

$$100 = \frac{5,243 \cdot 4,19(125,5 - t_2)1000}{900 \frac{t_2 - 50 + 125,5 - t_1}{2}}, \text{ звідси } t_1 = 1,49t_2 + 14,23.$$

12. Отже, одержуємо систему рівнянь:

$$\begin{cases} x + y = 5,243 \\ x t_1 - 50x = 658 - 5,243t_2 \\ 525,845x - 4,19 x t_1 = 2202,006y \\ t_1 = 1,49t_2 + 14,23 \\ y = 5,243 - x \end{cases}$$

$$\begin{cases} x t_1 - 50x = 658 - 5,243 t_2 \\ 525,845x - 4,19 x t_1 = 2202,006(5,243 - x) \\ t_1 = 1,49t_2 + 14,23 \\ t_2 = 0,671t_1 - 9,55 \end{cases}$$

$$\begin{cases} x t_1 - 50x = 658 - 5,243(0,671t_1 - 9,55) \\ 525,845x - 4,19 x t_1 = 2202,006(5,243 - x) \end{cases}$$

$$\begin{cases} x t_1 - 50x = 607,93 - 3,513 t_1 \\ 651,04x - x t_1 = 2755,4 \end{cases}$$

$$x = \frac{2755,4}{651,04 - t_1}$$

$$\frac{2755,4}{651,04 - t_1} (t_1 - 50) = 607,93 - 3,513 t_1$$

$$2755,4(t_1 - 50) = (607,93 - 3,513 t_1)(651,04 - t_1)$$

$$3,513 t_1^2 - 5650,43 t_1 + 533556,7 = 0$$

$$t_1 = 100,7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$x = 5,0 \text{ кг/с}$$

$$y = 0,243 \text{ кг/с}$$

$$t_2 = 58 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Загальна витрата пари $Y = 0,243 \cdot 2,06 \cdot 3600 = 1802$ кг, а ЖС $X = 38880 - 1802 = 37078$ кг.

6.2.2. Стерилізація аераційного повітря

Атмосферне повітря завжди містить дрібні тверді або рідкі частинки, які несуть на собі різноманітні мікроорганізми. У містах середня концентрація мікрофлори досягає 10^3 – 10^4 клітин/ м^3 . В озелених районах ця концентрація становить 10^3 – $3 \cdot 10^4$ клітин/ м^3 . Саме там намагаються розташувати підприємства тонкого мікробіологічного синтезу.

Основною вимогою, що ставиться до аеруючого повітря, є його стерильність. Ефективність роботи системи очищення повітря оцінюють коефіцієнтом проскакування K_n , %:

$$K_n = \frac{X}{X_0} 100,$$

де X , X_0 – концентрація мікроорганізмів у повітрі відповідно після і до системи очищення повітря, клітин/ м^3 .

Для тонкого мікробіологічного синтезу K_n повинен становити 10^8 – 10^{11} %, для промислових систем – 10^4 – 10^6 %. Звичайні методи очищення, що ґрунтуються на дії відцентрових сил (циклони), інерції (віддільники), промиванні (скрубери, пінні апарати), а також електрофільтри, не знайшли розповсюдження, оскільки дають змогу одержувати повітря з $K_n = 3 \dots 5$ %. Ці методи застосовують лише для попереднього перед стерилізацією очищення атмосферного повітря. На схемі (рис 6.12) показано основні апарати попереднього очищення повітря.

Забір повітря з атмосфери здійснюють через спеціальні шахти (1) заввишки не менше 8–10 м, які розташовують у найменш забруднених ділянках території заводу. Внизу шахтної споруди встановлюють попередні фільтри Рекка або фільтри з насадкою з кілець Рашига, або стружки, просочені мінеральним маслом. Коефіцієнт K_n становить близько 10 %. Потім повітря надходить на турбокомпресор (2), за допомогою якого його стискають до тиску не менше 0,2 МПа. Найбільш розповсюдженими машинами є турбокомпресори Невського машинобудівного заводу (тип 900-31-4, продуктивність 930 $\text{м}^3/\text{хв}$, тиск на виході 0,32 МПа). Стиснене повітря надходить в теплообмінник-

холодильник (3), в якому його охолоджують; при цьому волога випадає з повітря у вигляді мікроскопічних крапель. Охолоджене повітря спрямовують у вологовідділювач (4), в якому завдяки багаторазовій зміні напрямку руху повітря та його швидкості мікрокрапельки зливаються між собою. Утворений конденсат виводять з апарата. Вилученням вологи з повітря мають на меті забезпечення нормальної роботи набивних фільтрів. При великих відстанях до цеху-споживача повітря (сотні метрів) можливе встановлення ще одного вологовідділювача. Далі повітря проходить теплообмінник нагрівач (5), в якому повітря нагрівають до температури, близької до температури, ферментації, і остаточно забезпечують відсутність крапельної вологи. З теплообмінника повітря спрямовують у стерилізаційні фільтри.

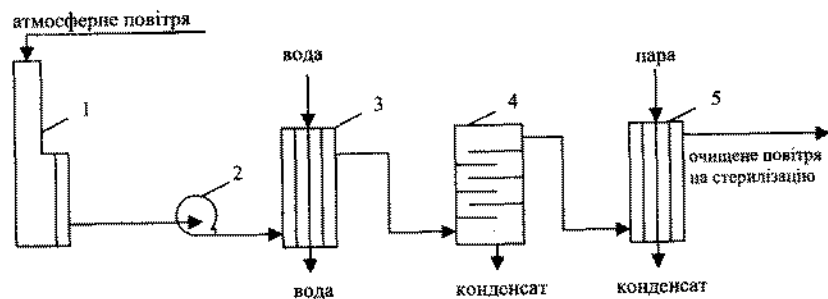


Рис. 6.13. Блок-схема попереднього загальнозаводського очищення повітря

Для стерилізації повітря, яке після оброблення буде мати належні характеристики, використовують два методи: знищення мікрофлори за допомогою нагрівання або іонізуючого випромінювання, наприклад, за допомогою УФ-випромінювання, та вилучення її методом фільтрування. Перший метод є більш надійним та ефективним, але для промислових масштабів є неприйнятним, оскільки у виробничих умовах витрачають занадто великі об'єми повітря, щоб можна було б говорити про економічну доцільність таких рішень. У промислових умовах використовують, в основному, метод фільтрування крізь шари

насіпного, пористого або волокнистого матеріалу. Для попередньої стерилізації використовують глибинні (набивні) фільтри на основі волокнистих матеріалів. Для остаточної стерилізації перед входом у ферментер встановлюють індивідуальні фільтри з розгорнутою поверхнею або абсолютні, які діють як сита, патронного типу (рис. 6.14). Абсолютні сита створюють велику втрату тиску повітря і швидко забиваються, тому застосовують їх рідко.

Попри те, що волокна набивного фільтра розташовані між собою на відстанях на порядок більше діаметрів мікрочастинок, вони діють досить ефективно. При великих швидкостях частинки, проходячи шар волоконного фільтра, скоріше або пізніше зустрічають на своєму шляху волокно і затримуються ним (інерційний механізм осадження).

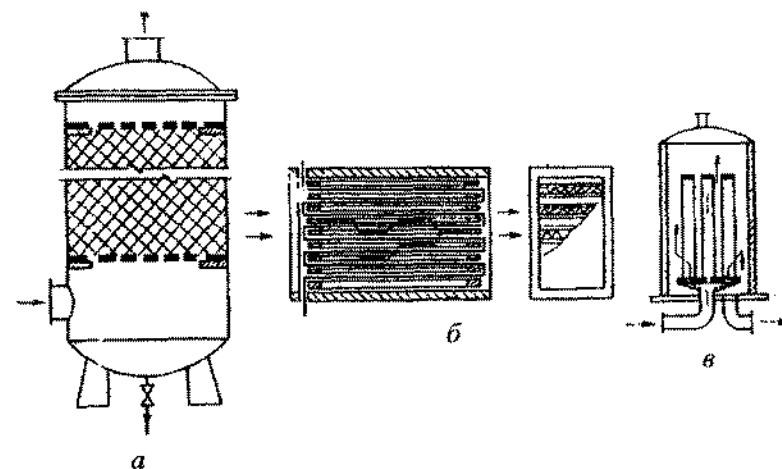


Рис. 6.14. Основні типи фільтрів тонкого очищення і стерилізації: а – набивний (глибинний); б – з розгорнутою поверхнею (рамковий); в – сітчастий (абсолютний) патронного типу

При малих швидкостях затримка відбувається, в основному, за механізмами осадження, дії електростатичних сил, сил Ван-дер-Ваальса. Для кожного типу аерозолі та волокна існує деяка критична швидкість, при якій фільтр є неефективним.

При таких швидкостях інерційний механізм вже не діє, а для інших швидкостей є завеликою. Товщину шару волокна знаходять за формулою

$$\ln \frac{X_0}{X} = v_\phi H, \quad (6.11)$$

де v_ϕ – константа фільтрування, яку знаходять експериментально; H – товщина шару волокна.

Існуючі методики [8, 9] розрахунків товщини шару волокна без використання експериментальної константи фільтрування для процесів стерилізації повітря дають малодостовірні результати, тому в цьому посібнику не наводяться.

Як фільтрувальні матеріали використовують перхлорвінілове волокно з термостійкістю 60–70 °С (марки ФП, ФП-15-1,5), поліакрилонітрильне волокно з термостійкістю до 180 °С (ФПАН-10-3,0) або до 250 °С (ФПАР-15-1,5), скловолокна (СТВ) або базальтові волокна. Товщини волокон коливаються від 1,5 до 21 мкм. Базальтові волокна випускають завтовшки від 0,5 до 1 мкм. Всі волокна, крім перхлорвінілових, допускають стерилізацію гострою парою. Перхлорвінілові стерилізують токсичними газами (наприклад, оксидом етилену або газоподібним формаліном). Волокна укладають у вигляді готових пресованих шарів з щільністю упакування 0,043–0,19 від об'єму (переважно 0,1–0,15).

Набивні фільтри мають ряд недоліків:

а) внаслідок порівняно невеликої площі перерізу для перепуску великих об'ємів повітря доводиться збільшувати швидкість фільтрування (1–3 м/с), що веде до утворення каналів і до так званих крайових ефектів, завдяки яким повітря без фільтрування проходить вздовж стінки апарата.

б) попадання крапельної вологи веде теж до утворення каналів і проходження повітря через них без фільтрування.

в) набивні фільтри мають значний гідравлічний опір і важкі в експлуатації.

Сьогодні їх застосовують лише як перший ступінь стерилізаційного очищення. На рис. 6.14 та 6.15 наведено конструкції набивних фільтрів Гіпромедпрому та КБ ВНДІФСа.

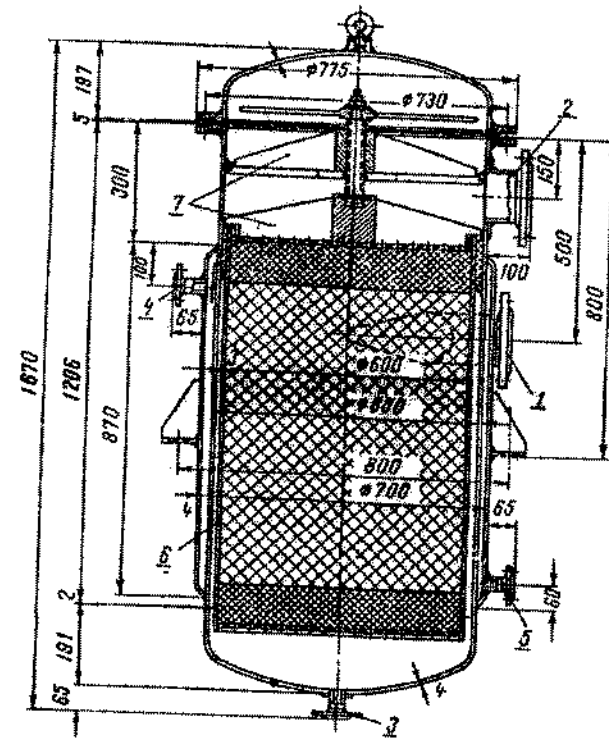


Рис. 6.15. Набивний фільтр конструкції Гіпромедпрому:
1 – штуцер для входу повітря; 2 – штуцер для виходу повітря;
3 – штуцер для продування; 4, 5 – штуцери для пари та конденсату;
6 – патрон; 7 – пристрій для притискання

Як індивідуальні фільтри широко застосовують рамні або патронні фільтри з тканиною Петрянова на основі перхлорвінілового волокна. На рис. 6.16 зображена конструкція фільтра патронного типу ВНДІФСа з тканиною ФПП-15. Фільтр є сталевим циліндром з від'ємною кришкою і конічним днищем. Усередині апарата встановлюють 73 циліндричні перфоровані трубки, обгорнуті тканиною Петрянова. Загальна площа фільтрування – 17,5 м². Після проходження крізь тканину повітря повністю бактеріально очищується. Продуктивність цього фільтра 1000 м³/год.

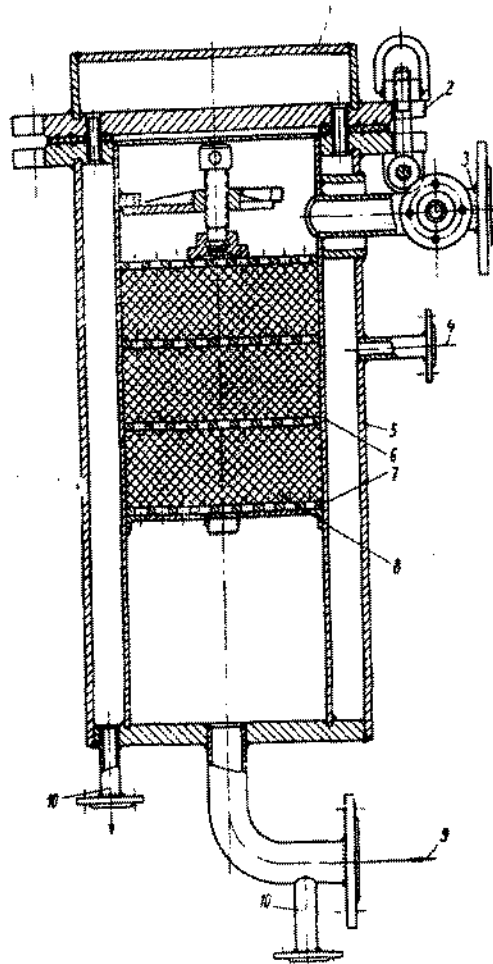


Рис. 6.16. Фільтр конструкції КБ ВНДФСа:
 1 – кришка оболонки; 2 – кришка апарата;
 3 – штуцер для виходу повітря;
 4 – штуцер для входу гострої пари;
 5 – оболонка; 6 – корпус;
 7 – решітка; 8 – вата або скловолокно;
 9 – штуцер для входу повітря;
 10 – штуцер для виходу конденсату

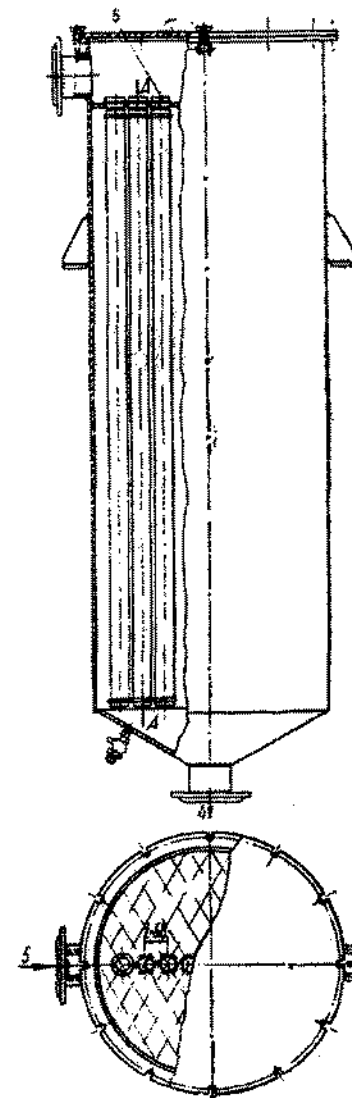


Рис. 6.17. Фільтр ВНДФСа з тканиною Петрянова:
 1 – кришка; 2 – корпус; 3 – стакан; 4 – штуцер для виходу повітря;
 5 – кран для підводу пари формаліну; 6 – штуцер для виходу повітря

Вони зводяться до визначення кількості фільтрів залежно від потрібної продуктивності за повітрям.

Приклад 7. 120 м³ КР аерують стерильним повітрям. Коефіцієнт аерування 0,9. Температура ферментації 30 °С. Визначити кількість набивних фільтрів конструкції Гіпромедпрому та індивідуальних конструкції ВНДФСа.

Розв'язання

1. Об'єм повітря на аерацію, взятого за н.у., $120 \cdot 0,9 = 108 \text{ м}^3/\text{хв} = 1,8 \text{ м}^3/\text{с}$.

2. Враховуючи, що повітря крізь набивний фільтр проходить під тиском 0,2–0,3 МПа (прийємо 0,25 МПа) і за температури, близької до температури ферментації, дійсна витрата повітря буде становити

$$V_{\pi} = 1,8 \left(\frac{273 + 30}{273} \right) \frac{1}{2,5} = 0,8 \text{ м}^3/\text{с}.$$

3. Внутрішній діаметр апарата 600 мм, площа перерізу відповідно 0,28 м². Прийємо середнє значення щільності упакування волокна (0,12). Тоді вільна площа перерізу буде становити $0,88 \cdot 0,28 = 0,246 \text{ м}^2$.

4. Прийємо середню швидкість руху повітря 2 м/с. Тоді потрібна площа перерізу фільтра повинна бути $0,8/2 = 0,4 \text{ м}^2$.

5. Потрібна кількість стандартних набивних фільтрів $0,4/0,246 = 1,63$ (2 штуки). Враховуючи, що потрібний і резерв, оскільки фільтри повинні працювати безперервно, а періодично в них замінюють фільтрувальний матеріал, дійсна кількість апаратів – 4.

6. Максимальна продуктивність індивідуального фільтра $1000 \text{ м}^3/\text{год} = 0,28 \text{ м}^3/\text{с}$. Отже, потрібно встановити $0,8/0,28 = 2,85$ (3) апарати + 3 резервні. Якщо, припустимо, КР розподілена у 3 ферментерах, то на кожний треба встановити по одному фільтру + 1 резервний.

Задача 6.1. Витрата ЖС крізь лінію безперервної стерилізації $V_{\pi} = 0,002 \text{ м}^3/\text{с}$. Засіяність середовища – 10^8 клітин/см³, об'єм середовища – 10 м^3 , температура стерилізації – 125 °С. Знайти потрібну ємність витримувача. (Відповідь: **0,346 м³**).

Задача 6.2. Знайти час витримки при стерилізації 5000 м³ ЖС при 130 °С, якщо засіяність мікрофлорою становить 10^{13} клітин/м³. (Відповідь: **51 с**).

Задача 6.3. Визначити температуру стерилізації і час перекачування ЖС об'ємом 200 м^3 , що має засіяність 10^8 клітин/см³, крізь стерилізатор у ферментери періодичної дії. (Відповідь: **118,4 °С**).

Задача 6.4. Знайти масову витрату пари, що подається у нагрівач стерилізатора при тиску 3 атм, щоб нагріти ЖС від 50 °С до 118 °С. Витрата ЖС – $50 \text{ м}^3/\text{год}$, густина ЖС – 1050 кг/м^3 . Температура і теплота конденсації насиченої пари тиском 0,3 МПа відповідно 132,9 °С та 2171 кДж/кг, теплоємність ЖС $3,5 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$. (Відповідь: **1,55 кг/с**).

Задача 6.5. Знайти час роботи лінії УНС-5 і температуру стерилізації для оброблення 34 м^3 ЖС із засіяністю мікрофлорою 10^7 клітин/см³. (Відповідь: **6,8 год, 126,2 °С**).

Задача 6.6. Кратність аерації – 0,75 (витрата повітря визначена за н.у.). Об'єм КР – 50 м^3 . Повітря подається компресором при тиску повітря 2 атм і має температуру 40 °С. Як головний взятий набивний фільтр з внутрішнім діаметром 0,6 м. Скільки потрібно встановити паралельно працюючих фільтрувальних апаратів, якщо швидкість руху повітря у фільтрах повинна становити 0,5 м/с? (Відповідь: **3 штуки**).

Задача 6.7. Витрата ЖС крізь нагрівач лінії стерилізації $5 \text{ м}^3/\text{год}$. Густина ЖС 1020 кг/м^3 , вихідна температура 40 °С, температура стерилізації 126 °С. Визначити витрату пари, яку взято при тиску 3 атм (температура конденсації 132,9 °С, теплота

конденсації 2171 кДж/кг). Прийняти теплоємність ЖС 3,9 кДж/кг·К. Скласти матеріальний баланс процесу. (Відповідь: 0,216 кг/с).

Задача 6.8. Засіяність ЖС – 2000 клітин/см³, Стерилізують 10 м³ середовища. У скільки разів збільшиться час стерилізації, якщо об'єм ЖС збільшити в 10 разів? (Відповідь: в 1,075 разів).

Задача 6.9. Час стерилізації деякого об'єму ЖС при 125 °С – 2,89 хв. При деякому збільшенні об'єму час стерилізації збільшився в 1,08 разів і став перевищувати можливості лінії щодо об'єму витримувачів. Яка повинна бути температура, щоб час стерилізації в нових умовах не змінився? (Відповідь: 125,3 °С).

6.3. Вирощування посівного матеріалу

Для безперервних процесів вирощування посівного матеріалу проводять лише для запуску безперервно діючої технологічної лінії. Період безперервної роботи може тривати від декількох діб до року, як, наприклад, у виробництві кормових дріжджів. Непотрібно вирощувати посівний матеріал і для кожного циклу процесу, якій проводять від'ємно доливним методом. Існують виробництва, які взагалі не потребують засіву спеціально підготованою культурою, наприклад, активним мулом для очищення стічних вод або бактеріальним консорціумом у виробництві біогазу; у цих прикладах полікультури пристосовуються до живильного середовища, саморозвиваються і самопідтримуються з бактеріальної мікрофлори довкілля. Але для більшості процесів, а саме для періодичних або напівперіодичних, для кожного циклу виробництва потрібно використовувати оновлений посівний матеріал. Особливо це стосується виробництв, заснованих на ферментації монокультур. Навіть в деяких безперервних виробництвах потрібно безперервне вирощування і додавання посівного матеріалу до приготованого живильного середовища.

До них належать виробництва, пов'язані з використанням культур з низькою питомою швидкістю зростання, наприклад, під час безперервного бродіння цукрів за допомогою дріжджів при одержанні етилового спирту.

Для періодичних та напівперіодичних процесів вирощування посівного матеріалу (ПМ) проводять одночасно і паралельно з підготовкою живильного середовища та його стерилізацією. При вирощуванні ПМ увагу звертають не на ступінь конверсії споживних речовин, не на економічні показники процесу, а на одержання чистої, здорової, високогенеративної культури, на її властивості порівняно з музейними еталонами.

Приготування посівного матеріалу починають у лабораторії. Використовуючи лабораторний матеріал як посівний і збільшуючи об'єми культури, переходять до вирощування ПМ у напівпромислових умовах в апаратах, які називають *інокуляторами* (або сателітами), а одержаний продукт – *інокулятом*. Остаточню посівний матеріал перед робочою ферментацією вирощують в апаратах, які іноді називають посівними. У разі проведення цього ряду стадій, які називають *пасажами*, вихідну музейну культуру вирощують на спеціальних твердих або рідких середовищах, поступово переходячи до робочого середовища або наближеного до нього. В цей період культура перебудовує свої метаболітичні процеси і пристосовується до реальних субстратів. Вирощування посівної культури потребує ретельного мікробіологічного контролю, забезпечення і підтримки стерильності апаратури і поживного середовища.

Наприклад, при вирощуванні посівного матеріалу для виробництва хлібонакарських дріжджів *Sac. cerevisiae* послідовно проводять такі пасажі [11]:

1. Лабораторна стадія

Вирощування музейної культури в пробірках об'ємом 5 см^3 → в колбах об'ємом 50 см^3 → в пастерівських колбах об'ємом $0,5 \text{ дм}^3$ → в карлсбергських колбах об'ємом 5 дм^3 .

В усіх пасажах використовують солодове сусло, процеси проводять без аерації.



2. Вирощування ПМ у відділенні чистої культури

Стадія чистої культури

Вирощування ПМ в малому мідному інокуляторі об'ємом $50\text{--}100 \text{ дм}^3$ на м'ясовому суслі з концентрацією цукру $10\text{--}12\%$ без аерації протягом $18\text{--}24$ год → у великому мідному інокуляторі об'ємом $800\text{--}1000 \text{ дм}^3$ на м'ясовому суслі з концентрацією сусла $7\text{--}8\%$ з частковою аерацією протягом 18 год → в сталевому маточному інокуляторі об'ємом $3,2\text{--}5 \text{ м}^3$ на м'ясовому суслі з концентрацією цукру $5\text{--}6\%$.



Стадія виробництва маточних дріжджів

Вирощування ПМ в проміжному дріжджегенераторі протягом $12\text{--}14$ год з кратністю аерації $0,5$ → в основному дріжджевищувальному апараті ДВА А з повною аерацією.

ЖС – м'яса, відношення об'ємів апаратів – $1:6$. Кінцевий продукт – маточні пресовані дріжджі.

Одержані пресовані маточні дріжджі надходять у виробниче відділення, де проводять робочі ферментації.

Аналогічно, можливо простіше, проводять вирощування ПМ і для інших процесів мікробіологічних виробництв. Для наближеного визначення кількості пасажів можна скористатись даними про відношення об'ємів ПМ та ЖС.

Приклад 8. Об'єм ЖС для робочої ферментації 100 м^3 . Додають $12 \text{ об.}\%$ ПМ. Визначити кількість ступенів вирощування ПМ та об'єми інокуляторів. Ступінь заповнення апаратів $60\text{--}70\%$.

Розв'язання

1. Об'єм ПМ для робочої ферментації $0,12 \cdot 100 = 12 \text{ м}^3$. Останній посівний апарат повинен мати об'єм $12 / (0,6\text{--}0,7) = 17,1\text{--}20 \text{ м}^3$. Стандартна ємність – 20 м^3 . Оскільки об'єм апарата перевищує $3\text{--}5 \text{ м}^3$, для яких можливий процес періодичної стерилізації, ферментер повинен споряджатись окремим реактором-змішувачем для приготування ЖС і лінійно безперервної стерилізації.

2. Об'єм ЖС для останнього великого посівного апарата повинен становити $12(1\text{--}0,12) = 10,56 \text{ м}^3$, а ПМ відповідно $12\text{--}10,56 = 1,44 \text{ м}^3$. Великий інокулятор повинен мати об'єм $2,06\text{--}2,4 \text{ м}^3$. Із запасом обираємо апарат зі стандартним об'ємом $2,5 \text{ м}^3$. Приготування ЖС, його стерилізацію та подальшу інокуляцію можна проводити в одному апараті.

3. Об'єм ПМ для великого інокулятора повинен становити $0,12 \cdot 1,44 = 0,173 \text{ м}^3$. Цю кількість можна приготувати в середньому інокуляторі об'ємом $0,248\text{--}0,288 \text{ м}^3$. Обираємо апарат зі стандартною ємністю $0,25 \text{ м}^3$.

4. Об'єм ПМ для середнього інокулятора повинен становити $0,12 \cdot 0,173 = 0,021 \text{ м}^3$. Об'єм малого інокулятора повинен становити $0,029\text{--}0,035 \text{ м}^3$. Стандартний об'єм – $0,04 \text{ м}^3$.

5. Об'єм ПМ для малого інокулятора повинен становити $0,12 \cdot 0,021 = 0,0025 \text{ м}^3$. ПМ такого об'єму одержують у лабораторії в карлсбергській колбі.

Отже, для вирощування ПМ без врахування лабораторних пасажів потрібно послідовно встановити 4-стадійну лінію, яка складається з малого, середнього, великого інокуляторів та великого посівного апарата.

Матеріальні розрахунки для інокуляторів проводять так, як і для робочої ферментації. По суті потрібно розраховувати

кожний пасаж, вважаючи, що в попередньому ПМ містяться поживні субстрати, які будуть конвертовані в наступному. Але для орієнтовних розрахунків з невеликою похибкою можна вважати, що при об'ємах ПМ 5–10 % від об'єму ЖС для робочої ферментації ПМ містить 1–3 % АСБ, решта (умовно) – вода. Лише для деяких процесів, в яких об'єм ПМ становить 20 % і більше від об'єму ЖС (наприклад, біосинтез бензилпеніциліну або стрептоміцину), потрібний матеріальний розрахунок хоча б останнього ступеня інокуляції.

За конструкцією інокулятори практично не відрізняються від робочих ферментерів. Винятком можна вважати, що вивантаження з них інокулята здійснюють не насосами, а перетисканням за допомогою стиснутого стерильного повітря. Це пов'язано з невеликими об'ємами ПМ та більш надійним зберіганням стерильності. До інокулятора ставлять і підвищену вимогу щодо герметичності як самого апарата, так і його зварних швів, фланців, арматури.

На рис. 6.18 та 6.19 зображено креслення інокулятора конструкції Гіпромедпрому об'ємом 2 м^3 і маточника об'ємом 5 м^3 конструкції ВНДІПрБ. В перший інокулятор аераційне повітря подають через барботер, а в другий – через центральну трубу і розподільчу розетку. Перемішування в першому інокуляторі здійснюють багатоярусною турбінною мішалкою як у звичайних ферментерах, а в другому – газовою фазою (для цього встановлений дифузор, який працює за принципом аерліфта).

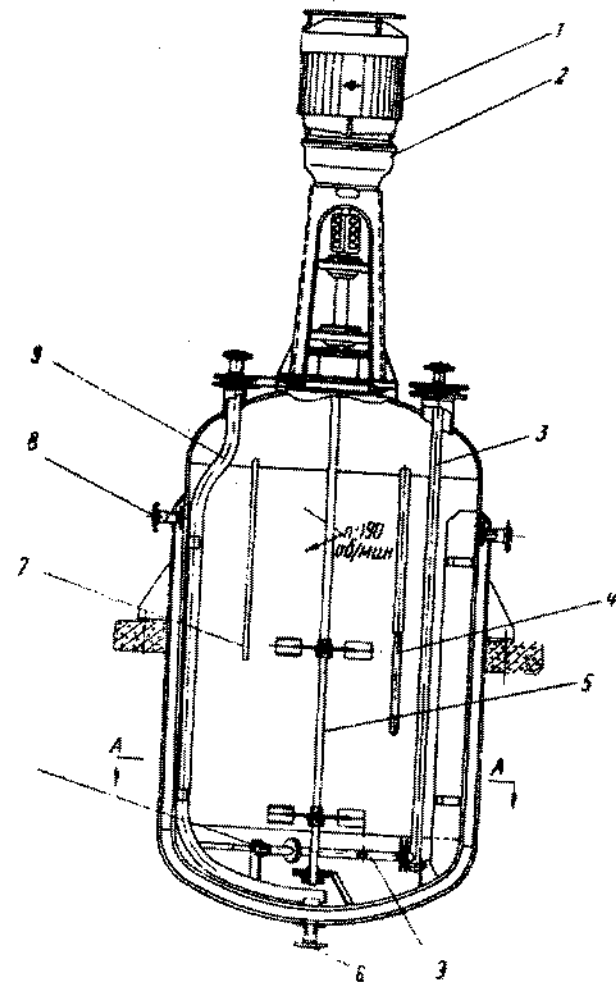


Рис. 6.18. Інокулятор Гіпромедпрому об'ємом 2 м^3 :

- 1 – електродвигун; 2 – редуктор; 3 – барботер;
- 4 – гільза для термометра; 5 – вал з мішалкою;
- 6 – штуцер для виходу конденсату або входу охолоджувальної води;
- 7 – труба для взяття проби;
- 8 – штуцер для входу пари або входу охолоджувальної води;
- 9 – труба для перетискання

**Технічна характеристика інокулятора Гіпромедпрому
об'ємом 2 м³:**

матеріал.....	Сталь Х18Н9Т
внутрішній діаметр, мм.....	1200
висота, мм.....	3870
тиск, що допускається, кПа.....	294,3
розрідження, що допускається, Па.....	133
поверхня теплообміну оболонки, м ²	7,0
максимальний коефіцієнт аерації.....	2
маса, кг.....	1800
електродвигун типу АО-51-4 потужністю, кВт.....	4,5

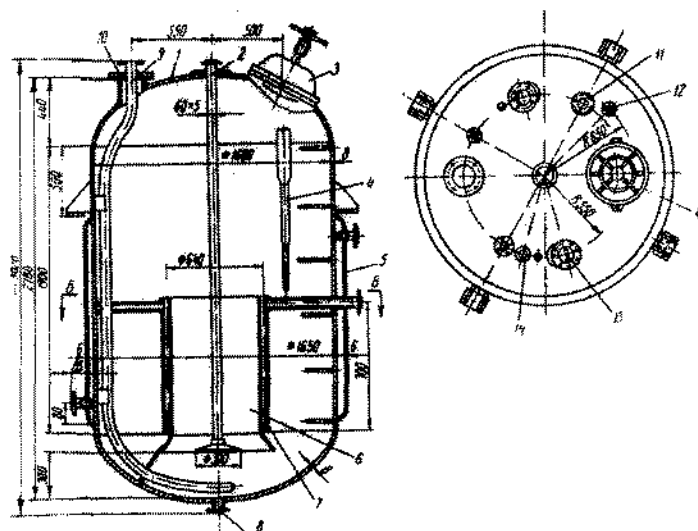


Рис. 6.19. Маточник ВНДІПрБ об'ємом 5 м³:

- 1 – корпус; 2 – аератор; 3 – лаз; 4 – гільза для термометра;
5 – водiana оболонка; 6 – дифузор; 7 – водiana оболонка дифузора;
8 – випускний штуцер; 9 – труба для перетискання;
10 – штуцер для завантаження; 11 – штуцер для виходу повітря;
12 – пробовідбірник; 13 – оглядове вікно;
14 – штуцер для манометра

Технічна характеристика маточника ВНДІПрБ

габаритний діаметр, мм.....	1900
габаритна висота, мм.....	3020
матеріал апарата.....	Сталь Х18Н9Т
робочий тиск, кПа	
в апараті.....	186,2
в сорочці.....	98,1
швидкість повітря біля розетки аератора, м/с.....	14
маса, кг.....	1900

Список літератури до глави 6

1. Альперт Л.З. Основы проектирования химических установок: Учеб. пособие для техникумов. – Изд. 2-е, доп. и перераб. – М.: Высш. школа, 1976. – 272 с.
2. Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: Справочник. – Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.
3. Центробежные насосы типа ХО-/А,К,Е,И. Каталог. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1973
4. Лопастные и роторные насосы. Каталог. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1973.
5. Насосы осевые типа "О", "ОП" и центробежные вертикального типа "В". Каталог-справочник. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1970.
6. Дозировочные насосы и агрегаты. Каталог-справочник. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1975.
7. Химические насосы из неметаллических материалов. Каталог-справочник. – М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1969.
8. Гапонов К.П. Процессы и аппараты микробиологических производств. – М.: Легк. пром-сть, 1981. – 240 с.

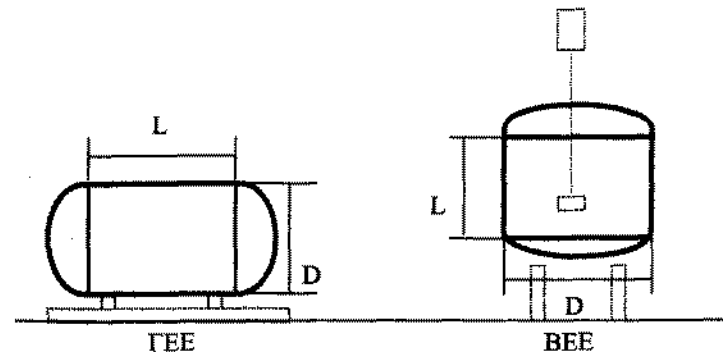
9. Федосеев К.Г. Процессы и аппараты биотехнологии в химико-фармацевтической промышленности. – М.: Медицина, 1969. – 199 с.

10. Матвеев В.Е. Научные основы микробиологической технологии. – М.: Агропромиздат, 1985. – 224 с.

11. Плевако Е.А. Технология дрожжей. – М.: Пищ. пром-сть, 1970.

ДОДАТОК до глави 6

Стандартні габаритні розміри апаратури зі стандартною ємністю



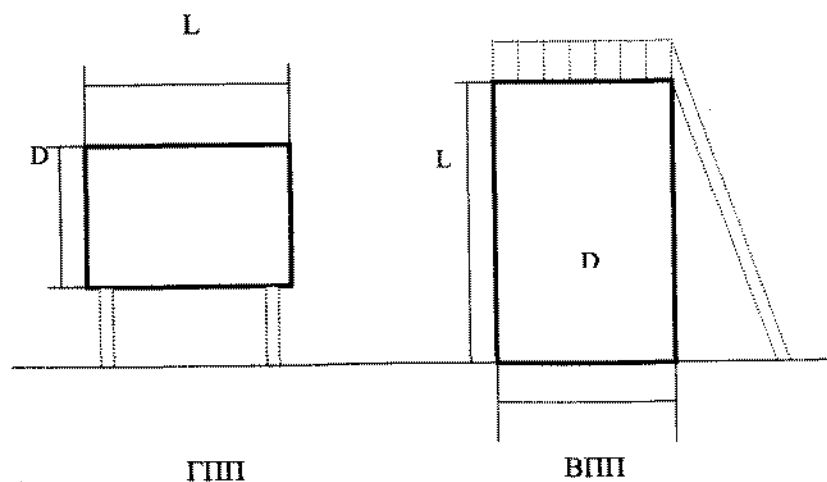
1. Вертикальні та горизонтальні ємності з еліптичними дном та кришкою типу (V – стандартний об'єм, м³; D – внутрішній діаметр, мм; L – довжина циліндричної частини, мм)

V	D	L	V	D	L	V	D	L
0,040	400	185	1,60	1400	575	20,0	2000	5705
0,063		370	2,00	1000	2215		2200	4535
0,100		665		1200	1370		2400	3625
0,125	400	860		1400	835		2600	2905
	500	470	2,50	1200	1815		2800	2320
0,16	500	650		1400	1160	25,0	2200	5850
	600	315		1600	715		2400	4730
0,20	500	855	3,20	1200	2430		2600	3850
	600	510		1400	1615		2800	3135
0,25	500	1105		1600	1060	32,0	2400	6280
	600	685	4,00	1200	3140		2600	5165
	700	420		1400	2135		2800	4270
	800	230		1600	1460		3000	3235
0,32	500	1465		1800	975		3200	2920
	600	935	5,00	1200	4025	40,0	2400	8950
	700	600		1400	2785		2600	6650
	800	370		1600	1955		2800	5470
0,40	500	1870		1800	1370		3000	4450
	600	1215	6,30	1400	3630	50,0	2400	10250
	700	810		1600	2605		2600	8250
	800	530		1800	1880		2800	6450

1	2	3	4	5	6	7	8	9	
0,50	600	1570	8,00	2000	1340		2800	7195	
	700	1070		1600	3450		3000	6080	
	800	730		1800	2550		3200	5160	
0,63	900	690	10,0	2000	1885	63,0	2800	9305	
	1000	470		1600	4675		3000	7920	
0,80	800	1325		1800	3580	63,0	3200	6775	
	900	960		2000	2800		80,0	2800	12070
	1000	685		2200	2200		3000	10330	
1,00	800	1725	12,5	1600	5960		3200	8890	
	900	1275		1800	4315		100,0	3000	13160
	1000	940		2000	3315		0	3200	11380
	1200	485		2200	2560		125,0	3000	16700
1,25	1000	1260		2400	1970	0	3200	14430	
	1200	705		2000	4430		160,0	3000	21650
1,60	1000	1705	16,0	2200	3480	0	3200	18840	
	1200	1015		2400	2740		200,0	3400	20910

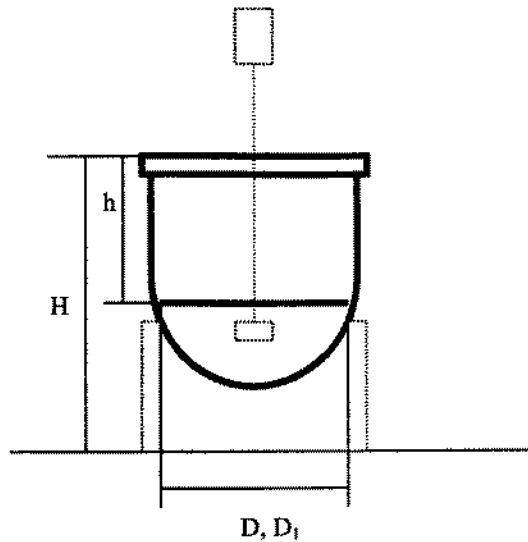
Примітки: 1) сірим кольором виділені корпуси ємностей тільки в горизонтальному виконанні (цистерни); 2) відношення L/D для реакторів-змішувачів у вертикальному виконанні не перевищує, як правило, 1,5; через особливості аераційних процесів, ферментери даними стандартами не регламентуються.

2. Корпуси з плоскими дном і кришкою типу ГПП та ВПП



V	D	L	V	D	L	V	D	L
0,063	400	500	5,00	1600	2490	40,0	3000	5660
0,100		795		1800	1965		3200	4975
0,125	500	635	6,30	1600	3135		3400	4410
0,160		815		1800	2475		3600	3930
0,200	600	710		2000	2005	50,0	2800	8125
0,250		885	8,00		2550		3000	7075
0,320		1130		2200	2105		3200	6220
0,400		1415	10,0		2630		3400	5510
	800	795		2400	2210		3600	4915
0,500		995	12,5	2200	3290		4000	3980
0,630	900	990		2400	2765	63,0	2800	10240
								0
	1000	805	16,0	2200	4210		3000	8915
0,800		1020		2400	3540		3200	7835
1,00		1275		2600	3015		3400	6945
	1200	885		2800	2600		3600	6190
1,25	1000	1590	20,0	2400	4425	63,0	4000	5015
	1200	1105		2600	3770	80,0	2800	13000
								0
1,60	1000	2040		2800	3250		3000	11325
								5
	1200	1415		3000	2830		3200	9950
2,00		1770	25,0	2600	4710		3400	8815
	1400	1300		2800	4060		3600	7865
2,50	1200	2210		3000	3540		4000	6370
	1400	1625		3200	3110	100,0	2800	16250
								0
3,20		2080	32,0	2800	5200		3000	14155
	1600	1590		3000	4530		3200	12440
								0
4,00	1400	2600		3200	3980		3400	11020
								0
	1600	1990		3400	3525		3600	9830
	1800	1575	40,0	2800	6500		4000	7960

3. Корпуси з еліптичним відбортаним дном і плоскою кришкою типу ВЕП

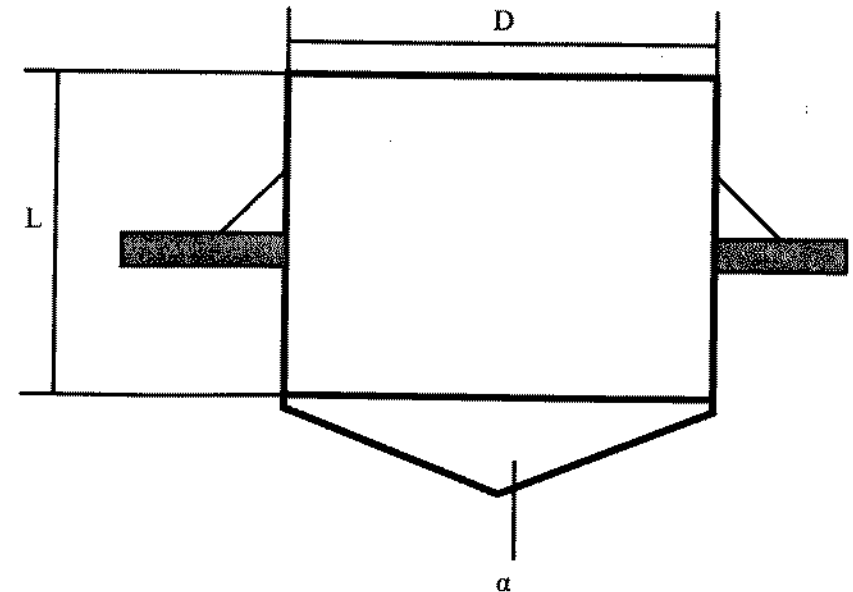


D – зовнішній діаметр, мм; D_1 – внутрішній діаметр, мм;
 H – загальна висота, мм; h – висота циліндричної частини, мм

V	D	D ₁	h	H	V	D	D ₁	h	H	V	D	D ₁	h	H
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
0,01	–	219	250	325	0,32	–	530	1500	1650	2,50	1400	–	1400	1775
	–	273	125	210		600	–	1000	1175		3,20	1400	–	1800
0,016	–	273	250	335		–	630	1000	1175		1600	–	1250	1675
0,025	–	325	205	350		700	–	700	900	4,00	1600	–	1800	2225
0,040	–	377	300	415		–	720	700	900		1800	–	1250	1740
	400	–	220	345	0,40	700	–	900	1100	5,00	1600	–	2200	2625
0,063	400	–	400	525		–	720	900	1100		1800	–	1600	2090
	–	426	400	525		800	–	650	875	6,30	1600	–	2800	3225
0,100	400	–	700	825	0,50	800	–	800	1025		1800	–	2100	2590
	–	426	700	825	0,63	800	–	1100	1325		2000	–	1600	2140
	500	–	400	550		900	–	800	1050	8,00	1800	–	2800	3290
0,100	–	530	400	550	0,63	1000	–	600	875	8,00	2000	–	2200	2740
0,125	400	–	900	1025	0,80	800	–	1400	1625		2200	–	1800	2390
	–	426	900	1025	1,00	800	–	1800	2025	10,0	2000	–	2800	3340

0,16	–	480	900	1040		900	–	1400	1650		2200	–	2200	2790
	500	–	700	850		1000	–	1100	1375	12,5	2200	–	2800	3390
	–	530	700	850		1200	–	650	975		2400	–	2400	3040
	600	–	450	625	1,25	800	–	2400	2625	16,0	2400	–	3200	3840
	–	630	450	625		1000	–	1400	1675		2600	–	2500	3190
	700	–	280	480		1200	–	1100	1225		2800	–	2100	2840
	–	720	280	480	1,60	1000	–	1800	2075	20,0	2600	–	3400	4090
0,20	600	–	600	775		1200	–	1250	1575		2800	–	2800	3540
	–	630	600	775		1400	–	800	1175	25,0	2600	–	4200	4890
0,25	600	–	800	975	2,00	1000	–	2400	2675		2800	–	3600	4340
	–	630	800	975		1200	–	1500	1825		3000	–	3000	3790
	700	–	500	700		1400	–	1100	1475	32,0	2800	–	4800	5540
	–	720	500	700	2,50	1000	–	3000	3275		3000	–	4000	4790
0,32	500	–	1500	1650		1200	–	2000	2325					

4. Ємності типу ВКП



**АПАРАТУРА ДЛЯ ПОВЕРХНЕВОГО
КУЛЬТИВУВАННЯ ПРОДУЦЕНТІВ**

Від глибинного поверхневе культивування продуцентів відрізняється використанням твердих зволжених субстратів. На початку розвитку мікробіологічної промисловості цей метод за суттю копіював лабораторне культивування на твердих агаризованих середовищах і був домінуючим. З часом він втратив такий стан, поступаючись глибинному методу, оскільки виробництво базувалося на ненадійному, громіздкому обладнанні з великою часткою механічних пересувань твердих матеріалів. Впровадження глибинних методів наблизило виробництво до звичайних хімічних підприємств, які не мали цієї вади і були на той час достатньо відпрацьованими. До того ж для більш глибокої переробки ферментизованого субстрату, одержаного поверхневим методом, потрібно було проводити вилуговання кінцевого продукту. У результаті одержували рідину, схожу на нативні розчини, яку переробляють далі так само, як і нативні розчини.

На відміну від сказаного, поверхневим методом продовжують користуватись і сьогодні через існування діючих підприємств, і через те, що деякі, порівняно вищі види мікроорганізмів, є продуктивнішими саме на твердих субстратах, наближених до природних, до яких вони пристосувались під час еволюції.

7.1. Стерилізатори твердих субстратів

На рис. 7.1 зображено стерилізатор ВНДІЕКІпродмашу, який є горизонтальним циліндричним корпусом діаметром 1800 мм і завдовжки 2800 мм. Кришки апарата – еліптичні.

V	D	L			V	D	L		
		$\alpha = 60^\circ$	$\alpha = 90^\circ$	$\alpha = 120^\circ$			$\alpha = 60^\circ$	$\alpha = 90^\circ$	$\alpha = 120^\circ$
0,100	400	675	735	755	10,0	2000	2605	2850	2995
0,125	500	495	555	590		2200	1995	2265	2420
0,160		675	735	770	12,5	2400	–	2365	2535
0,200	600	535	610	650	16,0	2600	–	2580	2765
0,250		710	785	830	20,0	–	–	3335	3520
0,320	700	630	715	765		2800	–	2780	2980
0,400	600	1240	1315	1360	25,0	–	–	3595	3795
	700	835	925	970		3000	–	–	3035
0,500	800	765	800	920	32,0	–	–	–	4240
0,630		1025	1120	1175		3200	–	–	–
	0,800	1000	730	840	905	40,0	3000	–	–
1,00	730		850	925	3200		–	–	4670
1,25	1200	985	1105	1180	50,0	3600	–	–	3585
1,60		760	905	990		3200	–	–	5910
2,00	1400	1070	1215	1300	63,0	3600	–	–	4570
2,50		895	1065	1165		50,0	4000	–	–
3,20	1400	1220	1390	1490	80,0	3600	–	–	5845
	1600	1675	1845	1945		4000	–	–	4630
4,00	1800	1310	1325	1440	100,0	3600	–	–	7515
5,00		1445	1665	1795		4000	–	–	5985
6,30	1995	2175	2305	100,0	3600	–	–	9485	
8,00	2000	1970	2215		2355	4000	–	–	7575