

БАРОМЕМБРАННЫЕ ПРОЦЕССЫ

И АППАРАТЫ

**Улан-Удэ
2007**

Федеральное агентство по образованию
Государственное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Восточно-Сибирский государственный
технологический университет»
(ГОУ ВПО ВСГТУ)

БАРОМЕМБРАННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Учебное пособие

Улан-Удэ
Издательство ВСГТУ
2007

УДК 62-278:502
ББК 20.18я73
Н 630

Рецензенты: доктор технологических наук,
профессор, ВСГТУ, **Г.Ф. Ханхасаев**
кандидат технических наук, доцент
БГСХА, **В.Г. Буркин**

Авторы: Г.И. Николаев (ред.) О.В. Скорик
Ю.М. Ханхунов Т.В. Истомина
Г.Ж. Ухеев Е.Ф. Хатхеева
Б.В. Бадмацыренов

Н 630 Баромембранные процессы и аппараты: учебное пособие / Под ред. Г.И. Николаева. – Улан-Удэ: Изд-во ВСГТУ, 2007.

ISBN 5-89230-273-7

В пособии даны рекомендации к выполнению курсового и дипломного проектирования по курсу «Процессы и аппараты защиты окружающей среды», «Теоретические основы защиты окружающей среды» и «Промышленная экология». Цель данного учебного пособия – практическое ознакомление с методами расчета баромембранных процессов очистки газообразных и жидких систем.

Учебное пособие предназначено студентам экологических специальностей вузов.

ISBN 5-89230-273-7

ББК 20.18я73

© Никалаев Г.И. с соавт., 2007 г.

© ВСГТУ, 2007 г.

ВВЕДЕНИЕ

Как известно, в природе перенос нужных организму веществ из внешней среды в клетку и наоборот осуществляется при помощи биологических мембран. Ученые познали это явление и интенсивно реализуют в самых различных сферах деятельности человека.

В химической, нефтехимической промышленности мембранные методы разделения используются для разделения углеводородов, смесей высокомолекулярных и низкомолекулярных соединений, концентрирования растворов, выделения гелия и водорода из природных газов, кислорода из воздуха и т.д.

В микробиологии и медицинской промышленности мембранные методы находят применение в процессах выделения и очистки биологически активных веществ, вакцин, ферментов, вирусов, очистки крови и др.

В последнее время начали широко использовать мембранные методы для решения задач очистки сточных и опреснения соленых вод.

1. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ МЕМБРАННЫХ ПРОЦЕССОВ

Сам процесс мембранного разделения систем подчиняется основным законам массопередачи, и массовый поток M вещества определяется кинетическим уравнением:

$$M = K_M F_M \Delta P \tau, \quad (1)$$

где M – количество вещества, проходящего через мембрану, кг; F_M – рабочая поверхность мембраны, m^2 ; K_M – коэффициент массопередачи мембраны, $\frac{кг^2}{m^2 \cdot Па \cdot с}$; τ – время процесса мембранного разделения, с; ΔP – движущая сила процесса мембранного разделения, Па.

Коэффициент массопередачи K_M при переносе вещества через мембрану равен:

$$K_M = \frac{1}{\frac{1}{\beta_1} + \frac{\delta}{\lambda_M} + \frac{1}{\beta_2}}, \quad (2)$$

где β_1 – коэффициент массоотдачи от общего потока к поверхности мембраны; β_2 – коэффициент массоотдачи от мембраны в поток; λ_M – коэффициент массопроводимости мембраны; δ – толщина мембраны, м.

Движущая сила мембранного разделения систем выражается следующим образом:

$$\Delta P = P - (\pi_1 - \pi_2), \quad (3)$$

где P – избыточное (рабочее) давления над исходным раствором, Па; π_1 – осмотическое давление раствора, Па; π_2 – осмотическое давление пермеата, Па.

Удельная производительность G мембраны при данном давлении определяется следующим образом:

$$G = \frac{V}{F \cdot \tau}, \quad (4)$$

где V – объем пермеата, m^3 ; F – поверхность мембраны, m^2 ; τ – время, с.

Селективность φ процесса разделения с помощью полупроницаемых мембран определяют по формуле:

$$\varphi = \frac{C_1 - C_2}{C_1} \cdot 100\%, \quad (5)$$

где C_1 и C_2 – концентрация растворенного вещества в исходном растворе и пермеате, $кг/м^3$.

2. КЛАССИФИКАЦИЯ БАРОМЕМБРАННЫХ ПРОЦЕССОВ

К основным баромембранным методам разделения жидких и газообразных систем относится обратный осмос, ультрафильтрация, микрофильтрация.

Условные границы применения этих процессов приведены ниже:

Процесс	Обратный осмос	Ультрафильтрация	Микрофильтрация
r , мкм	0,0001-0,001	0,001-0,02	0,02-0,1
P , МПа	6-10	0,3-0,8	0,05-0,2

2.1. Обратный осмос

Обратный осмос - процесс мембранного разделения жидких смесей путем преимущественного проникновения через полупроницаемую мембрану растворителя под действием приложенного к раствору давления, превышающего его осмотическое давление (6-10 МПа).

В основе данного процесса лежит явление осмоса - самопроизвольного перехода растворителя через полупроницаемую перегородку в раствор. Давление, при котором наступает равновесие, называется осмотическим.

Движущая сила обратного осмоса выражается следующим образом:

$$\Delta P = P - \pi_1,$$

где P – избыточное (рабочее) давление над исходным раствором, P_a ; π_1 – осмотическое давление раствора, P_a .

В качестве мембраны используются непористые (динамические и диффузионные), представляющие собой квазигомогенные гели, и пористые в виде тонких пленок, изготовленных из полимерных материалов (ацетатцеллюлозные в России) марки МГА-80, МГА-90, МГА-95, МГА-100, характеристики которых представлены в учебнике [1].

Ацетатцеллюлозные мембраны состоят из верхнего активного слоя толщиной до 0,2 мкм, и крупнозернистого (100-200 мкм), обеспечивающего механическую прочность мембран (подушка).

В обратном осмосе молекулы и ионы растворенных веществ обычно меньше по размеру, чем диаметр пор, и разделения их обусловлено более сложными физико-химическими процессами между растворителем, растворенным веществом и мембраной.

В металлургической и машиностроительной промышленности обратный осмос широко используется для очистки сточных вод от солей тяжелых металлов. Применение обратного осмоса позволяет вернуть в производство ценные металлы; в пищевой промышленности: яичный белок, лактозу, протеин, витаминные и минеральные вещества, первоначально находящиеся в молоке.

Обратный осмос также используют для обессоливания воды в системах водоподготовки ТЭЦ и предприятий различных отраслей промышленности (полупроводников, кинескопов, медикаментов); в последние годы начинает применяться для очистки промышленных и городских сточных вод.

2.2. Ультрафильтрация

Ультрафильтрация – процесс мембранного разделения жидких смесей под действием давления, основанный на различии молекулярных масс или молекулярных размеров компонентов разделяемой смеси. Ультрафильтрацию, в отличие от обратного осмоса, используют для разделения жидких смесей, в которых молекулярная масса растворенных компонентов намного больше молекулярной массы растворителя. Обычно ультрафильтрацию проводят при давлении 0,3-0,8 МПа. Для ультрафильтрации используют нитроцеллюлозные, а также полиэлектролитные мембраны.

Ультрафильтрация позволяет очищать стоки металлообрабатывающих предприятий, содержащие минеральные масла, жирные кислоты, эмульгаторы и регенерировать 90-98% загрязненной воды. Обработка стоков, содержащих нефтепродукты, масла, растворители (бензол), проводится ультрафильтрацией через трубчатый аппарат с ацетатцеллюлозными мембранами при давлении 0,3 МПа и скорости потока в трубках 3 м/с.

В настоящее время в нашей стране разработаны и выпускаются ацетатцеллюлозные мембраны УАМ-50, УАМ-100, УАМ-150, УАМ-200, УАМ-300. характеристика этих мембран представлена в учебнике [1].

2.3. Микрофильтрация

Микрофильтрация – процесс мембранного разделения коллоидных частиц или взвешенных микрочастиц под действием давления (0,05-0,2 МПа). Микрофильтрация является переходным процессом от мембранных методов разделения к обычной фильтрации, их относят к мембранной фильтрации.

Микрофильтрация применяется:

- для предварительной фильтрации взвесей, очистки высоковязких жидкостей и фотохимикатов (размер пор микрофильтров 5 мкм);
- для фильтрации масел и других вязких жидкостей и тонких взвесей (размер пор 3 мкм);
- для фильтрации суспензий, очистки растворителей (размер пор 1,2 мкм);
- для тонкой фильтрации химических фармацевтических препаратов (размер пор 0,65 мкм);
- для тонкой фильтрации растворителей, получения сверхчистой воды для радиотехники, телевидения, медицины, космонавтики и т.п. (размер пор 0,45 мкм);
- для фильтрации сыворотки, стерилизации жидкостей и газов (размер пор 0,3 мкм);
- для получения оптически чистых продуктов (размер пор 0,22 мкм).

3. КОНСТРУКЦИЯ МЕМБРАННЫХ АППАРАТОВ

По способу укладки мембран аппараты подразделяются на четыре основных типа: 1) тип фильтр-пресс с плоскопараллельными фильтрующими устройствами; 2) с трубчатыми фильтрующими элементами; 3) с рулонными или спиральными элементами; 4) с мембранами в виде полых волокон. Эти аппараты представлены на рисунке 1.

Установки обратного осмоса состоят из большого числа элементарных модулей, которые соединяют в батареи по параллельной и последовательной схеме (рис.2).

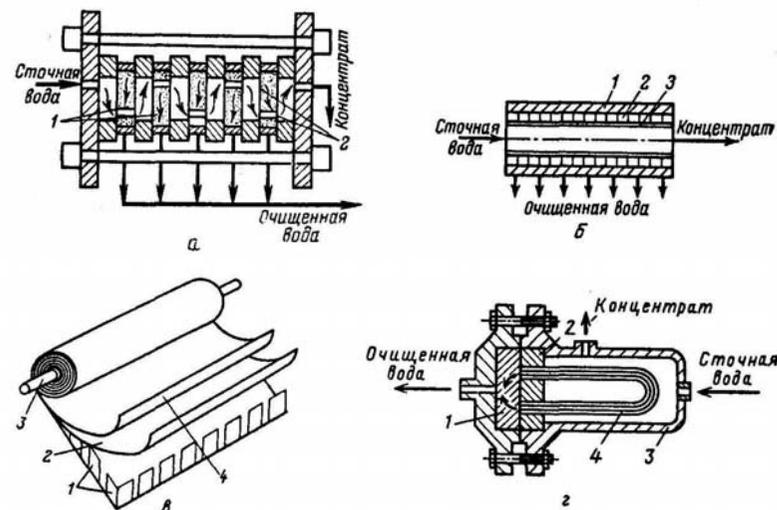


Рис. 1. Аппараты для обратного осмоса:
 а — типа фильтр-пресс: 1 — пористые пластины; 2 — мембраны;
 б — трубчатый фильтрующий (элемент): 1 — трубка;
 2 — подложка; 3 — мембрана;
 в — с рулонной укладкой полупроницаемых мембран:
 1 — дренажный слой; 2 — мембрана; 3 — трубка для отвода очищенной воды; 4 — сетка-сепаратор;
 з — с мембранами в виде полых волокон: 1 — подложка;
 2 — шайба с волокном; 3 — корпус; 4 — полые волокна

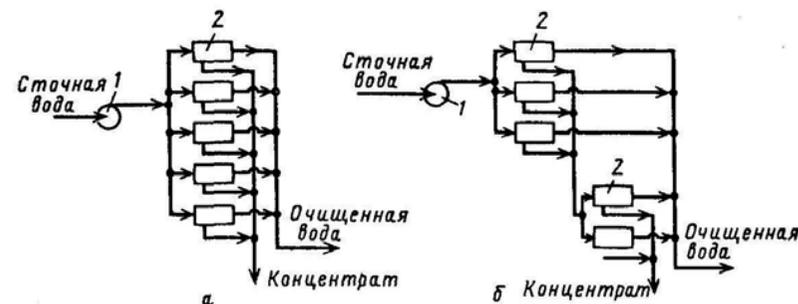


Рис. 2. Схема соединения модулей:
 а — параллельного; б — ступенчатого; 1 — насосы; 2 - модули

4. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ МЕМБРАННЫХ УСТАНОВОК

4.1. Расчет установки с применением обратного осмоса

Здесь рассматривается установка для концентрирования растворов, в которой одним из основных узлов является аппарат обратного осмоса. Введение этого аппарата позволяет существенно снизить общие затраты на процесс концентрирования, поскольку большая часть воды удаляется высокоэкономичным методом (методом обратного осмоса), и лишь малая часть — сравнительно дорогим методом (выпариванием).

Технологическая схема установки приведена на рисунке 3. Разбавленный раствор неорганической соли из емкости 1 подается насосом 2 на песчаный фильтр 3, где очищается от взвесей твердых частиц. Очищенный раствор насосом высокого давления 4 подается в установку обратного осмоса 5, состоящую из ряда секций, где концентрируется до концентраций порядка 2-4 % (масс.). Концентрат подогревается в теплообменнике 6 и направляется в выпарной аппарат 7, работающий под небольшим избыточным давлением. В выпарном аппарате производится окончательное концентрирование раствора до требуемой величины. Упаренный раствор стекает в емкость 8.

Фильтрат из аппаратов обратного осмоса сбрасывается в канализацию или возвращается в технологический процесс. Вторичный пар из выпарного аппарата 7 направляется для обогрева других производственных аппаратов, в том числе теплообменника 6.

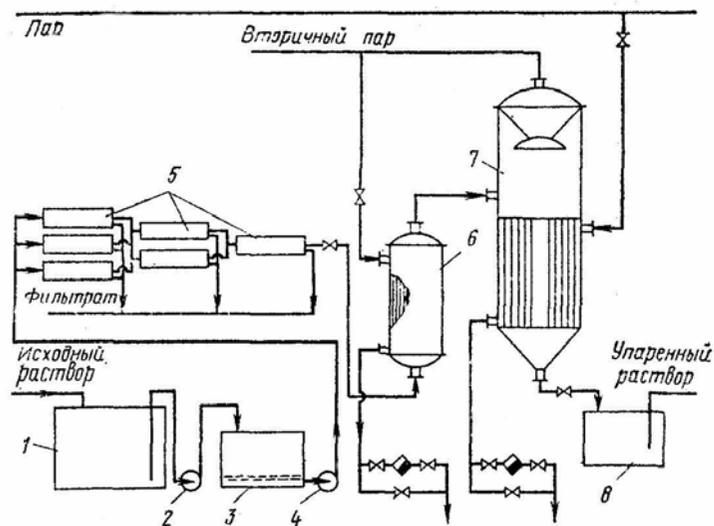


Рис.3. Технологическая схема установки для концентрирования растворов с применением обратного осмоса:
1 - емкость; 2 - насос; 3 - фильтр; 4 - насос высокого давления;
5 - аппарат обратного осмоса; 6 - теплообменник;
7 - выпарной аппарат; 8 - емкость для упаренного раствора

Задание на проектирование. Спроектировать установку для концентрирования $G = 5,56$ кг/с водного раствора CaCl_2 от концентрации $x_{IH} = 0,8$ % до $x_{IK} = 30$ % (масс.). Первичное концентрирование провести методом обратного осмоса, окончательное — выпариванием. Потери соли с фильтратом не должны превышать 10% от количества, содержащегося в исходном растворе.

Рабочие условия в ступенях даны ниже.

Ступень обратного осмоса:

тип аппарата — с рулонными фильтрующими элементами;

мембрана — ацетатцеллюлозная;

перепад рабочего давления через мембрану — 5 МПа;

рабочая температура — 25 °С.

Ступень выпаривания:

тип аппарата — с направленной естественной циркуляцией;

давление в аппарате — 0,2 МПа.

4.1.1. Определение степени концентрирования на ступени обратного осмоса

При концентрировании разбавленных растворов обратный осмос экономичнее выпаривания. Однако, начиная с концентраций растворенных веществ 0,2—0,4 моль/л воды, характеристики обратного осмоса ухудшаются: становится существенным уменьшение проницаемости мембран и снижается их селективность, которая для разбавленных растворов примерно постоянна. Это приводит к увеличению необходимой поверхности мембран и ухудшению качества фильтрата. Поэтому примем концентрацию 0,3 моль/л воды в качестве конечной для ступени обратного осмоса. (Наиболее правильно определять эту концентрацию на основе технико-экономических расчетов.)

С помощью данных, приведенных в Приложении 2, находим, что выбранное значение соответствует массовой концентрации 3,2 %. Таким образом, в аппарате обратного осмоса раствор концентрируется от начальной концентрации $x_{IH}=0,8\%$ (масс.) до конечной концентрации $x_{IK}=3,2\%$ (масс.). Степень концентрирования равна: $K = x_{IK} / x_{IH} = 3,2/0,8 = 4$.

4.1.2. Выбор мембраны

При выборе мембраны следует исходить из того, что она должна обладать максимальной удельной производительностью (проницаемостью) при селективности, обеспечивающей требования к качеству фильтрата (соответствие санитарным нормам, допустимым потерям растворенного вещества и т. п.).

Истинная селективность $\varphi_{и}$ определяется соотношением $\varphi_{и}=(x_3 - x_2)/x_3$, в отличие от наблюдаемой φ , равной $\varphi=(x_1 - x_2)/x_1$ (где x_1, x_2, x_3 — концентрация соли соответственно в разделяемом растворе, в фильтрате и у поверхности мембраны со стороны разделяемого раствора в произвольном поперечном сечении аппарата).

Истинную селективность мембран $\varphi_{и}$ можно рассчитать по формуле:

$$\lg(1 - \varphi_{и}) = a - b \lg f(\Delta H). \quad (6)$$

Ниже представлены характеристики ацетатцеллюлозных мембран для обратного осмоса (при перепаде рабочего давления $\Delta p = 5$ МПа и рабочей температуре $t=25$ °С):

Марка мембраны	Проницаемость по воде G_0 10 ³ кг/(м ² ·с)	Константы уравнения	
		<i>a</i>	<i>b</i>
МГА-100	1,11	7,342	3,024
МГА-95	1,67	5,780	2,400
МГА-90	2,78	5,179	2,093
МГА-80	4,17	4,323	1,729

Для расчета истинной селективности по формуле (6) предварительно следует определить функцию теплоты гидратации ионов электролита $f(\Delta H)$:

$$f(\Delta H) = \Delta H_M \Delta H_6^m / 4,187^{1+m}, \quad (7)$$

где $\Delta H_M, \Delta H_6$ — соответственно меньшее и большее значения теплот гидратации ионов данного электролита; m — константа, зависящая от валентности катиона и аниона.

Экспериментально определенные значения m при $\Delta p=5$ МПа и $t = 20 - 25$ °С приведены ниже:

Валентность катиона	1	1	2	2	3	3
Валентность аниона	1	2	1	2	2	1
<i>m</i>	0,51	0,47	0,47	0,33	0,33	0,40

Значения теплот гидратации для некоторых ионов приведены в Приложении 1 данной главы.

Для рассматриваемого случая:

$$f(\Delta H)_{CaCl_2} = \frac{\Delta H_{Cl^-} - \Delta H_{Ca^{2+}}^{0,47}}{4,187^{1,47}} = \frac{352 \cdot 1616^{0,47}}{4,187^{1,47}} = 1380.$$

Проводим расчет для мембраны МГА-100:

$$\lg(1 - \varphi_H) = 7,342 - 3,024 \lg 1380 = \overline{3,847};$$

$$1 - \varphi_H = 0,007; \quad \varphi_H = 0,993.$$

Аналогичным путем определяем истинную селективность для остальных мембран. Получаем:

Мембрана	МГА-100	МГА-95	МГА-90	МГА-80
φ_H	0,993	0,982	0,959	0,927

Приняв в первом приближении, что наблюдаемая селективность равна истинной, определим среднюю концентрацию $\overline{x_2}$ растворенного вещества в фильтрате для каждой мембраны по формуле:

$$\overline{x_2} = x_{1H} \frac{1 - K \frac{1-\varphi}{\varphi}}{1 - K \frac{1}{\varphi}}. \quad (8)$$

Расчеты начнем с наиболее производительной мембраны – МГА-80:

$$\overline{x_2} = 0,008 \frac{1 - 4 \frac{1-0,927}{0,927}}{1 - 4 \frac{1}{0,927}} = 0,001066 \text{ кг соли/кг раствора.}$$

Определим расход фильтрата L_ϕ :

$$L_\phi = L_H (1 - K \frac{1}{\varphi}). \quad (9)$$

Расход исходного раствора L_H задан. Отсюда:

$$L_\phi = 5,56(1 - 4 \frac{1}{0,927}) = 5,56 \cdot 0,7759 = 4,31 \text{ кг/с.}$$

Расход соли с исходным раствором равен:

$$L_H x_H = 5,56 \cdot 0,008 = 0,0445 \text{ кг/с.}$$

Потери соли с фильтратом:

$$L_\phi \overline{x_2} = 4,31 \cdot 0,001066 = 0,0046 \text{ кг/с,}$$

что в процентах от количества, содержащегося в исходном растворе, составит: $(0,0046/0,0445)100=10,33\%$.

Полученное значение больше допустимого (10 %), поэтому рассмотрим следующую по производительности мембрану — МГА-90:

$$\overline{x_2} = 0,008 \frac{1 - 4 \frac{1-0,959}{0,959}}{1 - 4 \frac{1}{0,959}} = 0,000603 \text{ кг соли/кг раствора;}$$

$$L_\phi = 5,56(1 - 4 \frac{1}{0,959}) = 4,25 \text{ кг/с;}$$

$$L_\phi \overline{x_2} = 0,00256 \text{ кг/с.}$$

Потери соли: $(0,00256/0,0445) 100 = 5,75 \%$.

Эта величина находится в пределах допустимого, поэтому выбираем для дальнейших расчетов мембрану МГА-90, имеющую селективность $\varphi = 0,959$ и проницаемость $G_o = 2,78 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$.

4.1.3. Приближенный расчет рабочей поверхности мембран

Проницаемость G мембран по отношению к раствору соли определим из уравнения:

$$G = A (\Delta p - \Delta \pi) = A [\Delta p - (\pi_3 - \pi_2)], \quad (10)$$

где Δp — перепад рабочего давления через мембрану, МПа; π_3 — осмотическое давление разделяемого раствора у поверхности мембраны, МПа; π_2 — осмотическое давление фильтрата, МПа; $A = G_o / \Delta p$ — константа проницаемости мембраны по воде, $\text{кг/(м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{МПа)}$.

В первом приближении пренебрегаем влиянием концентрационной поляризации и будем считать, что осмоти-

ческое давление у поверхности мембраны равно осмотическому давлению в объеме разделяемого раствора: $\pi_3 = \pi_1$.

Примем также, что осмотическое давление фильтрата пренебрежимо мало: $\pi_2 = 0$.

С учетом этих допущений перепишем выражение (10) в виде:

$$G = G_o (1 - \pi_1/\Delta p).$$

(11)

По данным Приложения 2 строим график зависимости осмотического давления от концентрации CaCl_2 (рис.4). По графику находим: $\pi_{1H} = 0,46$ МПа; $\pi_{1K} = 2,0$ МПа.

Проницаемость на входе разделяемого раствора в аппараты обратного осмоса и на выходе соответственно равна:

$$G_H = G_o (1 - \pi_{1H}/\Delta p) = 2,78 \cdot 10^{-3} (1 - 0,46/5) = 2,52 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$G_K = G_o (1 - \pi_{1K}/\Delta p) = 2,78 \cdot 10^{-3} (1 - 2/5) = 1,67 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

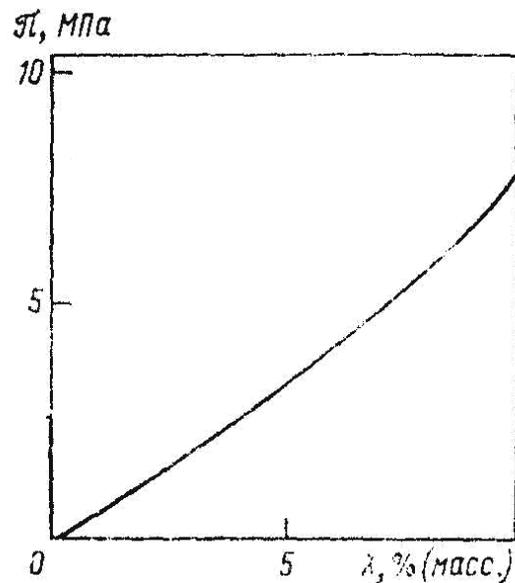


Рис. 4. Зависимости осмотического давления раствора CaCl_2 в воде от концентрации при $t=25^\circ\text{C}$

Примем в первом приближении, что средняя проницаемость мембран в аппаратах может быть взята как средняя арифметическая величина:

$$\bar{G} = \frac{G_H + G_K}{2} = \frac{2,52 + 1,67}{2} \cdot 10^{-3} = 2,09 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

Тогда рабочая поверхность мембран F равна:

$$F = L_\phi / \bar{G} = 4,25 / 2,09 \cdot 10^{-3} = 2032 \text{ м}^2.$$

4.1.4. Выбор аппарата

Наиболее перспективными среди существующих конструкций аппаратов рулонного типа являются аппараты, каждый модуль которых состоит из нескольких совместно навитых рулонных фильтрующих элементов. Подобная конструкция обеспечивает большую производительность при сравнительно малых габаритах.

На рисунке 5 представлен аппарат с шестью совместно навитыми фильтрующими элементами. В корпусе 9, выполненном в виде трубы из нержавеющей стали, последовательно располагаются мембранные модули 6, содержащие по шесть совместно навитых рулонных фильтрующих элементов. Герметизация корпуса обеспечивается с помощью уплотнительных резиновых колец 2 круглого сечения, расположенных в пазах торцевых пробок 3. Пробки удерживаются в аппарате упорными кольцами 1 с наружной резьбой. Фильтратоотводящие трубки 10 смежных модулей состыкованы, а в местах стыковки герметизированы резиновыми муфтами 14. Открытые концы трубок крайнего модуля глушатся специальными пробками 8. С другой стороны трубки выводятся в камеру сбора фильтрата 4.

Каждый из рулонных фильтрующих элементов состоит из дренажного слоя 12 и расположенных по обе стороны мембран 13. Этот пакет прикрепляется к фильтратоотводящей трубке 10, а герметизация его кромок достигается

склеиванием краев мембраны между собой. Для предотвращения слипания мембран соседних пакетов при их навивке вокруг пучка фильтратоотводящих трубок, а также для образования межмембранных каналов и турбулизации потока между пакетами размещается сетка-сепаратор 11. Пучки фильтратоотводящих трубок крепятся в специальном каркасе, который представляет собой стянутые осевым стержнем 5 две рамки 7 с гнездами для концов трубок и отверстиями для прохождения разделяемого раствора через модуль.

Рабочая длина модуля l_M определяется шириной выпускаемого мембранного полотна (0,450 м) и составляет 0,4 м.

Переменными могут быть следующие параметры:

число n_{Σ} совместно навитых рулонных элементов (обычно от 4 до 12);

длина пакета l_{Π} (от 0,6 до 1,8 м);

число модулей в корпусе аппарата n_M (от 2 до 6);

толщина сетки-сепаратора δ_C (от 0,3 до 1 мм);

толщина пакета (двух мембран с расположенным между ними дренажным слоем) δ_{Π} (от 0,5 до 1,5 мм).

При выборе длины пакета (т. е. каждой спирали) следует исходить из того, что гидравлическое сопротивление дренажа потоку фильтрата не должно быть чрезмерно большим. Поэтому для мембран с меньшей проницаемостью (МГА-100) можно принять $l_{\Pi} = 1,8$ м, для мембран с наибольшей проницаемостью (МГА-80) следует брать $l_{\Pi} = 0,6$ м. Соответственно будет меняться и целесообразное число совместно навитых элементов: 4 в первом случае и 12 — во втором (этим достигается примерное равенство поверхности мембран в модуле).

Для выбранной мембраны МГА-90 примем $l_{\Pi} = 1$ м, $n_{\Sigma} = 6$.

С увеличением числа модулей в аппарате усложняется конструкция и процесс сборки, однако увеличивается компактность установки, что особенно важно в установках

большой производительности (свыше 10 м³/ч фильтрата). Поэтому примем $n_M = 6$.

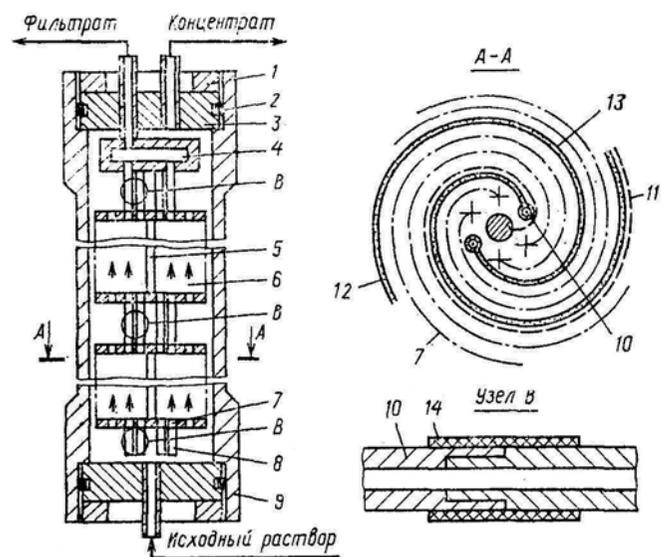


Рис. 5. Схема устройства аппарата рулонного типа:
 1 - упорные кольца; 2 - уплотнительные кольца; 3 - торцевые пробки; 4 - камера сбора фильтрата; 5 - осевой стержень;
 6 - мембранный модуль; 7 - рамка; 8 - пробка; 9 - корпус;
 10 - фильтратоотводящая трубка; 11 - сетка-сепаратор; 12 - дренажный слой; 13 - мембрана; 14 - муфта

Уменьшение толщины сетки-сепаратора и дренажного слоя увеличивает компактность установки, но приводит к росту гидравлического сопротивления. Выберем для последующих расчетов $\delta_C = 0,5$ мм.

При определении δ_{Π} следует учитывать, что дренажный слой состоит из собственно дренажного материала (относительно крупнопористого) и двух подложек под мембраны из мелкопористого материала, которые служат для предотвращения вмятия мембраны в дренаж. Таким образом,

$$\delta_{II} = \delta_D + 2\delta_1 + 2\delta_2,$$

где δ_D — толщина дренажного материала (0,1 — 0,5 мм); δ_1 — толщина подложки (0,1 — 0,4 мм); δ_2 — толщина мембраны (0,1 мм).

Примем $\delta_D = 0,4$ мм, $\delta_1 = 0,2$ мм. Тогда

$$\delta_{II} = 0,4 + 0,4 + 0,2 = 1 \text{ мм.}$$

Определим основные параметры аппарата. Рабочая поверхность мембран в одном элементе:

$$F_{\text{Э}} = 2l_{II}l_M = 2 \cdot 1 \cdot 0,4 = 0,8 \text{ м}^2.$$

Рабочая поверхность мембран в одном модуле:

$$F_M = n_{\text{Э}}F_{\text{Э}} = 6 \cdot 0,8 = 4,8 \text{ м}^2.$$

Рабочая поверхность мембран в аппарате:

$$F_a = n_{II}F_M = 6 \cdot 4,8 = 28,8 \text{ м}^2.$$

Сечение аппарата, по которому проходит разделяемый раствор:

$$S_C = n_{\text{Э}}l_{II}\delta_C = 6 \cdot 1 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} = 3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Сечение аппарата, занятое пакетами:

$$S_C = n_{\text{Э}}l_{II}\delta_{II} = 6 \cdot 1 \cdot 1 \cdot 10^{-3} = 3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Общее сечение аппарата (с учетом 10 %-ного запаса на конструктивные элементы — фильтратоотводящие трубки и т. п.) составляет:

$$S_a = (S_C + S_{II})1,1 = 9 \cdot 10^{-3} \cdot 1,1 = 9,9 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Внутренний диаметр аппарата (равный внешнему диаметру рулонного модуля):

$$d_a = \sqrt{4S_a / \pi} = 4 \cdot 9,9 \cdot 10^{-3} / 3,14 = 0,113 \text{ м.}$$

Общее число аппаратов в мембранной установке:

$$n = F / F_a = 2032 / 28,8 = 70,5 = 71.$$

4.1.5. Секционирование аппаратов в установке

Необходимость секционирования обусловлена тем, что при параллельном соединении всех аппаратов велико отри-

цательное влияние концентрационной поляризации, а при последовательном соединении всех аппаратов чрезмерно велико гидравлическое сопротивление потоку разделяемого раствора.

Проведем секционирование аппаратов в установке, т. е. определим число последовательно соединенных секций, в каждой из которых разделяемый раствор подается одновременно (параллельно) во все аппараты.

При секционировании будем исходить из условий примерного равенства средних скоростей разделяемого раствора в каждом аппарате каждой секции и постоянства принятого снижения расхода по длине аппарата:

$$\overline{L}_j = \frac{L_{Hj} + L_{Kj}}{2n_j} = const; \quad (12)$$

$$q = \frac{L_{Hj}}{L_{Kj}} = const, \quad (13)$$

где L_{Hj} , L_{Kj} — соответственно начальный и конечный расход разделяемого раствора в j -й секции; n_j — число аппаратов в j -й секции.

Для удобства расчетов в выражении (12) используем вместо средней скорости средний массовый расход разделяемого раствора в каждом аппарате j -й секции \overline{L}_j , поскольку плотность раствора в процессе концентрирования меняется незначительно, а сечение аппаратов постоянно.

Представим расход раствора на выходе из секции как разницу между расходом раствора на входе в секцию и расходом фильтрата в секции (при этом расход фильтрата в каждом аппарате $L_{\phi,a}$ будем считать постоянным и равным значению расхода при средней проницаемости):

$$L_{Kj} = L_{Hj} - L_{\phi,a}n_j. \quad (14)$$

Подставляя в соотношение (14) значение L_{Kj} из выражения (13) и решая преобразованное уравнение относительно числа аппаратов в j -й секции получим:

$$n_j = L_{Hj} \left(1 - \frac{1}{q}\right) / L_{\phi.a}. \quad (15)$$

Выражение (15) определяет число аппаратов в каждой секции, отвечающее принятому значению q . Начальный расход разделяемого раствора в каждой секции, начиная со второй, равен конечному расходу в предыдущей секции:

$$L_{Hj} = L_{K(j-1)}. \quad (16)$$

Отсюда с учетом (13), зная расход исходного раствора L_H , получим:

$$L_{Hj} = L_{K(j-1)} / q = L_H / q^{j-1}. \quad (17)$$

Преобразуем выражение (15) с учетом соотношения (17):

$$n_j = L_H \left(1 - \frac{1}{q}\right) / (q^{j-1} L_{\phi.a}). \quad (18)$$

Тогда для первой секции:

$$n_1 = L_H \left(1 - \frac{1}{q}\right) / L_{\phi.a}. \quad (19)$$

Сравнивая соотношения (18) и (19), можно увидеть, что:

$$n_j = n_1 / q^{j-1}. \quad (20)$$

Проверим справедливость условия (12), т. е. соблюдение постоянства среднего расхода (скорости) в каждом аппарате каждой секции:

$$\bar{L}_j = \frac{L_{Hj} + L_{Kj}}{2n_j} = \frac{L_H / q^{j-1} + L_H / q^{j-1} q}{2L_H \left(1 - \frac{1}{q}\right) / (q^{j-1} L_{\phi.a})} = \frac{L_{\phi.a} (q+1)}{2(q-1)}. \quad (21)$$

Отсюда видно, что с учетом принятых допущений условие соблюдается.

Для проведения операции секционирования необходимо задаться допустимым снижением расхода по длине аппарата q . Быстрое снижение расхода разделяемого раствора при его течении по аппарату (вследствие убыли

фильтрата) может приводить к осаждению на поверхности мембран взвешенных микрочастиц, что загрязняет мембраны и ухудшает их характеристики. С другой стороны, небольшое изменение расхода по длине аппарата возможно лишь при последовательном соединении всех аппаратов или же в случае чрезмерно большого числа секций, что приведет к значительному гидравлическому сопротивлению. Поэтому рекомендуется выбирать значение q в интервале $1,1 \leq q \leq 1,6$, руководствуясь следующим соотношением между K и q :

K	1,5-2	3-4	5-7	8-12	13-20	>20
q	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6

В нашем случае раствор концентрируется в 4 раза ($K=4$), поэтому примем $q=1,2$. Найдем $L_{\phi.a}$:

$$L_{\phi.a} = \bar{G}F_a = 2,09 \cdot 10^{-3} \cdot 28,8 = 6,02 \cdot 10^{-2} \text{ кг/с.}$$

Определим по формуле (19) число аппаратов в первой секции:

$$n_1 = \frac{5,56(1-1/1,2)}{6,02 \cdot 10^{-2}} = 15,44 = 15.$$

Далее, используя выражение (20), определяем число аппаратов в последующих секциях:

$$n_2 = 15,44/1,2 = 12,9 = 13 \quad n_3 = 15,44/1,2^2 = 10,7 = 11$$

$$n_4 = 15,44/1,2^3 = 8,9 = 9 \quad n_5 = 15,44/1,2^4 = 7,4 = 7$$

$$n_6 = 15,44/1,2^5 = 6,2 = 6 \quad n_7 = 15,44/1,2^6 = 5,2 = 5$$

$$n_8 = 15,44/1,2^7 = 4,3 = 4 \quad n_9 = 15,44/1,2^8 = 3,6 = 4$$

Суммируя число аппаратов, замечаем, что:

$$\sum_{j=1}^8 n_j = 70; \quad \sum_{j=1}^9 n_j = 74,$$

т. е. в случае 8 секций недостает одного аппарата до общего числа 71, а в случае 9 секций три аппарата становятся избыточными. Ограничимся восемью секциями, добавив один аппарат к первой секции. (Поскольку в первой секции уста-

новлено больше всего аппаратов, то изменение их числа на единицу мало отразится на скоростях потоков. Если возникнет необходимость перераспределения двух и более аппаратов, следует добавлять или убавлять их пропорционально числу аппаратов в секциях.)

На основании полученных данных имеем:

№ секции	1	2	3	4	5	6	7	8
Число аппаратов в секции	16	13	11	9	7	6	5	4

4.1.6. Расчет наблюдаемой селективности мембран

Наблюдаемую селективность рассчитываем по формуле:

$$\lg \frac{1-\varphi}{\varphi} = \frac{U}{2,3\beta} + \lg \frac{1-\varphi_{II}}{\varphi_{II}}, \quad (22)$$

где U — скорость движения раствора по направлению к мембране, вызванного отводом фильтрата; β — коэффициент массоотдачи растворенного вещества от поверхности мембраны к ядру потока разделяемого раствора.

Коэффициент массоотдачи β определяем из диффузионного критерия Нуссельта Nu' . При расчетах будем считать канал, по которому движется разделяемый раствор, полым, т. е. пренебрежем влиянием сепарирующей сетки. При этом мы делаем ошибку в сторону занижения наблюдаемой селективности, что обеспечивает некоторый запас селективности на возможные дефекты в мембране.

Расчеты проведем для двух сечений: на входе исходного раствора в аппараты первой секции и на выходе концентрата из аппаратов последней секции.

Сечение на входе в первую секцию. Определим режим течения раствора. Скорость течения равна:

$$\omega_H = \frac{L_H}{\rho S_C n_1} = \frac{5,56}{1004 \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 16} = 0,115 \text{ м/с.}$$

Значения плотности ρ , коэффициентов кинематической вязкости ν и диффузии D определяем интерполяцией и экстраполяцией, пользуясь данными Приложения 2.

Эквивалентный диаметр для кольцевого канала:

$$d_{\text{э}} = 2\delta_C = 2 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Критерий Рейнольдса:

$$Re_H = \frac{\omega_H d_{\text{э}}}{\nu_H} = \frac{0,115 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0,914 \cdot 10^{-6}} = 126.$$

Таким образом, в аппарате происходит ламинарное течение разделяемого раствора. Для нахождения Nu' в случае ламинарного потока в каналах умеренной длины можно использовать уравнение:

$$Nu' = a_1 (Re Pr' d_{\text{э}} / l)^1, \quad (23)$$

где $Pr' = \nu/D$ — диффузионный критерий Прандтля; l — длина канала; a_1 — коэффициент, равный 2,24 для плоских каналов и 1,95 — для трубчатых.

Уравнение (23) справедливо при условии

$$100 < Re Pr' d_{\text{э}} / l < 5000. \quad (24)$$

Если это условие не соблюдается, следует использовать другие критериальные уравнения.

Для ламинарного режима и плоских мембран:

$$\begin{aligned} \text{при } \zeta \leq 0,02 \quad Nu' &= \frac{4Pe'}{\ln(1 + 1,536\zeta^{1/3})}; \\ \text{при } \zeta > 0,02 \quad Nu' &= \frac{4Pe'}{\ln(\zeta + 6 - 5 \exp \sqrt{\zeta/3})}; \end{aligned}$$

$$\text{где } \zeta = \frac{4(Pe')^2 Ul}{3\omega d_{\text{э}}}; \quad Pe' = \frac{U d_{\text{э}}}{D}.$$

Для турбулентного режима:

$$\text{при } l/d_{\text{э}} > 60 \quad Nu' = 0,04 Re^{3/4} (Pr')^{1/3}.$$

Найдем произведение $Re Pr' d_{\text{э}} / l$, учитывая, что в данном случае длина канала равна длине одного модуля $l = l_M$:

$$Pr'_H = \frac{\nu_H}{D_H} = \frac{0,914 \cdot 10^{-6}}{1,287 \cdot 10^{-9}} = 780;$$

$$Re_H Pr'_H \frac{d_{\text{э}}}{l_M} = 126 \cdot 780 \frac{1 \cdot 10^{-3}}{0,4} = 246.$$

Следовательно, условия (24) соблюдаются. Тогда:

$$Nu'_H = 2,24 \cdot 246^{1/3} = 2,24 \cdot 6,26 = 14,0;$$

$$\beta_H = \frac{Nu'_H D_H}{d_{\text{э}}} = \frac{14,0 \cdot 1,287 \cdot 10^{-9}}{1 \cdot 10^{-3}} = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ м/с};$$

$$U_H = \frac{G_H}{\rho_H} = \frac{2,52 \cdot 10^{-3}}{1004} = 2,51 \cdot 10^{-6} \text{ м/с};$$

$$\lg \frac{1 - \varphi_H}{\varphi_H} = \frac{2,51 \cdot 10^{-6}}{2,3 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5}} + \lg \frac{1 - 0,959}{0,959} = \bar{2},6914.$$

Отсюда $\varphi_H = 0,953$.

Сечение на выходе концентрата из последней секции.

Расход концентрата:

$$L_K = L_H - L_{\phi} = 5,56 - 4,25 = 1,31 \text{ кг/с};$$

$$\omega_K = \frac{L_K}{\rho_K S_C n_8} = \frac{1,31}{1023 \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 4} = 0,1066 \text{ м/с};$$

$$Re_K = \frac{\omega_K d_{\text{э}}}{\nu_K} = \frac{0,1066 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0,956 \cdot 10^{-6}} = 111;$$

$$Pr'_K = \frac{\nu_K}{D_K} = \frac{0,956 \cdot 10^{-6}}{1,292 \cdot 10^{-9}} = 739;$$

$$Re_K Pr'_K \frac{d_{\text{э}}}{l_M} = 111 \cdot 739 \frac{1 \cdot 10^{-3}}{0,4} = 205;$$

$$Nu'_K = 2,24 \cdot 205^{1/3} = 2,24 \cdot 6,26 = 13,2;$$

$$\beta_K = \frac{Nu'_K D_K}{d_{\text{э}}} = \frac{13,2 \cdot 1,292 \cdot 10^{-9}}{1 \cdot 10^{-3}} = 1,7 \cdot 10^{-5} \text{ м/с};$$

$$U_K = \frac{G_K}{\rho_K} = \frac{1,67 \cdot 10^{-3}}{1023} = 1,63 \cdot 10^{-6} \text{ м/с};$$

$$\lg \frac{1 - \varphi_K}{\varphi_K} = \frac{1,63 \cdot 10^{-6}}{2,3 \cdot 1,7 \cdot 10^{-5}} + \lg \frac{1 - 0,959}{0,959} = \bar{2},6726.$$

Отсюда $\varphi_K = 0,955$.

Таким образом, наблюдаемая селективность незначительно меняется в установке (от 0,953 на выходе в первую секцию до 0,955 на выходе из последней секции). Для последующих расчетов будем использовать среднеарифметическое значение:

$$\varphi = \frac{\varphi_H + \varphi_K}{2} = \frac{0,953 + 0,955}{2} = 0,954.$$

Проверим пригодность выбранной мембраны. Для этого по формуле (8) определим концентрацию соли в фильтрате, используя полученное значение наблюдаемой селективности:

$$\bar{x}_2 = 0,008 \frac{1 - 4^{\frac{1 - 0,954}{0,954}}}{1 - 4^{\frac{1}{0,954}}} = 0,000680 \text{ кг соли/кг раствора.}$$

По формуле найдем расход фильтрата:

$$L_{\phi} = 5,56 \left(1 - 4^{\frac{1}{0,954}}\right) = 4,26 \text{ кг/с.}$$

Потери соли с фильтратом:

$$L_{\phi} \bar{x}_2 = 4,26 \cdot 0,000680 = 0,0029 \text{ кг/с.}$$

Потери в процентах составляют $(0,0029/0,0445)100 = 6,53\%$, что меньше допустимых 10%, поэтому нет необходимости перехода к более селективным мембранам.

4.1.7. Уточненный расчет поверхности мембран

Проверим расчет проницаемости по формуле (10) с учетом осмотического давления раствора у поверхности мембраны и фильтра. Необходимые для расчета концентрации x_3 и x_2 найдем следующим путем. Согласно определению:

$$\varphi = \frac{x_1 - x_2}{x_1}; \quad \varphi_H = \frac{x_3 - x_2}{x_3}.$$

Отсюда для каждого поперечного сечения можно записать:

$$x_2 = (1 - \varphi)x_1 = (1 - \varphi_H)x_3 \text{ или } x_3 = x_2 / (1 - \varphi_H).$$

Рассмотрим два крайних сечения.

Сечение на входе в аппараты первой секции:

$$x_{2H} = (1 - \varphi)x_{1H} = (1 - 0,954)0,008 = 0,000368 \text{ кг соли/кг}$$

раствора

По графику (рис.4) находим:

$$\pi_{3H} = 0,52 \text{ МПа}; \quad \pi_{2H} = 0,02 \text{ МПа};$$

$$G_H = A[\Delta\rho - (\pi_{3H} - \pi_{2H})] = \frac{G_O}{\Delta\rho} [\Delta\rho - (\pi_{3H} - \pi_{2H})] =$$

$$G_O \left(1 - \frac{\pi_{3H} - \pi_{2H}}{\Delta\rho} \right) = 2,78 \cdot 10^{-3} \left(1 - \frac{0,52 - 0,02}{5} \right) = 2,5 \cdot 10^{-3}$$

кг/(м²·с)

Сечение на выходе из аппаратов последней секции:

$$x_{2K} = (1 - \varphi)x_{1K} = (1 - 0,954)0,032 = 0,00147 \text{ кг соли/кг раствора.}$$

$$x_{3K} = \frac{x_{2K}}{1 - \varphi_H} = \frac{0,00147}{1 - 0,959} = 0,0359 \text{ кг соли/кг раствора;}$$

$$\pi_{3K} = 2,24 \text{ МПа}; \quad \pi_{2K} = 0,09 \text{ МПа};$$

$$G_K = 2,78 \cdot 10^{-3} \left(1 - \frac{2,24 - 0,09}{5} \right) = 1,58 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м²·с).}$$

Выразим проницаемость в виде функции от концентрации раствора по уравнению:

$$G = G_O - cx_1. \quad (25)$$

Здесь c – константа для данной системы. Найдем значение c для крайних сечений:

$$c_H = \frac{G_O - G_H}{x_{1H}} = \frac{2,78 \cdot 10^{-3} - 2,50 \cdot 10^{-3}}{0,008} = 0,035;$$

$$c_K = \frac{G_O - G_K}{x_{1K}} = \frac{2,78 \cdot 10^{-3} - 1,58 \cdot 10^{-3}}{0,032} = 0,0375.$$

Разница между полученными значениями, выраженная в процентах, составляет:

$$\frac{c_K - c_H}{c_K} 100 = \frac{0,0375 - 0,035}{0,0375} 100 = 6,67\%.$$

Это расхождение невелико, поэтому уравнение (25) применимо ко всей установке при использовании среднеарифметического значения c :

$$c = \frac{c_H + c_K}{2} = \frac{0,035 + 0,0375}{2} = 0,0362.$$

Тогда проницаемость $G = 0,00278 - 0,0362x_1$.

Рабочую поверхность мембран следует определить по формуле:

$$F = \frac{L_H x_{1H}^{1/\varphi}}{\varphi} \int_{x_{1H}}^{x_{1K}} \frac{dx_1}{x_1^{1/\varphi} (G_O - cx_1)}. \quad (26)$$

Если бы уравнение (25) не было применимо во всем диапазоне концентраций (т.е. если бы разница между c_H и c_K превысила бы 20%), то следовало бы разбить интервал от x_{1H} до x_{1K} произвольно на нескольких частей, найти для каждой части среднее значение c и рассчитать рабочую поверхность каждой части отдельно.

Значение интеграла в формуле (26) находят методом графического или численного интегрирования. Если селективность $\varphi > 0,9$, то c достаточной для практики точностью

можно использовать аналитические решения уравнения (ХП.21), получаемое при $\varphi=1$:

$$F = \frac{L_H x_H}{G_O} \left[-\frac{c}{G_O} 2,31g \frac{(G_O - cx_{1K})x_{1H}}{(G_O - cx_{1H})x_{1K}} + \frac{1}{x_{1H}} - \frac{1}{x_{1K}} \right]. \quad (27)$$

В нашем случае $\varphi = 0,954 > 0,9$, поэтому воспользуемся уравнением (27):

$$F = \frac{5,56 \cdot 0,008}{0,00278} \left[-\frac{0,0362}{0,00278} \times 2,31g \frac{(0,00278 - 0,0362 \cdot 0,032)0,008}{(0,00278 - 0,0362 \cdot 0,008)0,032} + \frac{1}{0,008} - \frac{1}{0,032} \right] = 1875 \text{ м}^2.$$

Расхождение со значением, полученным в первом приближении, составляет:

$$\frac{2032 - 1875}{1875} 100 = 8,37\%.$$

Полученная разница не превышает 10% , поэтому перерасчет не делаем. Если бы расхождение превысило 10%, необходимо было бы заново определить число аппаратов, провести секционирование и расчет наблюдаемой селективности, определить рабочую поверхность мембран и сопоставить ее с полученной в предыдущем расчете.

4.1.8 Расчет гидравлического сопротивления

Гидравлическое сопротивление необходимо рассчитать для определения абсолютного давления в аппаратах обратного осмоса (значение которого требуется при механических расчетах) и для определения потребного напора насоса.

Развиваемое насосом давление Δp_H расходуется на создание перепада рабочего давления через мембрану, преодоление гидравлического сопротивления потоку разделяемого раствора в аппаратах и потоку фильтрата в дренажах, а

также на компенсацию потерь давления на трение и местные сопротивления в трубопроводах и арматуре и подъем раствора на геометрическую разницу высот установки аппарата и насоса. Последние составляющие в установках обратного осмоса пренебрежимо малы по сравнению с тремя первыми, поэтому расчеты можно вести по уравнению:

$$\Delta p_H = \Delta p + \Delta p_a + \Delta p_d, \quad (28)$$

где Δp – перепад рабочего давления через мембрану; Δp_a , Δp_d – гидравлическое сопротивление соответственно потокам раствора и фильтрата.

Гидравлическое сопротивление при течении жидкости в каналах, образованных сетками-сепараторами и дренажным слоем, можно определять по формулам:

$$\Delta p_a = \Delta p_{п.к} \zeta_1; \quad (29)$$

$$\Delta p_d = \Delta p_{п.к} \zeta_2, \quad (30)$$

где $\Delta p_{п.к}$ – гидравлическое сопротивление полых каналов; ζ_1 и ζ_2 – коэффициенты, зависящие от вида сепарирующей сетки и дренажного материала. Обычно $\zeta_1 = 5-10$, $\zeta_2 = 100-200$.

Значения $\Delta p_{п.к}$ определяют на основе общего выражения:

$$\Delta p_{п.к} = \lambda \frac{l}{d_3} \frac{\rho \omega^2}{2}. \quad (31)$$

В ламинарном режиме течения в кольцевых и плоских щелевых каналах $\lambda = 96/Re$ (см. с.9), тогда

$$\Delta p_{п.к} = \frac{96}{Re} \cdot \frac{l}{d_3} \cdot \frac{\rho \omega^2}{2} = \frac{96 \nu \rho \omega^2}{\omega d_3 d_3 2} = 48 \frac{\nu \rho l \omega}{d_3^2}. \quad (32)$$

Определение Δp_a . Раствор течет от первой до последней секции в каналах кольцевого сечения вдоль оси аппаратов. Общая длина каналов l равна произведению длины модуля, числа модулей в аппарате и числа секций: $l = 0,4 \cdot 6 \cdot 8 = 19,2 \text{ м}$.

Поскольку скорость, плотность и вязкость раствора

мало меняются от первой к последней секции, подставить в формулу (32) среднеарифметические значения этих параметров на входе в первую секцию и на выходе из последней:

$$\omega = \frac{\omega_H + \omega_K}{2} = \frac{0,115 + 0,1066}{2} = 0,1108 \text{ м/с};$$

$$\rho = \frac{\rho_H + \rho_K}{2} = \frac{1004 + 1023}{2} = 1014 \text{ кг/м}^3;$$

$$v = \frac{v_H + v_K}{2} = \frac{0,914 \cdot 10^{-6} + 0,956 \cdot 10^{-6}}{2} = 0,935 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\Delta p_{п.к} = 48 \frac{0,935 \cdot 10^{-6} \cdot 1014 \cdot 19,2 \cdot 0,1108}{1 \cdot 10^{-6}} = 0,096 \text{ МПа}.$$

Примем $\zeta_1 = 7$. Тогда $\Delta p_a = 0,096 \cdot 7 = 0,67 \text{ МПа}$.

Определение Δp_d . Фильтрат проходит в каналах, образованных дренажным слоем, причем его скорость изменяется от нуля на внешней поверхности элемента (спирали) до максимального значения при входе в фильтратоотводящую трубку. Общая длина канала $l_{п}$, ширина l_M .

Поскольку дренажный материал характеризуется значительно большими порами, чем подложка под мембраны, то его сопротивление во много раз меньше, и можно считать, что фильтрат течет только по каналу, образованному дренажным слоем ($\delta_d = 0,4 \text{ мм}$).

Эквивалентный диаметр (в пересчете на полый канал) равен:

$$d_{\text{э}} = 2\delta_d = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$$

Перепад давления в произвольном сечении на участке бесконечно малой длины для полого канала составит:

$$dp = 48 \frac{v\rho\omega}{d_{\text{э}}^2} dl. \quad (33)$$

Скорость в произвольном сечении связана с длиной канала следующим образом:

$$\omega = \frac{G 2l_M l}{\rho \delta_d l_M} = \frac{2Gl}{\rho \delta_d}, \quad (34)$$

где $2l_M l$ – поверхность мембраны от внешней поверхности спирали до произвольного сечения на расстоянии l ; $\delta_d l_M$ – площадь поперечного сечения канала.

Подставим выражение (34) в соотношение (33):

$$dp = 48 \frac{v\rho 2Gl}{d_{\text{э}}^2 \rho \delta_d} dl = 192 \frac{vG}{d_{\text{э}}^3} l dl.$$

Проинтегрируем левую часть от 0 до $\Delta p_{п.к}$, а правую – от 0 до $l_{п}$:

$$\int_0^{\Delta p_{п.к}} dp = 192 \frac{vG}{d_{\text{э}}^3} \int_0^{l_{п}} l dl;$$

$$\Delta p_{п.к} = 192 \frac{vG}{d_{\text{э}}^3} \cdot \frac{l_{п}^2}{2} = 96 \frac{vG l_{п}^2}{d_{\text{э}}^3}. \quad (35)$$

Проведем расчет по формуле (35), используя среднеарифметическое значение проницаемости в установке:

$$G = \frac{G_H + G_K}{2} = \frac{2,5 \cdot 10^{-3} + 1,58 \cdot 10^{-3}}{2} = 2,04 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$\Delta p_{п.к} = 96 \frac{0,9 \cdot 10^{-6} \cdot 2,04 \cdot 10^{-3} \cdot 1^2}{0,8^3 \cdot 10^{-9}} = 344 \text{ Па}.$$

Примем $\zeta_2 = 150$. Тогда $\Delta p_d = 344 \cdot 150 = 51600 \text{ Па} = 0,052 \text{ МПа}$.

Определим давление, которое должен развивать насос, по формуле (28). С учетом сделанных допущений это давление равно давлению на входе в аппараты обратного осмоса, т.е. является максимальным рабочим давлением:

$$\Delta p_H = 5 + 0,67 + 0,052 = 5,722 \text{ МПа}.$$

Напор насоса (при плотности исходного раствора ρ_H) равен:

$$H = \frac{\Delta p_H}{\rho_H g} = \frac{5,722 \cdot 10^6}{1004 \cdot 9,81} = 580 \text{ м}.$$

На основе полученных данных подбираем насос по методике, изложенной в главе I [1].

4.2. Расчет установки с применением ультрафильтрации

В данном разделе рассматривается установка для концентрирования растворов высокомолекулярных соединений (ВМС) с применением ультрафильтрации, концентрирование растворов ВМС путем выпаривания обычно неэффективно вследствие разрушения ВМС (особенно биохимических препаратов). Применение ультрафильтрации позволяет довести концентрацию ВМС до уровня, при котором возможно непосредственное использование раствора в технологическом процессе или извлечение из него ВМС другими методами разделения.

Технологическая схема приведена на рисунке 6. Разбавленный раствор ВМС, содержащий 5-10 % неорганической соли, из емкости 1 насосом 2 подается на песчаный фильтр 3, где очищается от взвесей твердых частиц. Очищенный раствор насосом высокого давления 4 подается в аппарат ультрафильтрации 5, (концентрируется до заданной концентрации высокомолекулярного соединения). Фильтрат собирается в промежуточной емкости 6, откуда насосом 7 подается в теплообменник 8. Здесь он подогревается и направляется в выпарной аппарат 9, работающий под небольшим избыточным давлением.

В выпарном аппарате концентрация неорганической соли в фильтрате доводится до требуемого значения. Упаренный раствор стекает в емкость 10.

Концентрат из аппарата ультрафильтрации возвращается в технологический процесс. Вторичный пар из выпарного аппарата 9 направляется для обогрева других производственных аппаратов, в том числе теплообменника 8.

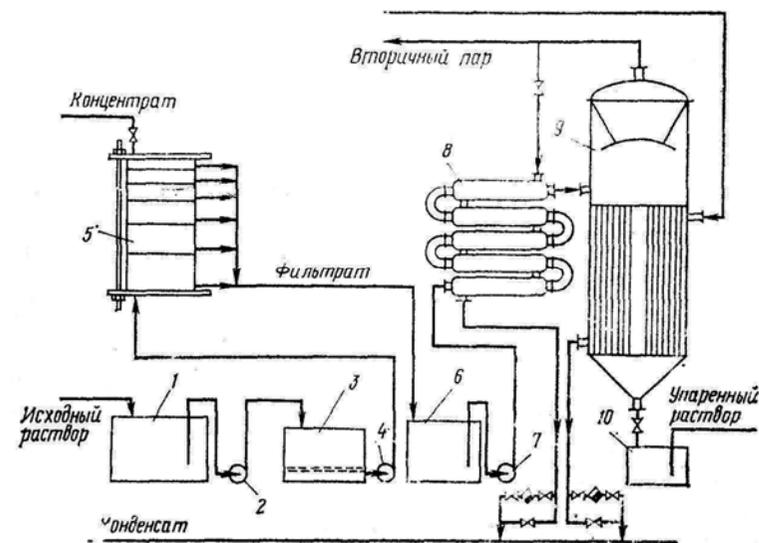


Рис. 6. Технологическая схема установки и концентрирования растворов с применением ультрафильтрации:

1-емкость; 2 - насос; 3 - фильтр; 4 - насос высокого давления; 5 - аппарат ультрафильтрации; 6 - промежуточная емкость; 7 - насос; 8 - теплообменник; 9 - выпарной аппарат; 10 - емкость для упаренного раствора

Задание на проектирование. Спроектировать установку для концентрирования 0,2 кг/с водного раствора ацилазы от концентрации 0,015 % (масс.) до 0,15 % (масс.). В растворе содержится 5,5 % NaCl. Концентрирование ацилазы осуществить ультрафильтрацией. Содержание ацилазы в фильтрате не должно превышать 0,003 % (масс.). Фильтрат сконцентрировать в выпарном аппарате до концентрации 25 % (масс.) NaCl. Рабочие условия в ступенях даны ниже.

Ступень ультрафильтрации:

тип аппарата — с плоскопараллельной укладкой мембран;

мембрана — ацетатцеллюлозная;
 перепад рабочего давления через мембрану — 0,2 МПа;
 рабочая температура — 25 °С.
 Степень выпаривания:
 тип аппарата — с направленной естественной циркуляцией; давление в аппарате — 0,2 МПа.

4.2.1. Выбор мембраны

Характеристики некоторых ультрафильтрационных мембран, выпущенных в СССР (при $A_p = 0,1 - 0,3$ МПа и $t = 20 - 25$ °С), представлены ниже:

Тип мембраны	УАМ-50	УАМ-100
УАМ-150		
Средний диаметр пор $d_{пор}$, нм	5	10
Константа проницаемости по чистой воде A , 10^2 кг/($m^2 \cdot c \cdot MPa$)	0,33	1,7
5,0		
Тип мембраны	УАМ-200	УАМ-300
Средний диаметр пор $d_{пор}$, нм	20	30
Константа проницаемости по чистой воде A , 10^2 кг/($m^2 \cdot c \cdot MPa$)	7,5	13,4

Рассчитаем истинную селективность мембран ϕ_n по ацилазе, используя приведенные данные о размерах пор в мембранах и о размерах молекул некоторых ВМС (при температуре 20—25 °С).

Обратимся к графику зависимости селективности мембран по глобулярным ВМС от соотношения диаметров молекул и пор в мембранах (рис.7).

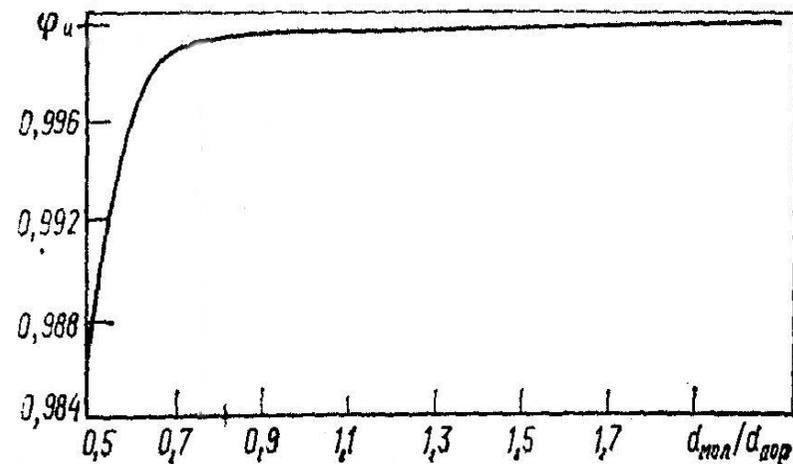


Рис. 7. Зависимость селективности мембран по глобулярным высокомолекулярным соединениям от соотношения диаметров молекул и пор в мембранах

Таблица

Наименование ВМС	Молекулярная масса	Диаметр молекулы нм	Коэффициент диффузии в воде $D \cdot 10^{11} m^2 / c$
Яичный альбумин	45 000	4,9	7,8
Сывороточный альбумин	66 000	6,4	6,1
Ацилаза (фермент)	76 500	7,0	7
γ_2 -глобулин	160 000	9,5	3,8
Каталаза (фермент)	246 000	10,4	4,1

График построен для интервала селективностей, которые обычно удовлетворяют предъявляемым требованиям к качеству разделения, что соответствует отношению $d_{mol} / d_{пор} > 0,5$. Определим отношение $d_{mol} / d_{пор}$ для различных ультрафильтрационных мембран.

Тип мембраны	УАМ-50	УАМ-100	УАМ-150
Отношение $d_{mol} / d_{пор}$	7/5-1,4	7/10=0,7	7/15= 0,467

Тип мембраны	УАМ-200	УАМ-300
Отношение $d_{\text{мол}} / d_{\text{пор}}$	$7/20 = 0,35$	$7/30 = 0,233$

Условию $d_{\text{мол}} / d_{\text{пор}} > 0,5$ отвечают мембраны УАМ-90 и УАМ-100.

Начнем расчет с более производительной мембраны— УАМ-100. Из графика находим $\phi_{\text{и}} = 0,999$. Приняв в первом приближении, что наблюдаемая селективность ϕ равна истинной, определим концентрацию растворенного вещества в фильтрате по формуле (8).

Степень концентрирования

$$K = X_{\text{IK}} / X_{\text{IH}} = 0,15 / 0,015 = 10.$$

Тогда,

$$\bar{X}_2 = 1,5 * 10^{-4} \frac{1 - 10 - (1 - 0,999) / 0,999}{1 - 10 - 1 / 0,999} = 3,67 * 10^{-7} \text{ кг ацила-}$$

зы/кг раствора, или $3,67 \times 10^{-5}\%$. Полученное значение меньше допустимого (0,003 %), поэтому для дальнейших расчетов выбираем мембрану УАМ-100.

4.2.2. Приближенный расчет рабочей поверхности мембран

Рабочая поверхность мембран зависит от расхода фильтрата и проницаемости мембраны. Определим проницаемость по чистой воде, пользуясь приведенными выше данными о константах проницаемости. Для мембраны УАМ-100 $A = 1,7 \cdot 10^{-2} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{МПа})$. Тогда при рабочем давлении 0,2 МПа проницаемость по чистой воде составит:

$$G_0 = A \Delta p = 1,7 * 10^{-2} * 0,2 = 3,4 * 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \text{с}).$$

Для перехода от этой величины к проницаемости в рабочих условиях следует учесть, что осмотические давления неконцентрированных растворов ВМС пренебрежимо малы. Селективность ультрафильтрационных мембран по неорганическим солям близка к нулю, по-

этому осмотическое давление фильтрата равно осмотическому давлению исходного раствора, и последнее также не сказывается на проницаемости. Основным фактором, снижающим проницаемость, является повышение вязкости, определяемое концентрацией соли, которая значительно превышает концентрацию ВМС.

Течение растворов через поры ультрафильтрационных мембран подчиняется закону Пуазейля, поэтому проницаемость обратно пропорциональна динамической вязкости.

Из Приложения 2 находим, что коэффициент кинематической вязкости 5,5%-ного раствора NaCl при $t = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ составляет $\nu = 0,944 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$, плотность раствора $\rho = 1036 \text{ кг}/\text{м}^3$. Отсюда коэффициент динамической вязкости равен:

$$\mu = \nu \rho = 0,944 * 10^{-6} * 1036 = 0,000978 \text{ кг}/(\text{м} * \text{с}).$$

Вязкость воды при той же температуре $\mu_0 = 0,000894 \text{ кг}/(\text{м} * \text{с})$.

Тогда

$$G = G_0 \frac{\mu_0}{\mu} = 3,4 * 10^{-3} \frac{0,000894}{0,000978} = 3,11 * 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \text{с}).$$

Поскольку в процессе концентрирования ВМС концентрация NaCl, определяющая вязкость раствора, не изменяется, полученная проницаемость может быть принята постоянной для любого сечения аппарата.

Определим расход фильтрата по формуле (9), считая в первом приближении, что наблюдаемая селективность равна истинной:

$$L_\phi = L_H (1 - K^{-1/\phi}) = 0,2 (1 - 10^{-1/0,999}) = 0,18 \text{ кг}/\text{с}.$$

Рабочая поверхность мембраны:

$$F = L_\phi / G = 0,18 / 3,11 * 10^{-3} = 57,8 \text{ м}^2$$

Расход концентрата (понадобится в дальнейшем) равен:

$$L_K = L_H - L_\Phi = 0.02 \text{ кг/с.}$$

4.2.3. Выбор аппарата

Среди аппаратов с плоскопараллельной укладкой мембран (типа «фильтр-пресс»), которые находят наибольшее применение в установках малой производительности, предпочтение следует отдать «бескорпусным» аппаратам. Такие аппараты не имеют массивного корпуса, рассчитанного на работу при высоких давлениях, благодаря чему снижается металлоемкость и достигается относительно высокая удельная поверхность мембран. Одна из конструкций изображена на рисунке 8.

Аппарат представляет собой вертикальную колонну, состоящую из ряда секций, стянутых во фланцах 3 с помощью шпилек 1 и гаек 2. Каждая секция представляет собой пакет мембранных элементов 6, чередующихся с уплотнительными прокладками 5. Пакет уложен в цилиндрическую обечайку 4. Прокладки 5 обеспечивают герметичность секции и при обжатии шпильками вследствие сил трения передают усилие рабочего давления на дренажный материал (именно этот эффект позволяет в данной конструкции обойтись без специального прочного корпуса). Между элементами располагаются сетки-сепараторы, предотвращающие соприкосновение элементов, улучшающие гидродинамические условия процесса и создающие каналы для протекания разделяемого раствора.

Переточные отверстия всех мембранных элементов секции совпадают, образуя коллекторы для входа раствора в секцию, распределения его между мембранными элементами и выхода в следующую секцию. Число мембранных элементов в каждой последующей секции по ходу раствора в аппарате уменьшается, что обеспечивает необходимую скорость раствора в любом межмембранном канале.

Мембранный элемент (см. рис. 8) состоит из двух мембран 7, уложенных на подложки из мелкопористого материала, между которыми размещается дренажный материал 10. Для предотвращения вдавливания мембран и подложек в дренажный материал в зоне обжатия между подложками и дренажом располагаются кольца 9 из тонкого жесткого материала. В области переточных отверстий мембраны, расположенные по обе стороны дренажного слоя, приклеиваются одна к другой.

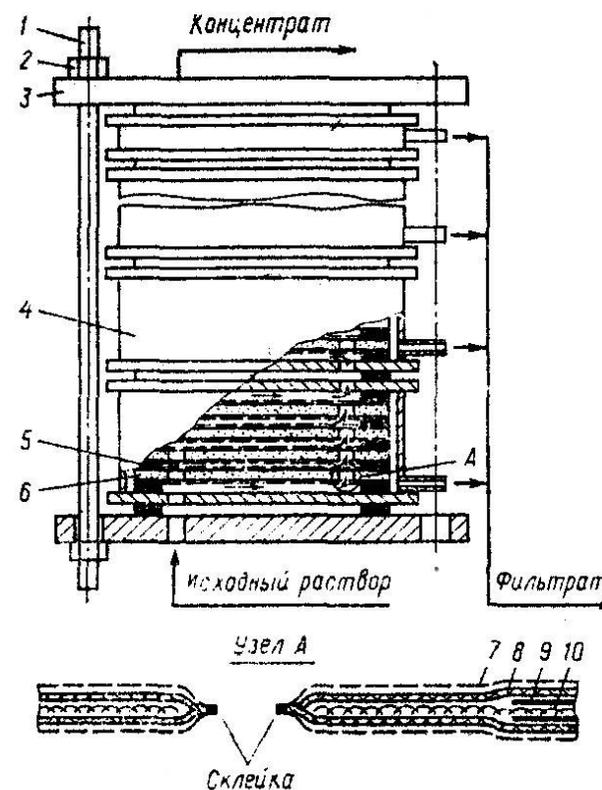


Рис.6. Схема устройства аппарата с плоскопараллельной укладкой мембран

Исходный раствор поступает в аппарат через штуцер нижнего фланца и последовательно проходит все секции. Сконцентрированный раствор уходит через штуцер верхнего фланца. В каждой секции раствор движется параллельными потоками по всем межмембранным каналам. Пройдя вдоль мембран, раствор собирается в выходном коллекторе секции и поступает во входной шор следующей секции. Фильтрат уходит через дренажные сетки сливается через отводные патрубки.

Диаметр аппарата определяется шириной выпускаемого мембранного полотна 0,45 м. Переменными величинами могут быть толщина сетки-сепаратора дренажного слоя (составленного из собственно дренажного материала и двух подложек), а также число секций.

При уменьшении толщины сетки-сепаратора и дренажного слоя повышается компактность установки, но растет гидравлическое сопротивление. Для последующих расчетов примем следующие значения: $b_c = 0,5$ мм, $b_n = 1,0$ мм (b_c — толщина сепарирующей сетки, b_n — толщина пакета, составного из двух мембран и дренажного слоя). Диаметр рабочей части мембраны равен общему диаметру за вычетом удвоенной ширины прокладочного кольца. Примем ширину кольца равной 0,025 м. Тогда диаметр мембраны $d_M = 0,45 - 2 * 0,025 = 0,4$ м.

Рабочая поверхность одного элемента, состоящего из двух мембран, равна:

$$F_a = 2 \left(\frac{\pi d_M^2}{4} - \frac{2 \pi d_{nep}^2}{4} \right) = 2 * 0,785 * (0,4^2 - 2 * 0,02^2) = 0,25 \text{ м}^2,$$

где $d_{nep} = 0,02$ м — диаметр переточного отверстия.

Общее число элементов в аппарате:

$$n = F / F_a = 57,8 / 0,25 = 231.$$

Проведем секционирование аппарата, исходя из необходимости обеспечить примерно одинаковый расход разделяемого раствора во всех сечениях аппарата. В отличие от рассмотренной выше установки с рулонными аппаратами (см. раздел 4.1.5), в данном случае число каналов, по которым проходит разделяемый раствор, не равно числу элементов, поэтому удовлетворить одновременно условиям (12) и (13) невозможно, и необходим иной подход к секционированию.

Пусть L_{Hi} , L_{Ki} — расход разделяемого раствора соответственно на входе в i -ю секцию и на выходе из нее ($i=1,2,\dots,m$, где m - число секций в аппарате); L_i — средний расход разделяемого раствора в канале, образованном двумя соседними элементами i -й секции; n_i - число элементов в i -й секции; $L_{ф.э.}$ - расход фильтрата на одном элементе, $q = L_{Hi} / L_{Ki}$ - величина, определяющая допустимое изменение расхода по длине каждой секции.

Выразим расход раствора на выходе из секции как разницу между расходом на входе в секцию и расходом фильтрата в секции:

$$L_{Ki} = L_{Hi} - L_{ф.э.} \cdot n_i. \quad (36)$$

Представим величину L_{Ki} в виде:

$$L_{Ki} = L_{Hi} / q. \quad (37)$$

Приравнявая выражения (36) и (37), находим число элементов:

$$n_i = \frac{L_{Hi} \left(1 - \frac{1}{q}\right)}{L_{ф.э.}}. \quad (38)$$

Соотношение (38) определяет число элементов в каждой секции, отвечающее допустимой величине q . Преобразуем это соотношение, учитывая, что начальный расход в каждой секции, начиная со второй, равен конечному расходу в предыдущей секции:

$$L_{Hi} = L_{k(i-1)}. \quad (39)$$

Отсюда с учетом соотношения исходного раствора L_H , получим:

$$L_{Hi} = L_{H(i-1)} / q = L_H / q^{i-1}. \quad (40)$$

Подставляя выражение (40) в уравнение (38), получим:

$$n_i = \frac{L_H(1-1/q)}{q^{i-1}L_{\phi, \varepsilon}}. \quad (41)$$

Тогда для первой секции:

$$n_1 = L_H(1-1/q) / L_{\phi, \varepsilon}. \quad (42)$$

С учетом последнего перепишем соотношение (41) в виде

$$n_i = n_1 / q^{i-1}. \quad (43)$$

Рассмотрим, как соотносятся расходы раствора в первой и последней секциях. Средний расход раствора в каждом канале i -й секции можно выразить в виде

$$\bar{L}_i = \frac{L_{Hi} + L_{Ki}}{2(n_i + 1)} = \frac{L_{Hi} + L_{Ki/q}}{2(n_i + 1)} = \frac{L_{Hi}(1+1/q)}{2(n_i + 1)} \quad (44)$$

или в виде

$$\bar{L}_i = \frac{L_{Kiq} + L_{Ki}}{2(n_i + 1)} = \frac{L_{Ki}(q+1)}{2(n_i + 1)}, \quad (44a)$$

где $(n_i + 1)$ - число каналов в i -й секции, по которым проходит разделяемый раствор.

Из уравнения (44) имеем :

для первой секции:

$$\bar{L}_1 = \frac{L_{H1}(1+1/q)}{2(n_1 + 1)};$$

для последней секции:

$$\bar{L}_m = \frac{L_{Hm}(1+1/q)}{q^{m-1}2(n_m + 1)}.$$

Отношение средних расходов с учетом соотношения (43) будет равно:

$$\frac{\bar{L}_1}{\bar{L}_m} = \frac{q^{m-1}(n_m + 1)}{n_1 + 1} = \frac{q^{m-1}(n_1 / q^{m-1} + 1)}{n_1 + 1} = \frac{n_1 + q^{m-1}}{n_1 + 1}. \quad (45)$$

Уравнение (45) определяет соотношение расходов в крайних секциях, отвечающее принятому значению q . Анализ этого уравнения показывает: чем меньше q , тем больше соотношение расходов, поэтому снижая q и тем самым уменьшая степень изменения расхода по длине каждой секции, мы одновременно увеличиваем неравномерность расходов между секциями.

С целью выбора оптимального значения q проведем несколько вариантов секционирования, задаваясь различными q .

Расход фильтрата на одном элементе равен:

$$L_{\phi, \varepsilon} = L_{\phi} / n = 0,18 / 231 = 0,00078 \text{ кг/с.}$$

Примем $q = 1,6$. Тогда из соотношения (42) найдем

$$n_1 = \frac{0,2(1-1/1,6)}{0,00078} = 96,2 = 96.$$

Из соотношения (43):

$$n_2 = 96,2 / 1,6 = 60; \quad n_3 = 96,2 / 1,6^2 = 37,6 = 38; \\ n_4 = 96,2 / 1,6^3 = 23,5 = 24. \quad n_5 = 96,2 / 1,6^4 = 14,7 = 15;$$

Суммируя число элементов, получим:

$$\sum_{i=1}^5 n_i = 96 + 60 + 38 + 24 + 15 = 232.$$

Полученное значение на единицу больше имеющегося числа элементов ($n=232$). По причинам, указанным ранее, вычтем один избыточный элемент из первой секции, т. е. примем $n_1 = 95$.

Рассчитаем по формуле (45) соотношение расходов:

$$\frac{\bar{L}_1}{\bar{L}_5} = \frac{95 + 1,6^4}{95 + 1} = \frac{95 + 6,56}{96} = \frac{101,56}{96} = 1,058.$$

Примем $q=1,4$. Тогда

$$n_1 = \frac{0,2(1-1/1,4)}{0,00078} = 73,5 = 73; \quad n_2 = 73,5 / 1,4 = 52,5 = 53;$$

$$\begin{aligned}
n_3 &= 73,5/1,4^2 = 37,5 = 37; & n_4 &= 73,5/1,4^3 = 26,8 = 27; \\
n_5 &= 73,5/1,4^4 = 19,2 = 19; & n_6 &= 73,5/1,4^5 = 13,6 = 14; \\
n_7 &= 73,5/1,4^6 = 9,7 = 10; & \sum_{i=1}^7 n_i &= 233.
\end{aligned}$$

Вычтем один избыточный элемент из первой секции и один — из второй, т. е. примем $n_1 = 72$, $n_2 = 52$. Тогда

$$\frac{\bar{L}_1}{\bar{L}_5} = \frac{72 + 1,4^6}{72 + 1} = \frac{79,52}{73} = 1,090.$$

Примем $q=12$, тогда

$$\begin{aligned}
n_1 &= \frac{0,2(1-1/1,2)}{0,00078} = 43; & n_2 &= 43/1,2 = 35,8 = 36; \\
n_3 &= 43/1,2^2 = 29,9 = 30; & n_4 &= 43/1,2^3 = 24,9 = 25; \\
n_5 &= 43/1,2^4 = 20,8 = 21; & n_6 &= 43/1,2^5 = 17,6 = 18; \\
n_7 &= 43/1,2^6 = 14,4 = 14; & n_8 &= 43/1,2^7 = 12; \\
n_9 &= 43/1,2^8 = 10; & n_{10} &= 43/1,2^9 = 8,3 = 8; \\
n_{11} &= 43/1,2^{10} = 6,9 = 7; & n_{12} &= 43/1,2^{11} = 5,8 = 6; \\
\sum_{i=1}^{12} n_i &= 230.
\end{aligned}$$

Добавим один недостающий элемент к первой секции, т. е. примем $n_1 = 44$. Тогда

$$\frac{\bar{L}_1}{\bar{L}_{12}} = \frac{44 + 1,2^{11}}{44 + 1} = \frac{51,42}{45} = 1,142.$$

Примем $q=1,1$. Получим:

$$\begin{aligned}
n_1 &= \frac{0,2(1-1/1,1)}{0,00078} = 23,3 = 23; & n_2 &= 23,3/1,1 = 21,2 = 21; \\
n_3 &= 23,3/1,1^2 = 19,3 = 19; & n_4 &= 23,3/1,1^3 = 17,5 = 17; \\
n_5 &= 23,3/1,1^4 = 15,9 = 16; & n_6 &= 23,3/1,1^5 = 14,4 = 14; \\
n_7 &= 23,3/1,1^6 = 13,1 = 13; & n_8 &= 23,3/1,1^7 = 12;
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
n_9 &= 23,3/1,1^8 = 10,9 = 11; & n_{10} &= 23,3/1,1^9 = 9,9 = 10; \\
n_{11} &= 23,3/1,1^{10} = 9; & n_{12} &= 43/1,2^{11} = 5,8 = 6; \\
n_{13} &= 23,3/1,1^{12} = 7,4 = 7; & n_{14} &= 23,3/1,1^{13} = 6,7 = 7; \\
n_{15} &= 23,3/1,1^{14} = 6,1 = 6; & n_{16} &= 23,3/1,1^{15} = 5,6 = 6; \\
n_{17} &= 23,3/1,1^{16} = 5,1 = 5; & n_{18} &= 23,3/1,1^{17} = 4,6 = 5; \\
n_{19} &= 23,3/1,1^{18} = 4,2 = 4; & n_{20} &= 23,3/1,1^{19} = 3,8 = 4; \\
n_{21} &= 23,3/1,1^{20} = 3,5 = 3; & n_{22} &= 23,3/1,1^{21} = 3,1 = 3; \\
n_{23} &= 23,3/1,1^{22} = 2,8 = 3; & n_{24} &= 23,3/1,1^{23} = 2,6 = 3; \\
n_{25} &= 23,3/1,1^{24} = 2,4 = 2; & \sum_{i=1}^{25} n_i &= 231;
\end{aligned}$$

$$\frac{\bar{L}_1}{\bar{L}_{25}} = \frac{23 + 1,1^{24}}{23 + 1} = \frac{32,84}{24} = 1,370.$$

Таким образом, получаем:

q	1,6	1,4	1,2	1,1
m	5	7	12	25
\bar{L}_1 / \bar{L}_m	1,058	1,090	1,142	1,370

На основе этих данных строим график зависимости отношения \bar{L}_1 / \bar{L}_m и числа секций от q (рис. 9).

Из рисунка 9 можно видеть, что с увеличением q отношение расходов и число секций сначала быстро снижаются, а затем в интервале $q = 1,15—1,20$ на кривых наблюдается перегиб, и снижение становится замедленным.

Построив на графике диагональ, можно увидеть, что при $q = 1,17$ отношение $\bar{L}_1 / \bar{L}_m = q$, т. е. при этом значении q снижение расхода по длине каждой секции равно снижению среднего расхода от первой до последней секции. Исходя из примерного равенства расходов в каждом канале каждой

секции, это значение можно было бы взять в качестве рабочего.

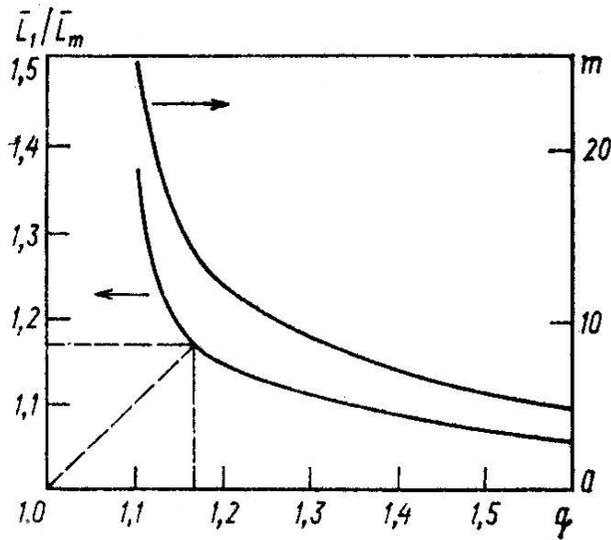


Рис. 9. Зависимость отношения расходов и числа секций от параметров q

Однако следует учитывать, что по мере концентрирования раствора в нем одновременно увеличивается содержание взвешенных частиц, практически всегда имеющих в технологических растворах, даже подвергнутых предварительному фильтрованию. Это может привести к ускоренному загрязнению мембран в последних секциях, сопровождающемуся снижением проницаемости и селективности. Уменьшение расхода от первой к последней секции способствует этому нежелательному процессу. Кроме того, снижение сопровождается увеличением числа секций, что усложняет конструкцию аппарата. В связи с этим целесообразно выбрать в качестве рабочего значение большее, чем 1,17. Примем для дальнейших расчетов q — 1,4. Для этого значе-

ния было получено следующее распределение элементов по секциям:

№ секции.....	1	2	3	4	5	6	7
число элементов в секции.....	72	52	37	27	19	14	10

Проверим точность расчетов, определив средние расходы в каналах первой и последней секций по формулам (44) и (44а):

$$\bar{L}_i = \frac{L_H(1+1/q)}{2(n_i+1)} = \frac{0,2(1+1/1,4)}{2(72+1)} = 0,00235 \text{ кг/с};$$

$$\bar{L}_7 = \frac{L_K(q+1)}{2(n_7+1)} = \frac{0,02(1,4+1)}{2(10+1)} = 0,00218 \text{ кг/с}.$$

Тогда

$$\bar{L}_1 / \bar{L}_7 = 0,00235 / 0,00218 = 1,077.$$

Найдем отклонение этого значения от полученного в расчетах значения 1,09:

$$\frac{1,090 - 1,077}{1,077} 100 = 1,2\%.$$

Такую сходимость следует признать удовлетворительной, поскольку в расчетах число элементов в секциях округлялось до целых единиц.

4.2.4. Расчет наблюдаемой селективности мембран

Наблюдаемую селективность рассчитаем по формуле (22). Расчеты проведем для крайних секций — первой и седьмой. При течении раствора между круговыми элементами, скорость меняется от максимальной (в областях входа и выхода) до минимальной (в средней части элемента). Среднюю ширину кругового сечения найдем, разделив площадь цемента на длину пути раствора, которую примем равной диаметру элемента:

$$b = \frac{\pi d_M^2 / 4}{d_M} = 0,785 d_M = 0,785 * 0,4 = 0,314 \text{ м.}$$

Средняя скорость в первой секции равна:

$$\omega_1 = \frac{\bar{L}_1}{\rho \delta_c b} = \frac{0,00235}{1036 * 0,5 * 10^{-3} * 0,314} = 0,0144 \text{ м/с;}$$

$$d_3 = 2 \delta_c = 1 * 10^{-3} \text{ м;}$$

$$\text{Re}_1 = \frac{\omega_1 d_3}{\nu} = \frac{0,0144 * 1 * 10^{-3}}{0,944 * 10^{-6}} = 15,3.$$

Проверим соблюдение условия (24):

$$\text{Pr}' = \frac{\nu}{D} = \frac{0,944 * 10^{-6}}{7 * 10^{-11}} = 1,35 * 10^4;$$

$$\text{Re}_1 \text{Pr}' d_3 / l = 15,3 * 1,35 * 10^4 (1 * 10^{-3} / 0,4) = 516.$$

Следовательно, условие (24) соблюдается, и расчеты Nu' можно вести по формуле (23).

$$Nu'_1 = 2,24 * 513^{1/3} = 18,0;$$

$$\beta_1 = \frac{Nu'_1 D}{d_3} = \frac{18,0 * 7 * 10^{-11}}{1 * 10^{-3}} = 1,26 * 10^{-6} \text{ м/с;}$$

$$U = \frac{G}{P} = \frac{3,11 * 10^{-3}}{1036} = 3 * 10^{-6} \text{ м/с;}$$

$$\lg \frac{1 - \varphi_1}{\varphi_1} = \frac{3 * 10^{-6}}{2,3 * 1,26 * 10^{-6}} + \lg \frac{1 - 0,999}{0,999}.$$

Отсюда $\varphi_1 = 0,9892$

Средняя скорость в седьмой секции:

$$\omega_7 = \frac{\bar{L}_7}{\rho \delta_c b} = \frac{0,00218}{1036 * 0,5 * 10^{-3}} * 0,0314 = 0,0134 \text{ м/с;}$$

$$\text{Re}_7 = \frac{0,0134 * 1 * 10^{-3}}{0,944 * 10^{-6}} = 14,2;$$

$$\text{Re}_7 \text{Pr}' d_3 / l = 14,2 * 1,35 * 10^4 * \frac{1 * 10^{-3}}{0,4} = 480;$$

$$Nu'_7 = 2,24 * 480^{1/3} = 17,5;$$

$$\beta'_7 = \frac{17,5 * 7 * 10^{-11}}{1 * 10^{-3}} = 1,23 * 10^{-6} \text{ м/с;}$$

$$\lg \frac{1 - \varphi_7}{\varphi_7} = \frac{3 * 10^{-6}}{2,3 * 1,23 * 10^{-6}} + \lg \frac{1 - 0,999}{0,999}.$$

Отсюда $\varphi_7 = 0,9886$.

Селективность секций мало отличается, поэтому для последующих расчетов используем среднеарифметическое значение:

$$\varphi = \frac{\varphi_1 - \varphi_7}{2} = \frac{3 * 10^{-6}}{2,3 * 1,23 * 10^{-6}} + \frac{0,9892 + 0,9886}{2} = 0,9889.$$

Проверка пригодности выбранной мембраны.

Определяем по формуле (8) концентрацию ацилазы в фильтрате, используя полученное значение наблюдаемой селективности:

$$\bar{x}_2 = 1,5 * 10^{-4} = \frac{1 - 10^{-(1 - 0,9889) / 0,9889}}{1 - 10^{-1 / 0,9889}} = 4,24 * 10^{-6} \text{ кг ацилазы/кг раствора } 4,24 * 10^{-4} \%$$

Это значение меньше допустимого, равного $3 * 10^{-3} \%$, поэтому нет необходимости перехода к мембране с большей селективностью.

4.2.5. Уточненный расчет поверхности мембран

Определим расход фильтрата по формуле (9), используя полученное значение наблюдаемой селективности:

$$L_\phi = 0,2(1 - 10^{-1 / 0,9889}) = 0,1805 \text{ кг/с;}$$

$$F = L_\phi / G = 0,1805 / 3,11 * 10^{-3} = 58 \text{ м}^2.$$

Это значение практически не отличается от площади $57,8 \text{ м}^2$, полученной в первом приближении, поэтому перерасчета не делаем.

4.2.6. Расчет гидравлического сопротивления

Для определения давления, которое должен развивать насос, используем соотношение (28), а гидравлическое сопротивление потокам раствора и фильтрата определяем по формулам (29) и (30) с учетом (32).

Определение Δp_a . Общая длина канала, по которому проходит разделяемый раствор, равна произведению диаметра элемента на число секций: $t = 0,4 * 7 = 2,8 \text{ м}$.

Поскольку скорость течения мало меняется от первой секции к последней, используем в расчетах среднеарифметическое значение скорости:

$$\omega = \frac{\omega_1 + \omega_7}{2} = \frac{0,0144 + 0,0134}{2} = 0,0139 \text{ м/с}.$$

Тогда

$$\Delta p_{п.к.} = 48 \frac{\nu \rho l \omega}{d_3^2} = 48 \frac{0,944 * 10^{-6} * 1036 * 2,8 * 0,0139}{1 * 10^{-6}} = 1850 \text{ Па}.$$

Примем $\xi_1 = 7$. Тогда $\Delta p_a = 1850 * 7 = 12950 \text{ Па} = 1,295 * 10^{-2} \text{ МПа}$.

Определение Δp_d . Скорость фильтрата в дренажном слое меняется от нуля в центре элемента до максимальной на окружности элемента. Общая длина канала, по которому проходит фильтрат, равна радиусу элемента: $l = r_M = d_M / 2 = 0,2 \text{ м}$.

Перепад давления в произвольном сечении на расстоянии r от центра элемента на участке бесконечно малой длины dr составит:

$$dp = 48 \frac{\nu \rho \omega}{d_3^2} dr. \quad (46)$$

Скорость на расстоянии r от центра элемента связана с величиной r следующим образом:

$$\omega = \frac{G 2\pi r^2}{\rho 2\pi r \delta_D} = \frac{G_r}{\rho \delta_D}, \quad (47)$$

где $2\pi r^2$ — поверхность мембраны от центра элемента до произвольного сечения на расстоянии r ; $2\pi r \delta_D$ — площадь поперечного сечения канала на расстоянии r от центра элемента.

Подставим выражение (47) в уравнение (46), учитывая, что $d_3 = 2\delta_D$:

$$dp = 48 \frac{\nu \rho 2Gr}{d_3^2 \rho} dr = 96 \frac{\nu G}{d_3^3} r dr.$$

Проинтегрируем левую часть от 0 до $\Delta p_{п.к.}$, а правую — от 0 до r_M :

$$\int_0^{\Delta p_{п.к.}} dp = 96 \frac{\nu G}{d_3^3} \int_0^{r_M} r dr.$$

Получим:

$$\Delta p_{п.к.} = 96 \frac{\nu G}{d_3^3} * \frac{r_M^2}{2} = 12 \frac{\nu G d_M^2}{d_3^2}. \quad (48)$$

Проведем расчет по формуле (48), учитывая, что $d_3 = 0,8 * 10^{-3} \text{ м}$ (см. выше)

$$\Delta p_{п.к.} = 12 \frac{0,944 * 10^{-6} * 3,11 * 10^{-3} * 0,2^2}{(0,8 * 10^{-3})^2} = 11 \text{ Па}.$$

Примем $d\xi_2 = 150$. Тогда $\Delta p_d = 11 * 150 = 1650 \text{ Па} = 1,65 * 10^{-3} \text{ МПа}$. По формуле (28) найдем:

$$\Delta p_H = 0,2 + 0,01295 + 0,00165 = 0,2246 \text{ МПа}.$$

Напор насоса:

$$H = \frac{\Delta p_H}{\rho g} = \frac{0,2246 * 10^6}{1036 * 9,81} = 22,2 \text{ м}.$$

На основе полученных данных подбираем насос по методике, изложенной в главе I.

Список рекомендуемой литературы

1. Основные процессы и аппарата химической технологии: учебное пособие по проектированию // Под ред. Ю.М. Дытнерский. – М.: Химия, 1991. – 493 с.
2. Радионов А.И., Клуниин В.Н., Торочешников Н.С. Техника защиты окружающей среды. – М.: Химия, 1989. – 512 с.
3. Тимонин А.С. Инженерно-экологический справочник. Т. 1,2,3. – Кадуга: Изд-во Н. Бачкаревой, 2003. – С. 881, 914, 1019.
4. Баромембранные процессы и аппараты: учебное пособие // Под ред. Ю.М. Ханхунов, Г.А. Хантургаев. – Улан-Удэ: Изв-во ВСГТУ, 1991. – 55 с.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение 1

Химическая теплота гидратации ионов при бесконечном разбавлении и температуре 25 °С

Ион	ΔH , кДж/моль	Ион	ΔH , кДж/моль	Ион	ΔH , кДж/моль
Ag ⁺	490	I ⁻	281	Y ³⁺	3672
Al ³⁺	4710	In ³⁺	4162	C ₂ H ₄ O ₂	423
Ba ²⁺	1340	K ⁺	339	ClO ₃ ⁻	289
Be ²⁺	2516	La ³⁺	3332	ClO ₄ ⁻	226
Br ⁻	318	Li ⁺	532	CN ⁻	348
Ca ²⁺	1616	Mg ²⁺	1955	CNO ⁻	389
Cd ²⁺	1838	Mn ²⁺	1880	CNS ⁻	310
Ce ³⁺	3600	Na ⁺	423	CO ₃ ²⁻	1352
Cl ⁻	352	Ni ²⁺	2140	HCO ₂ ⁻	415
Co ²⁺	2089	Pb ²⁺	1516	HCO ₃ ⁻	381
Cr ²⁺	1884	Ra ²⁺	1298	HS ⁻	343
Cs ⁺	281	Rb ⁺	314	MnO ₄ ⁻	247
Cu ⁺	611	Sr ⁻	1340	NH ₄ ⁺	327
Cu ²⁺	2131	Sc ³⁺	4011	NO ₂ ⁻	410
F ⁻	486	Sn ²⁺	1587	NO ₃ ⁻	310
Fe ²⁺	1955	Sr ²⁺	1478	OH ⁻	511
Fe ³⁺	4421	Tl ⁺	343	SO ₄ ²⁻	1110
Ga ³⁺	4735	Te ³⁺	4237	H ⁺	1110
Hg ²⁺	1856	Zn ²⁺	2077	H ₃ O ⁺	461

Приложение 2

Некоторые физико-химические свойства водных растворов электролитов при 25 °С

Концентрация		Осмотическое давление π, МПа	Плотность раствора ρ, кг/м ³	Кинематическая вязкость ν, 10 ⁶ м ² /с	Коэффициент диффузии D, 10 ⁹ м ² /с
моль/л воды	% (масс.)				
NaCl					
0,1	0,5811	0,46	1001,1	0,9009	1,483
0,2	1,1555	0,92	1005,2	0,9054	1,475
0,4	2,2846	1,81	1013,0	0,9147	—
0,6	3,3882	2,74	1020,8	0,9242	—
0,8	4,4671	3,68	1028,6	0,9338	1,477
1,0	5,5222	4,63	1035,7	0,9440	1,483
2,0	10,4665	9,78	1072,2	1,0044	1,513
3,0	14,9190	15,63	1105,6	1,0840	1,556
4,0	18,9496	22,30	1136,9	1,1862	1,585
5,0	22,6156	29,88	1166,9	1,3070	1,592
6,0	25,9643	38,32	1194,1	—	—
KCl					
0,1	0,7400	0,46	1001,8	0,8912	1,844
0,2	1,4691	0,91	1006,4	0,8864	1,838
0,4	2,8957	1,78	1015,5	0,8779	1,844
0,6	4,2815	2,66	1024,4	0,8694	1,857
0,8	5,6283	3,56	1033,0	0,8615	1,873
1,0	6,9378	4,45	1041,5	0,8538	1,889
2,0	12,9754	9,07	1081,7	0,8279	1,986
3,0	18,2773	13,99	1118,4	0,8159	2,083
4,0	22,9703	19,21	1152,4	0,8443	2,163

Продолжение

CaCl ₂					
0,1	1,0977	0,64	1006,1	0,9167	1,285
0,2	2,1716	1,29	1014,9	0,9373	1,281
0,4	4,2509	2,65	1032,3	0,9755	1,304
0,6	6,2436	4,18	1049,2	1,0159	1,334
0,8	8,1551	5,87	1065,7	1,0576	1,362
1,0	9,9902	7,76	1081,7	1,1028	1,389
2,0	18,1656	20,45	1157,3	1,3894	1,501
3,0	24,9796	40,00	1225,8	1,8485	1,486

MgCl ₂					
0,1	0,9434	0,64	1004,8	0,9197	1,074
0,2	1,8691	1,30	1012,3	0,9475	1,051
0,4	3,6696	2,73	1027,1	1,0069	1,040
0,6	5,4052	4,36	1041,4	1,0758	1,039
0,8	7,0794	6,17	1055,4	1,1524	1,039
1,0	8,6953	8,27	1069,0	1,2273	1,040
2,0	15,9994	22,85	1132,6	1,7620	1,047
3,0	22,2215	45,50	1190,1	2,5239	1,061

BaCl ₂					
0,1	2,0402	0,63	1018,0	0,9002	1,159
0,2	3,9989	1,24	1032,0	0,9053	1,150
0,4	7,6903	2,53	1068,0	0,9170	1,155
0,6	11,1083	3,90	1101,0	0,9297	1,164
0,8	14,2822	5,37	1134,0	0,9491	1,171
1,0	17,2373	6,92	1167,0	0,9625	1,177
1,2	19,9954	8,61	1193,0	0,9978	1,179
1,4	22,5756	10,40	1229,0	1,0245	1,280

Продолжение

Na ₂ SO ₄					
0,1	1,4006	0,59	1009,7	0,9236	1,042
0,2	2,7625	1,12	1022,0	0,9511	1,008
0,4	5,3765	2,09	1045,8	1,0101	0,941
0,6	7,8536	3,02	1068,7	1,0767	0,889
0,8	10,2043	3,92	1091,0	1,1502	0,861
1,0	12,4382	4,79	1112,6	1,2423	0,836
2,0	22,1244	9,37	1211,5	1,8317	—

MgSO ₄					
0,1	1,1896	0,30	1009,1	0,9335	0,602
0,2	2,3512	0,56	1020,9	0,9707	0,602
0,4	4,5943	1,05	1044,0	1,0541	0,571
0,6	6,7368	1,54	1066,5	1,1497	0,550
0,8	8,7851	2,06	1088,5	1,2585	0,533
1,0	10,7454	2,60	1110,0	1,3786	0,504
2,0	19,4055	6,73	1210,7	2,3700	0,453
3,0	26,5338	14,10	1361,1	4,5428	—

NH ₄ Cl					
0,1	0,5322	0,46	998,7	0,8938	1,838
0,2	1,0587	0,91	1000,4	0,8911	1,836
0,4	2,0952	1,78	1003,6	0,8861	1,850
0,6	3,1102	2,66	1006,6	0,8820	1,870
0,8	4,1043	3,54	1009,6	0,8784	1,892
1,0	5,0783	4,44	1012,5	0,8748	1,917
2,0	9,6658	9,02	1026,0	0,8606	2,030
3,0	13,8302	13,80	1037,8	0,8551	2,134
4,0	17,6277	18,79	1048,4	0,8542	2,199
5,0	21,1045	23,84	1057,9	0,8592	2,243
6,0	24,2998	28,99	1066,5	0,8665	2,264

Продолжение

CuSO ₄					
0,1	1,5709	0,28	1013,2	0,9445	0,590
0,2	3,0933	0,51	1028,8	0,9914	0,578
0,4	6,0009	0,95	1060,4	1,0967	0,544
0,6	8,7391	1,38	1091,0	1,2099	0,517
0,8	11,3224	1,81	1100,4	1,3306	0,494
1,0	13,7634	2,30	1148,8	2,4580	0,474
1,2	16,0736	2,83	1177,2	1,6140	0,455
1,4	18,2632	3,43	1204,8	1,8011	0,438

Ca(NO ₃) ₂					
0,1	1,6144	0,62	1007,5	0,8730	1,103
0,2	3,1775	1,22	1019,0	0,8636	1,036
0,4	6,1593	2,44	1041,0	0,8597	1,065
0,6	8,9630	3,70	1065,0	0,9015	1,043
0,8	11,6039	5,00	1087,0	0,9475	1,033
1,0	14,0960	6,37	1108,0	1,0018	1,033
2,0	24,7090	14,13	1205,0	1,3610	0,975
3,0	32,9880	23,74	1289,0	1,7688	1,002

Mg(NO ₃) ₂					
0,1	1,4616	0,64	1008,0	0,9120	1,047
0,2	2,8811	1,29	1018,5	0,935	1,032
0,4	5,6009	2,71	1038,5	0,992	1,028
0,6	8,1725	4,31	1057,0	1,065	1,029
0,8	10,6076	6,05	1077,0	1,150	1,033
1,0	12,9170	7,92	1095,0	1,230	1,035
2,0	22,8788	20,36	1184,0	1,770	1,040
3,0	30,7953	38,00	1264,0	—	—

Продолжение

LiCl					
0,1	0,4222	0,46	999,6	0,9066	1,269
0,2	0,8409	0,93	1002,0	0,9169	1,267
0,4	1,6677	1,89	1006,8	0,9368	1,273
0,6	2,4809	2,89	1011,5	0,9574	1,283
0,8	3,2807	3,94	1016,1	0,9787	1,292
1,0	4,0675	5,04	1020,6	1,0000	1,301
2,0	7,8171	11,33	1042,0	1,1167	1,358
3,0	11,2846	19,15	1061,9	1,2447	1,419
4,0	14,5007	28,80	1080,6	1,3837	—
5,0	17,4917	40,20	1098,3	1,5420	—
6,0	20,2806	53,50	1115,1	1,7271	—

LiNO ₃					
0,1	0,6347	0,46	1000,0	0,9035	1,240
0,2	1,3600	0,93	1004,0	0,9097	1,243
0,4	2,6836	1,88	1011,0	0,9211	1,254
0,6	3,9721	2,85	1018,5	0,9313	1,267
0,8	5,2269	3,87	1026,0	0,9450	1,280
1,0	6,4494	4,94	1033,0	0,9603	1,293
2,0	12,1173	10,77	1070,0	1,0273	1,332
3,0	17,1376	17,55	1103,0	1,0995	1,332
4,0	21,6153	25,20	1135,0	1,1905	1,292
5,0	25,6339	33,48	1164,0	1,2990	1,238
6,0	29,2606	42,20	1191,0	1,4167	1,157

K ₂ SO ₄					
0,1	1,7128	0,58	1016,5	0,9067	1,301
0,2	3,3680	1,11	1022,5	0,9150	1,245
0,4	6,5165	2,10	1049,0	0,9316	1,164
0,6	9,4664	3,03	1073,5	—	—

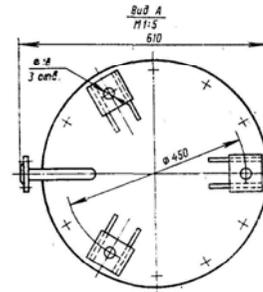
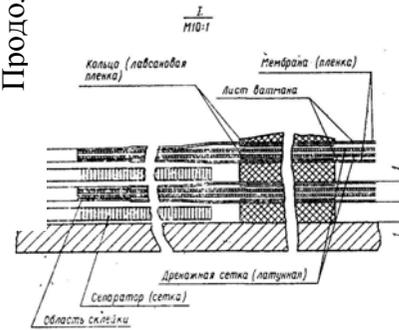
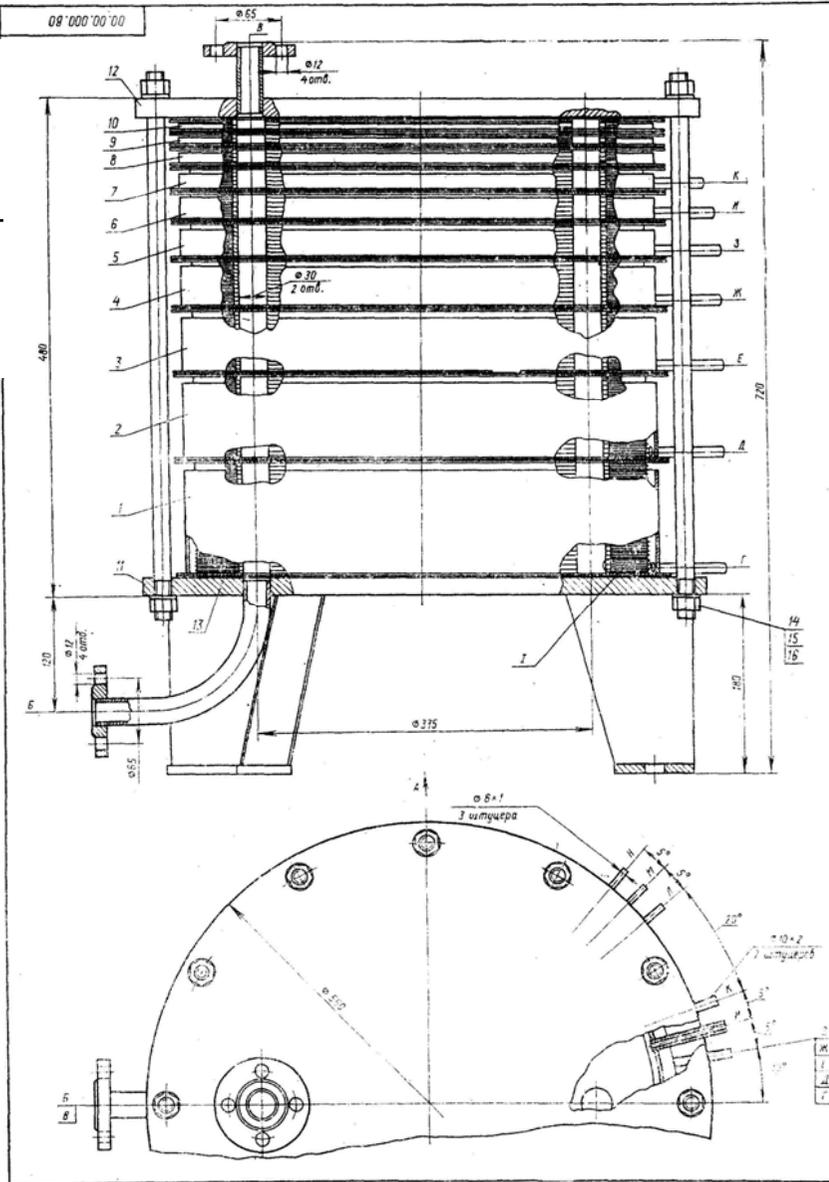


Таблица штуцеров

Обозначение	Наименование	Пробирка	Давление
		кал.	использ.
		Ву, мм	Р, МПа
Б	Вход исходного раствора	1	20 0,6
В	Выход концентрата	1	20 0,6
Г	Выход фильтрата	1	6 -
Д	Выход фильтрата	1	6 -
Е	Выход фильтрата	1	6 -
Ж	Выход фильтрата	1	6 -
З	Выход фильтрата	1	6 -
И	Выход фильтрата	1	6 -
К	Выход фильтрата	1	6 -
Л	Выход фильтрата	1	4 -
М	Выход фильтрата	1	4 -
Н	Выход фильтрата	1	4 -

Техническая характеристика

1. Предназначен для концентрирования миецеллина от 0,015 до 0,15 % (масс.).
2. Рабочий объем аппарата 0,05 м³.
3. Производительность по исходному раствору 0,2 кг/л.
4. Прокладка мембраны во всех 10 секциях 39,8 м².
5. Рабочее давление 0,3 МПа.
6. Рабочая температура 25°C.

Технические требования

1. При изготовлении, испытании и установке аппарата должны выполняться требования:
 - а) Госстандарта; б) ГОСТ 122003-74, оборудование производственное, общие требования безопасности; в) ГОСТ 26-291-79, «Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования»; г) ГОСТ 26-291-79, «Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования».
2. Материал мембраны - ацетилцеллюлоза, колец - лавансовая пленка, сепаратора - карбонная сетка. Прокладочные листы - из батина марки В ГОСТ 5.306-69, дренажная сетка - из латуны №8 ГОСТ 15.527-70. Прокладки между фильтрующими элементами - из паронита ГОСТ 481-71, прокладки между секциями - из резины ТМКЦ-1 ГОСТ 7238-77. Основные сборочные единицы и детали - из стали 20, ГОСТ 1050-74 и в Ст 3 сп 4 ГОСТ 380-71.
3. Аппарат испытать на прочность и герметичность гидравлически под давлением 0,45 МПа.
4. Сварные соединения должны соответствовать требованиям ОН 26-01-71-68, «Сварка в химическом машиностроении». Сварку стали 20 и Ст 3 сп 4 произвести электродом марки АНО-5-10-2 ГОСТ 9467-75.
5. Сварные швы в объеме 100% контролировать рентгенопробойным.
6. Размеры для справок.

№	Обозначение	Наименование	Габ.	Масса	Материал	Примечание
1		Секция	1			
2		Секция	1			
3		Секция	1			
4		Секция	1			
5		Секция	1			
6		Секция	1			
7		Секция	1			
8		Секция	1			
9		Секция	1			
10		Секция	1			
11		Кольцо лавансов.	1			
12		Кольцо веревки	1			
13		Прокладка	11		Резина ТМКЦ-1	
14		Шпилька	12		Сталь 35	
15		Гайка М16, 5.016, ГОСТ 5915-70	24		Сталь 35	
16		Шайба 16.04.016, ГОСТ 11371-78	24		Сталь 35	

00.00.000.80

№	Дата	Исполн.	Провер.	Соглас.	Аппарат ультрафильтрации пастообразных тв. из. Чертеж общего вида	Лист	Масштаб	Колонт.
						1-2		

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	3
1. Теоретические основы мембранных процессов	5
2. Классификация баромембранных процессов	5
2.1. Обратный осмос	5
2.2. Ультрафильтрация	7
2.3. Микрофильтрация	7
3. Конструкция мембранных аппаратов	8
4. Технологический расчет мембранных установок	10
4.1. Расчет установки с применением обратного осмоса	10
4.1.1. Определение степени концентрирования на ступени обратного осмоса	12
4.1.2. Выбор мембраны	12
4.1.3. Приближенный расчет рабочей поверхности мембран	15
4.1.4. Выбор аппарата	17
4.1.5. Секционирование аппаратов в установке	20
4.1.6. Расчет наблюдаемой селективности мембран	24
4.1.7. Уточненный расчет поверхности мембран	28
4.1.8. Расчет гидравлического сопротивления	30
4.2. Расчет установки с применением ультрафильтрации	34
4.2.1. Выбор мембраны	36
4.2.2. Приближенный расчет рабочей поверхности мембран	38
4.2.3. Выбор аппарата	40
4.2.4. Расчет наблюдаемой селективности мембран	49
4.2.5. Уточненный расчет поверхности мембран	51
4.2.6. Расчет гидравлического сопротивления	52
Список рекомендуемой литературы	54
Приложения	55

*Геннадий Ирдынеевич Николаев
Юрий Михайлович Ханхунов
Геннадий Жанчипович Ухеев
Баир Владимирович Бадмацыренов
Оксана Васильевна Скорик
Татьяна Викторовна Истомина
Елена Федоровна Хатхеева*

БАРОМЕМБРАННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ Учебное пособие

Редактор Е. В. Белоplotова

*Компьютерная верстка Э.Ю. Лубсанова, А.С. Линхобоева
А.Г. Лигай*

Подписано в печать 15.02.2007 г. Формат 60x84 1/16.

Усл.п.л. 4,88. Печать оперативная, бум. писчая

Тираж 100 экз. Заказ № 20.

Издательство ВСГТУ, 670013, г. Улан-Удэ, ул. Ключевская, 40, в.

Ключевые слова: мембрана; ультрафильтрация; микрофильтрация; обратный осмос; гидравлическое сопротивление