагу из сушилки.

Перемещение влаги в материале является диффузионным процессом. Процесс сушки – массообменный процесс – описывается уравнением массопередачи:

$$W = K \cdot F \cdot (p_м - p_п), \qquad (19.58)$$

где W – количество испарившейся влаги, кг;

K – коэффициент массопередачи;

F – поверхность раздела фаз, м^2;

$p_м$ – давление паров у поверхности материала, Па;

$p_п$ – парциальное давление паров в воздухе, Па.

Движущей силой процесса сушки является разность давлений паров влаги у поверхности материала $p_м$ и $p_п$ в воздухе, т.е. чем больше разность $(p_м - p_п)$, тем интенсивнее идет процесс обмена влагой между материалом и средой. Этому состоянию соответствует устойчивая влажность материала, называемая *равновесной*, при которой процесс прекращается.

Скорость сушки N определяется количеством влаги W, испаряемой с единицы поверхности F высушиваемого материала за единицу времени:

$$N = \frac{W}{F \cdot \tau} \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}. \qquad (19.58\text{ а})$$

Для расчета продолжительности сушки необходимо определить скорость сушки. В различные периоды сушки эта скорость различна. Она зависит от формы связи влаги с материалом и механизма ее перемещения внутри материала. Кинетика сушки характеризуется изменением во времени средней влажности материала u^c, отнесенной к количеству абсолютно сухого материала (u^c определяется из соотношения (19.23)). Зависимость между u^c материала и временем τ изображается *кривой сушки* (рис 19.15), которую строят по опытным данным.

В общем случае кривая сушки состоит из нескольких участков, соответствующих различным периодам сушки. Так, *период*

прогрева материала изображается отрезком *AB*, в течение которого влажность материала снижается незначительно. Затем наступает *период постоянной скорости сушки* (*I* период). В этом периоде влажность материала интенсивно уменьшается по прямолинейному закону (отрезок *BC*). Такое уменьшение влажности происходит до достижения *первой критической влажности* $u^{c}_{кр1}$, после чего начинается период *падающей скорости сушки* (*II* период). В этом периоде уменьшение влажности выражается кривой *CE*, которая в общем случае состоит из двух участков различной кривизны (отрезки *CD* и *DE*). Точка перегиба *D* соответствует второй критической влажности $u^{c}_{кр2}$. В конце *II* периода сушки влажность материала асимптотически приближается к равновесной влажности $u^{c}_{р}$ и означает полное прекращение дальнейшего испарения влаги из материала (точка *K*).

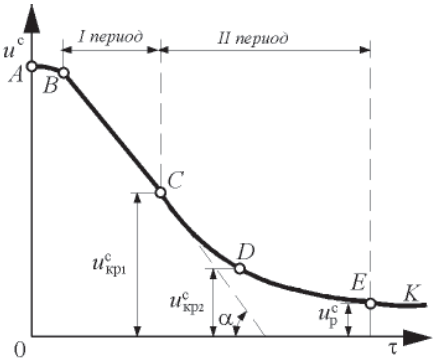


Рис 19.15. Кривая сушки материала

Скорость сушки определяется уменьшением влажности материала за бесконечно малый промежуток времени $d\tau$, т.е. выражается отношением:

$$N = \frac{du^{c}}{d} \ 1/с, \qquad (19.59)$$

где N – скорость сушки, $с^{-1}$ или $ч^{-1}$ (в зависимости от того, в каких единицах измеряется время сушки).

Скорость сушки может быть определена с помощью кривой сушки путем графического дифференцирования. При определенной влажности скорость сушки будет выражаться тангенсом угла наклона касательной, проведенной в точке кривой сушки, отвечающей этой влажности материала. Так, для *I* периода скорость сушки будет соответствовать $\mathrm{tg}\ \alpha = \mathrm{const}$ (рис. 19.15).

Вид функции $u^{c} = f(\tau)$ может отличаться от приведенной на рис. 19.15. Он зависит от формы и структуры материала, а также от вида связи влаги с ним.

На рис. 19.16 приведена кривая скорости сушки, соответствующая кривой сушки (рис. 19.15). Горизонтальный участок *BC* отвечает периоду постоянной скорости (*I* период), а отрезок *CE* – периоду падающей скорости (*II* период). В *I* период происходит интенсивное поверхностное испарение свободной влаги. В точке *C* при первой критической влажности ($u^{c}_{кр1}$) влажность материала на поверхности становится равной гигроскопической. С этого момента начинается испарение связанной влаги, точка *D* (вторая критическая

влажность) соответствует достижению равновесной влажности на поверхности материала (внутри материала влажность превышает равновесную). С этого момента и вплоть до установления равновесной влажности по всей толщине материала скорость сушки определяется скоростью внутренней диффузии влаги из глубины материала к его поверхности. Одновременно вследствие высыхания все меньшая поверхность материала остается доступной для испарения влаги в окружающую среду и скорость сушки падает непропорционально уменьшению влажности u^c материала.

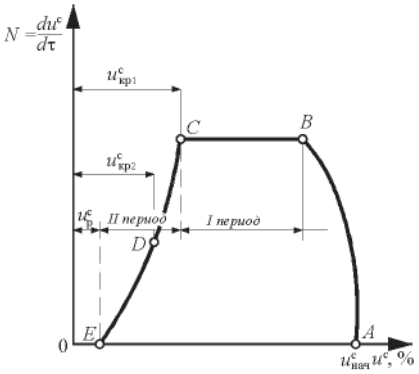


Рис. 19.16. Кривая скорости сушки

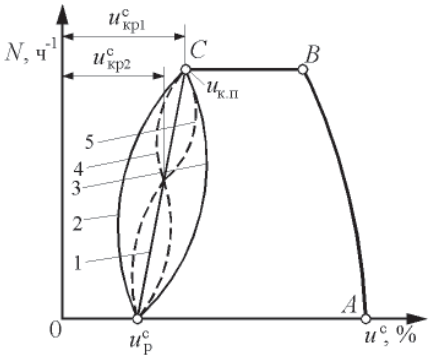


Рис 19.17. Вид кривых скорости сушки для различных материалов:
1 – грубопористые материалы (бумага, тонкий картон); 2 – ткань, тонкая кожа; 3 – пористые керамические материалы; 4 – глины; 5 – крахмал, гранулят, влажная таблеточная масса

Вид кривых скорости сушки во *II* периоде может быть разнообразным (рис. 19.17), все они заканчиваются в точке, соответствующей равновесной влажности $u^c_р$, при которой $\frac{du^c}{d\tau} = 0$. Кривая 5 типична для капиллярно-пористых материалов сложной структуры, для которых верхний участок кривой соответствует удалению капиллярной влаги, а нижний – адсорбционной. Линии 1 и 2 характерны для тонколистовых материалов с большой удельной поверхностью испарения влаги. Кривая 3 характерна для керамических изделий, обладающих меньшей удельной поверхностью испарения и теряющей в процессе сушки в основном капиллярную влагу. Точка перегиба, соответствующая $u^c_{кр2}$, может быть выражена нечетко или отсутствовать совсем (линии 1,2,3).

Изменение температуры материала в процессе сушки. Для анализа процесса сушки помимо кривых скорости важно знать характер изменения температуры материала Θ в зависимости от его влажности u^c (рис. 19.18), так как с изменением Θ могут изменяться свойства материала.

За кратковременный период прогрева материала (участок AB) его температура быстро повышается и достигает постоянной величины – температуры мокрого термометра $t_м$. В период постоянной скорости сушки (I период) все тепло, подводимое к материалу, затрачивается на интенсивное поверхностное испарение влаги и температура материала остается постоянной, равной температуре испарения жидкости со свободной поверхности ($\Theta = t_м$).

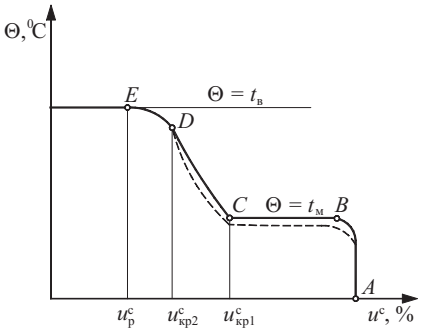


Рис. 19.18. Температурная кривая материала

В период падающей скорости (II период) испарение влаги с поверхности материала начинает замедляться, а его температура начинает повышаться ($\Theta > t_м$). Когда влажность материала уменьшится до равновесной и скорость испарения влаги упадет до нуля, температура материала достигает наибольшего значения, она становится равной температуре окружающей среды в сушилке ($\Theta = t_в$).

Температурная кривая на рис. 19.18 (сплошная линия) характерна для материалов, имеющих структуру тонких слоев. При сушке материалов, имеющих толстый слой, при конвективной сушке во внутренних частях в течение почти всего процесса температура ниже, чем на поверхности, что соответствует пунктирной линии на рис. 19.18.

Интенсивность испарения влаги. Скорость сушки определяет один из важнейших технологических параметров – *интенсивность испарения* влаги из материала m, которая выражается количеством влаги, испаряемой с единицы поверхности материала F в единицу времени:

$$m = \frac{W}{F\tau}, \qquad (19.60)$$

где τ – общая продолжительность сушки.

Испарение влаги (в I периоде) происходит главным образом за счет диффузии пара через пограничный слой у поверхности материала (внешняя диффузия). Таким способом осуществляется перенос до 90 % всей влаги. Движущая сила в этом периоде сушки – разность концентраций или разность парциальных давлений пара у поверхности материала $p_м$ и в окружающей среде $p_п$.

Кинетический закон для I периода выражается уравнением:

$$W = \beta_x \cdot F(x_{нас} - x)\tau \qquad (19.61)$$

или

$$W = \beta_p \cdot F(p_м - p_п)\tau, \qquad (19.62)$$

где β_x – коэффициент массоотдачи (влагоотдачи), кг/(м^2 · ч · кг/кг) сухого воздуха;

$x_{нас}$ – абсолютная влажность насыщенного воздуха в условиях сушки, кг/кг сухого воздуха;

x – действительная (рабочая) абсолютная влажность воздуха, кг/кг сухого воздуха;

β_p – коэффициент массоотдачи (влагоотдачи), кг/(м^2 · ч · Па).

Коэффициент массоотдачи β выражают через диффузионный критерий Nu′ (уравнение (15.16)):

$$\mathrm{Nu}' = \frac{\beta l}{D}.$$

Сложность практического применения уравнений (19.61) и (19.62) заключается в том, что β и соответственно Nu′ зависят не только от основного фактора – скорости воздуха (газа), но и от многих других: условий обтекания сушильным агентом поверхности материала, ее формы и размеров, температуры сушки и др.

Имеется ряд эмпирических зависимостей, с помощью которых можно в первом приближении рассчитать величину β. Так, коэффициент влагоотдачи β может быть определен (в кг/(м^2 · ч · мм вод.ст.)) в виде функции скорости движения воздуха v в направлении, параллельном поверхности испарения:

$$\beta = 0{,}00168 + 0{,}00128v. \qquad (19.63)$$

Коэффициент массоотдачи β может быть определен из критериального уравнения:

$$\mathrm{Nu}'_г = A \cdot \mathrm{Re}_г^n \cdot \left(\mathrm{Pr}'_г\right)^{0,33} \mathrm{Gu}^{0,135}. \qquad (19.64)$$

Параметрический критерий Гухмана $\mathrm{Gu} = \dfrac{T_с - T_м}{T_с}$,

где $T_с$, $T_м$ – температуры сухого и мокрого термометров, К.

Величины A и n в уравнении (19.64) зависят от критерия $\mathrm{Re}_г$:

$\mathrm{Re}_г$	A	n
1 – 200	0,9	0,5
200 – 6 000	0,87	0,54
6 000 – 70 000	0,347	0,65

$\mathrm{Re}_г = \dfrac{wl}{\nu}$; $\mathrm{Nu}'_г = \dfrac{\beta l}{D}$; $\mathrm{Pr}'_г = \dfrac{\nu}{D}$.

Определяющим размером при вычислении критериев $\mathrm{Nu}'_г$ и $\mathrm{Re}_г$ является длина поверхности испарения l в направлении движения сушильного агента.

Во II периоде сушки определяющее значение для скорости процесса приобретает диффузия влаги. С началом *II* периода *наступает период уменьшающейся скорости* сушки.

Во *II* периоде сушки наиболее прочно связанная с материалом адсорбционная влага перемещается внутри него только в виде пара.

Явление переноса влаги внутри материала носит название *влагопроводности*. Интенсивность или плотность потока влаги, перемещающегося внутри материала, пропорциональна градиенту концентрации влаги $\frac{\partial C}{\partial n}$:

$$m = -k_{\text{вн}} \frac{\partial C}{\partial n}. \qquad (19.64\ \text{а})$$

Знак минус в правой части этого выражения показывает, что влага движется от слоя с большей к слою с меньшей концентрацией влаги, т.е. в направлении, противоположном градиенту концентрации.

Концентрация влаги C равна произведению влажности материала, отнесенной к количеству абсолютно сухого вещества $u^{\text{с}}$, на плотность $\rho_{\text{с}}$ абсолютно сухого вещества:

$$C = u^{\text{с}} \cdot \rho_{\text{с}}. \qquad (19.65)$$

При подстановке значения C из уравнения (19.65) в уравнение (19.64а) получим

$$m = -k_{\text{вн}} \cdot \rho_{\text{с}} \cdot \frac{\partial u^{\text{с}}}{\partial n}. \qquad (19.66)$$

Коэффициент пропорциональности $k_{\text{вн}}$ называется *коэффициентом влагопроводности*. По физическому смыслу он представляет собой коэффициент внутренней диффузии влаги в материале и выражается в м^2/ч. Коэффициент влагопроводности является аналогом коэффициента температуропроводности в процессах теплопередачи (см. гл. 11). Величина $k_{\text{вн}}$ зависит от формы связи влаги с материалом, влажности материала и температуры сушки, т.е. различна на разных стадиях процесса и может быть определена только опытным путем.

В некоторых видах сушки, например контактной, радиационной или диэлектрической, в толще материала помимо градиента влажности возникает также значительный температурный градиент, влияющий на перемещение влаги внутри материала. Это явление называется *термовлагопроводностью*. При этом возникает поток влаги, параллельный потоку тепла. Интенсивность переноса влаги за счет термовлагопроводности пропорциональна *коэффициенту термовлагопроводности* (δ), который характеризует величину градиента влажности, возникающего в материале при температурном градиенте $\frac{\partial t}{\partial n}$ (град/м) и выражается в процентах на 1 °С. Соответственно плотность потока влаги внутри материала, обусловленного перепадом температуры:

$$m = -k_{\text{вн}} \cdot \rho_{\text{с}} \cdot \delta \cdot \frac{\partial t}{\partial n}. \qquad (19.67)$$

Явление теплопроводности в условиях конвективной сушки может оказывать некоторое противодействие перемещению влаги из глубины к поверхности материала, где температура выше, чем во внутренних слоях, только в периоде падающей скорости при удалении влаги из толщи материала.

Уравнения (19.66) и (19.67) позволяют качественно оценить влияние различных факторов на перенос влаги и правильно учесть их значение при интенсификации процессов сушки и проектировании сушилок. Так, из анализа этих зависимостей следует, что повышение температуры и увеличение скорости сушильного агента, понижение его относительной влажности и барометрического давления способствуют повышению интенсивности поверхностного испарения и внутренней диффузии влаги в материале при конвективной сушке. Оптимальные значения параметров в каждом конкретном случае должны быть экономически обоснованы.

Продолжительность процесса сушки. В аппаратах периодического действия сушка является нестационарным процессом. В процессе сушки изменяется влажность материала по сечению и толщине материала в течение времени. Скорость уменьшения влажности материала $\frac{\partial u^{c}}{\partial \tau}$ можно выразить наиболее общим дифференциальным уравнением влагообмена:

$$\frac{\partial u^{c}}{\partial \tau} = k_{вн} \nabla^2 \left(u^{c}\right) + k_{вн} \delta \nabla^2 (t), \qquad (19.68)$$

где $\nabla^2\left(u^{c}\right)$, $\nabla^2(t)$ – операторы Лапласа соответственно для влажности и температуры, выражающие сумму вторых производных данной переменной (влажности или температуры) по осям координат.

Для материала в виде плоских пластин можно принять, что влага перемещается в нем только в одном направлении (например, по оси *x*), т.е. свести уравнение к одномерной задаче. Для дальнейшего упрощения можно принять также, что $k_{вн}$ не зависит от влажности материала ($k_{вн}$ = const) и пренебречь термовлагопроводностью (δ) для конвективной сушки. Тогда уравнение (19.68) будет иметь вид:

$$\frac{\partial u^{c}}{\partial \tau} = k_{вн} \cdot \frac{\partial^2 u^{c}}{\partial x^2}. \qquad (19.69)$$

Уравнение (19.69) можно решить, зная закон распределения влажности в материале в начале сушки (начальные условия) и выражение для плотности потока влаги с поверхности материала в окружающую среду (граничное условие). Если заданы указанные краевые условия для каждого из двух параметров, то уравнение (19.69) может быть проинтегрировано.

В *периоде постоянной скорости* сушки влагу можно считать равномерно распределенной по сечению материала, т.е. при $\tau = 0$ величина u^{c} = const. Кроме того, для указанного периода коэффициент влагопроводности $k_{вн}$ и интенсивность испарения влаги с поверхности материала *m* также являются постоянными. После интегрирования уравнения (19.69) для этих условий и при замене влажности u^{c} (кг/кг сухого материала) на влажность *u* (в %) получают выражение для скорости сушки в *I* периоде (кг/кг сухого вещества за 1 с):

$$N = -\frac{\partial u}{\partial \tau} = \frac{100m}{G_{св}} F = \frac{u_1 - u_{к1}}{\tau_{к1}}, \qquad (19.70)$$

где m – интенсивность сушки, определяемая по уравнению (19.60), в котором W – количество влаги, удаляемой при сушке;

F – поверхность испарения;

τ – общее время сушки;

$G_{св}$ – масса абсолютно сухого материала;

u_1, $u_{к1}$ – начальная влажность и первая критическая влажность соответственно;

$\tau_{к1}$ – продолжительность сушки за весь I период при изменении влажности от u_1 и $u_{к1}$.

Уравнение (19.70) является уравнением прямой BC на кривой сушки (рис. 19.15). Из него определяют продолжительность сушки за I период:

$$\tau_{к1} = \frac{u_1 - u_{к1}}{N}, \qquad (19.71)$$

при сушке до некоторой конечной влажности $u_2 < u_{к1}$ получим:

$$\tau_1 = \frac{u_1 - u_2}{N}. \qquad (19.72)$$

Для периода падающей скорости расчет процесса значительно усложняется из-за сложной и различной конфигурации кривых скорости сушки (рис. 19.17). Длительность сушки в этот период может быть определена с помощью коэффициента скорости сушки K_c.

Для расчета K_c используют экспериментальную кривую скорости сушки данного материала. Заменяют в ней криволинейный отрезок, соответствующий II периоду сушки, наклонной прямой, проводимой из точки u_p^c до горизонтального прямолинейного участка, отвечающего периоду постоянной скорости (точка C). Верхний конец этой прямой соответствует *приведенной критической влажности* $u_{к.п}$, которой заменяют в первом приближении истинную первую критическую влажность $u_{кл}^c$.

Тогда уравнение скорости сушки для II периода можно записать так:

$$N = -\frac{du}{d\tau} = K_c\left(u_{к1} - u_p\right), \qquad (19.73)$$

где $K_c = \dfrac{N}{u_{к1} - u_p}$ – коэффициент скорости сушки (N – скорость сушки в I период).

После интегрирования уравнения (19.65) в пределах от $u_{к.п}$ до u_2 (конечная влажность материала после сушки) получим

$$\frac{u_2 - u_p}{u_{к.п} - u_p} = e^{-K_c \tau_2},$$

откуда продолжительность сушки во II периоде равна:

$$\tau_2 = \frac{1}{K_c} \cdot 2{,}3 \lg \frac{u_{к.п} - u_p}{u_2 - u_p} = \frac{1}{N} \cdot 2{,}3\left(u_{к.п} - u_p\right) \lg \frac{u_{к.п} - u_p}{u_2 - u_p}, \qquad (19.74)$$

Общая продолжительность сушки составит:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = \frac{1}{N} \cdot \left[u_1 - u_{к.п} + 2{,}3 \left(u_{к.п} - u_р \right) \lg \frac{u_{к.п} - u_р}{u_2 - u_р} \right]. \qquad (19.75)$$

Метод расчета продолжительности сушки с использованием коэффициента скорости сушки $K_с$, предложенный А.В. Лыковым, наиболее распространен. Его достоинство состоит в том, что этим методом приближенно учитываются реальные условия сушки, протекающей во *II* периоде при переменном режиме.

Часто, учитывая сложность определения скорости и длительности сушки в различные периоды процесса, определяют рабочий объем конвективных сушилок $V_р$, пользуясь средней экспериментальной *величиной напряжения объема сушилки* по влаге A в кг/(м^2 · ч). Величина A выражает количество влаги, удаляемой при подобных условиях в единице объема сушильной камеры. При этом рабочий объем сушилки определяется из соотношения:

$$V_р = \frac{W}{A}, \qquad (19.76)$$

где W – общее количество влаги, удаляемой за весь процесс сушки.

При расчете размеров рабочей части *некоторых конвективных сушилок*, например ленты или другого транспортирующего устройства, на котором располагается материал, часто используют напряжение соответствующей *поверхности по влаге* A или *напряжение по высушиваемому материалу* A'. Для контактных сушилок при определении поверхности нагрева также применяют величину *напряжения поверхности сушилки* по влаге A.

Кинетические уравнения позволяют находить основные габариты сушильных аппаратов. Основными величинами, определяющими габариты, являются в *периодически действующих* аппаратах – *время сушки*, в *непрерывнодействующих* аппаратах – необходимая *поверхность фазового контакта*.

Сушка влажного материала не всегда складывается из *I* и *II* периодов. В отдельных случаях весь процесс укладывается в интервале вложенностей $u_1 - u_{кр1}$, что соответствует *I* периоду, а иногда – в интервале $u_{кр1} - u_р$, что соответствует *II* периоду. В общем случае процесс сушки складывается как из *I*, так и из *II* периодов и тогда *общая продолжительность сушки* определяется из соотношения (19.75):

$$\tau = \tau_1 + \tau_2.$$

Значение τ_1 определяют из основного уравнения массопередачи (19.61) или (19.62), или по уравнению (19.71).

Для определения продолжительности *II* периода сушки пользуются соотношением (19.74).

Для непрерывного процесса сушки определяют суммарную поверхность фазового контакта $F_{общ}$, необходимую для *I* и *II* периодов сушки:

$$F_{общ} = F_1 + F_2, \qquad (19.77)$$

где F_1, F_2 – поверхности фазового контакта, необходимые для проведения соответственно *I* и *II* периодов сушки, м^2.

В соответствии с уравнением (19.61) для *I периода* в противоточной сушилке необходимая площадь поверхности материала, м^2:

$$F_1 = \frac{L}{\beta} \cdot 2{,}3 \cdot \lg \frac{x_{нас} - x_1}{x_{нас} - x_2}, \qquad (19.78)$$

где L – расход сухого воздуха, проходящего через сушилку, кг/ч;

β – коэффициент массоотдачи, определяемый экспериментально или по критериальным уравнениям (19.63) и (19.64);

$x_{нас}$ – влагосодержание насыщенного воздуха, кг/кг воздуха;

x_1 – влагосодержание воздуха, уходящего из зоны *II* сушилки и входящего в *I* зону, кг/кг воздуха;

x_2 – влагосодержание воздуха, выходящего из сушилки, кг/кг воздуха.

Для *II периода* сушки в соответствии с уравнением (19.74) необходимо развить площадь поверхности материала, м^2:

$$F_2 = \frac{u^*_{кр}}{\beta} \cdot \frac{V_м}{x_{нас} + \dfrac{u_{кр} \cdot V_м}{L} - x_1} \cdot 2{,}3 \lg \frac{(x_{нас} - x_0) \cdot \dfrac{u_{кр} \cdot V_м}{L}}{(x_{нас} - x_0)\left(x_0 + \dfrac{u_{кр} \cdot V_м}{L} - x_1\right)}, \qquad (19.79)$$

где $u^*_{кр}$ – содержание избыточной (свободной) влаги в материале в критической точке, кг влаги/м^3 сухого материала;

$V_м$ – расход материала, проходящего через сушилку, считая на сухое вещество, м^3/ч;

x_0 – влагосодержание воздуха, входящего во *II* зону противоточной сушилки, кг/кг воздуха.

19.8. Особенности сушки в фармации

Правильно организованный процесс сушки позволяет сохранить или улучшить свойства материалов. Так, сушка таблеточного гранулята в контактных сушилках приводит к его спеканию, изменению цвета, неравномерному остаточному влагосодержанию, ухудшению сыпучести, разложению действующих веществ. Высушивание в псевдоожиженном слое уменьшает большинство этих недостатков, а в распылительной сушилке устраняет все.

Если сушить препараты, содержащие ферменты при 30 °С, то они теряют 33 % активности. При добавлении к ферментному осадку крахмала инактивирование исключается, а сублимационная сушка позволяет получить стабильный препарат. Такое наблюдается при производстве термолабильных препаратов: антибиотиков, гормонов, витаминов, вакцин, сывороток и препаратов крови. Для сушки порошкообразных и зернистых материалов применяют барабанные и ленточные сушилки, а для мелкоизмельченного – сушилку с кипящим (псевдоожиженным) слоем.

Сушилки могут быть *периодического* и *непрерывного* действий. Сушилки периодического действия отличаются низкой производительностью, громоздки и в ряде случаев не удовлетворяют требованиям промышленности из-за больших затрат тяжелого физического труда, потерь готового продукта и загрязнения производственных помещений. Поэтому, как правило, вместо малопроизводительных сушилок периодического действия рациональнее использовать аппараты непрерывного действия, в которых достигается сокращение продолжительности сушки, улучшается качество продукта, кроме того, значительно облегчается их обслуживание. Машины периодического действия целесообразно использовать на производствах небольшого масштаба с разнообразным ассортиментом продукции.

При сушке материалов необходимо правильно выбрать метод. Оптимальный режим при этом определяется характеристикой и технологическими свойствами материала. Так, если не учитывать влажность воздуха при сушке желатиновых капсул на формах, то на них образуются поры. Если при высушивании капиллярно-пористых тел к ним добавить поверхностно-активные вещества, то процесс сушки ускоряется. При высушивании порошкообразных и зернистых материалов требуется, чтобы препарат обладал хорошей сыпучестью, не слеживался, имел определенную дисперсность. Слеживаемость порошков ухудшает их технологические свойства: порошки плохо дозируются автоматически, требуют дополнительной обработки – добавления вспомогательных веществ. Хорошей сыпучести можно достичь при использовании распылительных сушилок.

Выбор рационального режима сушки и способа ее проведения может определяться свойствами конкретного материала, который необходимо высушить, условиями и задачами данного производства.

19.9. Устройство сушилок

Конструкции сушилок очень многочисленны и разнообразны. Рассмотрим группы сушилок, которые находят применение в химико-фармацевтической и химической технологии и объединены некоторыми общими признаками. По способу подвода тепла к высушиваемому материалу различают сушилки *конвективные* и *контактные*. По состоянию слоя высушиваемого продукта различают сушилки с *неподвижным* слоем и *перемещающимся* слоем материала.

19.9.1. Конвективные сушилки

В конвективных сушилках сушильный агент, предварительно нагретый в калорифере, движется в сушилке и соприкасается с высушиваемым материалом. При этом сушилка может работать по *основной схеме* (см. рис.19.2, *б* и 19.6), т.е. с однократным

нагревом сушильного агента или *с частичным подогревом воздуха в сушильной камере* (рис.19.9) или другими вариантами, в которых температура сушки будет ниже, чем в сушилке по основной схеме, при одинаковом общем расходе тепла.

В зависимости от назначения используют камерные, туннельные, ленточные и барабанные сушилки.

Камерные сушилки (рис.19.19) являются аппаратами периодического действия, работающими при атмосферном давлении. Их используют в малотоннажных производствах при невысокой температуре сушки, например при сушке таблеточной массы. Материал в этих сушилках сушится на лотках (противнях), установленных на стеллажах или вагонетках, находящихся внутри сушильной камеры 1. На каркасе камеры, между вагонетками 2, установлены козырьки 3, которые делят пространство камеры на три, расположенные друг над другом зоны, вдоль которых последовательно движется горячий воздух. Свежий воздух, нагретый в калорифере 4, подается вентилятором 7 вниз камеры сушилки. Здесь он движется (путь воздуха показан на рисунке стрелками), два раза меняя направление и дважды нагреваясь в промежуточных калориферах 5 и 6. Часть отработанного воздуха с помощью шибера 8 направляется на смешивание со свежим. В результате сушилка работает с частичной рециркуляцией воздуха и промежуточным подогревом, т.е. по варианту, обеспечивающему низкую температуру и более мягкие условия сушки.

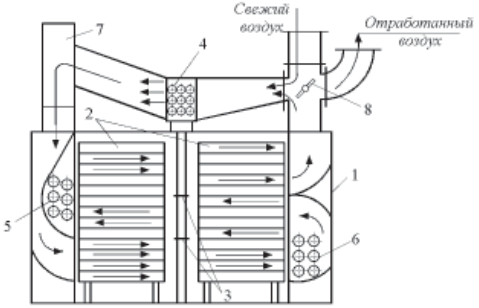


Рис.19.19. Камерная сушилка:
1– сушильная камера; 2 – вагонетки;
3 – козырьки; 4,5,6 – калориферы;
7 – вентилятор; 8 – шибер

Однако вследствие сушки в неподвижном толстом слое сушилки указанного типа имеют низкую производительность, а длительность процесса в них большая. Кроме того, в этих сушилках имеют место большие потери тепла при выгрузке материала и большие затраты ручного труда.

Туннельные сушилки (рис.19.20) отличаются от камерных тем, что в них соединенные друг с другом вагонетки 2 медленно перемещаются на рельсах вдоль очень длинной камеры прямоугольного сечения (коридора). На входе и выходе сушилки имеются герметичные двери, которые открываются для загрузки и выгрузки материала. Вагонетка с высушенным материалом удаляется из камеры , а с противоположного конца в нее поступает новая вагонетка с влажным материалом. Перемещение вагонеток

механизировано. Сушильный агент может подаваться прямотоком или противотоком.

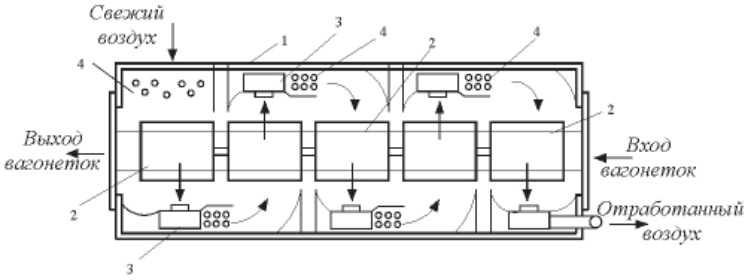


Рис.19.20. Туннельная сушилка:
1 – камера; 2 – вагонетка; 3 – вентиляторы; 4 – калориферы

Такие сушилки обычно работают с частичной рециркуляцией сушильного агента и используются для сушки больших количеств штучного материала. По интенсивности сушки туннельные сушилки близки к камерным сушилкам. Туннельным сушилкам присущи основные недостатки камерных сушилок (длительная и неравномерная сушка, ручное обслуживание).

Ленточные сушилки (рис.19.21). В сушилках этого типа сушка материалов производится непрерывно при атмосферном давлении.

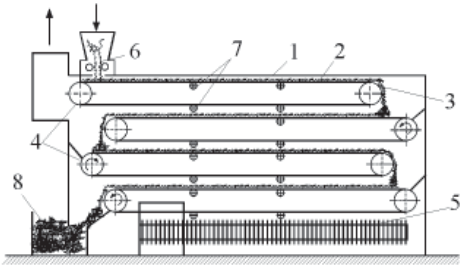


Рис. 19.21. Ленточная сушилка:
1 – камера сушилки; 2 – бесконечная лента; 3 – ведущие барабаны; 4 – ведомые барабаны; 5 – калорифер; 6 – питатель; 7 – опорные ролики; 8 – сборник

В камере 1 сушилки слой высушиваемого материала движется на бесконечной ленте 2, натянутой между ведущими 3 и ведомыми 4 барабанами. Влажный материал из бункера подается питателем 6 на один конец ленты, с другого конца материал пересыпается на нижерасположенную ленту и так до последней ленты, с которой высушенный материал пересыпается в приемник высушенного материала 8. Сушка осуществляется горячим теплоносителем, который движется противотоком или перекрестным током к направлению движения материала. Такая многоленточная сушилка успешно работает в производстве холосаса на стадии сушки шрота из семян шиповника.

Барабанные сушилки (рис.19.22) широко применяются для непрерывной сушки при атмосферном давлении зернистых и сыпучих материалов с влажностью 5÷60 %. Барабанная сушилка имеет цилиндрический барабан 1, установленный под небольшим углом к горизонту (1/15–1/50) и опирающийся с помощью

бандажей 2 на опорные ролики 3. Барабан вращается с помощью электродвигателя через зубчатую передачу 4 и редуктор. Число оборотов барабана обычно – 5÷8 мин$^{-1}$. Положение барабана в осевом направлении фиксируется упорными роликами 5. Материал на сушку подают через бункер в питатель 6, где он предварительно подсушивается, перемешиваясь лопастями 7 приемно-винтовой насадки, а затем поступает на внутреннюю насадку, расположенную вдоль почти всей длины барабана. Насадка обеспечивает хорошее перемешивание и распределение материала по всему сечению барабана, а также тесное соприкосновение при пересыпании с сушильным агентом – топочными газами или горячим воздухом. Сушильный агент и материал часто подают прямотоком, что помогает избежать перегрева материала, так как в данном случае наиболее горячий сушильный агент соприкасается с материалом, имеющим наибольшую влажность. Сушильный агент просасывается через барабан вентилятором 8 со средней скоростью, не превышающей 2÷3 м/с. При этом обеспечивается минимальный унос частичек материала. Перед выбросом в атмосферу отработанные газы очищаются от пыли в циклоне 9. На концах барабана устанавливают уплотнительные устройства (например, лабиринтные), затрудняющие утечку сушильного агента.

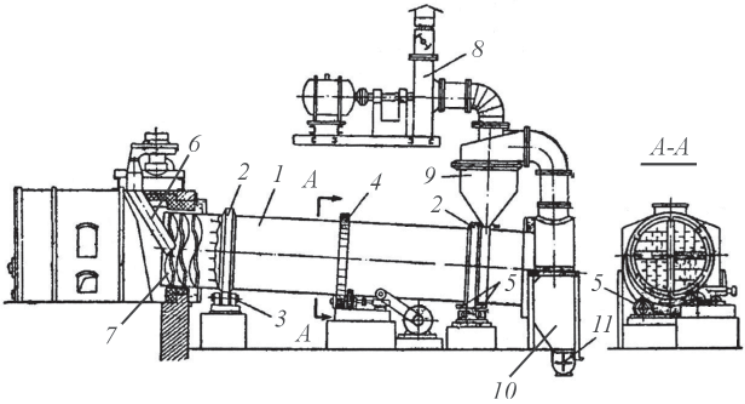


Рис.19.22. Барабанная сушилка:
1 – барабан; 2 – бандажи; 3 – опорные ролики; 4 – передача; 5 – опорно-упорные ролики; 6 – питатель; 7 – лопасти; 8 – вентилятор; 9 – циклон; 10 – разгрузочная камера; 11 – разгрузочное устройство

У разгрузочного конца барабана имеется подпорное устройство, которое позволяет поддерживать определенную степень заполнения барабана материалом; обычно степень заполнения не превышает 20 %. Время пребывания материала в сушилке регулируется скоростью вращения барабана и реже – изменением угла его наклона. Высушенный материал удаляется из камеры 10 через разгрузочное устройство 11, с помощью которого

герметизируется камера 10 и предотвращается поступление в нее воздуха извне. Подсосы воздуха могли бы привести к бесполезному увеличению производительности и энергии, потребляемой вентилятором 8.

Устройство внутренней насадки (рис.19.23) барабана зависит от размеров и свойств высушиваемого материала. Так, для крупнокусковых и склонных к налипанию материалов устанавливают *подъемно-лопастную* насадку (рис.19.23, *а*). Для крупнокусковых, малосыпучих материалов с большой плотностью применяют *секторную* насадку (рис.19.23, *б*). Для мелкокусковых материалов, обладающих хорошей сыпучестью, используют *распределительные* насадки (рис.19.23, *в*, *г*), выполненные в виде отдельных ячеек. Для материалов с очень маленькими частицами, дающих большое пыление, применяется *перевалочная* насадка с закрытыми ячейками (рис.19.23, *е*). Для некоторых пастообразных материалов применяют *комбинированную* насадку (рис.19.23, *д*): в передней части барабана –подъемно-лопастную, а в остальной – распределительную или перевалочную.

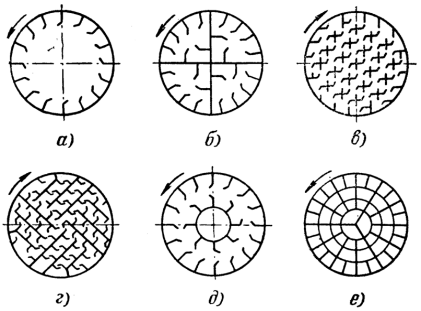


Рис.19.23. Типы насадок барабанных сушилок:
а – подъемно-лопастная;
б – секторная; *в*, *г* – распределительная; *д* – комбинированная;
е – перевалочная

Диаметр барабана $D_б$ обычно находят с помощью величины напряжения барабана сушилки по влаге A, определяемой по опытным данным. По уравнению (19.79):

$$V_б = \frac{\pi \cdot D_б^2}{4} \cdot L = \frac{W}{A}. \qquad (19.79\ а)$$

Здесь длина барабана L принимается в пределах $(3{,}5 \div 7)D_б$. При известном количестве влаги W, испаряемой из материала, по уравнению (19.79 а) определяют $D_б$.

Значения A для барабанных сушилок составляют 100÷120 кг/(м^3 • ч). Диаметр барабана следует выбирать по нормалям НИИхиммаша: 1200÷2400 мм (через 200 мм) и 2800 мм.

Более точно рабочий объем барабана сушилки может быть определен с помощью объемного коэффициента теплоотдачи от сушильного агента к материалу α_V (Дж/(м^3 • ч • град)) по уравнению

$$V_б = 1{,}2\frac{Q}{\alpha_V \cdot \Delta t}, \qquad (19.79\ б)$$

где Q – тепловая выгрузка, Дж/ч; Δt – среднелогарифмическая разность температур между материалом и сушильным агентом, °С.

Методика расчета α_V приводится в специальной литературе [2, с.104].

Аэрофонтанные сушилки (рис.19.24). Для сушки зернистых неслипающихся, влажных и достаточно крупных материалов во взвешенном состоянии применяются аэрофонтанные сушилки. Это сушилки с вихревым потоком, в котором происходит закрученная циркуляция самого высушиваемого материала. В загрузочную воронку 5 подается влажный материал, который захватывается потоком воздуха или смесью воздуха с топочными газами, и поступает в сушильную камеру 2, имеющую форму расширяющегося конуса (рис.19.24). При такой форме камеры скорость газа внизу камеры превышает скорость осаждения самых крупных частиц , а вверху – меньше скорости осаждения самых мелких частиц. В указанном случае достигается более организованная циркуляция твердых частиц, которые поднимаются в центре и опускаются у периферии аппарата. Благодаря снижению скорости газов по мере их подъема улучшается распределение частиц по крупности и уменьшается унос пыли. Это, в свою очередь, повышает равномерность нагрева (более мелкие частицы, поднимающиеся выше, находятся в области более низких температур) и позволяет уменьшить высоту камеры. В сушильной камере происходит интенсивное перемешивание материала, поскольку он находится во взвешенном состоянии. Из камеры высушиваемый материал потоком газа увлекается в циклон 3, где материал отделяется от газа.

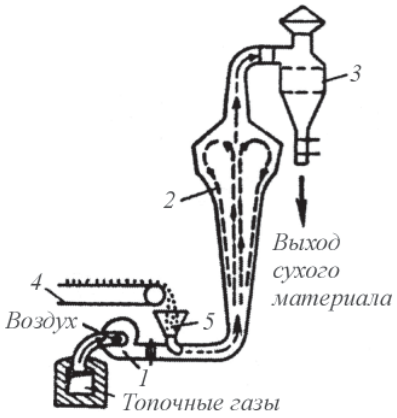


Рис.19.24. Аэрофонтанная сушилка: 1 – вентилятор; 2 – сушильная камера; 3 – циклон; 4 – транспортер для подачи высушиваемого материала; 5 – загрузочная воронка

Основной недостаток аэрофонтанных сушилок – неравномерность сушки. Более равномерная сушка достигается в сушилках с кипящим слоем.

Сушилки с кипящим (псевдоожиженным) слоем. В сушилке с кипящим слоем материал уложен на решетку, через которую продувается сушильный агент со скоростью, необходимой для создания кипящего слоя. Принципиальная схема сушилки с кипящим слоем представлена на рис.19.25. В этой сушилке для устранения неравномерности сушки применяется направленное движение материала вдоль удерживающей его решетки. Для этого подача сырого материала производится в верхнюю часть с одной стороны сушилки, а удаление сухого материала – из нижней с

противоположной стороны установки. Наиболее распространены *однокамерные* сушилки непрерывного действия. Применяют также *многокамерные* сушилки. Они состоят из двух или более камер, через которые последовательно движется высушиваемый материал. Для материалов, малочувствительных к нагреву, применяются *двух-* и *трехсекционные* ступенчато-противоточные сушилки с кипящим слоем. Достоинства сушилок с кипящим слоем: интенсивность сушки; возможность высушивания при высоких температурах, высокая степень использования тепла сушильного агента, возможность автоматического регулирования параметров процесса. Недостатки: большие расходы электроэнергии для создания значительных давлений (300÷500 мм вод.ст.), необходимых для кипения слоя, а также измельчение частиц материала в сушилке.

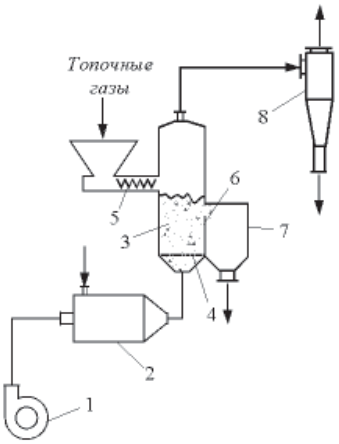


Рис.19.25. Сушилка с кипящим (псевдоожиженным) слоем: 1 – вентилятор; 2 – камера смешения; 3 – сушильная камера; 4 –газораспределительная решетка; 5 – питатель; 6 – порог; 7 – сборник; 8 – циклон

Распылительные сушилки. В этих сушилках достигается высокая интенсивность испарения влаги за счет тонкого распыления высушиваемого материала в сушильной камере, через которую движется сушильный агент. При сушке в распыленном состоянии удельная поверхность испарения достигает столь большой величины, что процесс высушивания завершается чрезвычайно быстро (примерно 15÷30 с).

В условиях почти мгновенной сушки температура поверхности частиц материала, несмотря на высокую температуру сушильного агента (около 150 °С), лишь немного превышает температуру адиабатического испарения чистой жидкости. В результате достигается быстрая сушка в мягких температурных условиях, позволяющая получить качественный порошкообразный продукт, хорошо растворимый и не требующий дальнейшего измельчения. Возможна сушка и холодным теплоносителем, когда распыливаемый материал предварительно нагрет.

Распыление осуществляется механическими и пневматическими форсунками, а также с помощью центробежных дисков, скорость вращения которых 4000÷20000 об/мин. Размер капель – от 1 до 150 мкм.

В распылительной сушилке (рис.19.26) материал подается в камеру 1 через форсунку 2. Сушильный агент движется

параллельным током с материалом. Мелкие твердые частицы высушенного материала (размером до нескольких микрон) осаждаются на дно камеры и отводятся шнеком 3. Отработанный сушильный агент после очистки от пыли в циклоне 4 и рукавном фильтре 5 выбрасывается в атмосферу.

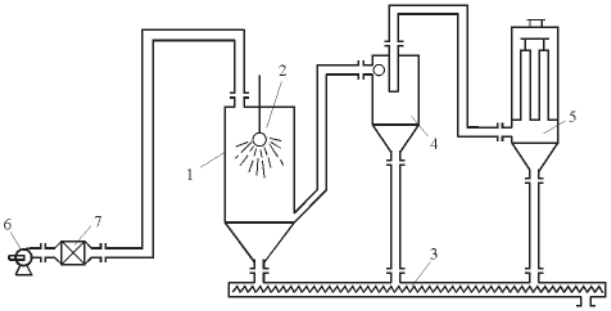


Рис.19.26. Распылительная сушилка:
1 – камера сушилки; 2 – форсунка; 3 – шнек для выгрузки высушенного материала; 4 – циклон; 5 – рукавной фильтр; 6 – вентилятор; 7 – калорифер

Распылительные сушилки работают также по принципам противотока и смешанного тока. Однако прямоток особенно распространен, так как позволяет производить сушку при высоких температурах без перегрева материала.

Для осаждения мелких частиц (средний размер капель обычно составляет 20÷60 мкм) и уменьшения их уноса скорость газа в камере, считая на ее полное сечение, обычно не превышает 0,3÷0,5 м/с. Но даже при таких скоростях унос значителен и требуется хорошее обеспыливание отработанных газов. Для более равномерного распределения сушильного агента по сечению камеры и хорошего смешивания с каплями высушиваемой жидкости используют ввод газа через штуцер, расположенный касательно к корпусу камеры, или через ряд щелей по ее окружности.

Значения величины A для распылительных сушилок невелики (часто в пределах 10÷14 кг/(м^3·ч)). В фармацевтическом производстве такие сушилки нашли применение для сушки очищенных вытяжек из лекарственного растительного сырья (в производстве ликвиритона, фламина и др.). Недостатками распылительных сушилок являются сравнительно высокая стоимость распылителей и сравнительно сложная их эксплуатация, а также необходимость (из-за широкого факела распыла) большого диаметра распылительной камеры и соответственно большой площади помещения.

Для сушки зернистых (неслипающихся) и кристаллических материалов применяются **пневматические сушилки**. Сушка осуществляется во взвешенном состоянии в вертикальной трубе длиной до 20 м. Частицы движутся в потоке нагретого воздуха в

течение нескольких секунд. За такое короткое время удаляется только часть свободной влаги, поэтому область применения этих сушилок ограничена.

19.9.2. Контактные сушилки

Контактная сушка осуществляется путем передачи тепла от теплоносителя к материалу через разделяющую их стенку в контактных сушилках, которые делятся на периодически и непрерывно действующие. Из периодически действующих сушилок распространены вакуум-сушильные шкафы и гребковые вакуум-сушилки, в которых скорость сушки увеличивается за счет перемешивания материала медленно вращающейся горизонтальной мешалкой с гребками. Из непрерывнодействующих применяют двухвальцовые атмосферные и вакуумные сушилки, а также одновальцовые формующие сушилки. Высушивание при пониженном давлении в замкнутом пространстве используется в тех случаях, когда материал чувствителен к высоким температурам.

Простейшими контактными сушилками периодического действия являются **вакуум-сушильные шкафы** (рис.19.27), которые в настоящее время широко используются в производствах с малотоннажным выпуском и разнообразным ассортиментом. К таким относится фармацевтическое производство, где применение высокопроизводительных механизированных сушилок непрерывного действия экономически нецелесообразно.

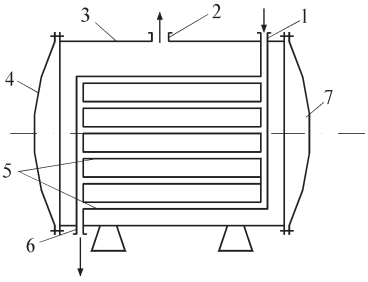


Рис.19.27. Вакуум-сушильный шкаф:
1 – труба для введения пара;
2 – патрубок для создания вакуума; 3 – корпус шкафа;
4,7 – дверцы для загрузки и разгрузки шкафа; 5 – плиты;
6 – спускная труба

Вакуум-сушильный шкаф представляет собой цилиндрическую камеру 3, в которой размещены полые плиты 5, обогреваемые изнутри паром или горячей водой. Высушиваемый материал в виде сгущенной сметанообразной массы намазывается на противни (толщиной 0,5÷4 см), которые устанавливают на плиты. Камеру герметически закрывают с помощью дверец 4, 7 и соединяют патрубком 2 с вакуумной линией. Сушка происходит под вакуумом при температуре около 50 °С, что зависит от глубины вакуума. При этом образуется высокий (до 15÷20 см) слой пористого легкого материала, хорошо растворяющегося в воде. Выгрузка материала производится вручную. Такие сушилки пригодны для сушки легкоокисляющихся, взрывоопасных и выделяющих вредные или ценные пары веществ. Однако они малопроизводительны и малоэффективны, поскольку сушка в них происходит в неподвижном слое при наличии плохо

проводящих тепло зазоров между противнями и греющими плитами. Напряжение рабочей поверхности плит со стороны материала обычно не превышает 0,5÷2,5 кг/(м^3·ч) влаги.

Гребковые вакуум-сушилки (рис.19.28). В такой сушилке, имеющей цилиндрический корпус 1, паровую рубашку 2 и мешалку 3, скорость сушки несколько увеличивается за счет перемешивания материала медленно вращающейся горизонтальной мешалкой 3 с гребками 4. Гребки мешалки закреплены на валу взаимно перпендикулярно: на одной половине длины барабана гребки мешалки изогнуты в одну сторону, на другой – в противоположную. Кроме того, мешалка имеет реверсивный привод, автоматически меняющий каждые 5÷8 мин направление вращения. Поэтому при работе мешалки материал, загруженный через люк 5, периодически перемещается от периферии к середине и в обратном направлении. Вал мешалки может быть полым и через него можно также осуществлять нагрев высушиваемого материала. Свободно перекатывающиеся трубы 6 способствуют разрушению комков и дополнительно перемешивают материал. Разгрузка высушенного материала производится через люк 7. Корпус сушилки соединен с поверхностным или барометрическим конденсатором и вакуум-насосом. Производительность сушилки зависит от температуры греющего пара, величины разрежения и начальной влажности материала. Напряжение поверхности по влаге A колеблется в пределах 6÷8 кг/(м^3·ч), т.е. выше, чем для вакуум-сушильных шкафов, но сушильный агрегат более сложен и требует больших эксплуатационных расходов.

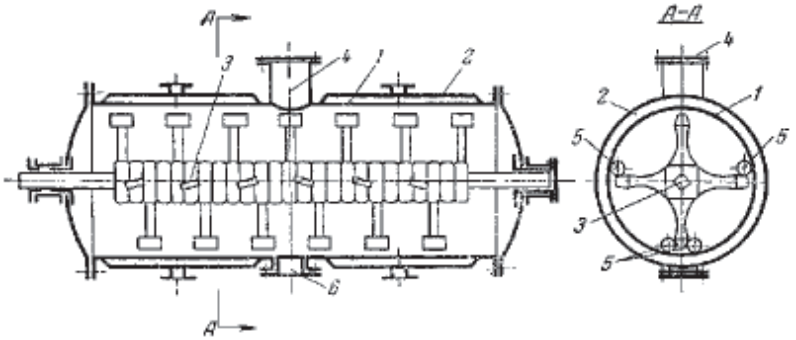


Рис.19.28. Гребковая вакуум-сушилка:
1 – корпус сушилки; 2 – паровая рубашка; 3 – мешалка; 4 – гребки;
5 – загрузочный люк; 6 – трубы; 7 – люк разгрузочный

Применение вакуумных сушилок, несмотря на их более высокую стоимость и сложность по сравнению с атмосферными сушилками, диктуется технологическими соображениями: они пригодны для сушки чувствительных к высоким температурам веществ, а также для получения высушенных продуктов

повышенной чистоты. Их применяют также в случаях, когда необходимо улавливание (конденсация) паров неводных растворителей, удаляемых из материалов.

Вальцовые сушилки осуществляют непрерывную сушку жидкостей и текучих пастообразных материалов при разрежении или атмосферном давлении. Основной частью *двухвальцовых* сушилок (рис.19.29), наиболее часто применяемых в фармацевтическом производстве, являются вальцы 2 и 3, медленно вращающиеся (n= = 2÷10 об/мин) в кожухе 1 навстречу друг другу. Сверху между вальцами непрерывно подается высушиваемый материала. Греющий пар поступает через полую цапфу внутрь каждого из вальцов, паровой конденсат отводится через сифонную трубку 4. Материал покрывает вращающуюся поверхность вальцов тонкой пленкой, толщина которой регулируется величиной зазора между вальцами. Обычно зазор – 0,5÷1,0 мм. Высушивание материала происходит интенсивно в тонком слое в течение одного неполного оборота вальцов. Пленка подсушенного материала снимается ножами 6, расположенными вдоль образующей каждого вальца. Чем тоньше слой материала на вальцах, тем быстрей и равномернее он сушится. Однако вследствие малой продолжительности сушки часто требуется досушивание материала. В сушилке (рис.19.29) материал после вальцов последовательно проходит сначала верхний досушиватель 7, затем – нижний 8.

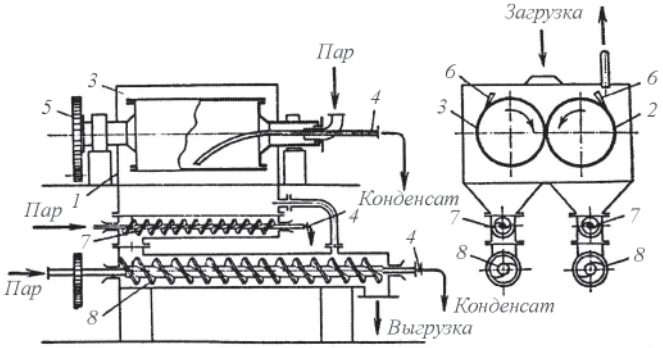


Рис.19.29. Двухвальцовая сушилка:
1 – кожух; 2 – ведомый полый валец на подвижных подшипниках; 3 – ведущий полый валец, установленный неподвижно; 4 – сифонные трубки для отвода конденсатора; 5 – привод; 6 – ножи, расположенные вдоль образующей вальцов; 7– верхние досушиватели; 8 – нижние досушиватели

19.9.3. Специальные сушилки

К специальным видам сушки, как указывалось ранее, относятся: радиационная, диэлектрическая и сублимационная. Соответственно этим видам сушки различают терморадиационные, высокочастотные и сублимационные сушилки.

Терморадиационные сушилки. Сушка в них осуществляется за счет тепла, сообщаемого инфракрасными лучами. Указанным способом к материалу можно подводить удельные потоки тепла, приходящиеся на 1 м^2 его поверхности, в десятки раз превышающие соответствующие потоки при конвективной и контактной сушке. Поэтому при сушке инфракрасными лучами значительно увеличивается интенсивность испарения влаги из материала.

Однако при высушивании толстослойных материалов скорость сушки может определяться не скоростью подвода тепла, а скоростью внутренней диффузии влаги или требованиями, предъявляемыми к качеству высушиваемого материала: нарушение структуры, недопустимость коробления и т.п. В начальный период радиационной сушки под действием высокого температурного градиента влага может перемещаться вглубь материала до тех пор, пока под действием большей, противоположно направленной движущей силы (за счет градиента влажности) не начнется испарение влаги из материала. Поэтому терморадиационная сушка эффективна в основном для высушивания тонколистовых материалов или лакокрасочных покрытий.

Терморадиационные сушилки по способу обогрева генераторов инфракрасного излучения подразделяют на сушилки с электрическим и газовым обогревом. В качестве *электрических* излучателей применяют зеркальные лампы, элементы сопротивления (панельные или трубчатые), керамические нагреватели – электрические спирали, запрессованные в керамической массе. Все эти нагреватели более сложны и инерционны, чем обычные ламповые, используемые в первый период применения терморадиационной сушки, однако они обеспечивают большую равномерность сушки.

Терморадиационные сушилки с *газовым* обогревом обычно проще и экономичнее сушилок с электрообогревом. При газовом обогреве излучателями являются металлические или керамические плиты, которые обогревают открытым пламенем или продуктами сгорания газов. В первом случае обогрев излучающей панели 1 (рис.19.30, *а*) открытым пламенем газовых горелок 2 производится со стороны, обращенной к материалу, который перемещается на транспортере 3.

Лучшие условия труда и больший КПД достигаются с использованием второй схемы – при нагреве продуктами сгорания газов, движущимися внутри излучателя 1 (рис.19.30, *б*). Газ и горячий воздух поступают в горелку 2. Продукты сгорания из камеры 6 направляются на обогрев излучающей поверхности. По пути они подсасывают с помощью эжектора 7 часть отработанных (рециркулирующих) газов для увеличения скорости потока теплоносителя и повышения коэффициента теплоотдачи от газов к поверхности излучения. Поступающий в горелку воздух вентилятором 5 прокачивается через воздухоподогреватель 8, в котором используется тепло отходящих газов.

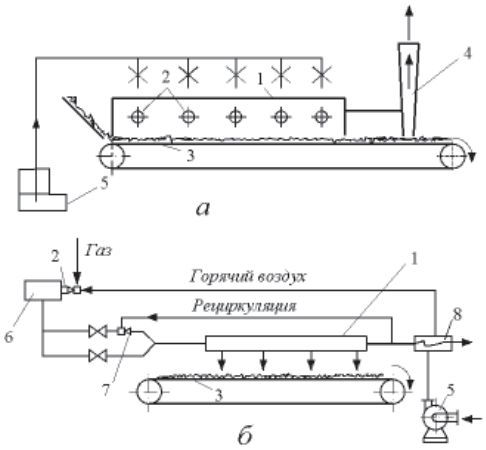


Рис.19.30. Терморадиационные сушилки с газовым обогревом:
а – открытым пламенем; *б* – продуктами сгорания газов;
1 – излучающая панель; 2 – газовая горелка; 3 – транспортер, на котором находится высуши-ваемый материал; 4 – выхлопная труба; 5 – вентилятор; 6 – камера сгорания; 7 – эжектор; 8 – воздухоподогреватель

В современных радиационных сушилках с газовым обогревом эффективно используют излучающие насадки с *беспламенным* горением. Такие горелки могут быть использованы при сжигании низкокалорийного генераторного газа. Принцип беспламенного горения с излучающей насадкой-слоем состоит в том, что смесь горючих газов и воздуха пропускают через пористую стенку, выполненную из монолитного куска огнеупора (шамота и динаса), со скоростью, превышающей скорость воспламенения газовоздушной смеси. Вначале горение протекает в обычных условиях, затем пламя постепенно уменьшается и при разогреве стенки до яркого накала горение концентрируется на ее внешней поверхности, которая испускает мощные потоки тепловой радиации.

Терморадиационные сушилки отличаются относительно высоким расходом энергии – 1,5÷2,5 кВт·ч на 1 кг испаренной влаги, что ограничивает их применение.

Высокочастотные (диэлектрические) сушилки. Применение сушки в поле токов высокой частоты эффективно для высушивания толстослойных материалов, когда необходимо регулировать температуру и влажность не только на поверхности, но и в глубине материала. Таким способом можно сушить материалы, обладающие диэлектрическими свойствами (пластмассы, смолы, древесину и др.).

Высокочастотная сушилка (рис.19.31) состоит из лампового высокочастотного генератора 1 и сушильной камеры 2. Из сети переменный ток поступает в выпрямитель 7, затем – в генератор, где преобразуется в переменный ток высокой частоты. Этот ток подводится к пластинам конденсаторов 3 и 4, между которыми движется на ленте высушиваемый материал. В сушилке материал высушивается сначала на ленте 5, а затем поступает на ленту 6, где досушивается. Под действием электрического поля высокой частоты ионы и электроны в материале, содержащем обычно некоторое количество электролита, например раствора соли, меняют направление движения синхронно с изменением знака заряда

пластин конденсатора: дипольные молекулы приобретают вращательное движение, а неполярные молекулы поляризуются за счет смещения их зарядов. Эти процессы, сопровождаемые трением, приводят к выделению тепла и нагреванию высушиваемого материала.

Изменяя напряженность электрического поля, можно регулировать величину температурного градиента между внутренними слоями материала и его поверхностью, т.е. регулировать скорость сушки, а также избирательно нагревать лишь одну из составных частей неоднородного материала.

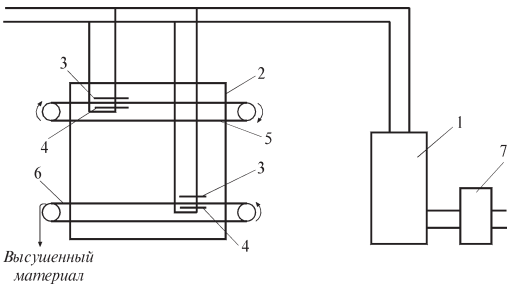


Рис.19.31. Высокочастотная (диэлектрическая) сушилка: 1 – ламповый высокочастотный генератор; 2 – сушильная камера; 3,4 – пластины конденсаторов; 5,6 – бесконечные ленты, на которых находится высушиваемый материал; 7 – выпрямитель

В поле токов высокой частоты возможна быстрая (за счет усиленной термодиффузии влаги) и равномерная сушка толстослойных материалов. Однако сушка в поле высокой частоты для большинства материалов оказывается дороже конвективной в 3÷4 раза. Кроме того, оборудование сушилок в поле высокой частоты более сложное и дорогостоящее в эксплуатации. Поэтому применение высокочастотной сушки ограничено специальными случаями, например конвейерной сушкой мелких дорогостоящих изделий, и требует технико-экономического обоснования в каждом конкретном случае.

Сублимационные сушилки. Сублимационная сушка – это сушка материалов в замороженном состоянии. При этой сушке находящаяся в материале влага переходит в пар, минуя жидкое состояние, т.е. *сублимирует*. Такая сушка называется *сублимационной,* или *молекулярной*. Ее также называют *лиофильной* сушкой. Термин «лиофильный» происходит от греческого *lyo* – растворяю и *phileo* – *люблю* и обозначает *любящий растворение* или *легкорастворимый*. Действительно, порошки, полученные указанным методом, очень гигроскопичны и легко растворимы.

Данный способ сушки позволяет сохранить основные биологические качества высушиваемых материалов и широко используется в фармацевтическом производстве при получении ферментов, антибиотиков, препаратов крови, иммуннобиологических препаратов и др.

Применительно к процессу сушки сублимация влажного материала – процесс сушки его в замороженном состоянии (сублимация льда, находящегося внутри материала).

Как известно, состояние воды можно определить тремя фазами: твердой, жидкой и газообразной. Фазы могут существовать как самостоятельно, так и совместно, точка одновременного существования трех фаз называется *тройной точкой*. Для воды она характеризуется температурой 0,0098 °С и парциальным давлением пара 4,58 мм рт.ст. Сублимация происходит при состоянии веществ ниже этой точки (см. диаграмму на рис.19.32). Из диаграммы видно, что если нагревать вещество (линия *FD*) в твердом состоянии при постоянном давлении ниже давления тройной точки, то при достижении точки *D* произойдет испарение твердого тела, называемое *возгонкой,* или *сублимацией*. При обратном процессе (*ED*) при достижении точки *D* будет происходить кристаллизация пара без перехода в жидкое состояние.

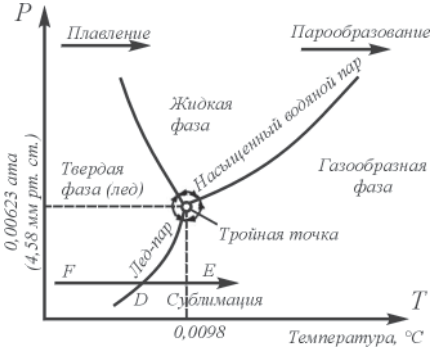


Рис.19.32. Изменение состояния влаги в диаграмме *p–t*

Ниже тройной точки вода будет находиться в твердом или парообразном состоянии. При низких давлениях создаются условия, при которых сопротивление окружающей среды настолько незначительно, что кристаллическая решетка льда распадается и переходит в пар без образования жидкой фазы. На линии лед–пар соотношение между давлениями и температурой такое, что твердая и газообразная фазы находятся в равновесии.

Эффективность применения вакуума при сушке сублимацией представлена в табл. 19.1, по данным которой очевидно, что с увеличением разрежения падает и температура фазового перехода; при подводе тепла в условиях глубокого вакуума можно создать большие разности температур между материалом и источником тепла по сравнению с обычной вакуумной сушкой:

Таблица 19.1

Зависимость температуры сублимации льда от давления окружающей среды

Давление, мм рт.ст.	Температура сублимации,°С
4,6	0,0098
1,0	-17,50
0,1	-39,30
0,001	-57,60

Однако не следует считать, что сушка сублимацией возможна только в условиях глубокого вакуума. Еще в XVI–XVII вв. производилась сушка в замороженном состоянии в зимнее время на открытом воздухе кож и тканей. В данном случае разность температур $t_1 - t_м$ очень мала (близка к нулю), поэтому такая сушка была очень длительной и промышленного применения не получила.

Данные исследований показали (рис.19.33), что при постоянной температуре среды интенсивность испарения, продолжительность сушки или скорость отвода паров испаряющегося льда возрастают с уменьшением давления. Из графика видно, что весь процесс сушки можно довольно четко разделить на три периода: *I* – период *самозамораживания*, когда в результате снижения давления в сушильной камере происходит замораживание влаги в материале; при этом резкое снижение давления приводит к интенсивному испарению влаги с поверхности материала; при замораживании обычно испаряется до 10÷15 % всей удаляемой влаги; *II* – период *сублимации*, аналогичный периоду постоянной скорости сушки; *III* – период *испарения остаточной влаги*.

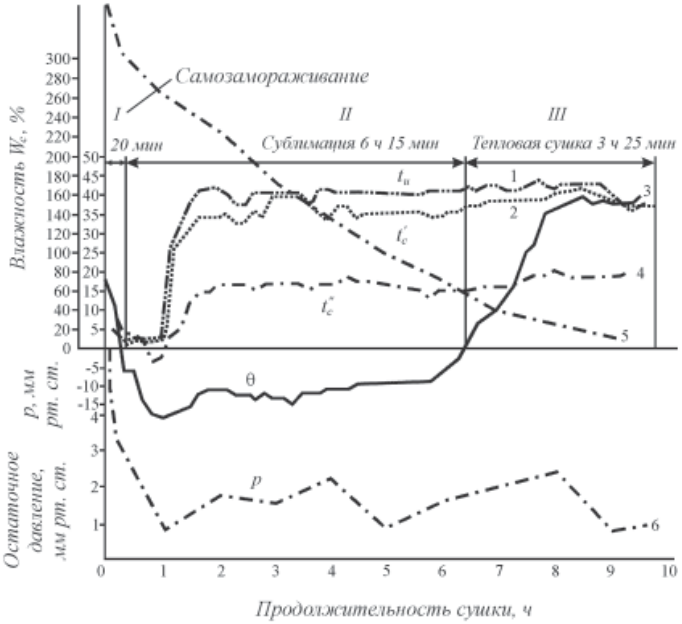


Рис.19.33. График работы сублиматора при сушке:
1 – температура греющей плиты $t_и$; 2 – температура среды между плитами t'_c; 3 – температура продукта Θ; 4 – температура среды при выходе из сублиматора t''_c; 5 – влажность продукта W; 6 – остаточное давление в сублиматоре p

Принципиальная схема сублимационной сушилки приведена на рис.19.34. В сушильной камере 1, называемой сублиматором,

находятся пустотелые плиты 6, внутри которых циркулирует горячая вода. На плитах устанавливают противни 7 с высушиваемым материалом. Между плитами и противнями имеется зазор, что способствует передаче тепла преимущественно радиацией. В фармацевтическом производстве высушивание проводят из ампул, пенициллиновых флаконов или стеклотары несколько большей емкости, в которые наливают подлежащий высушиванию раствор или суспензию. Чаще замораживание проводят в отдельных низкотемпературных морозильных камерах. Емкости с замороженным, подлежащим высушиванию материалом быстро загружают в охлажденную камеру сублиматора, который герметизируют и устанавливают необходимые параметры процесса. В процессе сублимации паровоздушная смесь из сублиматора 1 поступает в трубы конденсатора-вымораживателя 2, в межтрубном пространстве которого циркулирует хладоагент (рассол, охлажденный этанол и др.). Конденсатор включается в один циркуляционный контур с испарителем (аммиачным, фреоновым и др.) холодильной установки 4, и соединяется с вакуум-насосом 3, предназначенным для отсасывания неконденсирующихся газов и воздуха из сублиматора. В трубах конденсатора происходят конденсация и замораживание водяных паров. Для непрерывного удаления из конденсатора образующегося в нем льда устанавливают два конденсатора (на рис.19.34 условно показан один), которые попеременно работают и размораживаются.

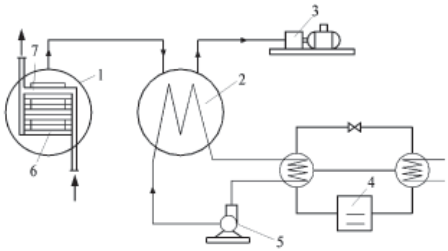


Рис.19.34. Принципиальная схема сублимационной сушилки:
1 – камера сушилки (сублиматор); 2 – конденсатор-вымораживатель; 3 – вакуум-насос; 4 – холодильная установка; 5 – насос для циркуляции хладоагента (рассола, этанола и др.); 6 – пустотелая плита; 7 – противень

Первой стадией сублимации является замораживание, и его следует проводить с учетом эвтектических температур, которые являются индивидуальными для каждого вещества. *Эвтектическая температура* – это наибольшая температура, при которой происходит кристаллизация (замораживание) подлежащего высушиванию материала. При указанной температуре находятся в равновесии жидкость и образующаяся при замораживании твердая фаза. Замораживание растворов, как и замораживание чистых веществ, происходит при постоянной температуре.

Установление эвтектической температуры лабильных препаратов является обязательным, так как позволяет определить допустимый уровень нагревания при высушивании препаратов.

Определяют эвтектические температуры различными методами: термическим, измерением сопротивления замороженного раствора и дифференциально-термическим.

В основе *термического* способа определения эвтектических температур лежит наблюдение за температурой материала в процессе медленного замораживания-оттаивания. На кривой изменения температуры оттаивания (нагревания) материала, замороженного ниже эвтектической точки, образуется плато, соответствующее времени, когда тепло, поступающее извне, не приводит к повышению температуры, а расходуется на плавление льда при данной эвтектической концентрации раствора. Получить такую площадку можно при достаточно большом содержании вещества в растворе, поэтому метод применим не во всех случаях.

Электрическое сопротивление наиболее точно характеризует состояние замороженного раствора. Сущность этого метода заключается в том, что одновременно измеряют температуру и электрическое сопротивление медленно нагреваемых растворов и препаратов, предварительно замороженных ниже эвтектических температур. Температура, при которой наблюдается переход электрического сопротивления от бесконечно большого к конечному (его можно измерить), и будет соответствовать эвтектической температуре.

Эвтектические температуры препаратов можно определить на установке, состоящей из следующих приборов: измерителя полных проводимостей мостового типа, автоматического потенциометра измерительной ячейки и термоизоляционной камеры с охладительной средой (рис.19.35). Измерение эвтектических температур проводится следующим способом. Измерительную ячейку термостатируют при 293 К, мост устанавливают на нулевую точку. В ячейку помещают 0,005 кг исследуемого раствора препарата и замораживают. Когда температура исследуемого раствора достигнет 203 К охлаждение прекращают. Ячейку помещают в термостат, имеющий температуру 293 К, где раствор медленно нагревается. Мостом измеряют удельное электрическое сопротивление замороженного раствора, а потенциометром – температуру. Показания приборов снимают одновременно при определенном значении температуры. При этом определенной температуре соответствует определенное значение удельного сопротивления.

При полном замораживании образца, представляющего собой ледяной блок, электрический ток не проходит и сопротивление в таком состоянии измерить не удается. При оттаивании блока сопротивление можно измерить и с повышением температуры оно возрастает. Точки, в которых наблюдается переход от линейной зависимости к криволинейной, будут соответствовать эвтектическим температурам исследуемых растворов.

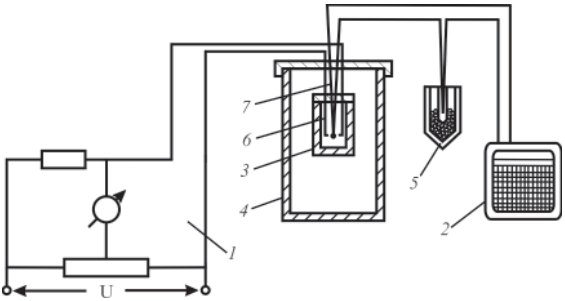


Рис.19.35. Схема экспериментальной установки для определения эвтектических температур:
1 – измеритель полных проводимостей;
2 – автоматический потенциометр;
3 – измерительная ячейка; 4 – термоизоляционная камера; 5 – сосуд Дьюара; 6 – электроды;
7 – термопара

Различные вещества характеризуются своими эвтектическими точками (температурами). Поэтому их учитывают при замораживании растворов, поскольку свойства конечного сухого продукта, высушенного сублимацией, будут изменяться в зависимости от условий замораживания. Режимы замораживаня влияют на размеры полученных кристаллов замороженного продукта. Так, при медленном замораживании образуются крупные кристаллы, при быстром – мелкие. Из мелких кристаллов сушка идет быстрее, так как в этом случае отношение поверхности к объему материала будет больше. При сушке мелких кристаллов получается светлый, легко растворяющийся порошок, при медленном – осмоленный, хуже растворяющийся.

Механизм переноса влаги (в виде пара) от поверхности испарения при сублимационной или молекулярной сушке специфичен: он происходит путем *эффузии*, т.е. свободного движения молекул пара без взаимных столкновений их друг с другом.

Исследования и промышленная проверка подтвердили, что сублимационная сушка является наилучшим методом качественного консервирования при производстве целого ряда новых лекарственных средств, содержащих вещества биологического происхождения, выпуск которых с каждым годом все более расширяется. Поэтому использование термолабильных веществ для приготовления многих высокоэффективных препаратов биологического происхождения невозможно без сохранения их нативных свойств. Термолабильные вещества имеют различные структурные особенности, что необходимо учитывать при их сушке. Технологические параметры устанавливаются экспериментально и являются индивидуальными для каждого высушиваемого материала. Несмотря на большое количество накопленного материала по данному вопросу, общие закономерности по технологии сушки препаратов биологического происхождения, которые можно было бы использовать в промышленности, не найдены. Для каждого препарата их необходимо разрабатывать индивидуально.

В настоящее время общепризнанно, что при сублимационной сушке происходят некоторые изменения свойств исходного сырья, но они минимальны по сравнению с результатами консервирования ранее

известными методами. Несмотря на многочисленность выполненных исследований, в изучении этого перспективного метода консервирования остается много неясных вопросов, решение которых возможно лишь в ходе дальнейшего изучения процесса накопления экспериментальных данных и теоретических представлений о нем. Удаление влаги из материалов должно проводиться при оптимальных условиях, которые находятся путем лабораторных исследований, а затем проверяются и переносятся в промышленные. Оптимальный режим должен обеспечивать минимальную продолжительность сушки и наилучшие технологические свойства высушенного препарата, эффективное использование соответствующего оборудования.

Сублимационная сушка применяется в лабораторных и промышленных масштабах в медицине и биологии для консервирования препаратов крови и кровезаменителей, биологических растворов, сывороток, микробных культур, в производстве антибиотиков, гормональных препаратов, а также в химико-фармацевтическом и пищевом производствах при выработке продуктов, превосходящих по качеству законсервированные другими способами. Сублимационное высушивание становится одним из основных методов подготовки для длительного хранения сырья растительного и живого происхождения и фармацевтических материалов.

На практике получили применение терморадиационные сублимационные сушилки с непрерывной загрузкой и периодической выгрузкой материала. Схема такой сушилки представлена на рис.19.36:

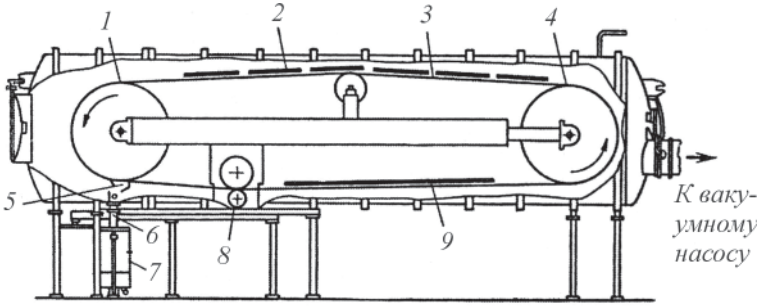


Рис.19.36. Сублимационная установка с непрерывной загрузкой и периодической выгрузкой материала:
1 – контактное охлаждение зоны; 2, 9 – излучатели; 3 – лента с высушиваемым материалом; 4 – контактный подогрев ленты; 5 – скребки; 6 – шлюз; 7 – приемник; 8 – питатель

19.9.3.1. Тепловой расчет основных аппаратов сублимационных сушилок

Учитывая широкое использование сублимационной сушки в фармации, считаем необходимым привести известные на сегодня методы расчета этих аппаратов.

Тепловой расчет сублиматора (см. рис.19.34). В сублиматоре в отличие от конвективной сушилки отсутствуют потери тепла с транспортными приспособлениями в окружающую среду и с уходящим воздухом. Кроме того, тепло, выделяемое в процессе самозамораживания материала, соответствует теплу, затрачиваемому на испарение из него влаги в этот период. Количество тепла при сублимационной сушке определяется из уравнения теплового баланса:

$$Q = (Q_{сз} + Q_{сб} + Q_{о.в}) - (Q' + Q'') \text{ кДж/цикл}, \qquad (19.79\text{ в})$$

где $Q_{сз}$ – тепло, потребляемое в процессе замораживания, кДж;

$Q_{сб}$ – тепло, потребляемое при сублимации, кДж;

$Q_{о.в}$ – тепло на испарение остаточной влаги, кДж;

Q' - тепло, выделяемое из продукта в период его замораживания при охлаждении от начальной температуры до температуры сублимации, кДж;

Q'' – тепло, выделяемое в период самозамораживания, кДж.

Поскольку $Q' + Q''$ целиком расходуется на испарение влаги в период самозамораживания, $Q_{сз} = Q' + Q''$. В соответствии с этим уравнение (19.79) будет иметь вид:

$$Q = Q_{сб} + Q_{о.в} \text{ кДж/цикл}. \qquad (19.80)$$

Тепло в сушильной камере передается к материалу лучеиспусканием, теплопроводностью и конвекцией:

$$Q = Q_{луч} + Q_{т} + Q_{конв} \text{ кДж/цикл}. \qquad (19.81)$$

Вне зависимости от режима сушки при сублимации будет преобладать теплообмен излучением. Передача тепла к материалу в период сублимации осуществляется радиацией от нагретых плит, контактным путем или теплопроводностью от противня, на котором лежит материал, и конвекцией от движущейся около материала паровоздушной смеси. Наибольшее количество тепла (75÷80%) передается материалу тепловой *радиацией*. Второе место занимает *контактный* подвод тепла к материалу противней (или других емкостей) от плит, на которых они лежат. Наименьшее количество тепла передается *конвекцией* от испаряющихся паров и паровоздушной смеси из-за малой их плотности. Этим способом передается около 3÷5 % общего тепла. В приближенных расчетах передачу тепла контактным и конвективным путем можно учесть коэффициентом $k = 1{,}2 \div 1{,}25$ и для определения поверхности нагрева сублиматора предложить следующую формулу:

$$F = \frac{Q}{k \cdot 4{,}9 \cdot \varepsilon_{пр} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] H} \text{ м}^2, \qquad (19.82)$$

где $k = 1{,}2 \div 1{,}25$ – коэффициент, учитывающий контактный и конвективный подвод тепла к материалу;

T_1, T_2 – температуры горячих плит и материала, К;

Н – взаимная излучающая поверхность плит и материала для данной конструкции; принимают чаще Н = 1;

$\varepsilon_{пр}$ – приведенная степень черноты для данной системы:

$$\varepsilon_{пр} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1 \cdot 1}{F_2 \cdot \varepsilon_2} - 1},$$

где F_1 – излучающая поверхность плит, м^2;

F_2 – поверхность материала, воспринимающая лучистое тепло, м^2.

Расчет конденсатора. В конденсаторе сублимационной сушилки происходит не только конденсация водяных паров, но и замораживание влаги (кристаллизация). Общее количество тепла, отнимаемое в конденсаторе:

$$Q_к = W' \cdot (r + r_л) + W' \cdot C \cdot (t_п - t_л) \text{ кДж}, \quad (19.83)$$

где W' – количество замерзающей влаги, кг/ч;

r – теплота конденсации влаги, кДж/кг;

$r_л$ – теплота плавления или затвердевания влаги, кДж/кг;

C – теплоемкость пара, кДж/(кг • К);

$t_п$, $t_л$ – температура пара и намороженного льда, °С.

С другой стороны

$$Q_к = k \cdot F \cdot \Delta t \text{ кДж}, \quad (19.84)$$

где k – коэффициент теплопередачи от хладоагента к пару, кДж/(м^2 • К);

Δt – разность температур испаряющегося хладоагента (аммиака, этанола и др.) и замерзающих паров, °С.

Поверхность конденсатора

$$F_к = \frac{Q_к}{K \cdot \Delta t}, \quad (19.85)$$

где $Q_к$ – количество тепла передаваемое в конденсаторе, кДж;

Δt – разность температур среды и поверхности охлаждения конденсатора, °С;

K – коэффициент теплопередачи, кДж/(м^2 • К):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_л}{\lambda_л} + \frac{1}{\alpha_2}}; \quad (19.86)$$

здесь $\delta_{ст}$ – толщина стенок трубок конденсатора, м;

$\lambda_{ст}$ – теплопроводность материала трубок, кДж/(м • К);

$\delta_л$ – средняя толщина льда на трубках. м;

$\lambda_л$ – теплопроводность льда, кДж/(м • К).

Для сублимационных установок, в которых конденсатор является испарителем холодильной установки (аммиачной), в формуле (19.86) коэффициент теплоотдачи между испаряющимся аммиаком и стенками конденсатора можно приближенно определить по формуле Г.К. Кружилина:

$$\alpha_1 = 4{,}2 \cdot (1 + 0{,}007 \cdot t_0) \cdot q^{0{,}7} \text{ ккал/(м}^2 \text{ • ч • град)}, \quad (19.87)$$

которая справедлива в диапазоне температур кипения аммиака от –40 до 0 °С. Необходимо предварительно задаться поверхностью

нагрева конденсатора, так как $q = \frac{Q}{F}$, а также t_0 – температурой трубок конденсатора °С.

Коэффициент теплоотдачи α_2 между конденсирующимися и замерзающими парами влаги и образующейся на стенках трубки поверхностью льда можно определить из уравнения

$$\alpha_2 = \frac{2{,}75 \cdot \lambda \cdot q'}{\mu \cdot g \cdot 3600} \cdot \left(\frac{T_с - T_л}{T_с} \right)^{-1{,}1} \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град)}, \quad (19.88)$$

где λ – теплопроводность паровоздушной смеси, ккал/(м² • ч • град);

μ – коэффициент динамической вязкости пара, кг/(м² • ч);

q' – интенсивность конденсации, кг/(м² • ч);

g – ускорение силы тяжести, м/с²;

$T_с$ – температура насыщенного пара, К;

$T_л$ – температура поверхности охлаждения или льда, К.

Интенсивность испарения

$$q' = \frac{W}{n \cdot F_к},$$

где W – количество влаги, замораживаемой в конденсаторе, кг/ч;

n – число конденсаторов.

Намораживание льда на поверхности трубок конденсатора приводит к ухудшению его работы, что отрицательно сказывается на эффективности работы всей установки. Для непрерывной работы установки необходимы два или четыре конденсатора, которые работали бы попеременно.

Количество тепла, необходимое для оттаивания льда в конденсаторе:

$$Q_0 = G_л \cdot r_л + G_л \cdot C_л \cdot (t_в - t_л) + G_т \cdot C_т (\Theta''_{ст} - \Theta'_{ст}) \text{ ккал/период}, \quad (19.89)$$

где $G_л$ – количество намороженного льда, кг;

$r_л = 80$ ккал/кг – теплота плавления льда;

$C_л = 0{,}52$ ккал/(кг • град) – теплоемкость льда;

$t_в$ – температура воды, образующейся после таяния льда, °С;

$t_л$ – температура таяния льда, °С;

$G_т$ – масса трубок конденсатора-замораживателя, кг;

$\Theta'_{ст}$, $\Theta''_{ст}$ – начальная и конечная температуры стенок, °С;

$C_т$ – теплоемкость стальных трубок, ккал/(кг • град).

Количество намороженного льда:

$$Q_л = F_т \cdot \delta_л \cdot \gamma_л \text{ кг/период}, \quad (19.90)$$

где $F_т$ – поверхность трубок, на которой образовался лед, м²;

$\delta_л$ – толщина слоя льда, м (обычно не допускается более 6÷8 мм);

$\gamma_л = 920$ кг/м³ – плотность льда.

Коэффициент теплопередачи от конденсирующихся паров аммиака к тающему льду:

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_л}{\lambda_л}} \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град)}, \quad (19.91)$$

где $\delta_{ст}$, $\lambda_{ст}$, $\delta_{л}$, $\lambda_{л}$ – соответственно толщины и теплопроводности стенок и льда;

α_1 – коэффициент теплоотдачи от конденсирующихся паров аммиака к стенкам трубки:

$$\alpha_1 = 1{,}177\sqrt[3]{\frac{r\cdot\gamma^2\cdot\lambda^3}{\mu\cdot q_F}} = 1{,}177\cdot\beta\cdot\frac{1}{\sqrt[3]{q_F}} \text{ ккал/(м}^2\cdot\text{ч}\cdot\text{град)}, \quad (19.92)$$

где r – теплота конденсации паров аммиака при заданных параметрах, ккал/кг;

γ – плотность аммиака, кг/м^3;

l –теплопроводность паров аммиака, ккал/(м · ч · град);

μ – динамическая вязкость паров аммиака, кг · с/м^2;

q_F – тепловая нагрузка конденсатора в нормальных условиях его работы, ккал/(м^2 · ч):

$$q_F = \frac{Q}{F},$$

здесь Q – количество теплоты, воспринимаемое конденсатором, кДж.

Время, необходимое для оттаивания конденсатора при обогреве конденсирующимися парами аммиака:

$$\tau_{от} = \frac{Q_0}{K_1\cdot F_к\cdot\Delta t} \text{ ч}, \quad (19.93)$$

где Q_0 – количество тепла, необходимое для оттаивания льда, ккал/ч (кДж);

Δt – температурный напор, °С.

Время откачки парогазовой среды для создания вакуума в сублиматоре можно определить по формуле

$$\tau_к = K_2\cdot\frac{V}{B_о}\cdot 2{,}3\lg\frac{p_б - p_0}{p_с - p_0} \text{ ч}, \quad (19.94)$$

здесь V – объем сублиматора, л;

$B_о$ – действительная скорость откачки, л/с;

$p_б$ – барометрическое давление, мм рт.ст.;

p_0 – предельное давление, создаваемое насосом, мм рт.ст.;

$p_с$ – заданное давление в сублиматоре, мм рт.ст.;

K_2 – коэффициент запаса.

Известное время откачки позволяет правильно выбрать необходимые размеры сублиматора и производительность вакуум-насоса.

Пример 19.1. Для высушиваемого материала – кусковой рыбы и фарша определить поверхность нагрева сублиматора и конденсатора. Количество испаряемой воды за процесс сушки W = 400 кг. Начальное влагосодержание на сухую массу $u_1^с$ = 400 %, конечное $u_2^с$ = 6,5 %. Продолжительность сушки τ = 12 ч; продолжительность загрузки и выгрузки τ' = 14 ч. Количество удаляемой влаги и продолжительность каждого периода сушки: самозамораживание – 20,6 %; $W_{сз}$ = 82,5 кг; τ_1 = 1,5 ч; сублимация – 64,4 %; $W_{сб}$ = 257,5 кг; τ_2 = 7,5 ч; удаление

остаточной влаги – 15,0 %; $W_{ов}$ = 60 кг; $\tau_з$ = 3 ч. Температура сублимации – $t_{сб}$ = – 10 °С; температура обогреваемых плит – $t_п$ = + 40 °С; температура окружающей среды около сублимируемого материала – $t_с$ = + 15 °С.

Количество продукта, загружаемого на 1 м² противней, составляет G'_1 = 4,8 кг на начальную массу материала. Площадь противней, размещаемых в одном сублиматоре F = 16,8 м². Обогрев плит производится горячей водой. Температурный перепад $\Delta\Theta$ для определения расхода воды принять равным 5 °С.

Решение:

1. Количество материала, поступающего на сушку за один цикл:

$$G_1 = W \cdot \frac{100 + u_1^c}{u_1^c - u_2^c} = 400 \cdot \frac{100 + 400}{400 - 65} = 508 \text{ кг/цикл.}$$

2. Количество влаги, удаляемой в каждый период сушки в час:

I – при самозамораживании $W_{сз} = \frac{82,5}{1,5} = 55$ кг/ч ;

II – при сублимации $W_{сб} = \frac{257,5}{7,5} = 34,2$ кг/ч ;

III – при испарении остаточной влаги $W_{о.в} = \frac{60}{3} = 20$ кг/ч.

3. Тепло, потребляемое во *II* периоде сушки:

$$q_{сб} = r \cdot W_{сб} = 680 \cdot 34,2 = 23200 \text{ ккал/ч,}$$

а за весь период сублимации:

$$Q_{сб} = 680 \cdot 257,5 = 174000 \text{ ккал(кДж).}$$

4. Тепло, расходуемое в период испарения остаточной влаги:

$$Q_{о.в} = r \cdot W_{о.в} = 591 \cdot 60 = 35460 \text{ ккал.}$$

5. Количество тепла, необходимое для сушки:

$$Q = Q_{сб} + Q_{ов} = 174000 + 35460 = 209460 \text{ ккал/процесс,}$$

$$q = \frac{209460}{400} \approx 500 \text{ ккал/кг испаренной влаги.}$$

Поверхность нагрева сублиматора рассчитывается по формуле (19.82). Принимаем, что излучающая поверхность плит равна поверхности противней (F_1+ F_2); степень черноты для плиты – ε_1 = 0,96 и степень черноты для рыбы – ε_2 = 0,9.

6. Приведенная степень черноты для данной системы:

$$\varepsilon_{пр} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} = 0,87.$$

7. Поверхность нагрева сублиматора при k = 1,2:

$$F_1 = \frac{23200}{1,2 \cdot 4,9 \cdot 0,87 \cdot \left[\left(\frac{273 + 40}{100} \right)^4 - \left(\frac{273 - 10}{100} \right)^4 \right]} = 95 \text{ м}^2.$$

8. Необходимая площадь загрузки рыбы:

$$F_2 = \frac{G_1}{G'_1} = \frac{508}{4,8} = 106 \text{ м}^2.$$

9. Количество сублиматоров:

$$n = \frac{106}{16,8} = 6,3 \approx 6.$$

По расчету поверхность нагрева плит сублиматора $F_1 = 95$ м^2 получилась меньше поверхности противней $F_2 = 106$ м^2, на которые может быть уложена эта рыба. Увеличивая поверхность плит, можно снизить их температуру и изменить тепловой режим в достаточно широких пределах.

10. Количество воды, подаваемой в греющие плиты:

$$G = \frac{Q}{\Delta\Theta} = \frac{23200}{5} = 4640 = 4{,}64 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Пример 19.2. Определить поверхность конденсатора и продолжительность оттаивания льда в нем с помощью паров аммиака для сублимационной сушилки, приведенной в примере 19.1, при следующих дополнительных условиях.

Для непрерывной работы сублиматоров устанавливаются четыре конденсатора, из которых в период самозамораживания работают три, а в период сублимации – два: один конденсатор во всех случаях находится на оттаивании, а другой может быть в резерве. Конденсаторы – трубчатые. Диаметр трубок – $d = 50/51$ мм. В качестве охлаждающей жидкости применяется аммиачный раствор. Температура испаряющегося аммиака – $t_a^{и} = -23$°С, а конденсирующегося $t_a^{к} = +30$ °С. Температура трубок со стороны испаряющегося аммиака $t_0 = -20$ °С. Температура конденсирующегося насыщенного пара при $p = 1{,}55$ мм рт.ст. $t_с = -12$ °С или $T_с = 261$ К. Температура льда, образующегося на стенках трубки, $t_л = -18$ °С или $T_л = 255$ К. Начальная и конечная температуры стенок трубок в период таяния льда: $\Theta' = t_0 = -20$ °С; $\Theta'' = +10$ °С. Температура воды, образующейся после таяния льда, $t_л = +5$ °С.

Решение:

1. Количество тепла, отводимое конденсатором по уравнению (19.83):

$$Q_к = W_{сз}(r + r_{пл}) + W_{сз} \cdot C_п(t_п - t_л) =$$

$$= 55 \cdot (600 + 80) + 55 \cdot 0{,}4 \cdot [15 - (-18)] = 38000 \text{ ккал/ч}.$$

В период самозамораживания, когда выделяется максимальное количество влаги, работают три конденсатора-замораживателя.

2. Количество паров влаги, поступающей в каждый конденсатор:

$$W'_{сз} = \frac{W_{сз}}{3} = \frac{55}{3} \approx 18{,}33 \text{ кг/ч}.$$

3. Теплосъем с каждого конденсатора:

$$Q'_к = \frac{Q_к}{3} = \frac{38000}{3} \approx 12700 \text{ ккал/ч}.$$

4. Коэффициент теплоотдачи от паровоздушной замерзающей смеси к поверхности льда по формуле (19.88):

$$\alpha_1 = \frac{2{,}75 \cdot \lambda \cdot q'}{\mu \cdot g \cdot 3600}\left(\frac{T_с - T_л}{T_с}\right)^{-1{,}1} =$$

$$= \frac{2{,}75 \cdot 2 \cdot 10^{-2} \cdot 0{,}46}{1{,}2 \cdot 10^{-6} \cdot 9{,}81 \cdot 3600} \cdot \left(\frac{261 - 255}{261}\right)^{-1{,}1} = 31 \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град)} \ .$$

здесь $q' = \frac{W'_{сз}}{F} = \frac{18{,}33}{40} = 0{,}46$ ккал/(м^2 • ч).

В формуле (19.88) λ и μ из-за отсутствия данных взяты при температуре 100 °С и при давлении 1 атм.

5. Коэффициент теплоотдачи от стенок к испаряющемуся аммиаку по формуле (19.87):

$$\alpha_2 = 4{,}2 \cdot (1 + 0{,}007 \cdot t_0) q^{0{,}7} =$$
$$= 4{,}2 \cdot [1 + 0{,}007 \cdot (-20)] \cdot 276^{0{,}7} = 200 \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град)},$$

здесь $q = \dfrac{Q_к}{F} = 320$ ккал/(м² • ч).

6. Коэффициент теплопередачи конденсатора по формуле (19.86):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{31} + \frac{0{,}003}{39} + \frac{0{,}006}{1{,}935} + \frac{1}{200}} = 26{,}5 \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град)},$$

здесь $\delta_л$ – толщина льда, принятая равной 6 мм;

$\lambda_л$ – теплопроводность льда, равная 1,935 ккал/(м • ч • град);

$\lambda_{ст}$ – теплопроводность стенки, равная 39,0 ккал/(м • ч • град).

7. Средняя разность температур:

$$\Delta t = t_к - t_а^и = (-12) - (-23) = 11 \text{ °C}.$$

8. Поверхность нагрева конденсатора:

$$F = \frac{Q'_к}{K \cdot \Delta t} = \frac{12700}{26{,}5 \cdot 11} = 43{,}5 \text{ м}^2,$$

что близко к принятым ранее значениям.

9. Количество тепла, необходимое для оттаивания льда по формуле (19.89):

$$Q_0 = G_л \cdot r_л + G_л \cdot C_л (t_в - t_л) + G_т \cdot C_т (\Theta''_{ст} - \Theta'_{ст}) = 220 \cdot 80 +$$
$$+ 220 \cdot 0{,}52 \cdot [5 - (-18)] + 3000 \cdot 0{,}11 \cdot [10 - (-20)] = 30200 \text{ ккал},$$

здесь $G_л = F_л \cdot \delta_л \cdot \gamma = 40 \cdot 0{,}006 \cdot 920 = 220$ кг.

10. Коэффициент теплоотдачи от конденсирующихся паров аммиака к стенкам трубы по формуле (19.92):

$$\alpha_1 = 1{,}177 \cdot \sqrt[3]{\frac{r \cdot \gamma^2 \cdot \lambda^3}{\mu \cdot q_F}} = 1{,}177 \cdot \sqrt[3]{\frac{273{,}6 \cdot 595 \cdot 2^2 \cdot 0{,}4^3}{21 \cdot 18 \cdot 10^{-6} \cdot 4500}} = 5500 \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град)}.$$

11. Коэффициент теплопередачи от конденсирующихся паров аммиака к тающему льду по уравнению (19.91):

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_л}{\lambda_л}} = \frac{1}{\frac{1}{5500} + \frac{0{,}003}{30} + \frac{0{,}006}{1{,}94}} = 260 \text{ ккал/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град)}.$$

При температуре конденсирующихся паров аммиака $t_а^к = 30$ °C и температуре тающего льда $t_л = 0$ °C разность температур – $\Delta t = 30 - 0 = 30$ °C.

12. Время оттаивания льда:

$$\tau = \frac{Q_0}{K_1 \cdot F_к \cdot \Delta t} = \frac{30200}{260 \cdot 46 \cdot 30} = 0{,}1 \text{ ч или 6 мин}.$$

Список литературы:

1. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1971. С. 616 – 669.

2. *Лебедев П.Д.* Расчет и проектирование сушильных установок. М.; Л.: Госэнергоиздат, 1963. 320 с.

3. *Лыков А.В.* Тепло- и массообмен в процессах сушки. М.: Пищепромиздат, 1956.

4. *Новикова Л.С., Шевченко Ю.Е., Чернов Н.Е.* Определение эвтектических температур растворов термолабильных препаратов //Хим. фарм. журн. 1977. № 11. С. 100 – 102.

5. *Лыков А.В., Грязнов А.А.* Молекулярная сушка. М.: Пищепромиздат, 1956.

6. *Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1976. С. 402 – 440.

7. *Муравьев И.А.* Технология лекарств. Изд 3-е, перераб. и доп. Т.1. М.: Медицина, 1980. С. 112 – 126.

8. *Лебедев П.Д.* Сушка инфракрасными лучами. М.: Госэнергоиздат, 1955.

9. *Голубев Л.Г., Сажин Б.С., Валашек Е.Р.* Сушка в химико-фармацевтической промышленности. М.: Медицина, 1978. 272 с.

Глава 20. ПЕРЕГОНКА

20.1. Общие сведения

Процесс перегонки применяется для разделения смеси двух или большего числа летучих жидких компонентов. Разделение основано на различной летучести компонентов. Различие в летучести является следствием различной упругости паров компонентов смеси при одной и той же температуре. Чем больше упругость паров компонента, тем более он летуч и в большем относительном количестве переходит в паровую фазу. При перегонке разделяемые компоненты летучи, поэтому все они в той или иной мере переходят из жидкой фазы в парообразную. Однако вследствие различной летучести они переходят в паровую фазу в других процентных соотношениях, чем компоненты в жидкой фазе. Поэтому паровая фаза богаче более летучим компонентом, чем жидкая фаза.

В простейшем случае исходная смесь бинарна, т.е. состоит из двух компонентов. Получаемый при ее перегонке пар содержит относительно бо̀льшее количество легколетучего, или низкокипящего, компонента (НК), чем исходная смесь. Следовательно, в процессе перегонки жидкая фаза обедняется, а паровая фаза обогащается НК. Неиспарившаяся жидкость, естественно, имеет состав, более богатый труднолетучим, или высококипящим, компонентом (ВК).

Эта жидкость называется *остатком*, а жидкость, полученная в результате конденсации паров, – *дистиллятом* или *ректификатом*.

Различают следующие виды перегонки: 1) простая; 2) ректификация.

Простая перегонка представляет собой процесс однократного частичного испарения жидкой смеси и конденсации образующихся паров. При процессе простой перегонки нельзя получить чистые компоненты разделяемой смеси. Поэтому ее обычно используют лишь для предварительного грубого разделения жидких, а также для очистки сложных смесей от нежелательных примесей.

Метод, позволяющий получить более или менее чистые компоненты, осуществляется в многократной перегонке – ректификации.

Процесс ректификации осуществляется в колонном контактном аппарате. При каждом контакте из жидкости испаряется преимущественно НК, которым обогащаются пары, а из паров конденсируется преимущественно ВК, обогащая жидкость. Такой двухсторонний обмен компонентами, повторяемый многократно, позволяет получить в конечном счете пары (почти чистый НК), а при конденсации в теплообменнике, имеющем специфическое название – дефлегматор, – жидкость: дистиллят и флегму. Флегму направляют обратно в колонный аппарат для взаимодействия с паровым потоком, поднимающимся из кубовой части аппарата.

Поднимающиеся по колонне пары получают путем частичного испарения внизу колонны остатка – жидкость, обогащенную ВК.

20.2. Равновесие в системе жидкость – пар

Основа теории и расчета процесса перегонки – учение о фазовом равновесии. В процессе перегонки имеется двухфазная система, состоящая из паровой и жидкой фаз.

Основным законом, управляющим системами, находящимися в равновесии, является правило фаз, выведенное Д.В. Гиббсом. В перегонке к внешним факторам, которые влияют на равновесие, относятся температура t и давление P. Согласно правилу фаз, число степеней свободы С равно числу независимых компонентов K минус число фаз Ф плюс 2:

$$C = K - Ф + 2. \qquad (20.1)$$

Для бинарной системы $K=2$, и если между ними не происходит химического превращения, то при наличии двух фаз (жидкой и паровой, т.е. $Ф=2$):

$$C=2-2+2=2.$$

Следовательно, из четырех независимых параметров, полностью определяющих состояние системы (температуры t, давления P и концентраций НК в жидкой фазе – x, в паровой – y), можно произвольно выбрать любые два. При этом определятся значения двух других, которые уже не могут быть произвольными.

Жидкие смеси в зависимости от растворимости компонентов разделяются следующим образом:

– смеси с неограниченной взаимной растворимостью. Такие смеси имеют широкий диапазон использования и разделяются непосредственно перегонкой;

– смеси взаимно нерастворимых компонентов. Разделение таких систем производится путем отстаивания или центрифугирования, т.е. способами, основанными на разной плотности веществ;

– смеси с ограниченно растворимыми друг в друге компонентами. Указанные системы разделяются экстракцией (см. гл. 18).

Смеси с неограниченной взаимной растворимостью

Смеси жидкостей, смешивающиеся при любых соотношениях компонентов, делятся на растворы идеальные и реальные.

Идеальный раствор – понятие гипотетическое. Однако к свойствам идеального раствора приближаются многие реальные системы: бензол–толуол, Н-гептан, метиловый спирт – этиловый спирт, метан–этан, азот–окись углерода и др.

Идеальным раствором называется такой раствор, в котором линия, выражающая зависимость общего давления при постоянной температуре от состава жидкой фазы, является прямой. Идеальные растворы подчиняются законам Рауля и Дальтона.

Согласно закону Рауля, парциальное давление каждого компонента в паре p_i пропорционально мольной доле x_i этого компонента в жидкости. Коэффициент пропорциональности равен давлению насыщенного пара P_i данного компонента при данной температуре:

$$p_i = P_i x_i . \qquad (20.2)$$

Для бинарной смеси, состоящей из компонентов A и B, где A – низкокипящий компонент, по закону Рауля:

$$p_A = P_A x_A$$

и

$$p_B = P_B x_B = P(1 - x_A). \qquad (20.3)$$

Согласно закону Дальтона, общее давление пара над раствором P равно сумме парциальных давлений его компонентов:

$$P = p_A + p_B = P_A x_A + P_B(1 - x_A). \qquad (20.4)$$

Решая полученное уравнение, получим

$$x_A = \frac{P - P_B}{P_A - P_B}. \qquad (20.5)$$

Вместе с этим, согласно закону Дальтона, парциальное давление P_i данного компонента пропорционально его мольной доле y_i в паре, т.е. для низкокипящего компонента –

$$p_A = P \cdot y_A \qquad (20.6)$$

и с учетом (20.3)

$$y_A = \frac{P_A}{P} x_A. \qquad (20.7)$$

При известных значениях P_A и P_B в пределах температур кипения низкокипящего и высококипящего компонентов по уравнению (20.5) можно найти значения x_A, а по выражению (20.7) – значения равновесного пара y_A. При P=*const* равновесную зависимость можно представить в координатах t–x, t–y или y–x. Графики t–y и t–x можно совместить (рис. 20.1).

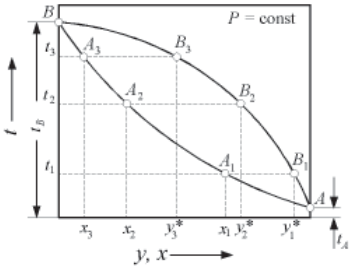


Рис. 20.1. Диаграмма t–x, y

Нижняя ветвь на диаграмме t–x, y будет соответствовать температурам кипения жидкой смеси, верхняя – температурам конденсации паровой фазы. Располагая этой диаграммой, можно по составу жидкой фазы x_1, x_2, x_3, … найти равновесный ей состав пара y_1^*, y_2^*, y_3^*, … и температуру в системе t_1, t_2, t_3, …

Для анализа процессов перегонки более удобна диаграмма y–x (рис. 20.2), построенная на основе диаграммы t–x, y. Кривая зависимости y^*=$f(x)$ при подстановке в (20.7) выражения (20.4) отвечает уравнению

$$y = \frac{P_A x}{P_A x + P_B(1 - x)} = \frac{P_A x}{P_B + (P_A - P_B)x}. \qquad (20.8)$$

С учетом отношения $P_A/P_B=\alpha$, называемое относительной летучестью компонента A по отношению к B, получим

$$y=\frac{\alpha x}{1+(\alpha+1)x}. \qquad (20.9)$$

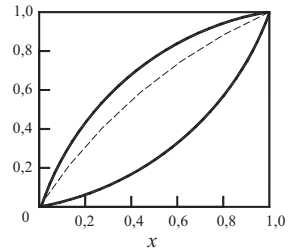


Рис. 20.2. Диаграмма $y-x$

Следует отметить, что изменение давления существенно влияет на положение равновесной зависимости $y^*=f(x)$. При увеличении давления кривая равновесия становится менее выпуклой, т.е. приближается к диагонали квадрата (пунктир на рис. 20.2).

Реальные жидкие смеси с полной взаимной растворимостью компонентов не следуют закону Рауля. Отклонения от закона, связанные с изменением объема при смешении компонентов, ведут к повышению общего давления над реальным раствором по сравнению с давлением над идеальным раствором.

На диаграмме равновесия $y-x$ линии равновесия будут проходить выше или ниже линии равновесия для идеального раствора.

Когда линия равновесия проходит выше линии равновесия идеальной системы, отклонения от закона Рауля называются *положительными*, в противном случае – *отрицательными*.

Для расчета парциальных давлений компонентов выводят коэффициент активности γ, равный отношению активности компонента раствора к его концентрации:

$$P_A=P_A\,x_A\,\gamma_A, \qquad P_B=P_B\,(1-x_A)\gamma_B. \qquad (20.10)$$

Для идеальных смесей кривая равновесия может быть рассчитана только по известным коэффициентам активности, определение которых затруднительно. Поэтому диаграммы $y-x$ для реальных растворов строятся, как правило, на основе опытных данных.

Отклонения от закона Рауля, связанные с изменением активности молекул в растворе, обусловленным химическим взаимодействием между ними, диссоциацией, гидратацией и др., приводят к качественно новым свойствам смесей. На диаграмме $y-x$ это изобразится пересечением линии равновесия с диагональю квадрата, что означает: состав равновесного пара над смесью равен составу жидкости ($y = x$), т.е. паровая фаза при кипении не обогащается низкокипящим компонентом.

Системы с составом, отвечающие пересечению линии равновесия с диагональю, называются *азеотропными*, при данном давлении они не могут быть разделены перегонкой на составляющие ее компоненты. Азеотропные смеси можно разделить путем изменения давления при перегонке или экстракцией.

20.3. Простая перегонка

Простую перегонку проводят, как правило, периодическим способом. Разделяемую смесь нагревают до температуры кипения. При этом пары, обогащенные НК, конденсируют в теплообменнике – дефлегматоре.

При простой перегонке содержание НК в кубовой жидкости уменьшается, что влечет за собой изменение во времени состава дистиллята.

Для составления материального баланса простой перегонки примем, что в некоторый момент количество жидкости в аппарате равно L, а ее состав – x. За бесконечно малый промежуток времени количество жидкости и состав ее меняются и составляют соответственно $(L-dL)$ и $(x-dx)$. Количество образующегося за указанный промежуток времени пара равно уменьшению количества жидкости в аппарате dL, а его состав y^* является равновесным с x.

Тогда материальный баланс по НК выразится уравнением

$$Lx = (L-dL)(x-dx)+dLy^*.$$

Раскрывая скобки и пренебрегая членом $dLdx$, представляющим собой произведение двух бесконечно малых величин, после разделения переменных получим:

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y^* - x}.$$

В начальный момент перегонки количество жидкости в аппарате равно количеству исходной смеси F (состава x_F), а в конечный момент – количеству остатка W (состава x_W). Таким образом, пределы интегрирования для левой части будут F и W, для правой части – x_F и x_W:

$$\int_W^F \frac{dL}{L} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}.$$

Выполнив интегрирование, найдем:

$$\ln\frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}. \qquad (20.11)$$

Интеграл в правой части уравнения (20.11) определяется графически. С этой целью для ряда значений x в пределах x_F и x_W находят из диаграммы равновесия y^*-x равновесные значения y^*. Затем строят зависимость $1/(y^*-x)$ от x и по размеру площади под кривой, ограниченной абсциссами x_F и x_W, определяют величину интеграла.

При известном количестве загрузки F и ее состава x_F, задаваясь истощением НК в остатке до x_W, по (20.11) определяют количество остатка W.

Как указывалось ранее, состав дистиллята во время перегонки изменяется во времени. Поэтому средний состав дистиллята $x_{P\text{ср}}$

найдем из составления материального баланса по НК по окончании процесса перегонки:

$$Fx_F = Wx_W + (F - W)\, x_{P\text{ср}},$$

откуда

$$x_{P_{\text{ср}}} = \frac{Fx_F - Wx_W}{F - W}. \qquad (20.12)$$

Расчет простой перегонки проводится с целью определения момента завершения процесса, когда достигается

1) либо заданный состав НК в остатке;

2) либо требуемый средний состав дистиллята.

Простая перегонка может быть организована различным способом.

Фракционная перегонка

Простая перегонка, проводимая с получением конечного продукта разного состава, называется *фракционной*.

Фракционную перегонку проводят в аппаратах периодического действия (рис. 20.3).

Исходную смесь загружают в перегонный куб, снабженный змеевиком для обогрева, и доводят до кипения. Образованные пары конденсируются в конденсаторе и поступают в смотровой фонарь, где анализируется состав дистиллята. Фракции дистиллята поступают в разные сборники. По окончании процесса остаток сливают из куба, после чего в него вновь загружают разделяемую смесь.

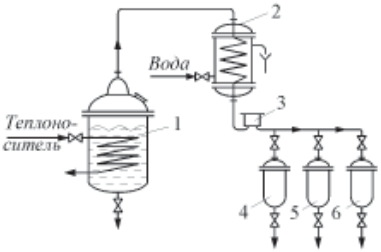


Рис. 20.3. Схема установки для фракционной перегонки:
1 – перегонный куб; 2 – конденсатор-холодильник; 3 – смотровой фонарь; 4,5,6 – сборники фракций дистиллята

Простая перегонка с дефлегмацией

Чтобы улучшить разделение смеси, простую перегонку комбинируют с противоточной дефлегмацией (рис. 20.4).

Эффект улучшения разделения заключается в том, что пары, поступающие в дефлегматор, частично конденсируются. Причем конденсируется преимущественно ВК, обогащая тем самым пары НК. Получаемый конденсат (флегма) сливается в куб, а пары – в конденсатор, а затем полученная жидкость – дистиллят – в сборники.

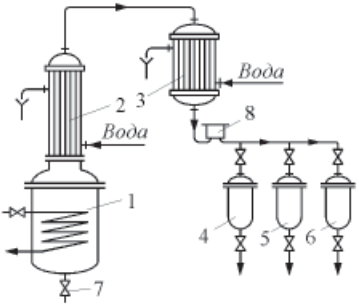


Рис.20.4. Схема установки для простой перегонки с дефлегмацией:
1 – перегонный куб; 2 – дефлегматор; 3 – конденсатор-холодильник; 4,5,6 – сборники; 7 – штуцер для удаления остатка; 8 – смотровой фонарь

Перегонка с водяным паром

Процесс перегонки с водяным паром основан на пропускании через слой исходной жидкости насыщенного или перегретого водяного пара. В результате соприкосновения пузырьков пара с этой жидкостью происходит диффузия молекул вещества в пар, т.е. частичное испарение летучего компонента жидкости в водяной пар. Смесь водяного пара и летучего компонента подвергается конденсации и охлаждению. Если этот компонент в жидком состоянии практически не растворяется в холодной воде, то конденсат разделяется на два слоя, которые легко отделяются друг от друга (рис. 20.5).

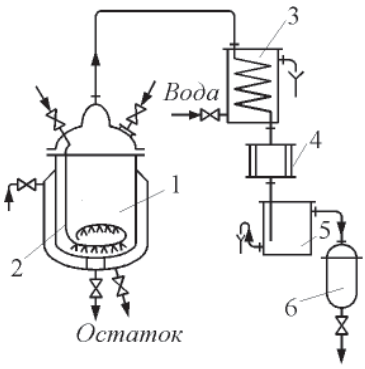


Рис.20.5.Схема установки для перегонки с водяным паром:
1 – куб с паровой рубашкой;
2 – барботер для острого пара;
3 – конденсатор-холодильник;
4 – смотровой фонарь; 5 – сепаратор; 6 – сборник продукта

Процесс перегонки с водяным паром целесообразен только в случае обязательного выделения из относительно нелетучей среды летучих компонентов, не смешивающихся с водой при нормальной температуре. Достоинством процесса является снижение температуры кипения исходной жидкости, т.е. возможность перегонки при температурах ниже нормальной температуры кипения перегоняемой жидкости. Это имеет очень большое значение для жидкостей, легко разлагающихся при повышенных температурах.

20.4. Ректификация

Процессы однократного испарения или конденсации приводят к образованию фаз – паровой, более богатой летучими компонентами, и жидкой, менее богатой летучими компонентами, чем исходная смесь. В том и другом случаях разделить жидкость или пары на чистые компоненты не удается.

Процессы многократного испарения и конденсации дают возможность выделить в пределе чистые ВК и НК.

Сущность процесса многократного испарения и конденсации можно проследить с помощью $t–x, y$ диаграммы (рис. 20.6).

При нагреве исходной смеси состава x_1 до температуры кипения получим находящийся в равновесии с жидкостью пар (точка b). Отбор и конденсация этого пара позволит получить жидкость с большим содержанием НК, чем в исходной. При испарении над жидкостью образуется пар (точка d). Проводя последовательно ряд таких процессов испарения жидкости и

конденсации паров, можно получить в итоге жидкость, представляющую собой практически чистый НК. Однако выход этой жидкости будет мал по отношению к ее количеству в исходной смеси. Кроме того, установки, в которых проводят многократное испарение и конденсацию, отличаются громоздкостью и большими потерями тепла в окружающую среду.

Значительно более экономичное, полное и четкое разделение смесей на компоненты достигается в процессах ректификации, проводимых в более компактных аппаратах – ректификационных колоннах.

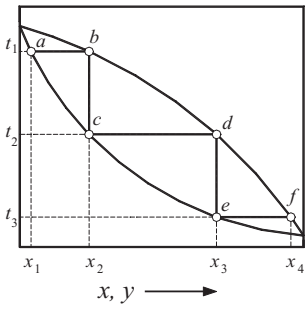


Рис. 20.6. Сущность процесса многократного испарения и конденсации

Для осуществления процесса ректификации необходимы наличие двух встречных потоков – паров и жидкости и их тесный контакт при помощи тех или иных устройств. Наиболее распространено контактирование в аппаратах, разделенных на секции горизонтальными перегородками–тарелками или насадкой. В таких аппаратах навстречу стекающей жидкости поднимается поток паров, а контактирование происходит на каждом устройстве. Массообмен и теплообмен между парами и жидкостью на каждой ступени контактирования могут происходить лишь при отсутствии равновесия между парами и жидкостью. Следовательно, температура паров, поступающих на данную ступень, должна быть выше, чем температура жидкости. После контакта паров и жидкости на каждой ступени в пределе должно наступать равновесие, т.е. выравнивание температур паровой и жидкой фаз.

Процессы ректификации осуществляются периодически или непрерывно при различных давлениях: атмосферном, вакуумном, а также под давлением.

Непрерывнодействующие установки

На рис. 20.7 представлена принципиальная схема непрерывнодействующей ректификационной установки.

Основным элементом установки является ректификационная колонна 1, имеющая цилиндрический корпус, внутри которого установлены контактные устройства для взаимодействия поднимающегося пара и стекающей сверху вниз жидкости.

Восходящий поток пара создается наличием кипятильника (выносного или встроенного) в нижней части аппарата. Поднимаясь вверх, пар контактирует с менее нагретой жидкостью, происходит конденсация из пара преимущественно ВК, а из жидкости испаряется НК.

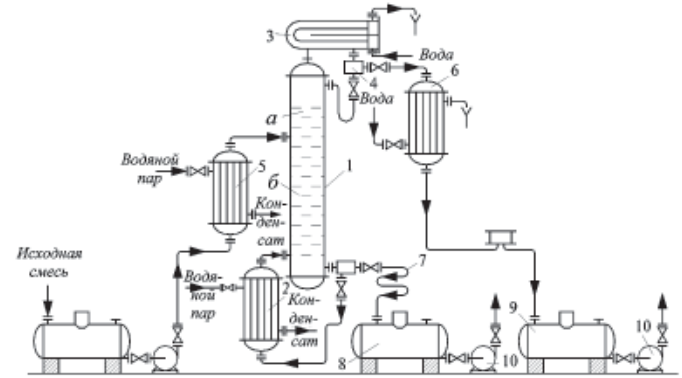


Рис. 20.7. Схема непрерывнодействующей ректификационной установки: 1 – ректификационная колонна (*а* – укрепляющая и *б* – исчерпывающая части); 2 – кипятильник; 3 – дефлегматор; 4 – делитель флегмы; 5 – подогреватель исходной смеси; 6 – холодильник дистиллята (или холодильник-конденсатор); 7 – холодильник остатка (или нижнего продукта); 8, 9 – сборники; 10 – насосы

Таким образом, пар, представляющий собой на выходе из кипятильника почти чистый ВК, по мере движения вверх все более обогащается НК и покидает колонну в виде почти чистого НК.

Пары конденсируются в теплообменнике – дефлегматоре охлаждающей водой. Полученная жидкость разделяется на два потока: дистиллят и флегму. Последний направляется обратно в колонну для организации нисходящего потока жидкости.

На определенном расстоянии по высоте колонны на так называемую питающую тарелку подается исходная жидкость, которую обычно нагревают в подогревателе – теплообменнике 5 до температуры кипения.

Ввод исходной жидкости делит колонну на две части, которые имеют разное назначение: нижняя часть, в которой необходимо максимально удалить из жидкости НК, чтобы в куб колонны стекала жидкость, близкая по составу к чистому ВК, называется *исчерпывающей*, а верхняя, где должно быть обеспечено возможно большее содержание (укрепление) НК в паре, – *укрепляющей*.

Периодически действующие установки

Ректификационные колонны периодического действия, как правило, используют для разделения небольшого количества жидкой смеси. Принципиальная схема аппарата, работающего в периодическом действии, показана на рис. 20.8.

Исходную смесь загружают в куб колонны, где она нагревается до кипения. Образующиеся пары при испарении поднимаются по колонне, обогащаясь НК. Стекающая сверху вниз флегма, образованная при конденсации пара в дефлегматоре, обогащается

ВК. Таким образом, периодически действующую колонну можно рассматривать как укрепляющую часть непрерывной ректификационной колонны.

О завершении процесса судят по достижении заданного состава в кубе. Практически содержание НК в кубовой жидкости однозначно определяют по температуре кипения.

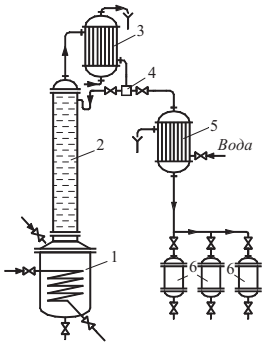


Рис. 20.8. Схема периодически действующей установки: 1 – куб; 2 – ректификационная колонна; 3 – дефлегматор; 4 – делитель флегмы; 5 – холодильники; 6 – сборники дистиллята

20.5. Непрерывная ректификация

При проведении расчетов непрерывной ректификации принимают следующие допущения:

1. Молярные теплоты испарения обоих компонентов одинаковы, поэтому каждый киломоль сконденсированного пара испаряет 1 киломоль жидкости, вследствие чего количество поднимающегося пара и стекающей жидкости (в киломолях) не изменяется по высоте, а изменяется их состав.

2. Исходная жидкость подается в колонну подогретой до температуры кипения, следовательно, в колонне не расходуется тепло на нагревание смеси.

3. При конденсации пара в дефлегматоре не происходит изменение его состава, значит, состав пара аналогичен составу дистиллята.

4. При испарении жидкости в кубе не происходит изменение ее состава, следовательно, состав образовавшегося пара аналогичен составу остатка.

20.5.1. Материальный баланс

Рассмотрим ректификационную колонну непрерывного действия, снабженную дефлегматором, в котором конденсируется весь пар, выходящий из колонны (рис.20.9). В эту колонну подается в единицу времени F молей исходной двухкомпонентной жидкости, обычно подогретой до температуры кипения, в которой содержание легколетучего компонента выражается x_F мольными долями. Из дефлегматора отбирается P молей дистиллята состава x_P, а из куба уходит W молей нижнего продукта состава x_W.

Общий материальный баланс процесса выражается уравнением

$$F=P+W. \qquad (20.13)$$

Материальный баланс, составленный по легколетучему компоненту, имеет вид:

$$F \cdot x_F = P \cdot x_P + W \cdot x_W. \qquad (20.14)$$

20.5.2. Уравнения рабочих линий

Укрепляющая часть. Для получения уравнения воспользуемся общим для всех массообменных процессов уравнением рабочей линии (15.5):

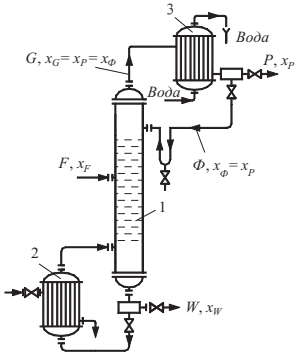


Рис. 20.9. Материальный баланс ректификационной установки: 1 – колонна; 2 – куб; 3 – дефлегматор

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_{\text{к}} - \frac{L}{G}x_{\text{н}} \right).$$

Количество поднимающегося пара G постоянно во всей колонне. Это количество пара образуется в кубе и поступает в дефлегматор, откуда часть Ф возвращается в колонну в виде флегмы, а остальная часть P отводится в виде дистиллята. Таким образом,

$$G = \Phi + P. \qquad (20.15)$$

Отношение количества флегмы к количеству дистиллята:

$$R = \frac{\Phi}{P} \qquad (20.16)$$

называется *флегмовым числом*.

Следовательно, количество флегмы $\Phi = P \cdot R$ и количество поднимающегося пара составляет:

$$G = P \cdot R + P = P(R+1). \qquad (20.17)$$

В укрепляющей части колонны количество стекающей жидкости равно количеству флегмы:

$$L = \Phi = P \cdot R, \qquad (20.18)$$

а состав пара на выходе из колонны равен составу подаваемой на орошение флегмы:

$$y_{\text{к}} = x_{\text{н}} = x_P.$$

Подставляя значения L, G, $y_{\text{к}}$, $x_{\text{н}}$ в уравнение (15.5), получим после преобразования:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_P}{R+1}. \qquad (20.19)$$

Зависимость (20.19) является уравнением рабочей линии укрепляющей части колонны. Подставляя в уравнение $x = x_P$, получим $y = x_P$, т.е. на диаграмме $y–x$ (рис. 20.10) рабочая линия укрепляющей колонны проходит через лежащую на диагонали точку a с абсциссой x_P. Из уравнения (20.19) видно, что тангенс угла наклона рабочей линии $\text{tg}\alpha = \dfrac{R}{R+1}$, а отрезок, отсекаемый на оси ординат, составляет $B = \dfrac{x_P}{R+1}$. Считая величину R известной, откладываем на оси ординат отрезок B и соединяем прямой конец отрезка (точку d) с точкой a. Из точки, отвечающей заданному составу исходной жидкости x_F, проводят вертикаль до пересечения с линией ad в точке b. Отрезок ab – рабочая линия укрепляющей части колонны.

Исчерпывающая часть колонны. В ней количество стекающей жидкости L больше количества флегмы Ф на количество исходной жидкой смеси F.

Обозначая $\frac{F}{P} = f$ – число питания, найдем для исчерпывающей части колонны:

$$L = \Phi + F = P(R + f). \quad (20.20)$$

Составы поступающего в колонну пара и вытекающей из нее жидкости с учетом принятых допущений равны составу остатка:

$$y_н = x_к = x_W. \quad (20.21)$$

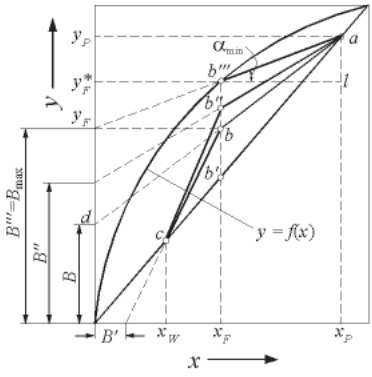


Рис. 20.10. Построение рабочих линий на диаграмме $y–x$

Подставляя значения L, G, $y_н$, $x_к$ в аналогичное уравнению (15.5):

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_н - \frac{L}{G}x_к\right),$$

получим после преобразований:

$$y = \frac{R+f}{R+1}x + \frac{1-f}{R+1}x_W \ . \quad (20.22)$$

Зависимость (20.21) представляет собой уравнение рабочей линии исчерпывающей части колонны.

Согласно допущению (20.21) находят на диаграмме $y–x$ точку c как пересечение диагонали диаграммы и вертикали, восстановленной из точки, соответствующей составу кубовой жидкости x_w. Соединяя точку c с точкой b, принадлежащей одновременно рабочим линиям укрепляющей и исчерпывающей частям колонны, получим линию bc, представляющую собой рабочий отрезок исчерпывающей части колонны.

Минимальное и действительное флегмовое число

При изменении флегмового числа будет изменяться положение рабочих линий. При бесконечном флегмовом числе (т.е. $\Phi/P \to \infty$ и тогда $P \to 0$, значит, весь сконденсированный пар возвращается в колонну в качестве флегмы и колонна работает “на себя”) с фиксированным значением НК в дистилляте x_p отрезок B будет таким:

$$\lim_{R\to\infty} \frac{x_P}{R+1} = \lim_{R\to\infty} B = 0,$$

и тогда рабочая линия $ab'c$ совпадает с диагональю диаграммы.

Если уменьшать флегмовое число, рабочая линия укрепляющей колонны будет поворачиваться около точки a (рис. 20.10). При этом рабочая линия исчерпывающей части колонны последовательно займет положение abc, $ab''c$ и т.д.

Так как рабочая линия не может пересекать линию равновесия и теоретически может только касаться ее, предельное положение рабочей линии укрепляющей части колонны будет ab'''. При этом рабочая линия на оси ординат отсекает максимальный отрезок, которому соответствует минимальное флегмовое число R_{min}.

Из уравнения рабочей линии укрепляющей части тангенс угла наклона, с одной стороны, равен:

$$\mathrm{tg}\alpha = \frac{R_{min}}{R_{min}+1}, \qquad (20.23)$$

а, с другой стороны, по диаграмме:

$$\mathrm{tg}\alpha = \frac{|al|}{|b'''l|} = \frac{x_P - y_F^*}{x_P - x_F}. \qquad (20.24)$$

Совместно решая уравнения (20.23) и (20.24) относительно R_{min}, получим

$$R_{min} = \frac{x_P - y_F^*}{y_F^* - x_F}, \qquad (20.25)$$

где y_F^* – состав пара, равновесный с x_F.

Действительное флегмовое число $R_д$, при котором работает колонна, должно находиться в пределах R_{min} и $R=\infty$. Оптимальный выбор действительного флегмового числа представляет собой сложную задачу и определяется из технико-экономического анализа.

Затраты на проведение процесса ректификации состоят из капитальных и эксплуатационных затрат.

При увеличении флегмового числа с R_{min} до бесконечности рабочая высота колонны, пропорциональная числу теоретических ступеней изменения концентрации (рис. 20.11), возрастает от бесконечности до H_{min}:

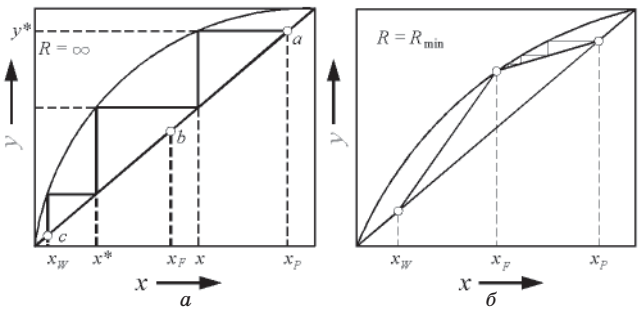


Рис. 20.11. Изображение рабочих линий при *а* – R_{min}, *б* – $R=\infty$

С другой стороны, однако, диаметр колонны при минимальном флегмовом числе будет минимальным, так как количество поднимающихся паров по колонне

$$G=P\,(R_{min}+1) \Rightarrow G_{min},$$

а при флегмовом числе, равном бесконечности, количество паров стремится:

$$G = \lim_{R\to\infty}\left[P(R+1)\right] = \infty,$$

т.е. диаметр колонны должен быть бесконечным. Поэтому зависимость капитальных затрат от флегмового числа имеет минимум (кривая 2, рис. 20.12). Эксплуатационные расходы, определяемые расходом теплоносителя, возрастают прямо пропорционально величине R, так как с увеличением R возрастает количество жидкости, которое необходимо испарить в кипятильнике. При $R=\infty$ требуется испарить максимально возможное количество жидкости. Следовательно, в этом случае расход греющего пара наибольший (кривая 1, рис. 20.12).

Зависимость суммарных затрат от флегмового числа изображается на рис.20.12 кривой 3. Этому минимуму суммарных затрат соответствует оптимальное значение действительного флегмового числа – $R_{опт}$.

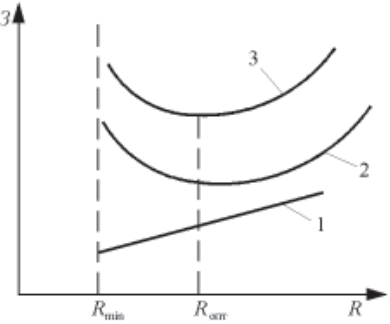


Рис. 20.12. Зависимость затрат на ректификацию от $R_{опт}$:
1 – эксплуатационные расходы;
2 – капитальные затраты;
3 – общие затраты на ректификацию

В связи со сложностью проведения технико-экономического расчета для определения $R_{опт}$ выбор флегмового числа проводят приближенно, а именно: задаются отношением действительного флегмового числа к минимальному:

$$\beta = \frac{R_{д}}{R_{min}}, \qquad (20.26)$$

где β – коэффициент избытка флегмы. Оптимальное значение этого коэффициента колеблется ориентировочно в пределах 1,04÷2,5.

20.5.3. Тепловой баланс

Как правило, тепловой баланс ректификационной колонны составляется для определения количества тепла, которое необходимо подвести в куб колонны для испарения жидкости.

С учетом потерь тепла в окружающую среду распишем приходные и расходные статьи тепла (рис. 20.13).

Приход тепла:

с теплоносителем в кипятильнике – $Q_{кип}$,

с исходной жидкостью – $Q_F = Fi_F$,

с флегмой – $Q_{Ф} = Фi_{Ф}$.

Расход тепла:

с парами, выходящими из колонны – $Q_G = Gi_G$,

с кубовым остатком – $Q_W = Wi_W$,

потери в окружающую среду – $Q_{пот} = (5\div7\ \%)\ Q_{кип}$.

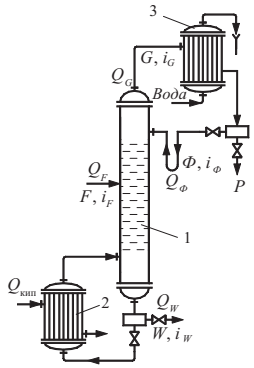


Рис. 20.13. Схема потоков для теплового баланса:
1 – колонна;
2 – кипятильник;
3 – дефлегматор

Таким образом,

$$Q_{\text{кип}}+Fi_F+ \Phi i_{\Phi} = Gi_G+ WI_W+ Q_{\text{пот}}. \quad (20.27)$$

Подставляя в уравнение (20.27) значения F, G и Ф, по формулам (20.13), (20.17), (20.18), решая его относительно $Q_{\text{кип}}$, получим

$$Q_{\text{кип}}=PR(i_G - i_{\Phi})+P(i_G - i_F) + \\ + W(i_W - i_F)+ Q_{\text{пот}}. \quad (20.28)$$

В уравнении (20.28) член $PR(i_G-i_{\Phi})$ – расход тепла на испарение флегмы, член $P(i_G-i_F)$ – расход тепла на испарение дистиллята, член $W(i_W-i_F)$ – нагрев тепла на нагревание кубового остатка.

Энтальпию жидкостей i_{Φ}, i_W и i_F можно выразить в виде произведения соответствующих мольных теплоемкостей на температуры жидкостей:

$$i_{\Phi}= C_{\Phi}\, t_{\Phi}; \qquad i_W= C_W\, t_W; \qquad i_F= C_F\, t_F.$$

Как правило, флегма поступает в колонну при температуре ее кипения, тогда энтальпия пара составляет

$$i_G= r_{\Phi} +i_{\Phi} ,$$

где r_{Φ} – мольная теплота испарения флегмы, Дж/кмоль.

При этом разность $i_G-i_{\Phi} = r_{\Phi}$ и уравнение (20.28) примет вид:

$$Q_{\text{кип}}=P(R+1)r_{\Phi}+P(i_{\Phi} - i_F) +W(i_W - i_F)+ Q_{\text{пот}}. \quad (20.29)$$

В справочной литературе обычно приводятся значения теплоемкостей и теплот испарения только для чистых веществ, поэтому для смесей пользуются правилом аддитивности:

$$C = C_{\text{л}}x + C_{\text{т}}(1-x),$$
$$r = r_{\text{л}}x + r_{\text{т}}(1-x),$$

где $C_{\text{л}}$, $C_{\text{т}}$ – мольные теплоемкости НК и ВК соответственно, Дж/кмоль · град;

$r_{\text{л}}$, $r_{\text{т}}$ – теплоты испарения НК и ВК, Дж/кмоль;

x – мольная доля НК.

В дефлегматоре происходит частичная или полная конденсация паров, поступающих из колонны.

При частичной конденсации в дефлегматоре конденсируется лишь часть паров, требуемая для образования флегмы, а остальная– отводится из дефлегматора в парообразном состоянии в качестве дистиллята. Тепловая нагрузка дефлегматора $Q_{\text{деф}}$ в этом случае составляет:

$$Q_{\text{деф}} = \Phi(i_G - i_{\Phi}) =P \cdot R \cdot r_{\Phi}. \quad (20.30)$$

При полной конденсации в дефлегматоре конденсируются все поступающие в него пары. Часть полученного конденсата возвращается в колонну в виде флегмы, другая – отводится в

виде дистиллята. Тепловая нагрузка дефлегматора при полной конденсации такая:

$$Q_{\text{деф}} = (\Phi+P)(i_G - i_\Phi) = P\,(R+1)\,r_\Phi. \qquad (20.31)$$

Определение количества тепла, переданного в дефлегматоре, необходимо для определения количества охлаждающей воды.

20.6. Периодическая ректификация

Как отмечалось выше, в ходе процесса периодической ректификации по мере отбора дистиллята концентрация НК в кубовой жидкости непрерывно падает. Несмотря на это, процесс можно осуществить так, что состав отбираемого дистиллята будет оставаться постоянным. Возможен также второй вариант периодической ректификации, характеризующийся проведением процесса при постоянном флегмовом числе. Рассмотрим оба варианта.

Отбор дистиллята постоянного состава

Процесс периодической ректификации при постоянной флегме в течение всего процесса заключается в том, что, так как флегмовое число и число единиц переноса (или число теоретических ступеней) являются величинами постоянными, а наклон рабочей линии, равный $R/(R+1)$, не зависит от концентрации и тоже остается постоянным, строят рабочую линию так, чтобы вписывалось заданное число теоретических ступеней контакта, а затем смещают параллельно своему первоначальному положению (при неизменной эффективности процесса) рабочую линию до заданного конечного состава в кубе $(x_W)_к$ (рис. 20.14, *а*). В связи с этим изменяется во времени состав дистиллята: от $x_{P\text{н}}$ (при начальном составе в кубе x_F), $x'_P, x''_P \ldots$ вплоть до конечного значения $(x_P)_к$.

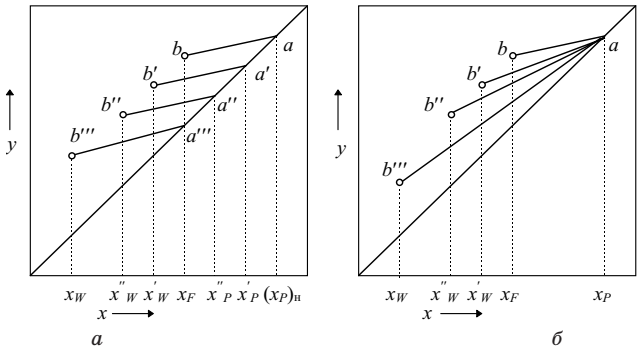


Рис. 20.14. Изображение рабочих линий процесса периодической ректификации: *а* – при R=const, *б* – при x_p = const

Состав жидкости в кубе в начале процесса выражается мольной долей x_F, по окончании процесса эта доля равна x_W, что обозначено

на диаграмме (рис. 20.14,*б*). По мере отбора дистиллята, содержащего больше легколетучего компонента x_P, чем жидкость в кубе, состав последнего непрерывно обедняется. Отсюда следует, что при желании удержать постоянный состав дистиллята надлежит все время увеличивать флегмовое число R, изменяя наклон рабочей линии, так как эффективность колонны, выраженная числом единиц переноса (или числом теоретических ступеней), остается неизменным.

Обычно расчет выполняют графическим способом при известной концентрации исходной смеси и эффективности колонны. Строят рабочую линию так, чтобы между линией равновесия и искомой рабочей линией вписывалось определенное количество теоретических ступеней. Точка пересечения рабочей линии и диагонали диаграммы дает значение возможно полученного дистиллята и значение флегмового числа. Затем, принимая произвольно ряд бо̀льших значений R, строят для каждой из них рабочую линию и вписывают между ней и линией равновесия заданное число теоретических тарелок, определяя тем самым меняющееся во времени значение легколетучего компонента в кубе.

Среднее флегмовое число для всего процесса определяется методом графического интегрирования:

$$R_{\text{ср}} = \frac{1}{x_F - x_W} \int_{x_W}^{x_F} R dx \ . \qquad (20.32)$$

В результате получается дистиллят, средний состав которого находится по уравнению

$$(x_P)_{\text{ср}} = \frac{1}{x_F - x_W} \int_{x_W}^{x_F} x_P dx \ . \qquad (20.33)$$

20.7. Ректификация многокомпонентных смесей

В промышленности приходится иметь дело с ректификацией многокомпонентных смесей чаще, чем с ректификацией бинарных смесей, и тем не менее процесс ректификации многокомпонентных смесей изучен относительно мало. Причиной этого является большое число степеней свободы в многокомпонентных системах. Как было показано ранее, при ректификации двухкомпонентных смесей и установлении общего давления и мольной доли одного компонента в дистилляте уже определено содержание другого компонента. В системе же из n компонентов имеется n степеней свободы.

Поэтому при заданном давлении процесса и содержании одного компонента нельзя однозначно определить ни содержание остальных компонентов, ни температуру, так как остается еще $n-2$ степени свободы. Можно произвольно подобрать содержание $n-2$ компонентов.

Процесс разделения бинарных (двухкомпонентных) смесей на относительно чистые компоненты можно проводить в одной

ректификационной колонне. Для разделения смеси, например состоящей из трех компонентов, требуются две колонны (рис. 20.15).

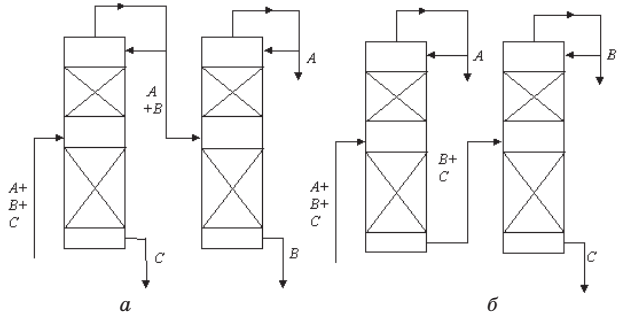


Рис. 20.15. Схема установок для ректификации трехкомпонентных смесей: *а* – последовательное соединение, *б* – параллельное

В зависимости от различий в летучести компонентов возможны два типа соединения колонн. Если компоненты A и B значительно более летучи, чем компонент C, то наиболее удобной является схема соединения колонн, изображенная на рис. 20.15, *а*; если же более летучим окажется компонент A, то практичнее схема соединения колонн, изображенная на рис. 20.15, *б*. Следовательно, разделение n-компонентной смеси потребует установки $n-1$ ректификационных колонн.

При расчете одной данной колонны из установки для ректификации многокомпонентной системы наибольшие трудности состоят в определении конечных продуктов этой колонны – дистиллята и исчерпывающей жидкости. В случае разгонки многокомпонентной жидкости с известным составом нельзя определить полный состав дистиллята и исчерпанной жидкости; можно только задать содержание одного компонента в дистилляте и одного – в исчерпанной жидкости. Обычно задается содержание одного малолетучего компонента, называемого тяжелым ключевым компонентом. Чаще всего этот компонент содержится в дистилляте в незначительном количестве (другие менее летучие компоненты практически отсутствуют в дистилляте). Затем задается содержание одного довольно летучего компонента в исчерпывающей жидкости – легкого ключевого компонента.

По выбранным ключевым компонентам обычным образом производят расчет каждой ректификационной колонны с определением высоты и диаметра.

20.8. Расчет основных размеров ректификационных колонн

Расчет ректификационных колонн принципиально не отличается от расчета аппаратов для процессов абсорбции и сводится к определению диаметра и высоты аппарата.

Так как расчет основных геометрических размеров колонн имеет отличительные особенности для различных типов колонн, рассмотрим методику расчета для каждого типа.

20.8.1. Расчет насадочных колонн

Работа колонн с насадкой основывается на использовании непрерывного противотока между жидкостью и паром. Флегма из дефлегматора стекает вниз по поверхности элементов насадки, которой наполнена колонна, а вверх по каналам, образованным насадкой, поднимаются пары.

Насадка колонн должна удовлетворять нескольким условиям: 1) иметь хорошо развитую поверхность, т.е. насадка должна иметь значительную поверхность на единицу общего объема; 2) материал насадки должен быть дешевым; 3) насадка должна хорошо смачиваться жидкостью; 4) иметь малое гидравлическое сопротивление; 5) материал насадки должен быть устойчивым к коррозии, влиянию давления и температуры; 6) равномерно распределять орошающую жидкость; 7) иметь малый удельный вес.

Некоторые насадки лучше удовлетворяют одному из этих условий, чем остальным, например: оказывают малое гидравлическое сопротивление, зато имеют небольшую удельную поверхность или наоборот. В зависимости от того, который из этих факторов играет бо̀льшую роль в экономическом расчете процесса, применяется тот или иной тип насадки.

Диаметр колонны рассчитывают по общему уравнению:

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi w_0}}, \qquad (20.34)$$

где G – объемный расход поднимающихся паров, м^3/с;

w_0 – фиктивная скорость пара, м/с.

Объемный расход пара обычно задан или находится из материального баланса процесса.

Выбор фиктивной скорости необходимо осуществлять на основе следующих соображений: с увеличением скорости потока, как правило, возрастают коэффициенты массопередачи, в результате чего уменьшается рабочий объем аппарата, но, с другой стороны, возрастает гидравлическое сопротивление аппарата, что приводит к увеличению расхода энергии на проведение процесса. Поэтому наиболее правильным является определение оптимальной фиктивной скорости пара на основе технико-экономического расчета, при котором стоимость эксплуатации будет минимальной.

На практике расчет фиктивной скорости производят из определения максимальной скорости, при которой наступает “захлебывание” аппарата или возрастание брызгоуноса. Фиктивная скорость $w_з$ пара, соответствующая “захлебыванию” аппарата, определяется по уравнению

$$\lg\left(\frac{w_з^2 a}{g S_{св}^3}\frac{\rho_п}{\rho_ж}\mu_ж^{0,16}\right) = 0{,}125 - 1{,}75\left(\frac{L}{G}\right)^{1/4}\left(\frac{\rho_п}{\rho_ж}\right)^{1/8}, \qquad (20.35)$$

где $S_{св}$ – свободное сечение насадки, м^2/м^3;

a – удельная поверхность насадки, м^2/м^3;

L, G – расходы жидкости и газа при "захлебывании" аппарата, кг/с;

$\rho_п$,$\rho_ж$ – плотности пара и жидкости, кг/м^3;

$\mu_ж$ – вязкость жидкости, Па · с.

Реальную скорость движения паров по колонне принимают уменьшенной на 10–20% от скорости $w_з$.

Высоту насадки находят одним из способов, описанных в разд. 15.4.

20.8.2. Расчет тарельчатых колонн

Тарельчатые колонны представляют собой вертикальные аппараты, внутри которых на определенном расстоянии друг от друга размещены горизонтальные перегородки – контактные устройства – тарелки, с помощью которых осуществляется ступенчатое многократное взаимодействие жидкости и пара.

В настоящее время применяются разнообразные конструкции контактных устройств, эффективность которых зависит от гидродинамических режимов их работы. Различают три основных гидродинамических режима работы тарелок: пузырьковый, пенный и инжекционный. Эти режимы отличаются структурой барботажного слоя, что в конечном счете определяет диаметр и высоту аппарата.

Данных о фиктивных скоростях пара, отвечающих различным гидродинамическим режимам, еще недостаточно. Поэтому в первом приближении, обобщая имеющиеся данные, фиктивную скорость пара в колонне w_0, м/с определяют из

$$w_0 = 0{,}1\sqrt{(\rho_ж - \rho_п)/\rho_п}\,. \qquad (20.36)$$

По рассчитанному значению w_0 определяют по (20.34) диаметр колонны.

Расчет высоты ректификационных колонн представляет собой сложную процедуру, описанную в специальной литературе. На практике же пользуются понятием η – КПД контактного устройства. По диаграмме y–x находят число теоретических ступеней $n_т$, деля на η, в соответствии с выражением (15.46) определяют число действительных тарелок $n_д$.

Рабочая высота колонны H, м:

$$H = (n_д - 1)h, \qquad (20.37)$$

где h – расстояние между тарелками, м.

20.9. Специальные виды перегонки

Специальные виды перегонки предназначены для случаев, когда затруднено разделение жидких смесей, связанных

– с близкими температурами кипения, т.е. относительная летучесть одного компонента по отношению к другому близка к единице;

– с образованием азеотропных смесей, смесей веществ с одинаковой летучестью.

В связи с этим к специальным видам перегонки относятся:

1) экстрактивная ректификация;

2) азеотропная ректификация;

3) молекулярная дистилляция.

20.9.1. Экстрактивная ректификация

Значительные трудности встречаются при разделении близкокипящих компонентов с относительной летучестью меньше 1,05. В этих случаях кривая фазового равновесия подходит очень близко к диагонали на $y–x$ и необходимое число теоретических тарелок возрастает, что ведет к большой высоте ректификационных колонн, а значит, удорожанию установки. Процесс разделения такой смеси может быть упрощен путем введения в систему третьего компонента, который повышает относительную летучесть основных компонентов. Влияние добавки разделяющего компонента на изменение относительной летучести компонентов показано на рис. 20.16.

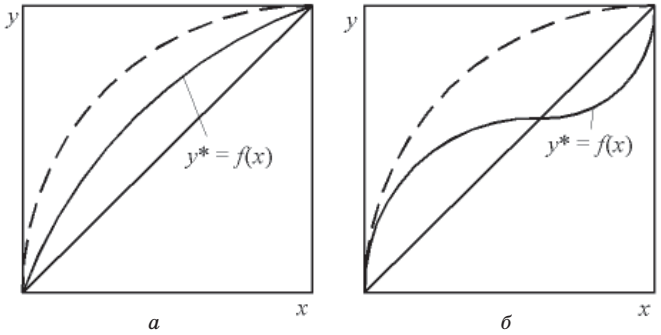


Рис. 20.16. Влияние на фазовое равновесие добавки разделяющего компонента на
а – разделение близкокипящих компонентов, *б* – азеотропную смесь

Из рис. 20.16 видно, что вследствие повышения относительной летучести процесс разделения близкокипящих компонентов (рис. 20.16, *а*) и азеотропной смеси (рис. 20.16, *б*) значительно облегчается и может быть осуществлен при меньшем числе ступеней разделения.

Схема установки для экстрактивной ректификации показана на рис. 20.17. Установка состоит из двух обычных ректификационных колонн, в первую из которых на одну из верхних тарелок укрепляющей части вводится поток разделяющего агента *С*.

Компонент *C* (с низкой летучестью, специально подобранный) увеличивает относительную летучесть обоих компонентов и, стекая по тарелкам вниз колонны, экстрагирует из паровой фазы высококипящий компонент *B*. Кубовая жидкость первой колонны, представляющая собой смесь разделяющего компонента исходной смеси *B*, направляется во вторую ректификационную колонну, где разделяется на дистиллят (высококипящий компонент исходной смеси) и кубовый остаток (регенерированный разделяющий агент), который возвращается на повторное использование в первую колонну.

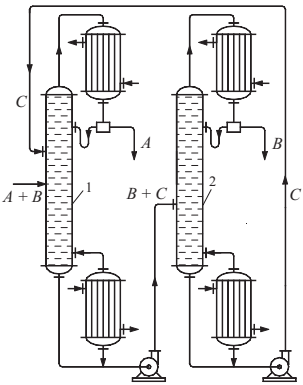


Рис. 20.17. Схема установки для экстрактивной ректификации:
1 – экстракционно-ректификационная колонна; 2 – ректификационная колонна для регенерации разделяющего агента

При выборе разделяющих агентов руководствуются следующими требованиями: 1) низким давлением паров; 2) возможностью регенерации; 3) отсутствием азеотропных смесей с компонентами разделяемых смесей; 4) химической инертностью по отношению к компонентам и оборудованию; 5) безопасностью применения; 6) доступностью; 7) низкой стоимостью; 8) теплостойкостью.

20.9.2. Азеотропная ректификация

Этот процесс основан на введении нового компонента, имеющего значительную летучесть. Его действие, как и при экстрактивной ректификации, заключается в изменении относительной летучести основных компонентов. Сопровождается оно образованием летучей азеотропной смеси разделяющего компонента с одним из компонентов или даже с обоими. При этом в случае образования трехкомпонентной азеотропной смеси отношение содержащихся в ней основных компонентов должно быть иным, чем в исходной смеси, поступающей на ректификацию. В колонне с достаточным числом тарелок происходит разделение на дистиллят с составом, близким к составу летучей азеотропной смеси, и на исчерпывающую жидкость; последняя при соответствующем соотношении исходной смеси и разделяющего компонента может состоять из одного основного компонента в чистом виде.

На рис. 20.18 показан один из вариантов азеотропной ректификации, когда образующаяся азеотропная смесь обладает меньшей летучестью (т.е. имеет меньшую температуру кипения). Исходная азеотропная смесь ($A+B$) поступает на питающую тарелку колонны, которая орошается сверху разделяющим агентом *C*.

Сверху колонны удаляется азеотропная смесь компонентов $A + C$ с меньшей летучестью, а снизу колонны выводится компонент B.

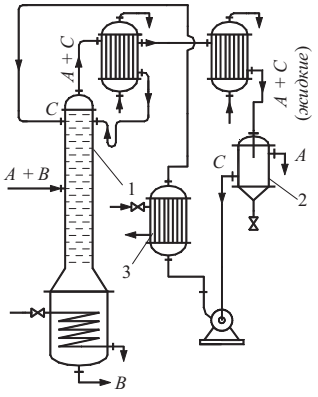


Рис. 20.18. Схема установки для азеотропной ректификации:
1 – ректификационная колонна; 2 – отстойник; 3 – подогреватель

Типичным примером такого разделения является азеотропная смесь этиловый спирт – вода с содержанием спирта 96 % мас. В качестве разделяющего компонента используют бензол. В тройной системе вода – спирт – бензол, кроме указанной азеотропной смеси, присутствует тройная азеотропная смесь: 18,5 % мас. спирта, 74,1 % мас. бензола и 7,4 % мас. воды с температурой кипения 64,85 ^{0}C.

Азеотропную ректификацию целесообразно применять в непрерывных процессах при малых содержаниях низкокипящего компонента в исходной смеси. Это позволяет уменьшить расход тепла на испарение НК и добавляемого разделяющего компонента, что является основным недостатком азеотропной ректификации.

20.9.3. Молекулярная дистилляция

Молекулярную дистилляцию ведут в глубоком вакууме, соответствующем остаточному давлению $10^{-3} \div 10^{-11}$ мм рт.ст. При таком вакууме молекулы легко преодолевают силы взаимного притяжения, число ударов молекул друг о друга значительно уменьшается, а длина свободного пробега молекул между соударениями резко возрастает.

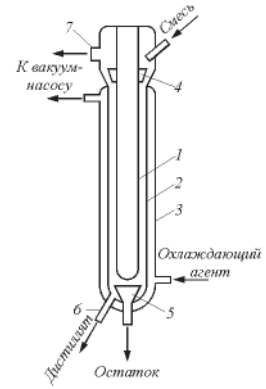


Рис.20.19. Схема установки для молекулярной дистилляции:
1 – испаритель; 2 – конденсатор; 3 – рубашка; 4,5 – воронка; 6 – труба для вывода дистиллята; 7 – патрубок для присоединения вакуум-насоса

Если расстояние между поверхностями испарения и конденсации меньше длины свободного пробега молекул, то отрывающиеся от поверхности испарения молекулы низкокипящего компонента непосредственно попадают на поверхность конденсации и улавливаются на ней. Расстояние между поверхностями испарения и конденсации составляет 20÷30 мм, разность температур между ними должна быть порядка 100 ^{0}C.

На рис. 20.19 показана схема простейшего аппарата для молекулярной дистилляции. Внутри цилиндрического

испарителя 1 имеется спираль для электронагрева разделяемой смеси. Цилиндрический конденсатор 2 снабжен рубашкой 3, по которой движется охлаждающий агент. Исходная смесь подается сверху по трубе в воронку 4 и стекает пленкой по наружной поверхности испарителя. Остаток удаляется снизу через воронку 5, дистиллят, собирающийся на внутренней поверхности конденсатора, отводится также снизу по трубе 6. В кольцевом пространстве между испарителем и конденсатором поддерживается требуемый вакуум посредством насоса глубокого вакуума.

Молекулярная дистилляция применяется для извлечения легколетучих ценных компонентов, содержащихся в исходной смеси в малых концентрациях, и для полной очистки продуктов от вредных примесей.

Молекулярная дистилляция является относительно дорогим способом разделения.

Список литературы:

1. *Багутуров С.А.* Основы расчета и теории перегонки и ректификации. Изд.3-е. М.: Химия, 1974. 440 с.

2. *Александров Н.А.* Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. Изд. 3-е. М.: Химия, 1978. 280 с.

3. *Александров И.А.* Массопередача при ректификации многокомпонентных смесей. Л.: Химия, 1975. 320 с.

4. *Рамм В.М.* Абсорбция газов. М.: Химия, 1966. 767 с.

5. *Крель Э.* Руководство по лабораторной перегонке. Пер с нем./Под ред. В.М.Олевского. М.: Химия, 1980. 520 с.

6. *Касаткин А.Г., Плановский А.Н., Чехов О.С.* Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов. М.: Стандартгиз, 1961. 81 с.

7. *Тарат Э.А., Мухленов И.П., Туболкин А.Ф., Тумаркина Е.С.* Пенный режим и пенные аппараты. М.: Химия, 1977. 304 с.

Глава 21. КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ

21.1. Общие сведения

Кристаллизацией называется выделение твердой фазы в виде кристаллов из растворов и расплавов. Кристаллизация применяется для получения твердых веществ в чистом виде.

Кристаллизация из растворов основана на ограниченной растворимости твердых веществ. Раствор, содержащий максимальное количество растворителя при определенной температуре, называется *насыщенным*, раствор, содержащий бо̀льшее количество растворенного вещества, – *пересыщенным*, раствор, содержащий меньшее количество растворенного вещества, – *ненасыщенным*. Пересыщенные растворы неустойчивы: из них выделяется избыточное количество растворенного вещества, т.е. происходит процесс кристаллизации. После выделения кристаллов раствор становится насыщенным.

Ненасыщенные растворы сами по себе устойчивы, но при добавлении в такой раствор твердого вещества оно будет растворяться до тех пор, пока раствор не станет насыщенным.

21.2. Равновесие в процессах кристаллизации

Растворимость твердого вещества равна концентрации насыщенного раствора и зависит от температуры, давления, а также от свойств растворяемых твердых веществ и растворителя. Для большинства твердых веществ растворимость с повышением температуры уменьшается или имеет при определенной температуре максимальное значение. Зависимость концентрации насыщенного раствора от температуры представлена на рис. 21.1.

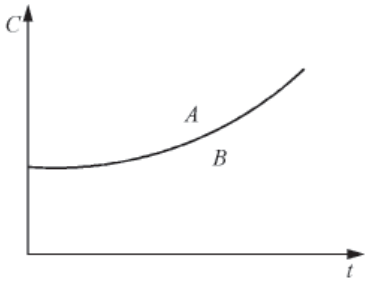


Рис. 21.1. Типичная кривая растворимости

Кривые растворимости могут экстраполироваться и интерполироваться по методу Дюринга: если молярная концентрация некоторого вещества в насыщенном растворе при температуре t_1 равна C_1, а при температуре t_2 равна C_2 и концентрация другого вещества в том же растворителе также равна C_1 и C_2, но только при температурах t_3 и t_4, то отношения разностей температур имеют постоянную величину:

$$\frac{t_4 - t_3}{t_2 - t_1} = K.$$

Постоянная K – характерная величина для данной пары растворов.

При экстраполяции надо считаться с осложнениями, которые вызывают появление в твердой фазе кристаллов с разной степенью гидратации. Данное твердое вещество может образовывать с жидкостью соединения (кристаллогидраты), содержащие разные количества жидкости. Каждый кристаллогидрат имеет определенную кривую растворимости.

Кривые растворимости при разных степенях гидратации имеют большое практическое значение: по ним можно судить, в каких пределах температур следует проводить процесс, чтобы получить из раствора твердую кристаллизационную фазу с заданным содержанием кристаллизационной жидкости.

21.3. Способы кристаллизации. Влияние условий на зарождение и рост кристаллов

Для проведения процесса кристаллизации пользуются следующими способами создания пересыщенных растворов:

– *изменением температуры раствора*: при этом растворимость вещества снижается, раствор становится пересыщенным, а затем происходит кристаллизация растворенного вещества с переходом раствора из пересыщенного в насыщенное состояние. Охлаждение раствора применяют для растворов, имеющих положительную растворимость, а нагревание – для растворов, у которых растворимость с повышением температуры падает (отрицательная растворимость);

– *удалением части растворителя*: пересыщение создается путем концентрирования раствора при испарении растворителя. Таким способом процесс проводят под вакуумом в случаях, когда кристаллы малоустойчивы при повышенной температуре, особенно при соприкосновении с поверхностями нагрева. Существенным недостатком кристаллизации с удалением части растворителя является инкрустация кристаллами теплопередающей поверхности;

– *высаливанием*, т.е. добавлением в раствор вещества, понижающего растворимость выделенных кристаллов. Как правило, вводимое и кристаллизуемое вещества имеют одинаковый ион.

Независимо от способа процесс кристаллизации состоит из двух последовательных стадий: образование зародышей кристаллов и рост кристаллов. Образование зародышей кристаллов происходит в пересыщенных растворах, когда пересыщение достигает определенной величины (рис. 21.2, точка *A*). Между кривой насыщения и пересыщения находится зона, в которой может происходить только рост кристаллов, а новые зародыши возникать не будут (точка *B*). Поэтому для получения однородных кристаллов необходимо добиться одновременного образования достаточного количества зародышей и избежать вторичного их возникновения во время роста уже образовавшихся кристаллов.

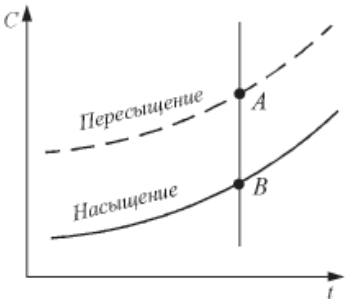


Рис. 21.2. Кривая пересыщения

Образование зародышей возникает за счет столкновений в растворе отдельных молекул растворенного вещества и постепенно достигают субмикроскопических размеров. Несмотря на пересыщенность очень мелкие кристаллы обратно растворяются в растворе. Таким образом, для каждого пресыщения существует минимальный размер кристалла, обеспечивающий устойчивость его при данном пересыщении.

Иногда, чтобы началась кристаллизация, требуется значительное пересыщение раствора. В этом случае в пересыщенный раствор вводят небольшое количество кристаллов (искусственные зародыши – затравка), размеры которых несоизмеримо велики по сравнению с естественными зародышами.

Кроме этого на образование зародышей влияют такие внешние воздействия, как перемешивание раствора, шероховатость стенок кристаллизатора и перемешивающего устройства, примеси в растворе, наличие в растворе тел с большой поверхностью.

После возникновения в пересыщенном растворе зародышей кристаллов с размерами, большими критических, на их поверхности начинает отлагаться кристаллизуемое вещество.

В настоящее время наибольшее распространение получила диффузионная теория роста кристаллов, согласно которой растворенное вещество первоначально диффундирует из глубины раствора через ламинарный пограничный подслой у поверхности кристалла, а затем подведенное вещество как бы встраивается в тело кристалла.

Скорость процесса кристаллизации определяется уравнением

$$\frac{dm}{d\tau} = K(C - C_P)F, \qquad (21.1)$$

где C – концентрация пересыщения;

C_P – концентрация насыщения;

F – поверхность кристалла;

K – общий коэффициент скорости процесса.

Величину K определяют из соотношения:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\beta} + \frac{1}{K_в}, \qquad (21.2)$$

где β – коэффициент массоотдачи, определяемый скоростью подвода вещества к поверхности кристалла;

$K_в$ – константа скорости встраивания молекул в кристалл.

На кинетику процесса кристаллизации влияет большое число факторов, основными из которых являются пересыщение, температура, интенсивность перемешивания. Количественный эффект воздействия того или иного фактора определяется экспериментально для конкретной системы.

При кристаллизации основными показателями качества полученных кристаллов являются: форма, размер, фракционный состав и степень чистоты кристаллов.

Эти показатели определяются качеством раствора и условиями.

Так, на форму кристаллов, определяемую природой кристаллизуемого вещества, существенное влияние оказывает наличие примесей (загрязнений) растворителя. Получение более крупных кристаллов проводят при медленном их росте и небольших степенях пересыщения раствора, что увеличивает время кристаллизации, уменьшая производительность оборудования.

Основное загрязнение кристаллов обусловлено наличием в исходном растворе нежелательных примесей, которые попадают внутрь кристалла с маточным раствором в трещинах, дефектных полостях и др.

С целью получения чистых кристаллов проводят или химическую обработку исходного раствора, или промывку полученных кристаллов с последующей кристаллизацией.

21.4. Материальный и тепловой балансы кристаллизации

21.4.1. Материальный баланс кристаллизации

В самом общем случае процесс кристаллизации может протекать при охлаждении раствора или при частичном испарении растворителя. Вместе с этим кристаллизующее вещество может выпадать в виде кристаллогидратов.

Обозначим

$G_р$, $G_{кр}$, $G_м$ – количества исходного раствора, полученных кристаллов и маточного раствора, кг;

$b_р$, $b_м$ – массовые концентрации исходного и маточного растворов, весовые доли;

W – количество удаленного растворителя, кг;

$W_{кр}$ – количество растворителя, идущего на образование кристаллогидрата, кг;

M_1, M_2 – молекулярные массы растворенного вещества и растворителя, кг/кмоль;

n – число молекул растворителя, присоединившихся к одной молекуле кристаллизующего вещества.

Тогда общий материальный баланс такой:

$$G_р = G_{кр} + G_м + W. \qquad (21.3)$$

Для получения уравнений количества выпавших кристаллов воспользуемся следующими соображениями:

– количество раствора $W_м$, оставшегося в маточнике:

$$W_м = G_м(1-b_м) = G_р(1-b_р) - W - W_{кр} =$$

$$= G_р(1-b_р) - W - G_{кр}\frac{nM_2}{M_1+nM_2}, \qquad (21.4)$$

– количество маточника, используя (21.3):

$$G_{кр} = \frac{W_м}{(1-b_м)} = G_р - W - G_{кр}. \qquad (21.5)$$

Из (21.5), используя с подстановкой (21.4), количество выпавших кристаллов будет определяться так:

$$G_{кр} = G_р - W - \frac{W_м}{(1-b_м)} = G_р - W -$$

$$-\left(G_р(1-b_р) - W - G_{кр}\frac{nM_2}{M_1+nM_2}\right)\frac{1}{1-b_м}. \qquad (21.6)$$

Выражая из (21.5) $G_{кр}$, окончательно получим

$$G_{кр} = \frac{G_р(b_р - b_м) + Wb_м}{(1-b_м) - \dfrac{nM_2}{M_1+nM_2}}. \qquad (21.7)$$

Если процесс кристаллизации протекает без испарения растворителя (т.е. W=0), но с образованием кристаллогидратов, то

$$G_{кр} = \frac{G_р(b_р - b_м)}{(1-b_м) - \dfrac{nM_2}{M_1+nM_2}}. \qquad (21.8)$$

В случае испарения растворителя (т.е. $W \neq 0$), но когда кристаллы выделяются в безводной форме (т.е. n=0), то имеем:

$$G_{кр} = \frac{G_р(b_р - b_м) + Wb_м}{(1-b_м)}. \qquad (21.9)$$

Наконец, при кристаллизации без удаления растворителя (т.е. W=0) количество кристаллов в безводной форме (т.е. n=0) определится, как

$$G_{кр} = \frac{G_р(b_р - b_м)}{(1-b_м)}. \qquad (21.10)$$

21.4.2. Тепловой баланс кристаллизации

Тепловой баланс кристаллизации составляется для определения расходов теплоносителей: для кристаллизации с удалением части растворителя – расход греющего пара, для кристаллизации без удаления части растворителя – расход охлаждающей воды.

Обозначим:

$i_р$, $i_м$, $i_{кр}$ – энтальпия раствора, маточника и кристаллов, кДж/кг;

$i_{г1}$, $i_{г2}$ – начальная и конечная энтальпии теплоносителя, кДж/кг;

$i_{о1}$, $i_{о2}$ – начальная и конечная энтальпии охлаждающей среды, кДж/кг;

i – энтальпия парообразного растворителя, кДж/кг;

Δq – тепловой эффект концентрирования раствора при изменении концентрации от $b_р$ и $b_м$, кДж. На практике теплоту

кристаллизации обычно принимают равной по величине и противоположной по знаку тепловому эффекту при растворении;

$G_т$, $G_о$ – расходы теплоносителя и охлаждающей среды, кг/с.

21.4.3. Кристаллизация с удалением части растворителя

Приход тепла:

– с раствором $Q_1 = G_р i_р = G_р C_р t_р$;

– теплота дегидратации $\pm Q_2 = \Delta q G_м b_м$;

– от теплоносителя (от насыщенного пара) $Q_3 = G_т (i_{г1} - i_{г2}) = G_т (r + C_B (t_{конд} - t_{кон}))$.

Расход тепла:

– с кристаллами $Q_4 = G_{кр} i_{кр} = G_{кр} C_{кр} t_м$;

– с маточным раствором $Q_5 = G_м i_м = G_м C_м t_м$;

– с парами растворителя $Q_6 = Wi$;

– потери в окружающую среду Q_7.

В соответствии с законом сохранения энергии:

$$Q_1 \pm Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7. \qquad (21.11)$$

Из (21.10) находят расход теплоносителя – насыщенного водяного пара:

$$G_т = \frac{G_{кр} C_{кр} t_м + G_м + C_м t_м + QWi + Q_7 - G_р C_р t_р \pm q G_м b_м}{r + C_B (t_{конд} - t_{кон})}. \qquad (21.12)$$

При проведении вакуум-кристаллизации Q_3=0, расчет сводится в определении создаваемого вакуума.

21.4.4. Кристаллизация при охлаждении раствора

Приход тепла:

– с раствором $Q_1 = G_р i_р = G_р C_р t_р$;

– теплота дегидратации $\pm Q_2 = \Delta q G_м b_м$;

– с окружающей средой Q_3.

Расход тепла:

– с кристаллами $Q_4 = G_{кр} i_{кр} = G_{кр} C_{кр} t_м$;

– с маточным раствором $Q_5 = G_м i_м = G_м C_м t_м$;

– с охлаждающим агентом $Q_6 = G_0 (i_{о1} - i_{о2})$.

В этом случае тепловой баланс выглядит так:

$$Q_1 \pm Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6, \qquad (21.13)$$

откуда расход охлаждающего агента:

$$G_т = \frac{G_р C_р t_р + \Delta q G_м b_м + Q_3 - G_{кр} C_{кр} t_м - G_м C_м t_м}{i_{о1} - i_{о2}}. \qquad (21.14)$$

Основные размеры кристаллизатора определяются поверхностью теплообмена, необходимого для нагревания раствора с последующим испарением части растворителя или же для охлаждения раствора в заданных пределах температуры.

21.5. Устройство кристаллизаторов

Применяемые кристаллизаторы можно разделить на четыре группы: 1) кристаллизаторы с удалением части растворителя; 2) кристаллизаторы с охлаждением раствора; 3) вакуум-кристаллизаторы; 4) кристаллизаторы с псевдоожиженным слоем.

Выбор той или иной конструкции зависит от многих факторов: общей технологической схемы производства, физико-химических свойств раствора, производительности и т.п.

По организации процесса кристаллизации различают периодически и непрерывно действующие аппараты.

Периодически действующие кристаллизаторы часто применяют в условиях мелкомасштабного производства. Они представляют собой вертикальные цилиндрические сосуды – реакторы с охлаждающими рубашками или внутренними змеевиками, снабженные механическими мешалками якорного или рамного типа.

Перемешивание раствора не только ускоряет процесс кристаллизации за счет интенсификации теплообмена, но и уменьшает возможность инкрустации теплопередающей поверхности, увеличивая время между чистками аппарата. Вместе с тем, благодаря перемешиванию растущие кристаллы, находясь во взвешенном состоянии, омываются раствором со всех сторон, что обеспечивает правильность их формы и минимальный захват маточного раствора.

В крупнотоннажных производствах применяются кристаллизаторы непрерывного действия.

Кристаллизаторы с удалением части растворителя применяются для кристаллизации солей, растворимость которых мало изменяется с температурой. При этом процесс осуществляется путем удаления части растворителя при выпаривании раствора. Конструкции выпарных кристаллизаторов аналогичны конструкциям выпарных аппаратов. Выпарной аппарат – кристаллизатор с выносной нагревательной камерой представлен на рис. 21.3. Скорость раствора в трубах нагревательной камеры не должно превышать 3 м/с, так как при больших скоростях возможно истирание кристаллов.

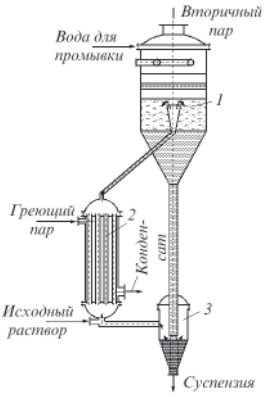


Рис.21.3. Выпарной аппарат-кристаллизатор с выносной нагревательной камерой: 1 – сепаратор; 2 – нагревательная камера; 3 – сборник кристаллов

Процесс кристаллизации легко подвергается регулированию. Продукт получается сравнительно крупнокристаллическим и однородным.

С целью снижения расхода тепла процесс осуществляют в многокорпусных

установках. Чаще всего используют параллельное питание исходным раствором с выводом суспензии из каждого корпуса, где отсутствуют переточные трубопроводы из корпуса в корпус и устраняется возможность их засорения кристаллами.

Кристаллизаторы с охлаждением раствора. Типичным представителем кристаллизаторов с охлаждением раствора является кристаллизатор с ленточной мешалкой (рис. 21.4). Он состоит из корытообразного корпуса с полуцилиндрическим дном, снабженного охлаждающей рубашкой и мешалкой из трех спиральных (винтообразных) металлических лент.

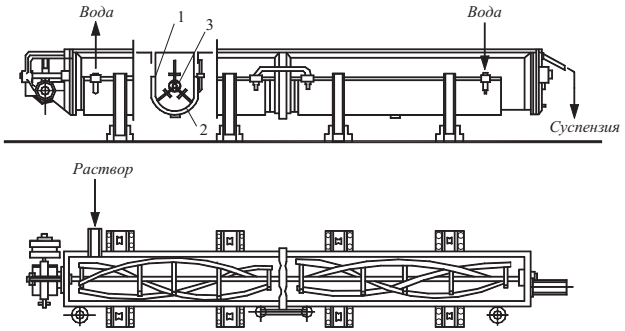


Рис. 21.4. Кристаллизатор с ленточной мешалкой:
1 – корыто; 2 – водяная рубашка; 3 – ленточная мешалка

Перемещение раствора и растущих кристаллов происходит без значительного продольного перемешивания. Охлаждающая вода движется противотоком по отношению к раствору. Вследствие интенсивного охлаждения раствора кристаллы получаются мелкие, но правильной формы и однородные по размеру. При этом, обладая высокой производительностью, аппарат подвержен все же инкрустации поверхностей, соприкасающихся с раствором, требует периодической остановки для очистки.

Для получения более крупных кристаллов иногда применяют воздушное охлаждение (кристаллизаторы с воздушным охлаждением рис. 21.5). В данном случае аппараты изготавливают без рубашек, открытыми. Однако это сильно снижает их производительность, которая в значительной степени зависит от температуры воздуха (зимой производительность выше, чем летом). Для усиления охлаждения барабан иногда орошается снаружи водой, которая затем стекает в корыто, установленное под кристаллизатором.

Недостатком кристаллизаторов с охлаждением раствора является их громоздкость, поэтому с целью экономии производственных площадей их устанавливают друг над другом (каскадом), соединяя последовательно.

Вакуумные кристаллизаторы – это аппараты, в которых раствор охлаждается до тех пор, пока температура не станет равной

температуре насыщенного пара при давлении, установившемся в аппарате. Таким образом, в вакуум-кристаллизаторах происходит одновременное удаление части растворителя (путем испарения в вакууме) и охлаждение раствора.

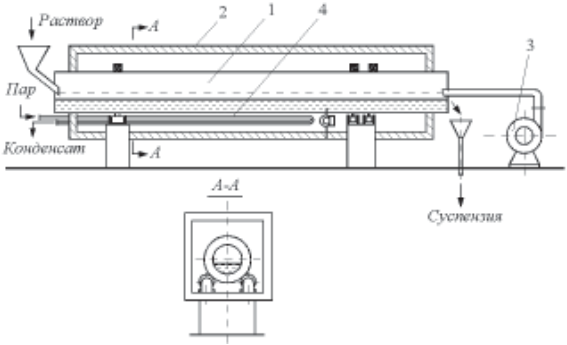


Рис. 21.5. Барабанный кристаллизатор с воздушным охлаждением:
1 – труба аппарата; 2 – термоизоляционный кожух; 3 – вентилятор;
4 – труба для обогрева

Простейший вакуум-кристаллизатор представляет собой герметический сосуд с мешалкой, в который заливают раствор, после чего в аппарате создается вакуум. Для создания вакуума обычно применяются пароструйные эжекторы, отсасывающие из аппарата пары растворителя.

Значительно более экономичны многоступенчатые (многокорпусные) вакуум-выпарные аппараты (рис. 21.6). Они состоят из нескольких последовательно соединенных по ходу жидкости аппаратов, причем в первых корпусах испарение происходит при меньшем вакууме, а максимальный вакуум достигается лишь в последнем корпусе. При этом абсолютное давление в аппарате и температура раствора постепенно уменьшаются от первого корпуса к последнему. Перетекание раствора из корпуса в корпус происходит за счет разности давлений в них.

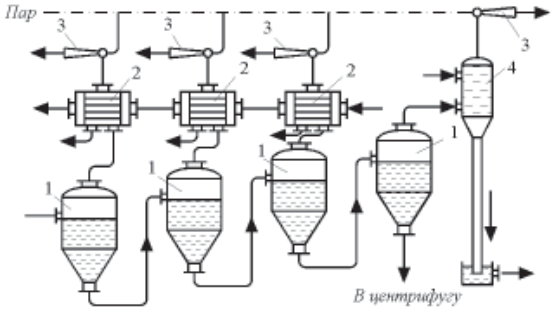


Рис. 21.6. Многоступенчатая вакуум-кристаллизационная установка:
1 – корпуса-испарители; 2 – поверхностные конденсаторы;
3 – пароструйные насосы; 4 – конденсатор барометрический

Вакуум-кристаллизаторы имеют большую производительность, но при этом образуются мелкие кристаллы (до 0,2 мм).

Кристаллизаторы с псевдоожиженным слоем позволяют получать однородные более крупные кристаллы.

Выпарной аппарат-кристаллизатор с псевдоожиженным слоем представлен на рис 21.7. Исходный раствор поступает в циркуляционную трубу, смешивается с маточным раствором, прокачивается насосом 4 через нагревательную камеру 1 и по трубе 5 поступает в трубу вскипания 8. После испарения растворителя пересыщенный раствор по трубе 6 опускается в нижнюю часть корпуса кристаллизатора. Поднимающийся в корпус раствор создает сепарирующий псевдоожиженный слой, где более крупные кристаллы оседают на дно и отводятся снизу аппарата, а мелкие – продолжают расти в псевдоожиженном слое. Часть мелких кристаллов и зародышей восходящим потоком раствора выносится из аппарата.

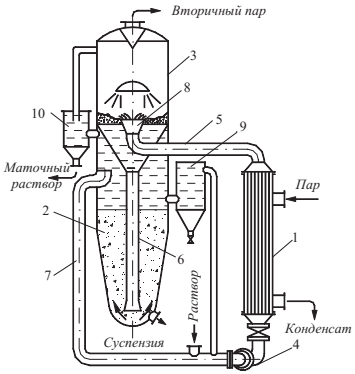


Рис. 21.7. Выпарной аппарат-кристаллизатор с псевдоожиженным слоем и выносной нагревательной камерой: 1 – нагревательная камера; 2 – корпус аппарата; 3 – сепаратор; 4 – насос; 5, 6, 7 – трубы циркуляционные; 8 – труба вскипания; 9 – сборник мелких кристаллов; 10 – фонарь

Производительность таких аппаратов невелика, но главное их достоинство – получение однородных, крупных (до ~ 2 мм) кристаллов веществ.

Список литературы:

1. *Тодес О.М., Себалло В.А., Гольцикер А.Д.* Массовая кристаллизация из растворов. Л.: Химия, 1984. 232 с.

2. *Гельперин Н.И., Носов Г.А.* Основы техники кристаллизации расплавов. М.: Химия, 1975. 351 с.

3. *Хамский Е.В.* Кристаллизация в химической промышленности. М.: Химия, 1979. 343 с.

4. *Гельперин Н.И., Носов Г.А.* Основы техники фракционной кристаллизации. М.: Химия, 1986. 304 с.

СОДЕРЖАНИЕ

ПРЕДИСЛОВИЕ.....3
ВВЕДЕНИЕ
Чуешов В.И.
Краткий исторический очерк развития заводской технологии лекарств как науки. Процессы и аппараты фармацевтической технологии.....5
Классификация основных процессов.....9
Системы единиц измерения физических величин.....10
Список литературы.....13
Глава 1. Требования к материалам и аппаратам
Чуешов В.И., Чернов Н.Е.
1.1. Эксплуатационные требования.....14
1.2. Конструктивные требования.....15
1.3. Требования техники безопасности и промышленной санитарии.....15
1.4. Экономические требования.....15
1.5. Классификация и характеристика материалов для изготовления аппаратов, их защита от коррозии.....16
1.5.1. *Металлы*.....16
Защита металлов от коррозии.....18
Виды коррозии.....18
Борьба с коррозией.....19
1.5.2. *Неметаллические материалы*.....20
Список литературы.....22
Глава 2. Технические свойства материалов, полупродуктов и продуктов фармацевтических производств
Чуешов В.И., Чернов Н.Е.
2.1. Общие сведения.....23
1. *Физико-механические и структурные свойства*.....23
2. *Теплофизические свойства*.....23
3. *Физико-химические свойства*.....23
2.2. Структурно-механические свойства материалов.....24
2.2.1. *Сыпучие материалы*.....24
2.2.2. *Эмульсии, суспензии и растворы*.....25
2.3. Теплофизические и физико-химические свойства материалов.....27
2.3.1. *Коэффициент теплопроводности*.....27
2.3.2. *Теплоемкость*.....28
Приложения.....29
Список литературы.....30
МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ
Глава 3. Измельчение, смешение и дозировка твердых материалов в фармацевтическом производстве
Шебанова С.Т., Чернов Н.Е.
3.1. Способы измельчения и их классификация.....32
3.2. Теоретические основы измельчения.....35
3.3. Устройство и принцип работы измельчающих машин.....37

3.3.1. *Дробилки*.....38
Ударно-центробежные дробилки.....42
Измельчители ударно-истирающего действия 45
Расчет шаровых барабанных мельниц.....47
Бегуны.....49
Сверхтонкое измельчение.....54
3.3.2. *Изрезывающие машины*.....64
3.4. Смешение твердых материалов.....66
3.4.1. *Барабанные смесители*.....66
3.4.2. *Шнековые смесители*.....66
3.4.3. *Лопастные смесители*.....67
3.5. Питатели твердых материалов.....68
3.5.1. *Питатели непрерывного движения*.....68
3.5.2. *Питатели колебательного движения*.....69
3.5.3. *Вращающиеся питатели*.....71
3.6. Дозаторы твердых материалов.....72
3.6.1. *Дозаторы периодического (дискретного) действия*.....73
3.6.2. Дозаторы непрерывного действия.....74
Список литературы.....77
Глава 4. Сортировка и транспортировка сыпучих материалов
Чернов Н.Е., Шебанова С.Т.
4.1. Механическое просеивание.....78
4.1.1. *Механизмы для сортирования*.....79
4.2. Пневматическое и гидравлическое сортирование.....84
4.3. Механизмы для перемещения твердых материалов.....88
4.3.1. *Механизмы для горизонтального перемещения*.....89
4.3.2. *Механизмы для вертикального перемещения*.....91
4.3.3. *Пневматические транспортеры*.....91
4.4. Расчет устройств непрерывного транспорта.....94
4.5. Магнитная сепарация.....98
Список литературы.....100
Глава 5. Обработка материалов прессованием
Чуешов В.И., Чернов Н.Е.
5.1. Отделение жидкости из твердых материалов.....101
5.1.1. *Характеристика процесса*.....101
5.1.2. *Устройство прессов для отделения жидкости*.....102
5.2. Уплотнение сыпучих материалов.....106
Список литературы.....107
ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ
Глава 6. Основы гидравлики
Зайцев А.И.
6.1. Общие сведения.....108
6.2. Основные физические свойства жидкостей.....108
6.3. Гидростатика. Основное уравнение гидростатики.....110
6.4. Некоторые практические приложения основного уравнения гидростатики.....113
Принцип сообщающихся сосудов.....113
Пневматическое измерение количества жидкости в резервуарах (рис. 6.4).....114

Давление жидкости на дно и стенки сосуда.....114
6.5. Гидродинамика. Основные характеристики движения жидкостей.....115
6.5.1.*Скорость и расход жидкости*.....115
6.5.2. *Режим движения жидкостей*.....115
6.5.3. *Гидравлический радиус и эквивалентный диаметр*.....116
6.5.4. *Распределение скоростей и расход жидкости по сечению потока*.....117
6.6. Материальный баланс потока (уравнение неразрывности потока).....120
6.7. Энергетический баланс потока (уравнение Бернулли).....120
6.8. Некоторые практические приложения уравнения Бернулли.....123
6.8.1. *Измерения скорости и расхода*.....123
6.8.2. *Истечение жидкостей*.....124
6.9. Элементы теории подобия.....126
6.10. Гидродинамическое подобие.....129
6.11. Гидравлическое сопротивление в трубопроводах.....132
Потеря напора на трение.....132
Потеря напора на местные сопротивления.....134
6.12. Расчет диаметра трубопровода.....134
6.13. Гидродинамика кипящих (псевдоожиженных) зернистых слоев.....135
Список литературы.....137
Глава 7. Перемещение жидкостей
Зайцев А.И.
7.1. Общие сведения.....138
7.2. Основные параметры насосов.....138
7.3. Поршневые насосы.....141
7.4. Центробежные насосы.....145
7.5. Насосы других типов.....149
Список литературы.....151
Глава 8. Перемещение и сжатие газов
Зайцев А.И.
8.1. Общие сведения.....152
8.2. Термодинамические основы процесса сжатия газов.....152
8.3. Поршневые компрессоры.....155
8.4. Ротационные компрессоры.....159
8.5. Компрессорные машины других типов.....161
Список литературы.....162
Глава 9. Разделение неоднородных систем в фармацевтической технологии
Чуешов В.И., Шебанова С.Т.
9.1. Классификация неоднородных систем и методы их разделения.....163
9.2. Материальный баланс процесса разделения.....164
9.3. Разделение жидких систем.....165
9.3.1. *Осаждение (отстаивание)*.....165
9.3.2. *Фильтрование*.....174

9.3.3. *Центрифугирование*.....189
9.3.4. *Мембранное разделение*.....197
9.3.5. *Метод термодиффузионного разделения*.....215
Зайцев А.И.
9.4. Разделение газовых систем.....216
9.4.1. *Общие сведения*.....216
9.4.2. *Очистка газов под действием гравитационных, инерционных и центробежных сил*.....217
9.4.3. *Очистка газов фильтрованием*.....220
9.4.4. *Мокрая очистка газов*.....221
9.4.5. *Электрическая очистка газов*.....222
Список литературы.....224
Глава 10. Перемешивание в жидких средах
Чернов Н.Е., Шебанова С.Т.
10.1. Общие сведения.....226
10.2. Механическое перемешивание.....226
10.2.1. *Устройство мешалок*.....226
10.2.2. *Расход энергии при механическом перемешивании*.....231
10.2.3. *Выбор числа оборотов мешалки*.....238
10.2.4. *Моделирование процесса перемешивания*.....240
10.3. Циркуляционное перемешивание.....242
10.4. Пневматическое перемешивание.....243
10.5. Перемешивание в трубопроводах.....244
Список литературы.....245
ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ
Глава 11. Основы теплопередачи
Зайцев А.И.
11.1. Общие сведения.....246
11.2. Тепловые балансы.....247
11.3. Основное уравнение теплопередачи.....248
11.4. Передача тепла.....249
11.4.1. *Теплопроводность*.....249
Дифференциальное уравнение теплопроводности.....249
Теплопроводность плоской стенки.....251
Уравнение теплопроводности цилиндрической стенки.....252
11.4.2. *Тепловое излучение*.....253
11.4.3. *Конвективный перенос тепла*.....255
Дифференциальное уравнение конвективного теплообмена.....256
Тепловое подобие.....257
11.5. Опытные данные по теплоотдаче.....259
Теплоотдача при вынужденном движении жидкости.....259
Теплоотдача при свободном движении жидкости.....260
Теплоотдача при механическом перемешивании.....260
Теплоотдача при конденсации паров.....261
Теплоотдача при кипении жидкости.....261
11.6. Теплопередача.....262
Движущая сила процессов передачи тепла.....262
Противоточное движение теплоносителей.....264

Коэффициент теплопередачи K.....265
Список литературы.....267
Глава 12. Нагревание, охлаждение и конденсация
Чуешов В.И., Шебанова С.Т.
12.1. Общие сведения.....268
12.2. Нагревающие агенты и способы нагревания.....268
12.2.1. *Нагревание водяным паром*.....268
Нагревание глухим паром.....270
Нагревание острым паром.....272
12.2.2. *Нагревание горячей водой*.....273
12.2.3. *Нагревание топочными газами*.....273
12.2.4. *Нагревание минеральными маслами*.....274
12.2.5. *Нагревание электрическим током*.....275
12.3. Охлаждающие агенты, способы охлаждения и конденсации.....277
12.4. Классификация и конструкции теплообменных аппаратов.....279
12.4.1. *Классификация теплообменников*.....279
12.4.2. *Устройство поверхностных теплообменников*.....279
12.4.3. *Смесительные теплообменные аппараты*.....284
12.5. Выбор теплообменников и их расчет.....287
Расчет теплообменников.....287
12.5.1. *Тепловой расчет*.....288
Определение тепловой нагрузки и расхода теплоносителей....289
Определение средней разности температур и средних температур теплоносителей.....289
Определение коэффициента теплопередачи и поверхности теплообмена.....289
12.5.2. *Конструктивный расчет*.....291
12.5.3. *Гидравлический расчет*.....292
Список литературы.....293
Глава 13. Искусственное охлаждение
Чернов Н.Е., Шебанова С.Т.
13.1. Общие сведения.....294
13.2. Термодинамические основы получения холода.....294
Охлаждение при изоэнтропическом расширении.....298
Охлаждение при изоэнтальпическом расширении.....298
13.3. Умеренное охлаждение.....300
13.3.1. *Парокомпрессионные холодильные машины*.....300
13.3.2. *Абсорбционные холодильные машины*.....303
13.4. Глубокое охлаждение.....304
Список литературы.....311
Глава 14. Выпаривание
Зайцев А.И., Чуешов В.И.
14.1. Общие сведения.....312
14.2. Основные характеристики процесса выпаривания.....313
14.3. Однокорпусные выпарные установки.....315
14.4. Многокорпусные выпарные установки.....317

Общая полезная разность температур и ее распределение по корпусам.....321
Распределение полезной разности температур по корпусам, обеспечивающее равные поверхности нагрева.....321
Распределение полезной разности температур по корпусам, обеспечивающее минимальную суммарную поверхность нагрева всех корпусов.....322
14.5. Устройство выпарных аппаратов.....324
14.6. Расчет многокорпусной выпарной установки.....326
Список литературы.....327
МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ
Глава 15. Основы массопередачи
Зайцев А.И.
15.1. Общие сведения.....328
Фазовое равновесие, линия равновесия.....329
15.2. Материальный баланс массообменных процессов.....331
15.3. Скорость массопередачи.....332
Молекулярная диффузия.....333
Конвективная (турбулентная) диффузия.....334
Уравнение массоотдачи.....337
Подобие процессов переноса массы.....337
Уравнение массопередачи.....339
Зависимость между коэффициентами массоотдачи и массопередачи.....340
15.4. Движущая сила процессов массопередачи.....342
Выражение движущей силы через разность концентраций...342
Выражение движущей силы процесса через число единиц переноса.....344
Выражение движущей силы процесса через число теоретических ступеней контакта.....346
Список литературы.....347
Глава 16. Абсорбция
Чернов Н.Е., Шебанова С.Т.
16.1. Общие сведения.....348
16.2. Равновесие в системе жидкость – газ.....348
16.3. Материальный и тепловой балансы процесса абсорбции....350
16.3.1. *Материальный баланс*.....350
16.3.2. *Тепловой баланс*.....353
16.4. Скорость процесса.....353
16.5. Устройство абсорбционных аппаратов.....355
16.5.1. *Поверхностные и пленочные абсорберы*.....355
16.5.2. *Насадочные абсорберы*.....357
16.5.3. *Барботажные* (*тарельчатые абсорберы*).....359
Колонны с колпачковыми тарелками.....359
16.5.4. *Распыливающие абсорберы*.....362
16.6. Расчет абсорбционных аппаратов.....363
16.6.1. *Расчет насадочных абсорберов*.....365
16.6.2. *Расчет тарельчатых (барботажных) абсорберов*.....371

16.7. Десорбция....374
Список литературы....376
Глава 17. Адсорбция
Чернов Н.Е., Шебанова С.Т.
17.1. Общие сведения....378
17.2. Характеристика адсорбентов и их виды....378
17.3. Процесс адсорбции....383
17.3.1. *Материальный баланс процесса адсорбции*....383
17.3.2. *Движущая сила адсорбции*....384
17.3.3. *Активность адсорбента*....385
17.3.4. *Скорость адсорбции*....386
17.3.5. *Массопередача при адсорбции*....387
17.4. Десорбция....389
17.5. Устройство адсорберов....390
17.5.1. *Адсорберы периодического действия*....390
17.5.2. *Адсорберы непрерывного действия*....392
17.6. Расчет адсорберов....393
17.6.1. *Периодически действующие адсорберы*....393
17.6.2. *Непрерывнодействующие адсорберы*....394
17.7. Ионообменные процессы....395
17.7.1. *Регенерация ионитов*....396
17.7.2. *Равновесие при ионообмене*....397
17.7.4. *Кинетика ионообменных процессов*....398
17.7.3. *Материальный баланс ионообменных процессов*....398
17.7.5. *Принципиальные схемы ионообменных процессов*....399
17.7.6. *Ионообменная аппаратура*....399
Список литературы....401
Глава 18. Экстракция
Чернов Н.Е., Шебанова С.Т.
18.1. Общие сведения....403
18.2. Экстракция в системе жидкость – жидкость....404
18.2.1. *Равновесие в системах жидкость – жидкость*....404
Нахождение хорд равновесия и критической точки....410
Построение процесса экстракции в треугольной диаграмме...410
18.2.2. *Методы экстракции*....412
Многоступенчатая экстракция при перекрестном токе....415
Многоступенчатая противоточная экстракция....417
Многоступенчатая противоточная экстракция с флегмой....421
18.2.3. *Устройство экстракционных аппаратов*....422
Гравитационные экстракторы (*без подвода внешней энергии*)...423
Расчет экстракторов....428
18.3. Экстракция в системах твердое тело – жидкость....430
18.3.1. *Общие сведения*....430
18.3.2. *Особенности извлечения биологически активных веществ из сырья с клеточной структурой*....432
18.3.3. *Равновесие и скорость экстрагирования*....434
18.3.4. *Способы растворения и выщелачивания*....437
Прямоточный и противоточный процессы растворения и выщелачивания....438

Процесс в неподвижном слое....439
18.3.5. *Устройство экстракционных аппаратов*....439
Аппараты с неподвижным слоем твердого материала....440
Непрерывно действующие аппараты с механическим перемешиванием....441
Аппараты со взвешенным или кипящим слоем....443
18.3.6. *Расчет экстракционных аппаратов*....445
Список литературы....449
Глава 19. Сушка
Чернов Н.Е., Шебанова С.Т.
19.1. Основные параметры влажного воздуха....451
19.2. Диаграмма влажного воздуха $i - x$....453
Изображение процессов изменения параметров воздуха на диаграмме i–x....455
19.3. Равновесие при сушке....459
19.3.1. *Формы связи влаги с материалом*....459
19.3.2. *Изменение состояния влажного материала при сушке*....460
19.4. Материальный и тепловой балансы сушки....461
Тепловой баланс сушилок....463
19.5. Определение расходов воздуха и тепла на сушку....467
19.6. Варианты процесса сушки....469
19.7. Скорость сушки....478
19.8. Особенности сушки в фармации....487
19.9. Устройство сушилок....488
19.9.1. *Конвективные сушилки*....488
19.9.2. *Контактные сушилки*....496
19.9.3. *Специальные сушилки*....498
Список литературы....514
Глава 20. Перегонка
Зайцев А.И.
20.1. Общие сведения....516
20.2. Равновесие в системе жидкость – пар....517
Смеси с неограниченной взаимной растворимостью....517
20.3. Простая перегонка....520
Фракционная перегонка....521
Простая перегонка с дефлегмацией....521
Перегонка с водяным паром....522
20.4. Ректификация....522
Непрерывнодействующие установки....523
Периодически действующие установки....524
20.5.1. *Материальный баланс*....525
20.5. Непрерывная ректификация....525
20.5.2. *Уравнения рабочих линий*....526
Минимальное и действительное флегмовое число....527
20.5.3. *Тепловой баланс*....529
20.6. Периодическая ректификация....531
Отбор дистиллята постоянного состава....531

20.7. Ректификация многокомпонентных смесей.....532
20.8. Расчет основных размеров ректификационных колонн.....533
20.8.1. *Расчет насадочных колонн*.....534
20.8.2. *Расчет тарельчатых колонн*.....535
20.9. Специальные виды перегонки.....535
Глава 21. Кристаллизация
Зайцев А.И.
21.1. Общие сведения.....540
21.2. Равновесие в процессах кристаллизации.....540
21.3. Способы кристаллизации. Влияние условий на зарождение и рост кристаллов.....541
21.4. Материальный и тепловой балансы кристаллизации.....543
21.4.1. *Материальный баланс кристаллизации*.....543
21.4.2. Тепловой баланс кристаллизации 544
21.4.3. *Кристаллизация с удалением части растворителя*.....545
21.4.4. *Кристаллизация при охлаждениираствора*.....545
21.5. Устройство кристаллизаторов.....546
Список литературы.....549
Содержание.....550

Навчальне видання

Чуєшов Владислав Іванович
Зайцев Олександр Іванович
Шебанова Світлана Трифонівна
Чернов Микола Юхимович

ПРОМИСЛОВА ТЕХНОЛОГІЯ ЛІКІВ

Том 1

За ред. проф. *В.І.Чуєшова*

Російською мовою

Учебное издание

Чуешов Владислав Иванович
Зайцев Александр Иванович
Шебанова Светлана Трифоновна
Чернов Николай Ефимович

ПРОМЫШЛЕННАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ЛЕКАРСТВ

Том 1

Под ред. проф. В.И.Чуешова

Редактор *Н.С.Калинина*
Художник *В.Є.Петренко*
Технічний редактор *І.А.Омельченко*
Коректор *Л.П.Піпенко*

Підписано до друку 22.07.99 Формат 60x90/16. Папір офсетний. Гарнітура Шкільна. Друк офсетний з ОПФ. Умов.друк.арк. 35,00. Умов.фарбо-відб. 35,25 Обл.-вид.арк. 39,00 Тираж 2000 пр. Вид. № 2467. Зам. 9-67

Державне спеціалізоване видавництво «Основа» при Харківському університеті.
Україна, 310005 Харків, пл. Повстання, 17.

Видавництво Української фармацевтичної академії.
Україна, 310002 Харків, вул Пушкінська, 53.

Віддруковано з діапозитивів на книжковій фабриці ім. М.В.Фрунзе.
Україна, 310057 Харків, вул. Донець-Захаржевського, 6/8.

ЭТАПЫ СОВЕРШЕНСТВОВАНИЯ ГАЗЕТЫ

● ГАЗЕТА «ФАРМАЦЕВТ»

Создана в июне 1992 года. **Формат** – А3. **Периодичность** – 2 раза в месяц. **Тираж** – 2 тыс.экз. Выходила на русском и украинском языках. **Сфера распространения** – Харьковский фармацевтический институт. **Объем** газеты – 4 полосы. **Учредитель** и инициатор создания газеты – ректор ХФИ В.П.Черных. **Главный редактор** Н.П.Кутафин. **Зарегистрирована** газета в Комитете по печати Харьковского облисполкома. **Программные цели** – освещение проблем фармации.

● ГАЗЕТА «ФАРМАЦИЯ УКРАИНЫ»

Создана в декабре 1992 года на базе газеты «Фармацевт». **Формат** – А2. **Периодичность** – 2 раза в месяц. **Тираж** – 10 тыс.экз. Выходила на украинском и русском языках. **Сфера распространения** – Украина. **Объем** газеты – 4 полосы. **Учредители** – Министерство здравоохранения Украины и ХФИ. **Главный редактор** Н.П.Кутафин. **Зарегистрирована** газета в Комитете по печати и информации Украины. **Программные цели** – фармация и медицина.

● ГАЗЕТА «ЛІКИ І ЗДОРОВ'Я»

Всеукраинская государственная специализированная газета, учредителями которой являются Министерство здравоохранения Украины и Украинская фармацевтическая академия, создана в июне 1992 года. Издание зарегистрировано в Министерстве Украины по делам печати и информации. Регистрационный номер 1490. **Издатель** – УкрфА.

По инициативе ректора академии профессора В.П.Черных газета поэтапно преобразована в качественно новое издание с изменением логотипа соответственно: «Фармацевт», «Фармация Украины», «Ліки і здоров'я». В 1998 году был изменен **формат**: с А2 на А3. **Тираж** в среднем – 7 тыс.экз., под заказ – неограничен. **Периодичность** – 2 раза в месяц. Практикуются спаренные выпуски. **Объем** газеты – 8 полос, в спаренном виде – 16. **Сфера распространения** – Украина, страны ближнего и дальнего зарубежья. Газета выходит на украинском и русском языках. **Тематика издания** – фармация (приоритетно) и медицина. **Главный редактор** Н.П.Кутафин.