

Міністерство освіти і науки України

Львівський національний університет ветеринарної медицини та
біотехнологій імені С.З. Гжицького

Факультет харчових технологій та біотехнології

Кафедра загальнотехнічних дисциплін

Конспект лекцій з навчальної дисципліни

**Процеси і апарати біотехнологічних
виробництв**

Розробив професор Білонога Ю. Л.

Львів 2024

Лекція №1

Вступ. Загальна характеристика курсу «Процеси та апарати біотехнологічних виробництв». Класифікація процесів біотехнологічних виробництв.

Курс “Процеси та апарати біотехнологічних виробництв” є перехідним від загальноосвітніх дисциплін (математики, фізики, електротехніки та ін.) до спеціальних курсів для технологів і механіків біотехнологічних виробництв. Курс вивчає всю сукупність фізичних, механічних, біохімічних процесів, які протікають в різних конструкціях апаратів біотехнологічних систем. Він є теоретичною основою біотехнології, яка дає можливість розрахувати процес, визначити його оптимальні параметри.

З великого числа процесів біотехнологічної промисловості шляхом групування виділяють декілька основних груп; при вивченні цих процесів використовуються єдині закономірності кінетики цих процесів а також єдині закони і принципи. Класифікуються процеси за такими основними групами:

1. *Механічні процеси* - це процеси механічної взаємодії тіл. До них відносяться: механічне перемішування, сортування, пресування, подрібнення, транспортування. Рушійною силою цих процесів є механічна сила (механічний тиск).

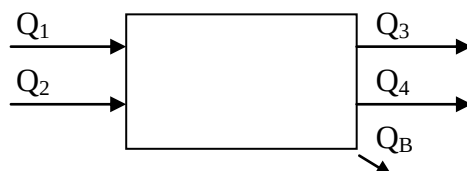
2. *Гідромеханічні процеси*- це процеси руху в рідинах і газових системах. До них відносяться: осаджування, фільтрування, псевдозрідження, перемішування рідких і газоподібних систем. Рушійною силою цих процесів є гідростатичний і гідродинамічний тиск.

3. *Теплообмінні процеси* - це процеси переносу кількості теплоти від більш нагрітих до менш нагрітих тіл. До цих процесів в біотехнології належать: нагрівання, охолодження, пастеризація, конденсація, випарювання. Рушійною силою цих процесів є різниця температур між двома тілами, де проходить теплообмін.

4. *Масообмінні процеси* (дифузійні) – це процеси масообміну між окремими фазами. Сюди відносяться: абсорбція і адсорбція, перегонка і ректифікація, екстрагування, сушіння, кристалізація. Рушійною силою цих процесів є різниця концентрацій речовин в різних фазах.

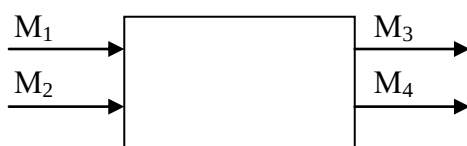
Процеси, які пов’язані з біотехнологічним виробництвом, проходять за загальними законами. Таких законів, на яких базується дисципліна процеси і апарати, може бути виділено п’ять:

1. *Закон збереження маси і енергії* показує, що в техніці мають місце тільки такі процеси, за яких маса і енергія всередині системи залишаються сталими.



$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_b ;$$

Це рівняння теплового балансу для системи апарат – навколишнє середовище Q_1, Q_2 , - кількість теплот, що передається в систему, Q_3, Q_4, Q_5 – кількість теплот, яка виходить із системи.

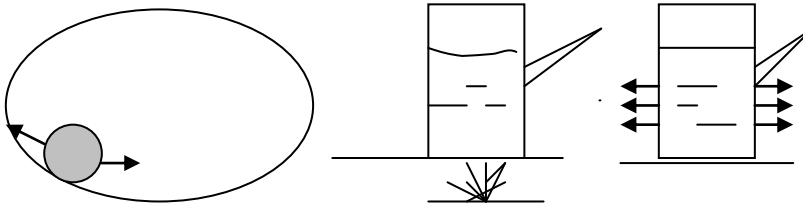


Рівняння матеріального балансу для цієї системи запишеться:

$$M_1 + M_2 = M_3 + M_4,$$

де M_1 M_2 - кількість мас, що передається в систему, M_3 M_4 - кількість мас, які виходять з системи.

2. **Закон рівноваги системи**(принцип Ле - Шательє) говорить, що в системі, яка виведена з положення рівноваги, проходять процеси (зміни), напрям дії яких протилежний до сил, що вивели цю систему з рівноваги. Прикладом механічної системи може бути кулька на сферичній площині.



Коли кулька виведена з положення рівноваги, тоді в системі виникають сили, напрям дії яких направлений в протилежному напрямку, що вивели цю систему з рівноваги. Прикладом теплообмінної системи може бути нагріта посудина з водою. В системі виникають процеси (посудина охолоджується), напрям дії яких протилежний до нагрівання.

3. **Принцип рушійної сили** говорить, що загальні кінетичні закономірності всіх процесів біотехнології формуються у вигляді кінетичного закону: **Швидкість процесу прямо пропорційна рушійній силі і обернено пропорційна опору**. Дану закономірність виражено у вигляді наступної формули:

$$\frac{d(M,Q)}{S d\tau} = \frac{\Delta}{R};$$

M , Q - кількість маси або енергії.

S – площа, через яку проходить кількість маси або енергії, m^2 .

τ - тривалість процесу, с; Δ - рушійна сила процесу; R – опір процесу ;

4. **Принцип оптимізації** процесів біотехнологічних виробництв полягає в тому, що при проведенні будь-якого процесу є вибір багатьох варіантів з точки зору технологічності процесу, обладнання, вибору кількості сировини і т.д. Декілька з варіантів , а можливо, один із них буде найбільш оптимальним. Тобто, процес буде проведений найбільш швидко і з найменшими затратами. **Вибір найбільш раціонального варіанту називається оптимізацією процесу.**

5. **Принцип моделювання** процесів біотехнологічних виробництв полягає в тому, що на якісні і кількісні показники процесу впливають розміри апарату, в якому проводиться цей процес. Вивчення фізичних процесів проходить в лабораторних умовах на моделях, тобто апаратах малих розмірів. Перенесення процесів на промислові апарати повинно проводитися з урахуванням масштабного фактору. Тому виникає потреба моделювання процесів біотехнологічних виробництв, яке витікає з теорії подібності і враховує цілий ряд критеріїв.

ОСНОВИ ГІДРАВЛІКИ

1.1. Основне рівняння гідростатики

Розглянемо об'єм рідини, який знаходиться в стані спокою. (Рис. 1.2.) в системі координат XYZ. Візьмемо всередині об'єму рідини довільну точку С. Розділимо цей об'єм рідини площиною О-О , яка проходить через точку С на два об'єми. Уявно відкинемо об'єм 2 і розглянемо об'єм 1 в рівновазі під дією всіх сил (Рис. 1. 1).

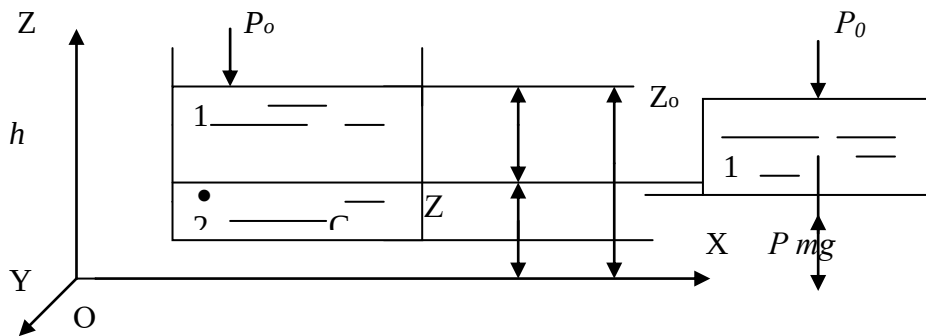


Рис. 1.1 Силовий аналіз об'єму рідини для виведення основного рівняння гідростатики

За принципом Де'Аламбера, алгебраїчна сума всіх сил, що діють на об'єм 1 дорівнює нулю:

$$\begin{aligned} -P_0 S + P S - mg &= 0; & \text{де: } P_0 - \text{атмосферний тиск, Па;} \\ -P_0 + P - (Z_0 - Z) \rho g &= 0; & S - \text{площа перерізу, м}^2; \\ Z_0 - Z &= h; & P - \text{гідростатичний тиск - Па;} \end{aligned}$$

mg – сила тяжіння, Н;

h – висота стовпа рідини над т.С, м;

Зробивши відповідні скорочення, гідростатичний тиск в точці С :

$$P = P_0 + \rho g h; \quad 1.1$$

Рівняння (1.1) є основним рівнянням гідростатики, з якого випливає, що гідростатичний тиск в рідині залежить:

- від природи рідини, тобто від її густини ρ (кг/м³);
- від висоти стовпа рідини над точкою С h (м).

З основного рівняння гідростатики випливає гідравлічний парадокс, який полягає в тому, що гідростатичний тиск не залежить від об'єму рідини, а тільки від висоти стовпа рідини над точкою С (Рис. 1.3.);

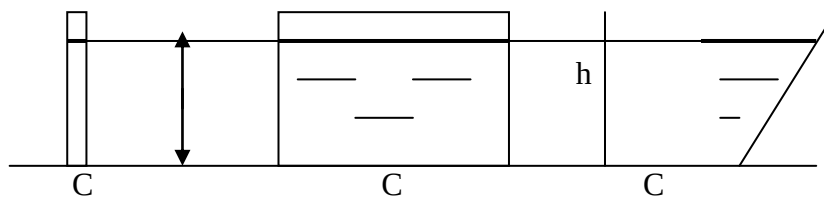


Рис. 1.3.Схема посудин для пояснення гідравлічного парадоксу

1.2 Архімедова сила. Закон Архімеда

Нехай циліндр з висотою H занурений в деяку рідину з густиною ρ . Причому, верхня основа циліндра занурена на глибину h_1 , а нижня – на глибину h_2 (Рис.1.3.). Циліндр має площу основи S , його об'єм відповідно дорівнює W . P_1, P_2 – сили гідростатичного тиску, що діють відповідно на верхню та нижню основи циліндра. Циліндр буде плавати, коли $P_2 > P_1$.

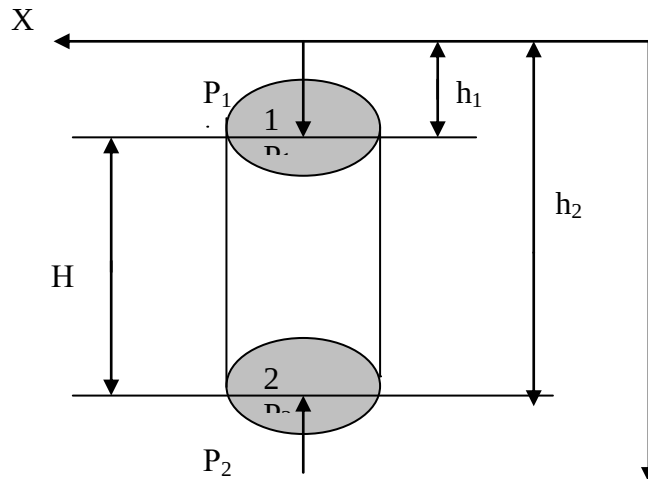


Рис.1.3 Схема циліндра, що занурений в рідину.

$$P_1 = p_1 S = \rho g h_1 S;$$

$$P_2 = p_2 S = \rho g h_2 S$$

де p_1, p_2 відповідно гідростатичний тиск, що діє на основу 1 і 2.

Різниця сил гідростатичного тиску P_1 і P_2 дають виштовхувальну силу, A . Її називають силою Архімеда. Виходячи з основного рівняння гідростатики, маємо:

$$A = P_2 - P_1 = \rho g h_2 S - \rho g h_1 S = \rho g (h_2 - h_1) S = \rho g H S = \rho g W; \quad 1.2.$$

З отриманої рівності дістаємо закон Архімеда. **На занурене в рідину тіло діє виштовхувальна сила, що дорівнює вазі об'єму рідини, що витіснила це тіло.**

Лекція №2

Поняття про в'язкість і поверхневу енергію рідини. Рівняння неперервності потоку рідини. Два режими руху рідини. Дослід Рейнольдса.

2.1. Основи гідродинаміки. Поняття про в'язкість і поверхневу енергію рідини

Гідродинаміка – це розділ гідравліки, який вивчає закони рідини в умовах її руху. Рідина – це агрегатний стан речовини де між молекулами діють сили взаємного притягання. Оскільки молекули взаємодіють, то при русі рідини її елементарні шари взаємно проковзують один відносно одного (Рис.1.5). Нехай два сусідні шари рідини знаходяться на елементарній відстані один відносно одного dh . Причому, один шар рухається зі швидкістю $V + dV$, а другий V . Між шарами рідини в процесі руху відбувається тертя. Сили, що виникають між шарами, називаються **силами внутрішнього тертя**. Наявність внутрішнього тертя обумовлює в рідині властивість чинити опір взаємному зсуву шарів. Цей опір називається **динамічною в'язкістю**. При русі рідини частина енергії потоку витрачається на подолання сил внутрішнього тертя. Ще в 1687 році Ньютон висловив гіпотезу, що сили **внутрішнього тертя рідини прямо пропорційні**:

- швидкості відносного руху між елементарними шарами рідини V ;
- площі поверхні дотику елементарних шарів S , вздовж яких здійснюється рух;
- в'язкості рідини.

Це припущення Ньютона в аналітичній формі може бути виражено так:

$$T = S \mu \frac{dV}{dh}; \quad 2.1.$$

де T – сила внутрішнього тертя, Н; $\frac{dV}{dh}$ – градієнт швидкості, c^{-1} ;

μ – динамічна в'язкість, Па.с; S – площа дотику шарів, m^2 ;

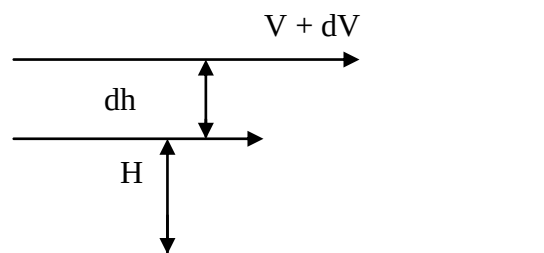


Рис.2.1 Схема руху елементарних шарів рідини

В результаті внутрішнього тертя у в'язких рідинах виникають дотичні напруження τ , які можуть бути визначені:

$$\tau = \frac{T}{S} = \mu \frac{dV}{dh}; \quad 2.2.$$

Отже, динамічний коефіцієнт в'язкості:

$$\mu = \frac{\tau}{dV/dh} ; \quad 2.3$$

Відношення динамічної в'язкості рідини μ до її густини ρ називається кінематичною в'язкістю γ .

$$\gamma = \frac{\mu}{\rho} ; \quad 2.4.$$

2.2. Рівняння неперервності потоку рідини

Розглянемо два перерізи трубопроводу різного діаметра. 1-1 і 2-2 (Рис. 2.3.).

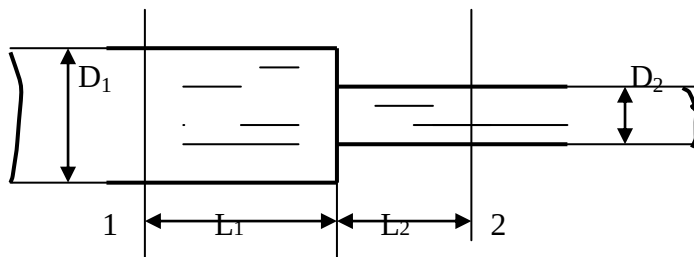


Рис. 2.3. Схема трубопроводу

Оскільки, вважаємо, що рідина не стискується, то об'єм рідини 1, що пройде по трубопроводу діаметром D_1 за одиницю часу має дорівнювати об'єму рідини 2, що пройде по трубопроводу діаметра D_2

Прирівняємо об'єми 1 і 2.

Уявний переріз рідини в трубопроводі називається "живим перерізом". Об'єм 1 $W_1 = S_1 L_1$. Об'єм 2 $W_2 = S_2 L_2$.

де S_1 = площа "живого перерізу" трубопроводу діаметром D_1 .

де S_2 = площа "живого перерізу" трубопроводу діаметром D_2 . L_1 і L_2 - відповідно довжина потоку 1 і 2. Довжини потоків можна виразити через добутки швидкостей V_1 і V_2 на однаковий час τ , протягом якого здійснюється переміщення потоків 1 і 2. Після прирівнювання об'ємів W_1 і W_2 отримуємо:

$$S_1 V_1 = S_2 V_2 = \text{const} \quad 2.5$$

Рівняння 1.7 називається рівнянням неперервності потоку і займає важливе місце в питаннях гідродинаміки. Воно говорить, що **добуток швидкості потоку на площу "живого перерізу" є величина стала.**

2.3. Два режими руху рідини. Дослід Рейнольдса

В 1883 році англійський фізик Рейнольдс своїм дослідом наглядно показав, що в потоці існують різні режими руху рідини. Коли елементарні шари рідини, проковзуючи один відносно одного, не перемішуються, а траєкторії окремих частинок потоку не перетинаються, то такий режим руху потоку називається **ламінарним** (Л). Коли траєкторії окремих частинок потоку взаємно перетинаються, за відносного проковзування елементарних шарів відбувається взаємне перемішування, то такий режим називається **турбулентним**. (Т). (Рис 2.4.).

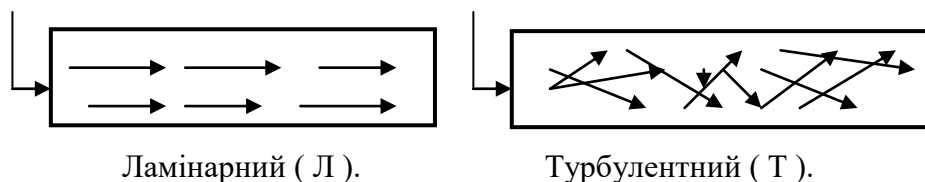


Рис. 2.4. Схема різних режимів руху рідини

Чіткої границі між початком турбулентного і кінцем ламінарного режиму немає. Тому є певний проміжок між ламінарним і турбулентним режимом, який називається **перехідним** (П). Дослід Рейнольдса був проведений на стенді, схема якого представлена на рисунку (Рис. 2.5.).

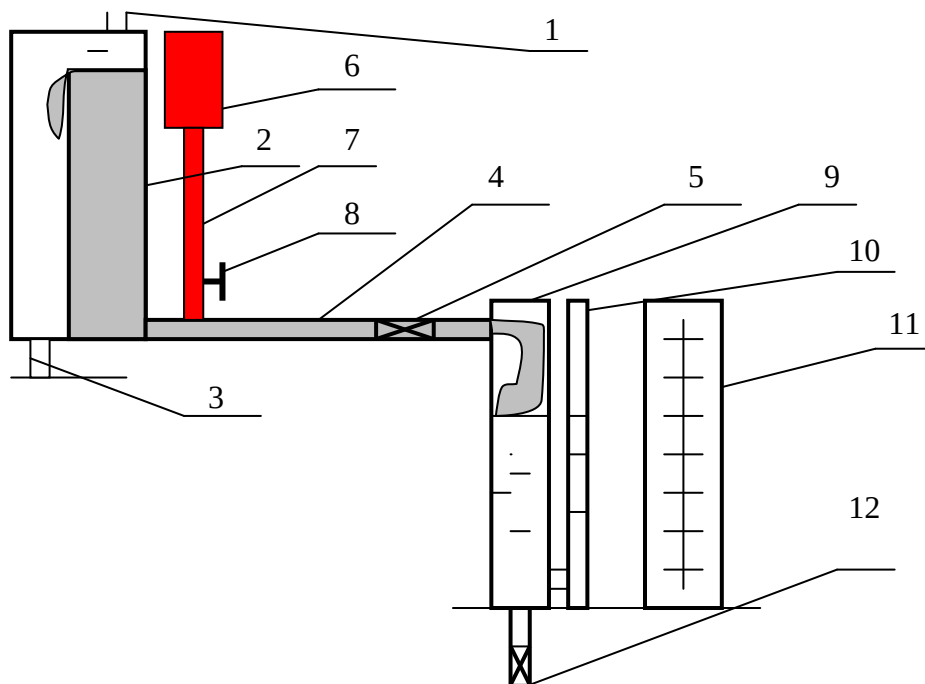


Рис.2.5. Схема досліду Рейнольдса

1- трубопровід; 2- напірний бак, 3 – зливний патрубок; 4 – скляний трубопровід; 5 – кран; 6 – бачок з фарбником; 7 - трубка подачі фарбника; 8 - краник; 9- мірний бак; 10 - мірна скляна трубка; 11- шкала, що проградуєвана в м^3 ; 12 – зливний патрубок.

Напірний бак 2 наповнюється водою з трубопроводу 1. Лишня вода з напірного баку виливається через патрубок 3. При відкриванні крана 5 вода по скляному трубопроводі 4 поступає в мірний бак 9. Рівень води в баку фіксується скляною трубкою 10. На шкалі 11, яка проградуєвана в м^3 , видно об'єм рідини, що наповнила мірний бак 9. Для спостереження за режимом руху води в скляному трубопроводі 4 вмонтована голка, через яку з бачка 6 по трубці 7 краником 8 подається фарбник. Якщо фарбник тягнеться суцільною смужкою – режим руху води **ламінарний** (Л). Коли фарбник починає хвилюватися з утворенням синусоїди – режим руху **перехідний** (П). Коли при подачі фарбника в загальний потік його практично не видно в скляному трубопроводі і він перемішується з потоком – режим **турбулентний** (Т). На основі досліду було виявлено число (критерій) Рейнольдса: де Re – критерій Рейнольдса;

$$Re = \frac{Vd\rho}{\mu} = \frac{Vd}{\gamma} ; \quad 2.6.$$

де V – швидкість потоку, м/с; d - діаметр трубопроводу, м; ρ - густина рідини, кг/м³; μ - коефіцієнт динамічної в'язкості рідини, Па .с;

Швидкість руху рідини в потоці V і критерій Рейнольдса за допомогою стенду Рис. 2.5 визначають експериментально в наступній послідовності:

1. Задаються об'ємом рідини W , який натікає в мірний бак 9.
2. Секундоміром заміряють час натікання цього об'єму τ .
3. Визначають витрату рідини $W\tau = W/ \tau$;
4. Визначають площу “ живого перерізу “ рідини $S = \pi d^2 /4$;
5. Визначають швидкість руху води в трубопроводі $V = W \tau / S$;
6. Визначають критерій Рейнольдса $Re = Vd\rho / \mu$;

Коефіцієнт динамічної в'язкості μ і густина рідини ρ вибирається в залежності від температури.

На основі багатьох експериментальних даних було встановлено, що критичне значення числа Рейнольдса, тобто число за переходу від Л режиму руху до П становить: $Re_{кр} = 2320$. Для простих інженерних розрахунків критичне значення числа Рейнольдса можна брати $Re_{кр} = 1000$. | 1 |

Вважається, що розвинутий турбулентний режим настає за $Re = 10000$. Підставивши у формулу (1.8) розмірність швидкості, м/с, діаметра м, і кінематичної в'язкості, м²/с можна бачити, що критерій Рейнольдса - безрозмірна величина.

Лекція №3 ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

Гідромеханічні процеси – це процеси фізичної взаємодії рідин в біотехнології, які перебувають у стані руху. До гідромеханічних процесів відносяться: осадження; фільтрування; псевдозрідження; перемішування.

3.1. Осадження. Кінетика осадження

Осадження – це процес розділення рідких і газових неоднорідних систем під дією гравітаційних, відцентрових, електростатичних сил, або сил інерції.

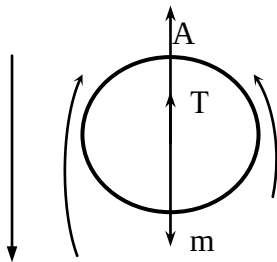


Рис.3.1. Схема частинки, що осаджується в рідині

Розглянемо частинку, яка осаджується в рідкому середовищі на дно. (Рис. 3.1). Сили, що діють на частинку:

$$mg - \text{сила земного тяжіння} \quad mg = \frac{\pi^3}{6} \rho_r g;$$

$$A - \text{сила Архімеда}; \quad A = \frac{\pi^3}{6} \rho_r g;$$

T – сила тертя;

$$T = 3 \pi V_{oc} \mu;$$

де $\frac{\pi^3}{6}$ – об'єм кулі (частинки, що осаджується), m^3 , d – діаметр кульки, м; ρ_r, ρ_p – густина кульки і рідини відповідно, kg/m^3 ; μ – динамічна в'язкість рідини, Па.с; V_{oc} – швидкість осадження кульки, м/с.

За принципом Де'Аламбера, алгебраїчна сума проекцій всіх сил, що діють на частинку рівна 0.

$$mg - A - T = 0 \quad \frac{\pi^3}{6} \rho_r g - \frac{\pi^3}{6} \rho_r g = 3 \pi V_{oc} \mu$$

$$\frac{\pi^3}{6} g (\rho_r - \rho_p) = 3 \pi V_{oc} \mu; \quad | : \frac{\pi^3}{6}$$

$$\frac{gd^3(\rho_r - \rho_p)\rho_r}{6\mu} = \frac{3V_{oc}d\rho_r}{\mu}$$

$$\text{де} \quad \frac{gd^3(\rho_r - \rho_p)\rho_r}{\mu} = Ar - \text{критерій Архімеда};$$

$$\frac{V_{oc}d\rho_r}{\mu} = Re$$

Re - число Рейнольдса; Ми отримали критеріальне безрозмірне рівняння. У згорнутому вигляді воно має вигляд 3.1:

$$Re = \frac{1}{18} Ar; \quad 3.1.$$

Рівняння 3.1 справедливе для Л режиму осадження. Якщо шари рідини, які омивають частинку, проковзують один відносно одного і не перемішуються, то такий режим осадження називають **ламіна́рним** (Л). Для перехідного (П) і турбулентного (Т) режимів рівняння 1.3 не справджується, бо турбулізація потоків рідини навколо частинки

вносить свій суттєвий вклад у швидкість осадження. Тому для П і Т режимів осадження експериментальним шляхом виведені відповідні критеріальні рівняння:

$$\text{Для Л режиму: } Re = \frac{1}{18} \Psi Ar; \quad \text{при } Re < 2; \quad Ar < 36 \quad 3.2.$$

$$\text{Для П режиму: } Re = 0.152 \Psi Ar^{0.715}; \quad \text{при } 2 < Re < 500, \quad 36 < Ar < 83000; \quad 3.3.$$

$$\text{Для Т режиму: } Re = 1.74 \Psi Ar^{0.5}; \quad \text{при } Re > 500, \quad Ar > 83000; \quad 3.4.$$

де Ψ – коефіцієнт форми частинки, що осаджується.

Для частинки абсолютно сферичної форми $\Psi = 1$; кругла форма – $\Psi = 0,77$; граняста форма – $\Psi = 0,66$; продовгувата форма – $\Psi = 0,58$; плоска форма – $\Psi = 0,43$;

Визначивши критерій Рейнольдса для відповідного режиму осадження з рівнянь 3.2, 3.3, 3.4, з рівності 3.5 розраховують швидкість осадження твердої частинки в рідкому середовищі:

$$V_{OC} = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho} \quad 3.5.$$

3.2. Визначення швидкості осадження за ламінарного режиму. Формула Стокса

Для Л режиму осадження застосовуємо рівняння 3.2.

В праву та ліву частини рівняння вписуємо значення критеріїв Архімеда та Рейнольдса:

$$Re = \frac{1}{18} Ar; \quad \frac{V_{OC} d \rho_p}{\mu} = \frac{1}{18} \frac{g d^3 (\rho - \rho_p) \rho}{\mu};$$

$$V_{OC} = \frac{1}{18} \frac{g d^2 (\rho - \rho_p)}{\mu}; \quad 3.6$$

За допомогою цієї формули визначають швидкість осадження твердих частинок у рідкому середовищі за Л режиму. Вона отримала назву формули Стокса.

3.3. Розрахунок продуктивності найпростішого осаджувача

Процес відстоювання проводять в апаратах, які називають **осаджувачами**.

Переваги:

- простота конструкції;
- низькі енергетичні витрати.

Недоліки:

- низька швидкість процесу;
- груба очистка рідини.

Найпростіший осаджувач являє собою ємність у вигляді паралелепіпеда з параметрами l, h, b – довжина, висота, ширина осаджувача відповідно, м (Рис. 3.2):

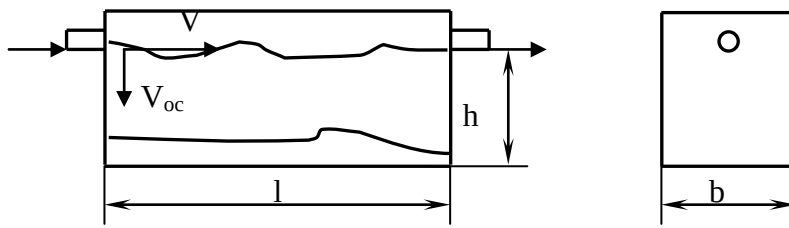


Рис. 3.2. Схема найпростішого осаджувача

Робочий об'єм осаджувача W , м^3 :

$$W = lbh = W_c \tau_{oc} \quad 3.7$$

де W_c - продуктивність осаджувача, $\text{м}^3/\text{с}$, τ_{oc} - час осадження, с;

$$\text{З іншого боку } \tau_{oc} = \frac{h}{V_{oc}}; \quad W_c = \frac{lbh}{\tau_{oc}} = V_{oc} S_{oc}; \quad 3.8$$

де V_{oc} - швидкість осадження твердих частинок в осаджувачі, $\text{м}/\text{с}$

Продуктивність осаджувача - це добуток швидкості осадження частинки на площу поверхні осадження.

3.3. Апаратура для осадження. Гравітаційне відстоювання

Осаджувач із похилими перегородками періодичної дії

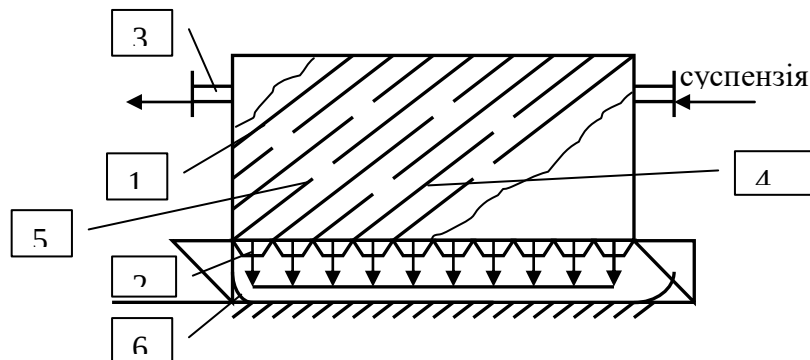


Рис.3.3. Схема осаджувача з похилими перегородками

1 - корпус осаджувача, 2 - бункери для вивантажування осаду, 3 - вхідний та вихідний патрубки, 4 - похилі перегородки, 5 - ванна для вивантажування осаду.

Для кращого осадження в такому осаджувачі рідину можуть підігрівати.

В умовах підвищених температур в'язкість рідин зменшується, що веде до збільшення швидкості осадження та до зростання його продуктивності.

Суспензія під тиском нагнітається у вхідний патрубок 3 і заповнює простір між похилими перегородками. Осад по похилих перегородках 4 сповзає до бункерів 2, вивантажується назовні в посудину 5. Частково очищена, відстоюна рідина виходить через вихідний патрубок 3.

Для підвищення продуктивності такого осаджувача йдуть двома шляхами:

- збільшують площу осадження $S_{осадж.}$ за рахунок зростання кількості похилих перегородок;
- збільшується швидкість гравітаційного осадження за рахунок нагрівання рідини.

Осаджувач з гребеновою мішалкою

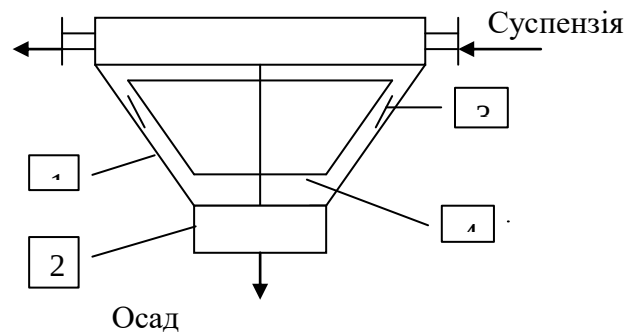


Рис. 3.4. Схема гребенового осаджувача.

1- корпус; 2- бункер; 3- гребені; 4 - мішалка.

Суспензія нагнітається у вхідний патрубок. Тверді частинки осаджуються. Осад гребенями 3 захоплюється мішалкою, яка обертається на валу 4 з частотою $\omega = 0,5$ об/хв. Осад подається до бункера 2 і вивантажується.

Конусні осаджувачі можуть бути одно- або багатоярусними.

Лекція №4

Осадження в полі відцентрових сил. Будова, принцип роботи і розрахунок продуктивності сепаратора

4.1. Осадження в полі відцентрових сил

До найважливіших апаратів, що працюють в умовах відцентрових сил належать: центрифуги; сепаратори; циклони; гідроциклони;

Роздільна здатність центрифуги, сепаратора чи іншого апарата - це відношення відцентрової сили, що діє на елементарний об'єм суспензії до сил земного тяжіння.

$$K_{ц} = \frac{m \omega^2 r}{mg} = \frac{\omega^2 r}{g} \quad 4.1$$

де m – маса частинки, що осаджується, кг, ω - кутова швидкість обертання рухомої частини апарата, с^{-1} , r – відстань від частинки до осі обертання, м;

Роздільна здатність центрифуги або іншого апарата, що працює в умовах відцентрових сил $K_{ц}$, показує у скільки разів швидкість осаджуваних частинок в рідкому середовищі є більшою в полі відцентрових сил ніж у полі сил тяжіння.

Визначення швидкості осадження твердих частинок у полі відцентрових сил:

Критерій Архімеда

1. $Ar = \frac{gd^3(\rho - \rho_f)\rho_f}{\mu}$;

2. Фактор роздільної здатності $K_{ц} = \frac{\omega^2 r}{g}$;

3. Критерій Архімеда модифікований $Ar^M = Ar K_{ц}$

4. За Ar^M визначають режим осадження.

5. Вибирають відповідне критеріальне рівняння.

6. З критеріального рівняння визначають критерій Рейнольдса.

7. Re визначають швидкість осадження. $V_{ос.} = \frac{Re \mu}{d \rho_f}$

8.

Л: $Re = \frac{1}{18} \sqrt[3]{K_{ц} Ar} \quad Ar K_{ц} < 36, \quad Re K_{ц} < 2$

П: $Re = 0.15 (\psi K_{ц} Ar)^{0.715} \quad 83000 > Ar K_{ц} > 36, \quad 500 > Re K_{ц} > 2;$

Т: $Re = 1.74 (\psi K_{ц} Ar)^{0.5} \quad Ar K_{ц} > 83000, \quad Re K_{ц} > 500;$

4.2. Будова і принцип роботи сепаратора

Основною частиною сепаратора є барабан. Він складається з таких основних частин (Рис. 4.1):

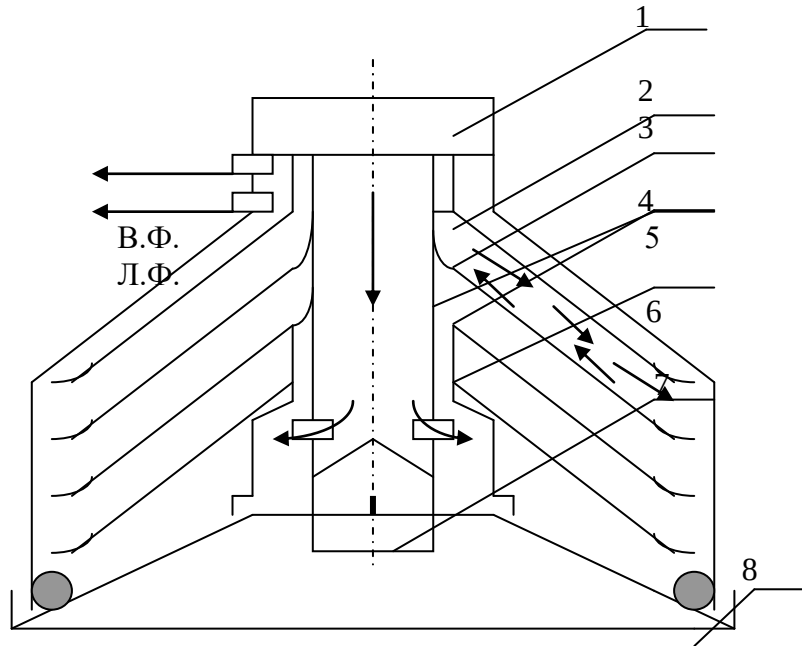


Рис. 4.1 Схема барабана тарілкового сепаратора

1- гайка; 2 - верхня роздільна тарілка; 3 - корпус; 4 - пакет тарілок;
5 - основа корпусу; 6 - тарілотримач; 7 - корок; 8- гумове кільце.

Рідина (молоко) подається зверху з приймально-відвідного пристрою в канал через отвори, попадає під тарілотримач і заповнює весь міжтарілковий простір. При обертанні барабана сепаратора і на жирові кульки діє відцентрова сила. Під її дією жирові кульки, як легша фракція (Л.Ф.) прямують до центру. Знежирене молоко, як важка фракція (В.Ф.) прямує до периферії. Знежирене молоко виходить із щілини і попадає на розподільну тарілку, а вершки попадають під розподільну тарілку. Розподільна тарілка 2 розділяє дві фракції на легку й важку.

4.2. Розрахунок продуктивності сепаратора

Фізичні властивості молока:

- густина знежиреного молока $\rho_M = 1030 \text{ кг/м}^3$ ($t=20^\circ\text{C}$);
- густина жиру $\rho_m = 950 \text{ кг/м}^3$;
- коефіцієнт динамічної в'язкості молока $\mu = 10^{-3} \text{ Па с}$;
- діаметр жирової кульки в молоці $d_{\text{жир.кульк}} = 5 \div 10 \text{ мкм}$;
- частота обертання барабана $n = 5000 \div 6000 \text{ об/хв.}$;
- радіус барабана сепаратора $R = 0,2 \text{ м}$.

Для цих параметрів молока визначається модифікований критерій Архімеда, який рівний (6 – 10):

Значення модифікованого критерію Архімеда вказує на Л режим осадження жирових кульок молока в полі відцентрових сил – $Ar^M < 36$. Тоді швидкість осадження розраховується за **формулою Стокса** (Рис. 3.6)

1. Елементарний об'єм сепаруючого простору $W = 2\pi drhz$

2. Елементарний шлях, який пройде кулька $dl = V_{oc} d\tau$

3. Час осадження жирової кульки $d\tau = \frac{dW}{W\tau}$ (с)

4. Швидкість осадження жирової кульки

$$V_{oc} = \frac{gd^2(\rho_M - \rho_{жс})}{18\mu} \frac{\omega^2 r}{g} \quad (\text{м/с})$$

Виділимо на відстані r від осі обертання переріз (Рис 4.2)

5. З пункту 2, шлях, який пройде кулька:

$$dl = \frac{d^2(\rho_M - \rho_{жс})}{18\mu} \omega^2 r \frac{2\pi drhz}{W\tau};$$

Після інтегрування:

$$l = \frac{d^2(\rho_M - \rho_{жс})}{18\mu} \frac{2\pi hz}{W\tau} \omega^2 \int_{R_M}^{R_B} r^2 dr = \frac{d^2 \omega^2 (\rho_M - \rho_{жс}) 2h \pi (R_B^3 - R_M^3)}{18\mu \cdot 3}$$

$$W\tau = \frac{\omega^2 d^2 z \pi h (\rho_M - \rho_{жс}) (R_B^3 - R_M^3)}{27\mu} = \frac{\omega^2 d^2 \pi z (\rho_M - \rho_{жс}) \text{tg } \alpha (R_B^3 - R_M^3)}{27\mu};$$

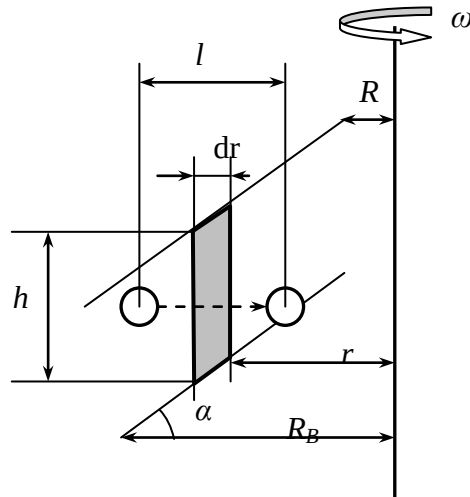


Рис. 4.2 Схема руху жирової кульки в міжтарілковому просторі сепаратора.

де ω – кутова швидкість обертання барабана сепаратора, с^{-1} ;

h – відстань між тарілками по вертикалі, м;

l – відстань між тарілками по горизонталі, м;

d – діаметр жирової кульки, м;

$\rho_{ж}, \rho_M$ – густина кульки і молока відповідно, кг/м^3 ;

μ – динамічна в'язкість молока, Па.с;

V_{oc} – швидкість осадження жирової кульки, м/с.

W – елементарний об'єм сепаруючого простору, $\text{м}^3/\text{с}$

W_τ – секундна об'ємна продуктивність сепаратора, м^3 ;

$h/l - \text{tg } \alpha$ (α – кут підйому тарілок сепаратора $\alpha = 20^\circ$);

z – змінний радіус тарілки сепаратора, м;

R_B, R_M – великий та малий радіуси тарілки відповідно, м;

z – кількість тарілок сепаратора.

Розділення газових неоднорідних систем

Для вловлювання пилу з повітря в харчовій промисловості використовують такі апарати: пилоосаджувальні камери; циклони; фільтри; скрубери.

5.1 Пилоосаджувальна камера

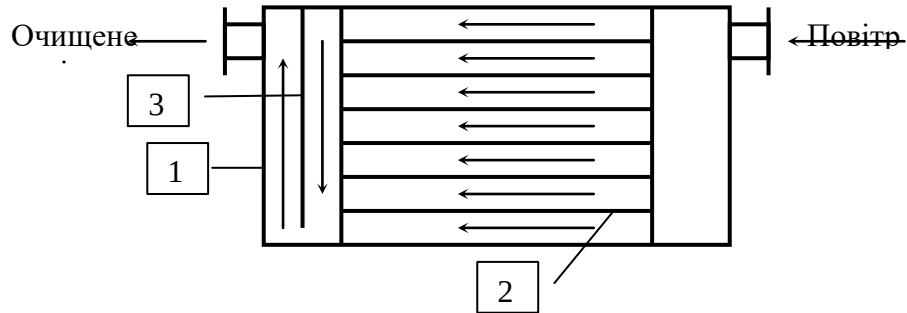


Рис. 5.1. Схема пилоосаджувальної камери: 1-корпус; 2-полочки; 3- відбійна перегородка.

Забруднене повітря через вхідний патрубок поступає у пилоосаджувальну камеру. З повітря, яке проходить між полицями під дією гравітаційних сил, осаджуються тверді частинки на полицях. Частково очищене повітря вдаряється у відбійну перегородку і додатково очищається від твердих частинок. Очищене повітря виходить через вихідний патрубок.

Циклон

Забруднене повітря через вхідний патрубок 3 під тиском поступає в корпус 1 (рис. 5.3). В корпусі повітря рухається по спіралі навколо центральної труби 2 . Під впливом відцентрових сил тверді частинки відкидаються до стінок корпуса і осідають у нижню частину циклона. Очищене повітря через центральну трубу виходить у вихідний патрубок 4. Періодично пил вивантажують через нижню частину циклона.

Швидкість осадження твердих частинок у циклоні можна визначити за **формулою Стокса**:

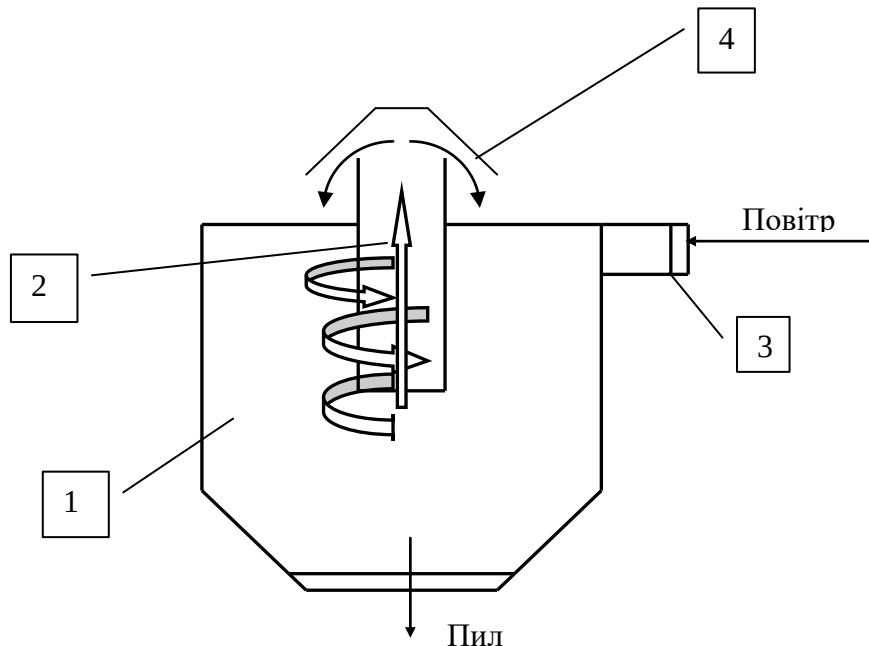


Рис. 5.2 Схема циклона: 1- циліндричний корпус; 2 - центральна труба; 3- вхідний патрубок; 4- вихлипний патрубок.

$$V_{oc} = \frac{gd^2(\rho - \rho_{газу})}{18 \mu_{газу}} K_{ц};$$

$$K_{ц} = \frac{\omega^2 r}{g} = \frac{V^2}{rg}; V = \omega r;$$

де d – діаметр твердих частинок, що осаджуються, м; ρ , $\rho_{газу}$ – густина твердої частинки та газу відповідно, кг/м³; $\mu_{газу}$ – в'язкість газу, Па.с; $K_{ц}$ – фактор роздільної здатності циклона; V – лінійна швидкість подачі повітря у циклон, м/с; r – радіус циклона, м; ω – кутова швидкість, с⁻¹;

Виходячи з роздільної здатності циклона вигідно, щоб він мав невеликий радіус. Для цього роблять батарейний циклон (Рис.5.3.):

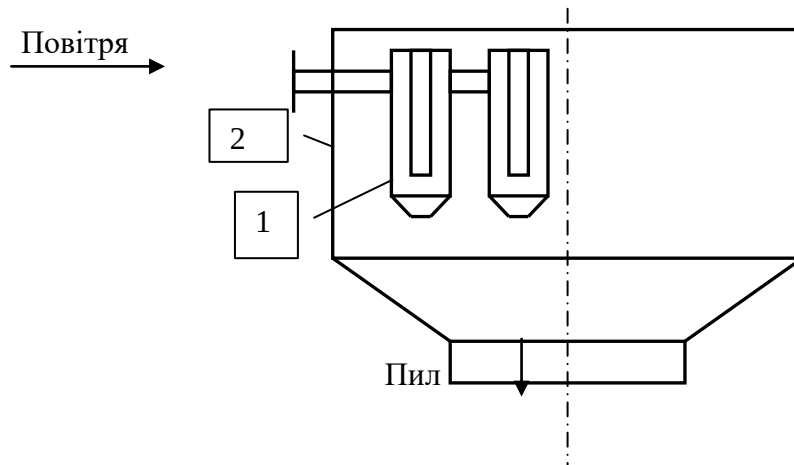


Рис. 5.3 Схема батарейного циклона: 1- циліндричний корпус; 2- окремий малий циклон.

5.5.Трубний електроосаджувач

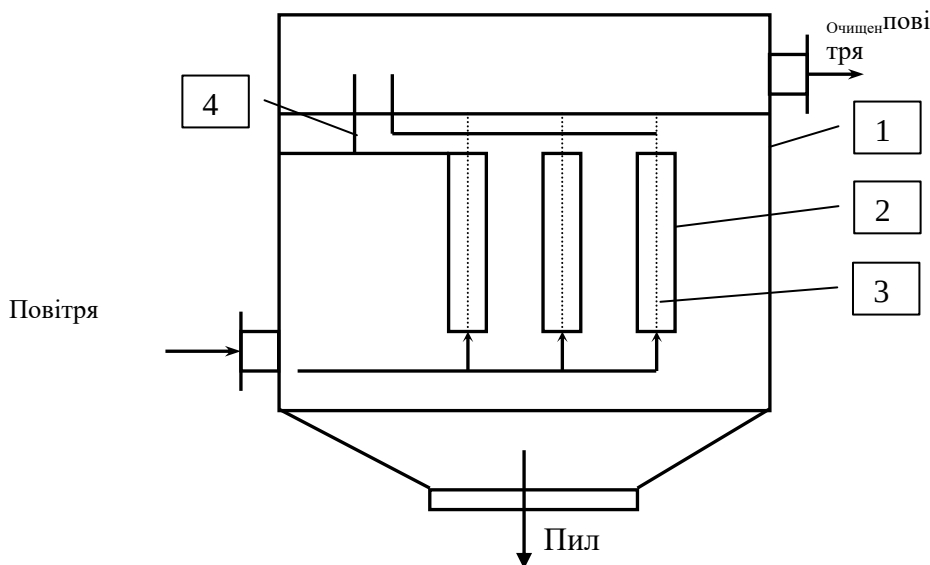


Рис.5.4. Схема трубного електроосаджувача: корпус; 2-трубний анод; 3 - дрітятий катод; 4- вібромеханізм.

Забруднене повітря подається в нижню частину корпуса 1 через вхідний патрубок. Між дрітятьним катодом 3 і трубчастим анодом 2 створюється електричне поле.

Забруднене повітря, яке проходить по трубах, очищується за рахунок того, що тверді частинки в повітрі заряджаються негативно і під впливом електричного поля осідають на дротяному катоді 3. Періодично пил струшується за допомогою струшувального механізму 4 і осідає у нижню частину корпусу і вивантажується.

На такому ж принципі як і циклон працюють і гідроциклони.

Лекція №6

Фільтрування

Фільтрування – гідромеханічний процес розділення неоднорідних систем за допомогою пористих перегородок.

Є два основних види фільтрування:

1. Фільтрування з утворенням осаду на поверхні. При цьому діаметр пор суттєво менший діаметра твердих частинок осаду: $d_T > d_{\Pi}$

2. Фільтрування з закупорюванням каналів фільтрувальної перегородки. При цьому діаметр пор набагато більший діаметра твердих частинок осаду: $d_T \ll d_{\Pi}$. Особливістю фільтрування є те, що періодично необхідно регенерувати (відновлювати) фільтрувальну перегородку.

6.1. Кінетика фільтрування

Розглянемо елементарний об'єм рідини в каналі фільтрувальної перегородки (Рис. 6.1.): На елементарний об'єм рідини діють сили:

1. $mg = (dl)^3 \rho_p g$ - сила тяжіння
2. $P = p(dl)^2$ - сила тиску.
3. $T = V(dl)^2 \mu / dl = \frac{V\mu(dl)^3}{(dl)^2}$ - сила тертя.
4. $ma = (dl)^3 \rho V / \tau$ - сила інерції

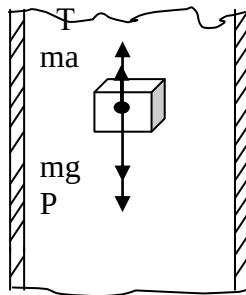


Рис. 6.1. Схема елементарного об'єму рідини в каналі фільтра

де dl – параметр елементарного об'єму, м;

За принципом Де'Аламбера: алгебраїчна сума всіх сил, які діють на елементарний об'єм, рівна 0.

$$mg + P - T = ma;$$

$$(dl)^3 \rho g + \frac{P(dl)^3}{dl} - \frac{\mu V(dl)^3}{(dl)^2} = (dl)^3 \rho V / \tau \quad [\cdot \frac{\rho'}{\tau}$$

де V - швидкість руху шарів рідини, м/с;

I. $\frac{g \tau}{V} \frac{V}{V} = \frac{gl}{V^2} = Fr$ - критерій Фруда

II. $\frac{P \tau V}{dl \rho V} \frac{V}{V} = \frac{P}{\rho V^2} = Eu$ - критерій Ейлера

$$\text{III. } \frac{V\mu\tau}{dl\rho V} = \frac{\mu}{\frac{dl}{\tau}dl\rho} = \frac{\mu}{Udl\rho} = 1/\text{Re} \quad - \text{критерій Рейнольдса}$$

При фільтруванні критерій Фруда Fr є дуже малим у порівнянні з критерієм Ейлера Eu

$$Fr + Eu - 1/\text{Re} = 1 \quad Eu = 1/\text{Re};$$

На основі багатьох експериментів були виведені такі критеріальні рівняння:
Критеріальне рівняння для руху рідини в каналах фільтрувальної перегородки.

$$Eu = K \frac{1}{\text{Re}^m}$$

Ламінарний режим

$$Eu = 110 \frac{1}{\text{Re}} \left(\frac{l}{d_{\text{ЕКВ}}} \right); \left(\frac{l}{d_{\text{ЕКВ}}} \right) - \text{критерій гомохромності}$$

l – товщина фільтрувальної перегородки
 d – діаметр фільтрувальної перегородки

Турбулентний режим

$$Eu = 5.8 \frac{1}{\text{Re}^{0.25}} \left(\frac{l}{d_{\text{ЕКВ}}} \right)$$

Оскільки фільтр має дуже малий $d_{\text{ЕКВ}}$ то Re є також мала величина. Переважно в каналах фільтра переважає Л режим руху.

6.2. Апаратура для фільтрування

Апаратура для фільтрування ділиться на дві великі групи:

1- фільтри; 2- фільтрувальні центрифуги.

Фільтр-прес

Широке застосування в харчовій та переробній промисловостях отримали фільтр-преси (рис. 6.2.)

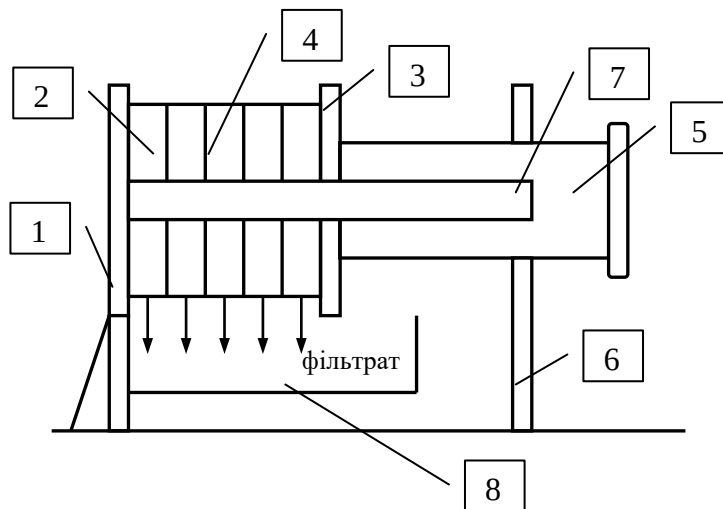


Рис. 6.2. Схема фільтр-преса

1-нерухома плита; 2-рама; 3-рухома плита; 4-фільтрувальна тканина; 5-гвинт; 6- опора; 7-направляючі; 8-ванна для фільтрату.

Почергово рама 2 і плита 3 затискають фільтрувальну тканину 4 пакет рам і плит затискаються гвинтом 5.

Суспензія подається в корпус фільтр-преса, вона проходить по каналах рам і плит, осад осідає на фільтрувальних перегородках 4, а фільтрат стікає у ванну 8.

Періодично фільтрувальну тканину регенерують.

При регенерації подають чисту воду у зворотному напрямку.

Переваги: відносна простота, швидка можливість налагодження фільтрпреса на відповідну продуктивність.

Недоліки: часта регенерація фільтрувальної перегородки.

Крім фільтр-преса на підприємствах м'ясо і молокопереробних підприємств застосовуються нутч-фільтри (Рис. 6.3.)

Нутч-фільтр

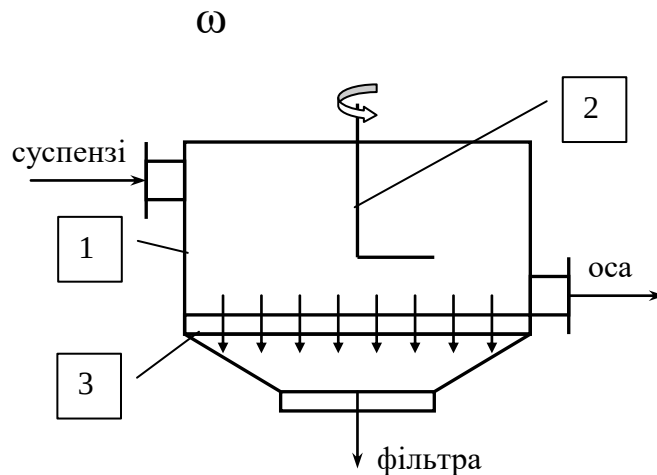


Рис. 6.3 Схема нутч-фільтра

1-циліндричний корпус; 2-перемішувачий пристрій;
3-Фільтрувальна перегородка.

Суспензія, яка підлягає фільтруванню, пропускається у вхідний патрубок під тиском. На фільтрувальній перегородці 3 зупиняється осад. Фільтрат проходить через фільтрувальну перегородку.

Для регенерації фільтрувальної перегородки періодично вмикають перемішувачий пристрій 2.

Періодично осад вивантажують. Для регенерації фільтрувальної перегородки в установку подається чиста проточна вода у зворотному напрямку.

Переваги: простота конструкції, дешевизна.

Недоліки: низький ККД, періодична зупинка, у зв'язку з регенерацією фільтрувальної перегородки.

Апарати неперервної дії

Для підвищення коефіцієнта корисної дії (ККД) фільтрувальної апаратури існують апарати неперервної дії. Найбільш розповсюдженим в переробній промисловості є барабанний вакуум-фільтр (Рис.6.4.)

Барабанний вакуум-фільтр

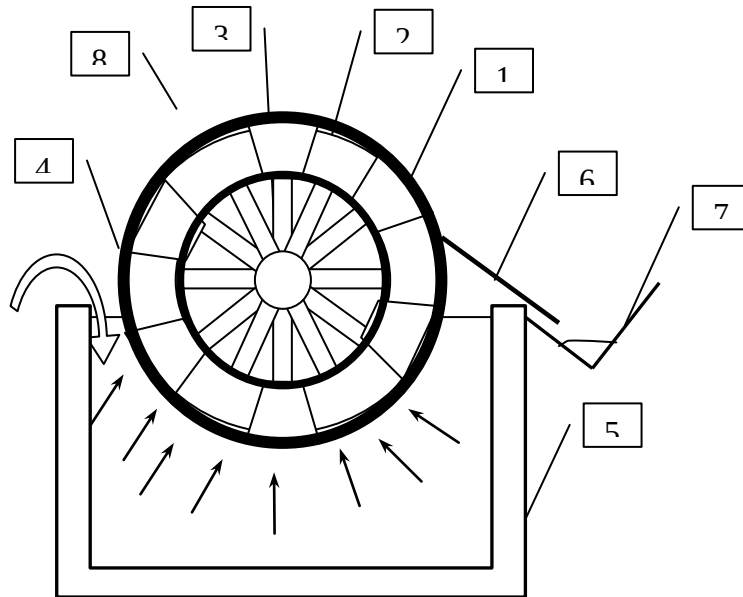


Рис. 6.4. Схема барабанного вакуум-фільтра

1- перфорований барабан; 2-труби; 3 - розподільник; 4 -фільтрувальна тканина, натягнута на барабан; 5 -ванна для фільтрату; 6 -ножі; 7-збірник осаду; 8 -душ.

Суспензія нагнітається у ванну 5. Занурена частина барабана у ванну – (зона I) всмоктує цю суспензію. На фільтрувальній тканині 4 залишається осад, а фільтрат по трубах 2 проходить до розподільника 3 і виводиться на зовні апарату. Розподільник 3 приєднаний до вакуум - лінії. Перфорований барабан обертається з частотою 2-3 об/хв. В зоні I осад налипає на фільтрувальну перегородку. В зоні II проходить попереднє часткове просушування осаду. В зоні III проводиться промивання осаду за допомогою душу 8, в зоні IV проходить остаточне просушування осаду, зона V - це зона регенерації фільтрувальної перегородки. Ножі 6 ставляться під кутом α до барабана й, оскільки барабан обертається, вони автоматично зчищають осад. Осад попадає у збірник 7.

Переваги:висока продуктивність, автоматична регенерація фільтрувальної перегородки.

Недоліки: висока металоємкість, висока вартість, можливість пошкодження ножами фільтрувальної перегородки.

Наступним представником фільтрувальних апаратів неперервної дії є стрічковий вакуум-фільтр (Рис. 6.5.).

Стрічковий вакуум-фільтр

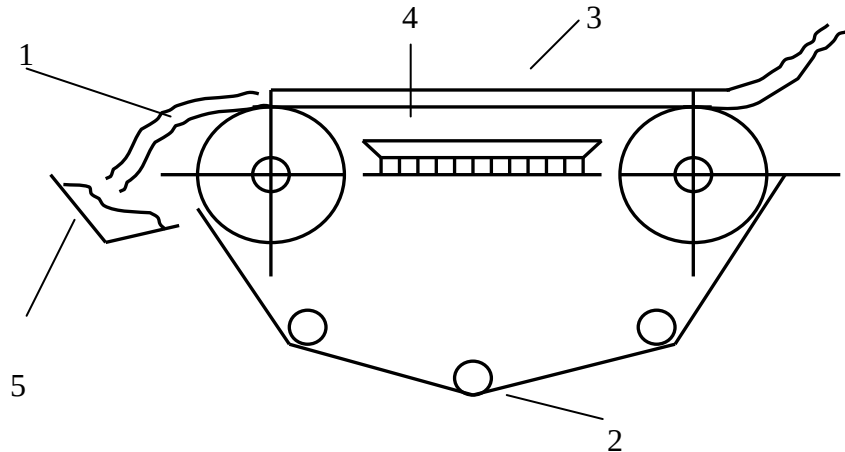


Рис. 6.5. Схема стрічкового вакуум-фільтра

1-транспортер; 2-гумова стрічка (в розрізі з профілем швелера);
3-фільтрувальна тканина; 4-камера-збірник фільтрату; 5-збірник осаду.

Суспензія подається на транспортер 1 з гумовою стрічкою 2. Під гумовою стрічкою знаходяться вакуум-камера 4, яка приєднана до вакуум-лінії. Фільтрат через фільтрувальну тканину 3 за допомогою вакууму виводиться назовні. Осад, який рухається далі по транспортеру, попадає в збірник 5.

Переваги: висока продуктивність.

Недоліки: великі енерговитрати, мала технологічність виготовлення гумової стрічки.

Визначення швидкості фільтрування

Критеріальні рівняння при фільтруванні:

$$\text{Л:} \quad Eu = 110 \frac{1}{Re} \frac{l}{d_{EKB}} \quad (Re < 35) \text{ де } Re = \frac{V d_{EKB} \rho}{\mu};$$

$$\text{Т:} \quad Eu = 5,8 \frac{1}{Re^{0,25}} \frac{l}{d_{EKB}} \quad (Re \ 7000; Re \ 70000)$$

Якщо d_{EKB} – мала величина, де переважно Л режим руху рідини в каналах фільтрувальної перегородки.

$$\frac{\Delta P}{\rho V^2} \text{ – критерій Ейлера}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho V^2} = \frac{110}{Re} \frac{l}{d_{EKB}} d_{EKB} = \psi \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} d_3$$

d_3 – діаметр зерна фільтру, м

$$\varepsilon \text{ – доля порожнеч зернистого матеріалу фільтру } \varepsilon = \frac{W_{II}}{W_3} 100\%$$

$\psi = 1; 0,77; 0,66; 0,58; 0,43;$

$$\frac{\Delta P}{\rho V^2} = \frac{110l\mu(1-\varepsilon)^2}{V\psi^2\varepsilon^2d_3^2\rho};$$

$$\frac{\Delta P\psi^2\varepsilon^2d_3^2}{110l\mu(1-\varepsilon)^2} = V \text{ – швидкість руху рідини, м/с}$$

Швидкість фільтрування V_ϕ – це величина, яка показує, який об'єм рідини проходить через певну площу фільтра за одиницю часу.

$$V_\phi = \frac{\Delta P\psi^2\varepsilon^2d_3^2}{110l\mu(1-\varepsilon)^2}$$

W – об'єм рідини, м³;

$$V_\phi = \frac{dW}{Sdt} = \frac{\Delta P\psi^2\varepsilon^2d_3^2}{110l\mu(1-\varepsilon)^2};$$

ΔP – різниця тисків до і після фільтрувальної перегородки – це і є **рушійна сила процесу** фільтрування.

l – товщина фільтрувальної перегородки, м;

Опір фільтрувальної перегородки:

$$Z_{\phi.п.} = \frac{110l(1-\varepsilon)^2}{\psi^2\varepsilon^2d_3^2};$$

Тоді швидкість фільтрування V_ϕ :

$$V_\phi = \frac{\Delta P}{\mu Z_{\phi.п.}}$$

Фільтрувальні центрифуги

Фільтрувальні центрифуги – це апарати, які проводять процес фільтрування за допомогою відцентрових сил. (Рис.6.5.)

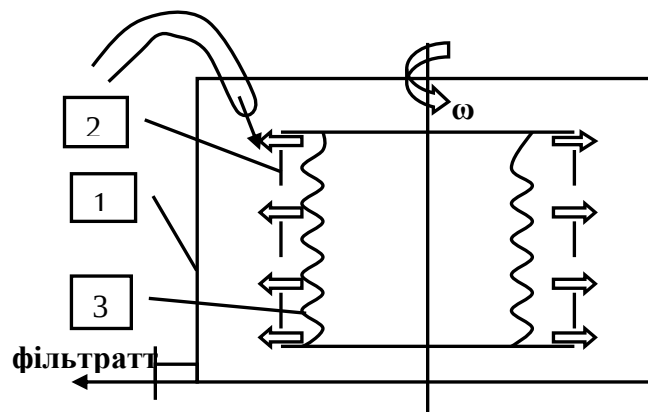


Рис.6.5. Схема фільтрувальної центрифуги: 1-корпус; 2-перфорований барабан; 3-осад.

$$P_2 > P_1$$

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

Для визначення швидкості фільтрування у фільтрувальній центрифугі подаємо схему барабана з суспензією (Рис. 6.6.)

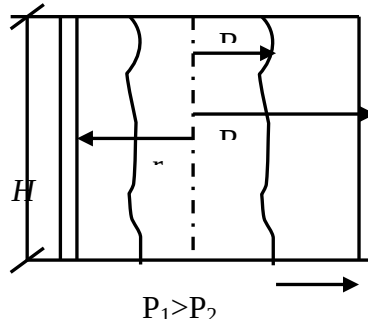


Рис 6.6. Схема барабана фільтрувальної центрифуги

Визначимо швидкість фільтрування у фільтрувальних центрифугах

$$V_{\phi} = \frac{\Delta P}{\mu z_{\phi\Pi}}$$

1. За обертання, барабана центрифуги виникає відцентрова сила dF , яка рівна:

$$dF = dm\omega^2 r$$

2. Об'єм елементарного кільця суспензії:

$$dW = 2\pi r dr H,$$

dr – товщина елементарного кільця; H – висота барабана

3. Відцентровий тиск рівний:

$$P_u = \frac{dF}{S} = \frac{dm\omega^2 r}{S} = \frac{dW\rho\omega^2 r}{S} \text{ об'єм: } dW = Sdr$$

$$\Delta P = \rho\omega^2 \int_{R_0}^R r dr = 0.5\rho\omega^2 (R^2 - R_0^2)$$

Після інтегрування з межами від R_0 до R , отримуємо:

$$V_{\phi} = \frac{0.5\rho\omega^2 (R^2 - R_0^2)}{\mu z_{\phi\Pi}}$$

Основне рівняння при фільтруванні

За довготривалого фільтрування осад відіграє функцію фільтрувальної перегородки (Рис. 6.7).

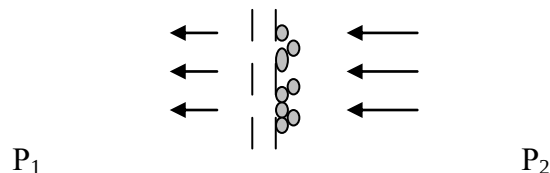


Рис. 6.7. Схема фільтрувальної перегородки з осадом

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

За наявності осаду зростає опір фільтрувальної перегородки. Тоді швидкість фільтрування визначається за формулою:

$$V_{\phi} = \frac{\Delta P}{\mu (Z_{\phi} + Z_o)} ;$$

Z_{ϕ} – опір фільтрувальної перегородки

Z_o – опір осаду

Основне рівняння при фільтруванні має вигляд:

$$W^2 + 2CWS = KS^2\tau ;$$

W – об'єм фільтрату (рідина вже відфільтрувалась), м³;

C – перша константа при фільтруванні

K – друга константа при фільтруванні,

τ – час фільтрування, с.

$$C = \frac{Z_{\phi\Pi}}{z_o x_o} ;$$

$$K = \frac{2\Delta P}{\mu z_o x_o} ;$$

z_o – питомий опір осаду;

x_o – кількість осаду, який утворюється при проходженні 1 м³ фільтрату;

S – площа фільтрувальної перегородки;

K – друга константа при фільтруванні;

Загальний опір осаду рівний:

$$Z = z_o h$$

h – висота осаду;

Z – загальний опір осаду.

Фільтрування газових неоднорідних систем

Коли фільтрування здійснюється у сухому вигляді (через фільтрувальну перегородку пропускаються гази), кінетика фільтрування аналогічна як для рідких неоднорідних систем.

Рукавний фільтр

Для фільтрування забруднених газів часто застосовують рукавні фільтри (Рис. 7.1.)

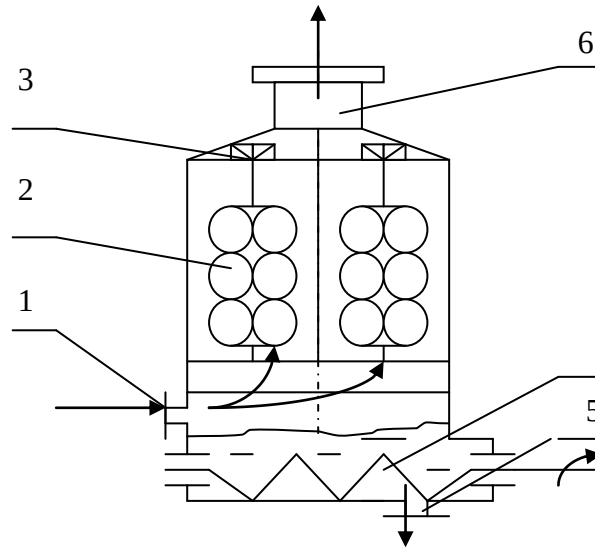


Рис. 7.1. Схема рукавного фільтра

1- вхідний патрубок для забрудненого повітря; 2-рукави; 3-механізмструшування; 4-шнек для вивантажування пилу; 5-патрубок для вивантажування пилу; 6- вихідний патрубок для очищеного повітря.

Рукавні фільтри часто встановлюють на виході з розпилювальних сушарок при виготовленні сухого молока.

Переваги:простота конструкції, відносна дешевизна;

Недолік:частезакупорювання рукавів при пропусканні вологих газів.

Для підвищення якості фільтрування застосовують мокре очищення газів. Таке фільтрування здійснюється за допомогою скрубєрів.

Скрубери

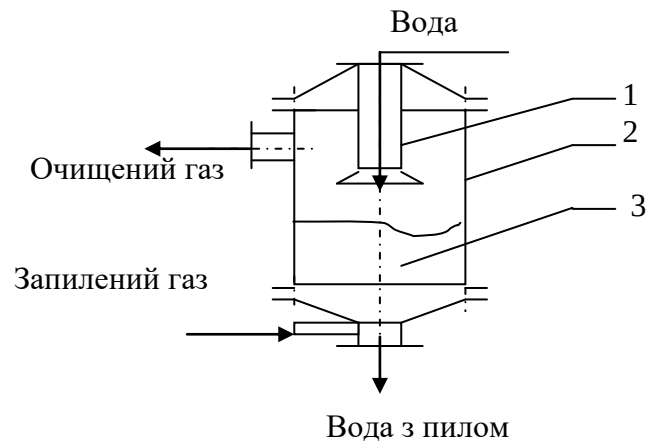


Рис. 7.2. Схема скрубера

1- розсіювач води; 2-циліндричний корпус; 3-фільтр

Брудне повітря подається в нижню частину скрубера і рухається в протилежному напрямку до руху води. Вода подається через розсіювач зі швидкістю $V \approx 1$ м/с. За рахунок механічної взаємодії води з повітрям проходить його очищення. Ступінь очищення – (75 –85) % .

Лекція №8

Псевдозрідження

Процес *псевдозрідження* виникає в подрібненому продукті, напівфабрикаті, коли швидкість подачі середовища наближається до певного критичного значення. Це такий стан сипучого матеріалу, за якого він є невагомим. Під час цього процесу відбувається інтенсивне перемішування матеріалу, суттєво інтенсифікуються всі дифузійні процеси за рахунок збільшення фактичної площі контакту окремих фаз контактування (повітря – сипучий матеріал, розчин – подрібнений напівфабрикат і тп.) (Рис. 8.1.)

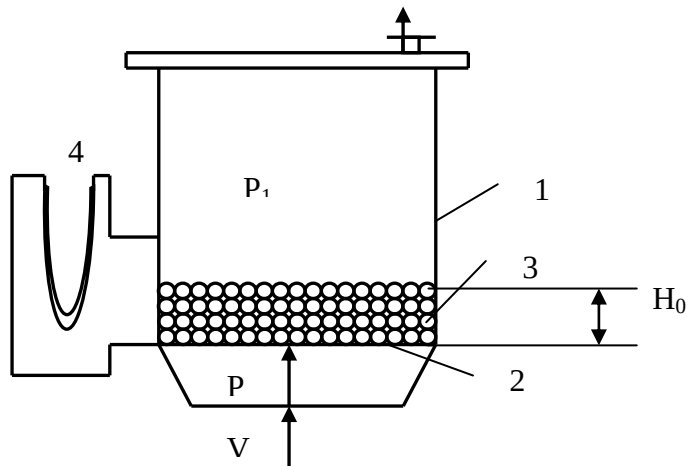


Рис. 8.1. Схема установки для роботи з псевдозрідженим шаром

1-корпус; 2- фільтр; 3- сипучий подрібнений матеріал; 4-U – подібний манометр.

Знизу в апарат подається середовище з певною швидкістю, яка дозволяє перевести матеріал в стан псевдозрідження. Процес описується кривою псевдозрідження (Рис. 8.2.)

Крива псевдозрідження

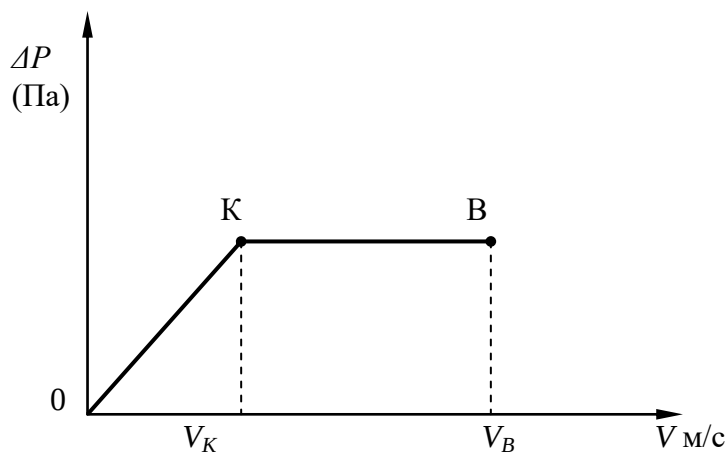


Рис. 8.2. Крива псевдозрідження

ΔP – різниця тисків до і після псевдозрідженого шару.

V – швидкість подачі середовища.

Крива псевдозрідження має наступні характерні ділянки:

1. Ділянка **ОК** – при збільшенні подачі швидкість газу (середовища) зростає і збільшується різниця тисків ΔP . При цьому газ проходить між частинками зернистого продукту і виходить з апарату. Сила тяжіння, що діє на подрібнений матеріал, більша від сили тиску ($mg > \Delta P$).

2. т. **К** – критична точка, в якій починається процес псевдозрідження. Сипучий продукт в т. К ніби “закипає” деякі частинки хаотично зависають у стані невагомості. Сила тяжіння, що діє на подрібнений матеріал, приблизно рівна силі тиску

$$(mg \approx \Delta P).$$

3. Ділянка **КВ** – в цих межах фактично існує псевдозріджений шар. При збільшенні швидкості подачі середовища V , ΔP постійне ($mg \approx \Delta P$)

4. т. **В** – починається викид сипучого матеріалу з апарату. Сила тяжіння, що діє на подрібнений матеріал перевищує силу тиску ($\Delta P > mg$).

Стан псевдозрідження використовують у масообмінних процесах сушіння, адсорбції, екстрагування.

Основне рівняння псевдозрідження

Сила тяжіння, що діє на подрібнений матеріал $mg = SH_o \rho_{\text{сип}} g$

S – площа поверхні дна, м^2

H_o – висота сипучого матеріалу, м

$\rho_{\text{сип}}$ – насипна густина, кг/м^3 $\rho_{\text{сип}} = (1 - \varepsilon) \rho_{\text{ТВ}}$

ε – доля порожнот сипучого матеріалу

Оскільки в стані псевдозрідження сила тяжіння, що діє на сипучий матеріал, зрівноважується з силою тиску; $SH_o(1 - \varepsilon) \rho_{\text{ТВ}} g = \Delta P S$

$$\text{Звідки } \Delta P = H_o(1 - \varepsilon) \rho_{\text{ТВ}} g$$

Критичне значення числа Рейнольдса в т. К і в т. В

$$\text{Re}_K = \frac{Ar}{1400 + 5.22\sqrt{Ar}}; \quad \text{Re}_B = \frac{Ar}{18 + 0.575\sqrt{Ar}}$$

Ar – критерій Архімеда

Re – критичне значення числа Рейнольдса в т. К і в т. В

Відповідно $\text{Re}_K = \frac{V_K d \rho_2}{\mu_2}$ де V_K – критична швидкість подачі середовища, м/с

$$V_K = \frac{\text{Re}_K \mu_2}{d \rho_2}; \quad V_B = \frac{\text{Re}_B \mu_2}{d \rho_2};$$

Лекція №9

Перемішування

В біотехнологічних системах перемішують різні матеріали, пластичні маси. Існують такі види перемішування:

Пневматичне – перемішування здійснюється в певній посудині, як правило, різних біотехнологічних матеріалів шляхом пропускання через рідину бульбашок повітря. В цих посудинах є перфоровані труби (барботери). Пневматичне перемішування може супроводжуватись нагріванням деяких суспензій, гострою парою, тощо. (Рис. 3.23)

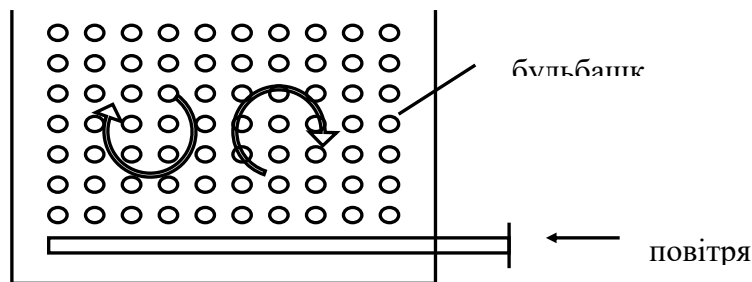


Рис. 9.1. Схема пневматичного перемішування

Циркулярне – перемішування здійснюється за допомогою насоса, який ввімкнутий у контур.

(Рис. 9.2.) Таким способом перемішують рідкі біотехнологічні системи, напівфабрикати.



Рис. 9.2. Схема циркуляційного перемішування

Статичне - перемішування здійснюється у корпусі, в якому знаходяться різноманітні металічні вставки. Таке перемішування проводиться для газів і рідин.

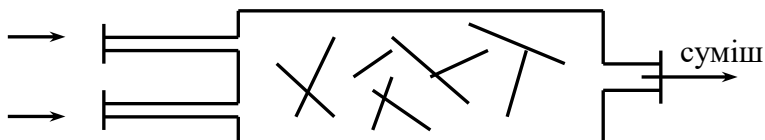
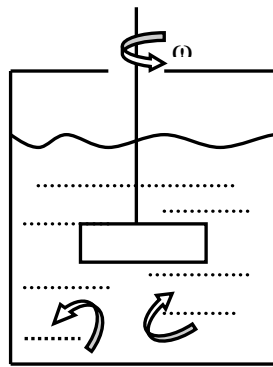


Рис. 9.3. Схема статичного перемішування

Механічне - перемішування здійснюється за допомогою механічних пристроїв, які називаються мішалками (Рис. 9.4.)

Механічні мішалки діляться на:

1. Швидкохідні – такі, частота обертання яких $n=100\div3000$ об/хв
2. Тихохідні – такі, частота обертання яких $n=30\div100$ об/хв



До швидкохідних мішалок відносять такі :

- Лопаткові
- Пропелерні
- Турбінні

До тихохідних мішалок належать :

- Шнекові
- Якірні
- Стрічкові

Рис.9.5.Схема механічного перемішування в рідкому середовищі

Витрата енергії при перемішуванні

Основні фактори, які впливають на процес перемішування, можна представити у вигляді функціональної залежності:

$$N = f[\mu_p, \rho_p, \omega, d]$$

де N – потужність, що споживається перемішувачем, Вт;

μ – динамічна в'язкість середовища, Па·с;

ρ – густина середовища, кг/м³;

ω – частота обертання перемішувача, с⁻¹;

d – діаметр мішалки, м

Виводимо критеріальне рівняння методом розмірностей. Виражаємо розмірність всіх величин, що входять у функціональну залежність, через основні розмірності: кг, м, с .

$$1. \quad N = \left[Bm = \frac{Hm}{c} = \frac{кгм}{с^2} \frac{м}{с} = \frac{кгм^2}{с^3} \right];$$

$$2. \quad \mu = \left[Pac = \frac{Hc}{м^2} = \frac{кгм}{с^2} \frac{с}{м^2} = \frac{кг}{мс} \right];$$

$$3. \quad ; \rho = \left[\frac{кг}{м^3} \right]$$

$$4. \quad \omega = \left[\frac{1}{с} \right];$$

$$5. \quad d = [м];$$

Представляємо дане рівняння у вигляді степеневі функції

$$N = c[\mu^x, \rho^y, \omega^z, d^k];$$

де x, y, z, k – невідомі показники степенів

Виразимо невідомі x, y, z, k через одну невідому степінь x .

$$\frac{кг \cdot м^2}{с^3} = \left(\frac{кг}{м \cdot с} \right)^x \left(\frac{кг}{м^3} \right)^y \left(\frac{1}{с} \right)^z (м)^k$$

$$кг \cdot м^2 \cdot с^{-3} = кг^{x+y} с^{-x-z} м^{-x-3y+k}$$

$$\begin{aligned}x + y &= 1; & y &= 1 - x; \\-x - 3y + k &= 2; & z &= 3 - x; \\-x - z &= -3; & k &= 5 - 2x;\end{aligned}$$

$$N = c \mu^x \rho^{1-x} \omega^{3-x} d^{5-2x}$$

$$N = c \rho^1 \omega^3 d^5 \left(\frac{\mu}{\rho \omega d^2} \right)^x : \rho \omega^2 d^5$$

$$\underbrace{\frac{N}{\rho \omega^3 d^5}} = \left(\underbrace{\frac{\rho \omega d^2}{\mu}} \right)^{-x}$$

↓ ↓

$$Eu \quad Re^m \quad Eu^m = Re^{mR}$$

де Eu – модифікований критерій Ейлера при перемішуванні;

Re^m – модифікований критерій Рейнольдса при перемішуванні;

В даному випадку критеріальне рівняння показує пріоритетність дії того чи іншого фактору на процес перемішування.

Критеріальні рівняння $Eu^m = Re^{mR}$ для різних перемішувачів можна представити у вигляді графіків (Рис.9.6.)

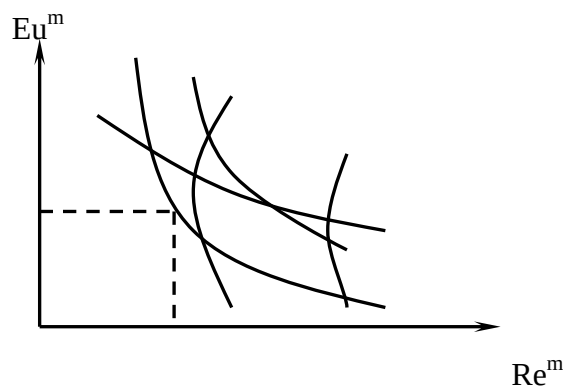


Рис. 9.6. Графіки залежності $Eu^m = f Re^{mR}$ для різних мішалок

Вибір мішалки з необхідною частотою обертання

Перемішування може проходити при різних режимах:

$Re^m < 20$ – ламінарний (Л)

$Re^m > 100$ – турбулентний (Т)

$20 < Re^m < 100$ – перехідний. (П)

Вибір мішалки з необхідною частотою обертання проводять в наступній послідовності:

1. По об'єму апарату W (м³) і інтенсивності перемішування i ($\frac{H \cdot M}{cm^2}$) визначають

потужність мішалки : $N = Wi$;

2. Попередньо вибирають тип мішалки розміри і частоту обертання d, ω

3. Визначають модифікований критерій Ейлера $Eu^m = \frac{N}{\rho \omega^3 d^5}$;

4. З графіків залежності Eu^m від Re^m визначають критерій Рейнольдса для конкретної мішалки
(Рис. 9.6.)
5. Визначають частоту обертання мішалки ω з критерію Рейнольдса Re ;

$$Re = \frac{\rho \omega d^2}{\mu};$$

$$\omega = \frac{Re^m \mu}{\rho d^2};$$

6. Якщо знайдена частота обертання є меншою або більшою від прийнятого значення, то відповідно задаються більшим або меншим значенням частоти ω поки прийняте значення не співпаде з розрахунковим.

Вибір мішалки необхідної потужності

Вибір мішалки з необхідною потужністю проводять в наступній послідовності:

1. Визначають густину і в'язкість харчового продукту чи суспензії ρ, μ ;
2. З габаритних розмірів мішалки (діаметра посудини D та висоти H) визначають діаметр мішалки:

$$d \approx \frac{D}{3};$$

3. Визначають критерій Рейнольдса Re^m : $Re^m = \frac{\rho \omega d^2}{\mu}$;
4. З графіків залежності (Рис. 3.27) визначають критерій Ейлера модифікований при перемішуванні Eu^m
5. Визначають потужність, що споживається мішалкою N : $Eu^m = \frac{N}{\rho \omega^3 d^5} \Rightarrow N_{розрах.}$;

$$N_{розрах.} = Eu^m \rho \omega^3 d^5;$$

6. Визначають теоретичну потужність двигуна:

$$N^T = \frac{N_P}{\eta};$$

7. Враховуючи пусковий момент двигуна, знаходять дійсну потужність двигуна:

$$N_D^D = N^T (2.5 \div 4.5);$$

Лекція №10

МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

В харчовій промисловості механічними процесами називаються такі, які здійснюють механічну дію на сировину або харчовий продукт. До них відносяться: подрібнення; сортування; пресування; механічне перемішування.

Подрібнення

Подрібнення - це розділення твердих біотехнологічних матеріалів або сировини на частини з утворенням частинок меншого розміру але із збільшенням загальної площі поверхні. Процес подрібнення супроводжується великими затратами енергії. Повна робота при цьому процесі рівна:

$$A = A_{\partial} + A_n$$

A_{∂} – робота, що витрачається за подрібнення, на деформацію твердої речовини;

A_n – робота, що витрачається на утворення нових поверхонь

Подрібнення буває: грубе, середнє, дрібне, тонке, колоїдне

Подрібнення	d_n (мм.)	d_k (мм.)
Грубе	1500÷200	250÷25
Середнє	200÷25	25÷5
Дрібне	25÷5	5÷1
Тонке	5÷1	1÷0,075
Колоїдне	0,2÷0,1	До 10^{-4}

де d_n – початковий середній діаметр частинки, м;

d_k – кінцевий середній діаметр частинки, м;

Апаратура для подрібнення

Ці апарати поділяються на: дробарки та млини.

Дробарки використовуються для грубого і середнього подрібнення.

Млини використовуються для дрібного і тонкого подрібнення.

Виходячи з закону Гука

$$A_{\partial} = \frac{\sigma^2 \Delta W}{2E}$$

ΔW – зміна об'єму твердого тіла (м³);

σ – напруження стиску;

E – модуль пружності (Па);

Щокова дробарка

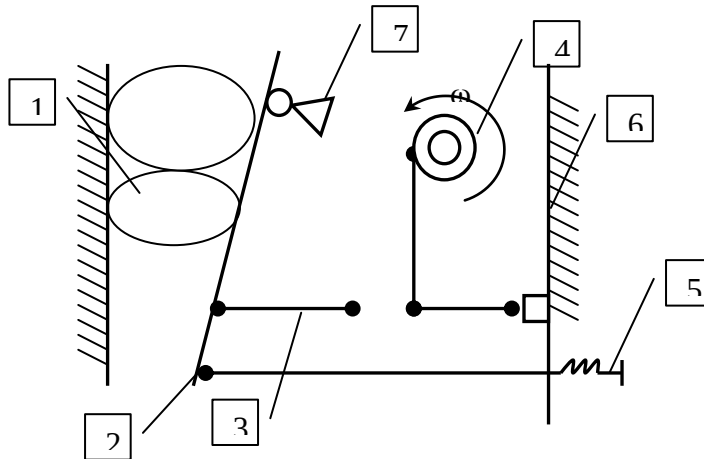


Рис.10.1 Схема штокової дробарки

1- нерухома щока; 2 -рухома щока;3 - кривошипно-шатунний механізм; 4- маховик; 5- зворотна пружина; 6- корпус; 7- нерухомий шарнір.

Обертний рух від електродвигуна через понижуючу передачу передається на маховик 4. При цьому кривошипно - шатунний механізм 3 перетворює обертний рух у зворотно-поступальний. Тоді нижня частина рухомої щоки робить незначні колові рухи відносно нерухомого шарніра 7. Зворотна пружина 5 полегшує роботу кривошипно-шатунного механізму 3. Рухома щока 2 стискає сировину і подрібнює її.

Продуктивність штокової дробарки можна розрахувати за формулою 10.1:

$$W_{\tau} = \frac{1}{2}[(htg\alpha + 2b)h]\ln \varphi \quad \varphi = 0.5 \div 0.7 \quad 10.1$$

де

b – мінімальний зазор між рухомою та нерухомою щоками;

α – кут між нерухомою і рухомою щокою і становить $15^{\circ} - 20^{\circ}$;

h - ширина щоки;

n – частота ходу кривошипно-шатунного механізму;

φ – коефіцієнт нерівномірності заповнення робочого об'єму дробарки;

W_{τ} – об'єм, який переробляється за одиницю часу.

Конусна дробарка

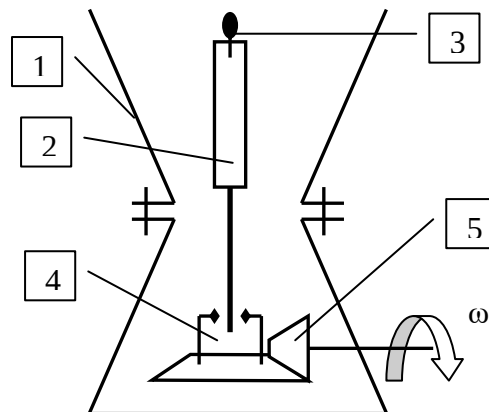


Рис. 10.2 Схема конусної дробарки

1-корпус у вигляді зрізаного конуса; 2-внутрішній конус; 3- кульова опора; 4-Ексцентрик (кулачок); 5- Зубчата передача.

Обертний рух від електродвигуна передається на понижуючу зубчатую передачу (редуктор) і далі на конічну зубчатую передачу 5, конічна шестерня якої нерухомо з'єднана, закріплена з ексцентриком 4. В результаті цього, обертний рух шестерні перетворюється в колові рухи конуса 2 , що по чергово притискає куски сировини до внутрішньої поверхні корпусу 1 і подрібнює їх. Другий кінець вала конуса 2 закріплений у кульовій опорі 3.

Молоткова дробарка

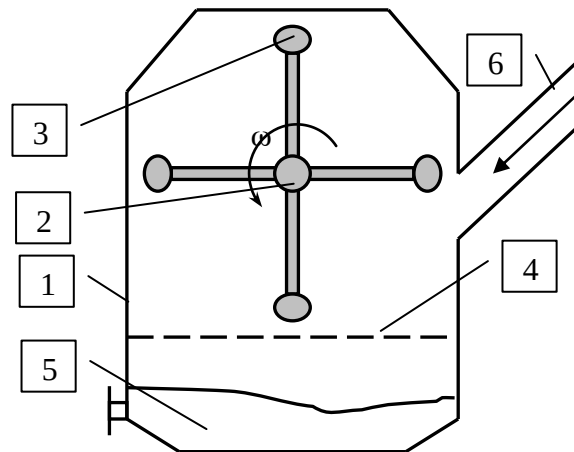


Рис. 10.3 Схема молоткової дробарки

1- корпус; 2 вал молотків; 3 - молотки; 4 - металева сітка; 5 - подрібнена сировина; 6 - Бункер для завантаження сировини;

Обертний рух від електродвигуна передається на вал молотків 2, на якому закріплені молотки 3, які з великим зусиллям вдарають по кусках сировини, подрібнюючи її.

Для більш тонкого подрібнення в біотехнологічній промисловості використовують млини.

10.4 Млини. Дисковий млин

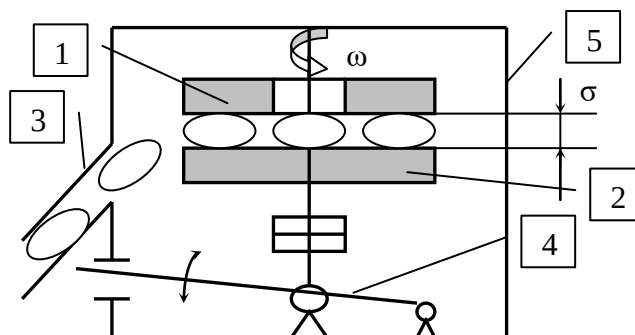


Рис. 10.4 Схема дискового млина

1-нерухомий диск; 2-рухомий диск; 3 -патрубок для вивантаження подрібненої сировини;
4- важільний механізм; 5- корпус.

Сировина подається у верхню частину млина і через отвір потрапляє між рухомий і нерухомий диск. За допомогою важільного механізму 4 рухомий диск притискається до нерухомого і створює відповідний зазор 6. Якщо зазор 6 зменшується, то подрібнення робиться більш тонке, якщо збільшується — то подрібнення робиться більш грубе.

Валиковий млин

Сировина 2 подається в бункер зверху млина. Рухомий валик 3 і нерухомий 4 обертаються навколо своєї осі у взаємно протилежних напрямках, тобто захоплюючи сировину, яка поступає зверху з бункера. Ступінь подрібнення сировини можна регулювати за допомогою рухомого валика 3, зменшуючи або збільшуючи величину b .

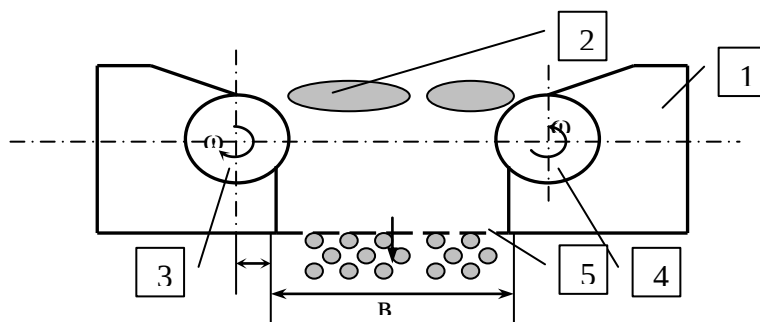


Рис. 10.5 Схема валикового млина

1-корпус; 2-сировина, яка подрібнюється; 3-рухомий валик; 4-нерухомий валик; 5 - перфорована решітка.

Продуктивність валикового млина можна розрахувати з рівності:

$$W_r = bl\pi D\omega\rho \quad (\text{м}^3/\text{с}) \quad 10.2$$

де b – відстань між валиками

l – ширина валиків

D – діаметр валика

Кульовий млин

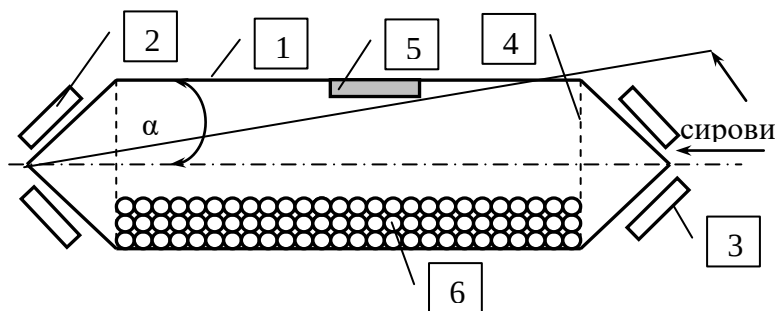


Рис.10.6 Схема кульового млина

1-корпус; 2-опора I; 3- опора II; 4- перфорована решітка; 5-вікно для завантаження сировини; 6- металеві кулі.

Продуктивність цього млина теоретично не визначається, а тільки експериментально. Сировина подається у циліндричний корпус 1 через вікно 5. Корпус обертається навколо своєї горизонтальної осі в опорах 2 і 3. Сировина також може подаватися з однієї з торцевих опор. При обертанні корпуса металеві кулі 6 хаотично вдаряють по сировині і вдаряються між собою. Ступінь подрібнення сировини залежить від таких факторів:

- частоти обертання корпуса млина;
- діаметра металевих куль;
- відсоткового вмісту вологи.

Подрібнена сировина поступово пересипається через перфоровану решітку.

Для автоматизації вивантажування подрібненої сировини корпус може підніматися на деяку відстань і складати з горизонталлю деякий кут.

Сортування

При обробці біотехнологічних продуктів (сипучих матеріалів) є необхідність розділення суміші на фракції за різними властивостями.

Основні методи.

1. Метод розділення за розміром і формою частинок (ситовий аналіз);
2. Розділення за швидкістю осадження твердих частинок в рідкому середовищі;
3. Розділення за магнітними властивостями.

Перший метод здійснюється за допомогою набору сит. При цьому можна розділити сипучий матеріал на фракції з різною величиною частинок.



Рис 10.9. Схема колоні з набором сит.

Для інтенсифікації ситового аналізу і можливості вільного проходження сипучого біотехнологічного продукту через сита застосовують вібростенди.

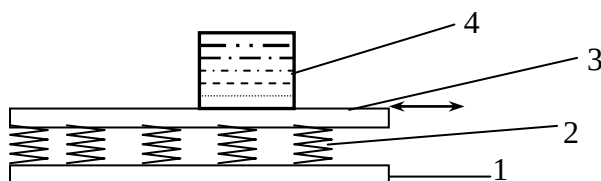


Рис 10.10. Схема вібростенда

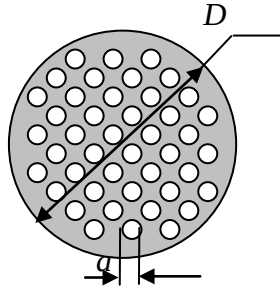
1-нижня нерухома плита; 2-амортизатори; 3-верхня рухома плита; 4-колона з набором сит.

В харчовій промисловості використовуються такі сита:

- **пробивні сита**, що виготовлені з металевого листа, де пробиті отвори відповідного діаметру. Вони характеризуються певною пропускною здатністю сита ϕ .

$$\varphi = \frac{\pi d^2}{4} n \bigg/ \frac{\pi D^2}{4} = \frac{d^2 n}{D^2} 100\%$$

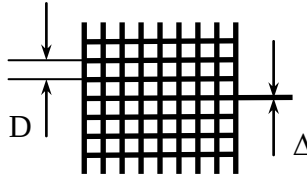
де d -діаметр отвору сита, m ;
 D -діаметр сита, m ;
 n -кількість пробивних отворів.



- **плетені сита** виготовляються переважно з нержавіючого дроту. Вони характеризуються також пропускну здатністю φ :

$$\varphi = \frac{D^2}{(D + \Delta)^2} 100\% ;$$

де D - крок між дротинками, m ;
 Δ -товщина дроту, m ;



- **ткані сита** виготовляються з матерії і також характеризуються пропускну здатністю φ :

$$\varphi = \frac{D_1 D_2}{(D_1 + \Delta_1)(D_2 + \Delta_2)} 100\%$$

де D_1 -відстань між нитками по вертикалі, m ;
 D_2 -відстань між нитками по горизонталі, m ;
 Δ_1 -товщина ниток по вертикалі, m ;
 Δ_2 -товщина ниток по горизонталі, m ;

Другий метод сортування полягає у різній швидкості осадження твердих частинок в рідкому середовищі. Він здійснюється за допомогою центрифуг. Швидкість осадження твердої частинки в рідкому середовищі в полі відцентрових сил можна визначити за формулою Стокса, враховуючи фактор роздільної здатності центрифуги:

$$V_{oc} = \frac{gd^2(\rho_T - \rho_P)}{18\mu} K_{ц} = \frac{l}{\tau_{oc}},$$

звідки діаметр частинки рівний:

$$d \geq \sqrt{\frac{18\mu l}{\mu(\rho_T - \rho_P)K_{ц}\tau_{oc}}}$$

Третій метод розділення твердих частинок за електромагнітними властивостями в харчовій промисловості застосовується для відділення від загальної маси харчових продуктів частинок, які мають феромагнітні властивості (метало- домішки). Для цього створюється потужне електромагнітне поле, яке дозволяє вловлювати ці частинки.

Пресування

Пресування – процес обробки біотехнологічних продуктів під зовнішнім тиском.

В харчовій промисловості під тиском проводять зневоднення, тобто відділення зайвої води з продукту чи з сировини.

Брикетування – це обробка біотехнологічних продуктів під зовнішнім тиском для отримання готової продукції прямокутної, циліндричної та змішаної форми.

Різновидом брикетування є **формування**. В процесі брикетування використовують коефіцієнт брикетування β

$$\beta = \frac{W_1 - W_2}{W_1} 100\% ;$$

де W_1 – об'єм маси продукту до пресування, м³; W_2 – об'єм маси продукту після пресування, м³;

Апаратура для пресування

Апарати, які здійснюють формування, брикетування, називаються **пресами**.

Будова і принципи роботи преса

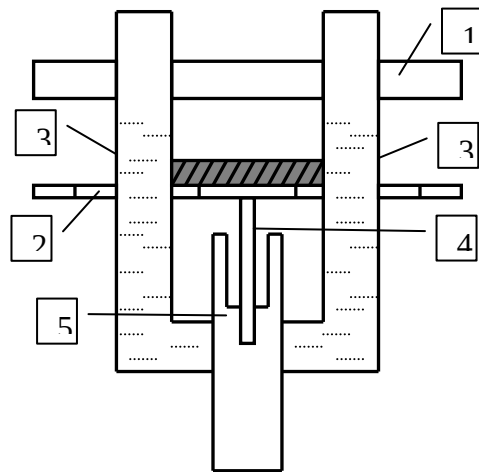


Рис. 10.11 Схема преса

1-нерухома плита; 2-рухома плита; 3 -направляючі; 4- шток; 5-гідро- або пневмоциліндр.

У гідроциліндр 5 під тиском нагнітається рідина або стиснуте повітря. Рідина тисне на шток 4, який зв'язаний з рухомою плитою 2. Рухома плита по направляючих 3 рухається до нерухомої плити 1 і притискає нерухому масу біо технологічного продукту.

Сила тиску, що створюється рухомою плитою:

$$F = pS\eta$$

S – площа поперечного перерізу штока

η – ККД

Похилий шнековий прес для зневоднення

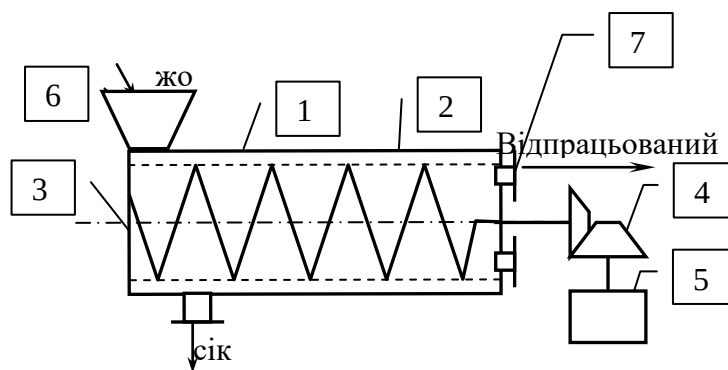


Рис. 10.12 Схема преса для зневоднення

1-циліндричний корпус; 2-перфорований циліндр; 3-шнек (вал);
4-зубчата передача; 5-електродвигун; 6 - бункер для завантаження сировини.

Жом подається в бункер 6, шнек 3 притискає його до внутрішньої поверхні перфорованого циліндра 2 і одночасно подає його до стінки з кільцевим отвором 7. Обертний рух від електродвигуна 5 передається через зубчасту передачу 4 на вал шнека 3. Витиснутий жом виходить через кільцевий отвір 7, а відтиснута рідина зливається у нижній патрубок 8.

Лекція №11

ТЕПЛООБМІННІ ПРОЦЕСИ

Теплообмін в біотехнології – це процес переносу теплоти від більш нагрітих тіл до менш нагрітих тіл.

Кількість теплоти – це кількість енергії, яка отримана або віддана в процесі теплообміну.

Теплопередача – це теплообмін між двома теплоносіями через тверду роздільну перегородку, яка їх розділяє.

Теплоносій – це середовище (рідина або газ), яке переносить певну кількість теплоти.

В біотехнологічній промисловості найбільш поширені такі теплоносії: водяна пара; гаряча вода; гаряче повітря; димові гази;

В біотехнологічній та переробній промисловості застосовують такі холодоагенти: фреон (газ); хладон; аміак; сухий лід;

рідкий азот; льодосоляні суміші;

Рушійною силою теплообмінних процесів є середня різниця температур між двома середовищами, де проходить теплообмін. Зв'язок між кількістю теплоти і площею теплопередачі описується основним рівнянням теплопередачі

$$dQ = KS\Delta t d\tau \quad 11.1$$

де

K – коефіцієнт теплопередачі, Вт/м².К

S – площа поверхні теплообміну, м²;

Δt – різниця температур, °С;

$d\tau$ – час протікання процесу, с;

Загальне кінетичне рівняння теплообмінного процесу має вигляд:

$$\frac{Q}{Sd\tau} = K\Delta t; \quad 11.2$$

Швидкість процесу прямо пропорційна рушійній силі і обернено пропорційна тепловому опору.

Коефіцієнт теплопередачі K – це кількість теплоти в (Дж), яка передається в процесі теплообміну через площу (1 м²) протягом (1 с.) при різниці температур (1 °С)

Кількість теплоти може передаватись кількома способами:

- теплопровідністю;
- конвекцією (тепловіддачею);
- тепловим випромінюванням.

Теплопровідність – це передача кількості теплоти від більш нагрітого тіла до менш нагрітого шляхом теплового руху молекул або атомів.

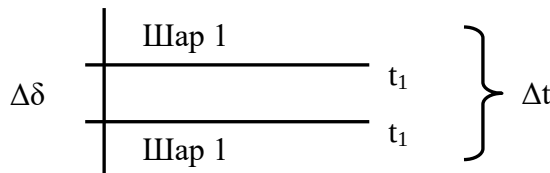


Рис.11.1 Схема шарів твердого тіла де передається кількість тепла теплопровідністю.

Основний закон теплопровідності описується рівнянням теплопровідності Фур'є (1768-1830) :

$$dQ = -\lambda \frac{dt}{d\delta} S d\tau ; \quad 11.3$$

Кількість теплоти dQ , яка, передається теплопровідністю, пропорційна градієнту температури $\frac{dt}{d\delta}$, часу $d\tau$, площі поверхні S .

де $\lim_{\Delta\delta \rightarrow 0} \frac{\Delta t}{\Delta\delta} = \text{grad } t$ (градієнт температури)

λ – коефіцієнт теплопровідності, Вт/м.К

Коефіцієнт теплопровідності λ залежить від: природи матеріалу, тобто здатності його передавати кількість теплоти; агрегатного стану; температури, тиску;

Кількість теплоти, яка передається шляхом теплопровідності через тверду роздільну стінку, наприклад в рекуперативному теплообміннику, записується (Рис. 11.4)

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{CT1} - t_{CT2}) S \tau ; \quad 11.4$$

δ – товщина стінки, м; Q – кількість теплоти, Дж; λ/δ – теплова провідність стінки, Вт/м.К; δ/λ – термічний опір стінки, м.К/Вт;

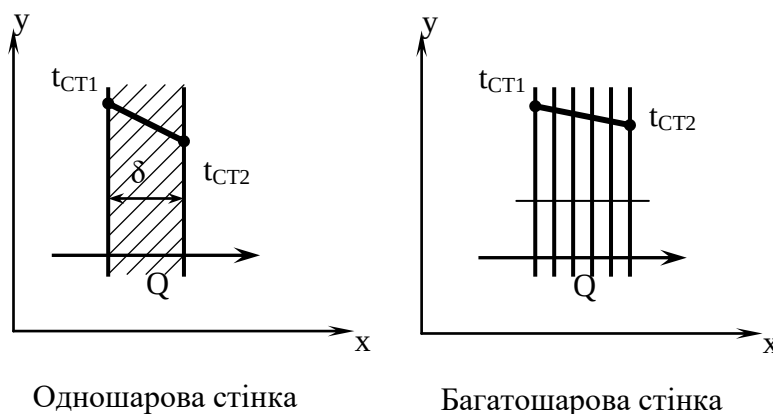


Рис. 11.2 Схема передачі теплоти через одно- та багатошарову стінку

Значення коефіцієнта теплопровідності для широкоживаних металів і середовищ в біотехнологічних системах:

1.Мідь	-	350 Вт/м град
2.Алюміній	-	200 Вт/м град
3.Нержавіюча сталь	-	17 Вт/м град
4.Латунь	-	85 Вт/м град
5.Свинець	-	35 Вт/м град
6.Гази	-	(0,006 – 0,5) Вт/м град
7.Рідини	-	(0,05 – 0,7) Вт/м град.

Конвекція (тепловіддача) - процес теплообміну між поверхнею тіла і оточуючим середовищем. Інтенсивність тепловіддачі характеризується **коефіцієнтом тепловіддачі α** .

За конвективного теплообміну теплота розповсюджується одночасно **теплопровідністю і конвекцією** (Рис. 11.3).

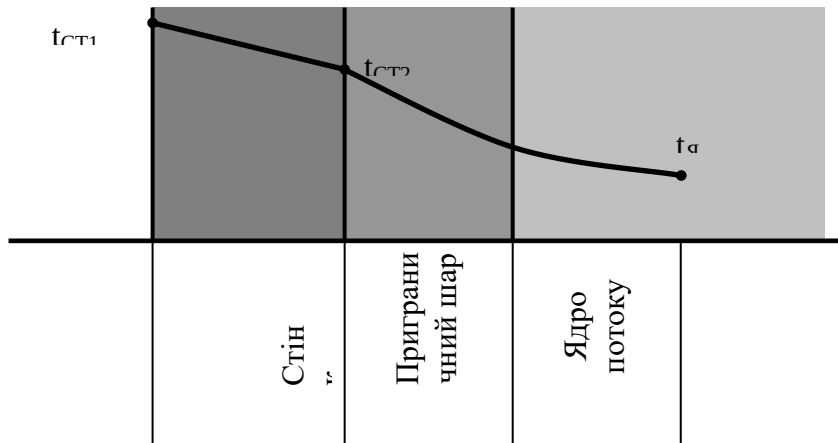


Рис. 11.3 Схема розповсюдження тепла в пристінній області

Через стінку і приграничний шар теплота розповсюджується **теплопровідністю**. Цей процес описується рівнянням:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{CT1} - t_{CT2}) S \tau. \quad 11.5$$

Від приграничного шару до ядра потоку теплота розповсюджується **конвекцією**. Цей процес описується рівняннями 11.6:

$$\begin{cases} dQ = \alpha (t_{CT} - t_{\alpha}) S d\tau \\ dQ = \alpha (t_{\alpha} - t_{CT}) S d\tau \end{cases} \quad 11.6$$

Закон Ньютона

Коефіцієнт тепловіддачі α залежить: від режиму руху теплоносія, форми і розміру поверхні теплообміну.

Закон Ньютона: кількість теплоти dQ , яка передається від поверхні теплообміну до рідини або газу, або навпаки, прямо пропорційна площі поверхні теплообміну S , часу $d\tau$, різниці температур Δt . Коефіцієнт пропорційності є коефіцієнтом тепловіддачі α . Кількість теплоти, яка проходить в ядро потоку шляхом конвекції визначається з рівності 5.7:

$$Q_1 = \alpha (t_{CT2} - t_{\alpha}) S d\tau; \quad 11.7$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі, Вт/м².К;

Кількість теплоти, яка проходить через стінку і приграничний шар шляхом теплопровідності 5.8:

$$Q_1 = \frac{\lambda}{\delta} (t_{CT1} - t_{CT2}) S \tau; \quad 11.8$$

Вважаючи, що втрати теплоти мінімальні:

$$Q_1 \approx Q_2; \frac{\lambda}{\delta} = \alpha \left| : \frac{\lambda}{\delta} ; \frac{\alpha \delta}{\lambda} = 1 ; \frac{\alpha \delta}{\lambda} = Nu - \text{критерій Нуссельта} \right.$$

Оскільки система багатофакторна, за допомогою експериментальних даних вводять ряд критеріїв.

Основні критерії теплообмінних процесів

$$\text{Критерій Нуссельта} \quad \frac{\alpha \delta}{\lambda} = Nu$$

де λ - коефіцієнт теплопровідності, Вт/м.К; α – коефіцієнт тепловіддачі, Вт/м².К; δ - основний лінійний розмір, товщина шару і т.п., м

Nu – критерій Нуссельта, що показує інтенсивність теплообміну на межі потоку і стінки

$$\text{Критерій Фур'є} \quad Fo = \frac{\alpha \tau}{\delta^2}$$

Критерій Фур'є показує зв'язок між швидкостями зміни температурного поля і розмірами каналу, в якому проходить теплообмін, і фізичними властивостями середовища.

$$\text{Критерій Пекле} \quad Pe = \frac{V \delta}{a};$$

a – коефіцієнт температуропровідності; V – швидкість потоку, м/с;

Критерій Пекле показує співвідношення між кількістю теплоти, що передається конвенцією і тою частину теплоти, що передаються теплопровідністю.

$$\text{Критерій Прандтля} \quad Pr = \frac{c \mu}{\lambda}$$

c -теплоємність середовища, Дж/кг.К; μ -динамічна в'язкість середовища, Па·с; λ -коефіцієнт теплопровідності, Вт/м.К;

Цей критерій характеризує поле теплофізичних величин потоку рідини або газів.

$$\text{Критерій Грасгофа} \quad Gr = \beta \frac{g \delta^3}{\nu^2} \Delta t$$

δ –товщина приграничного шару, м; β – коефіцієнт об'ємного розширення, $^{\circ}\text{C}^{-1}$;
 ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості, м²/с;

$$\text{Критерій Архімеда} \quad Ar = \frac{g \delta^3 (\rho_x - \rho_z) \rho_x}{(\mu)^2}$$

δ – товщина приграничного шару, м; $\rho_x \rho_z$ – густина холодної і гарячої рідини, кг/м³;

Для можливості розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі α , який входить в **Критерій Нуссельта**, записують критеріальні рівняння конвективного теплообміну в загальному вигляді:

$$Nu = f(Re; Gr; Pr; Fo);$$

При стаціонарному однофазовому режимі:

$$Nu = f(Re; Gr; Pr);$$

Відповідні критерії відповідають за такі фактори

Re – за режими руху середовища;

Gr - за конвективний теплообмін;

Pr - за фізичні властивості теплоносіїв.

Критеріальні рівняння для розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі

В кожухотрубних теплообмінниках:(без заміни агрегатного стану теплоносія).

1. Для ламінарного режиму в трубах. **Л.** ($Re < 2320$)

$$Nu = 0.17 Re^{0.33} Pr^{0.43} Gr^{0.1} \left(\frac{Pr}{Pr_{CT}} \right)^{0.25}$$

Pr_{CT} – критерій Прандтля при t стінки

2. Для перехідного режиму в трубах. **П.** ($10^4 > Re > 2320$)

$$Nu = 0.08 Re^{0.9} Pr^{0.43} \left(\frac{Pr}{Pr_{CT}} \right)^{0.25}$$

3. Для турбулентного режиму в трубах. **Т.** ($Re > 10^4$)

$$Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} \left(\frac{Pr}{Pr_{CT}} \right)^{0.25}$$

В теплообміннику типу “Труба в трубі”:

Критерії розраховують по пунктах 1, 2, 3 в залежності від режимів. В якості визначального розміру підставляють еквівалентний діаметр $de = D - d$ (Рис. 11.9)

де d – внутрішній діаметр труби.



Рис. 11.9. Схема теплообмінника типу “Труба в трубі”

де D – діаметр зовнішньої труби, м; d – внутрішній діаметр труби, м.

В змієвиковому теплообміннику:

Критерій Nu розраховують по п. 1, 2, 3 в залежності від режимів. З критерію Nu визначають коефіцієнт тепловіддачі α

$$\alpha = \frac{Nu \lambda}{d} \text{ } \alpha \text{ множать на поправку для зігнутих труб:}$$

$$\alpha_{зм} = \alpha \left(1 + 3.54 \frac{d}{D} \right);$$

d – внутрішній діаметр труби змієвика, м
 D – діаметр витка змієвикам.

В пластинковому теплообміннику:

Загальний вигляд критеріального рівняння:

$$Nu = a Re^b Pr^c \left(\frac{Pr}{Pr_{CT}} \right)^{0.25};$$

Площа однієї пластини	а				б	с
	0,2	0,3	0,6	1,3	0,33	0,33
Л(Re>50)	0,46	0,6	0,6	0,6		
Т(50÷30000)	0,065	0,1	0,135	0,135	0,73	0,33

Лекція №12

Теплообмінна апаратура

Теплообмінна апаратура ділиться на три класи: рекуперативні теплообмінники; регенеративні теплообмінники; змішувальні теплообмінники.

Рекуперативними називаються такі, в яких теплоносії передають кількість теплоти через тверду роздільну стінку.

Регенеративні називаються такі, в яких холодний і гарячий теплоносії безпосередньо контактують між собою.

Рекуперативні теплообмінники

В біотехнологічній промисловості застосовуються такі рекуперативні теплообмінники: кожухотрубний; пластинковий; труба в трубі; змієвиковий спіральний.

Кожухотрубний теплообмінник

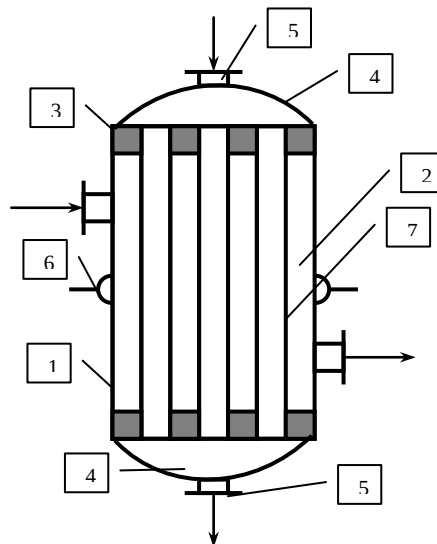


Рис. 12.1 Схема кожухотрубного теплообмінника

1-циліндричний корпус; 2-пакет труб; 3-верхні та нижні решітки; 4-верхні та нижні кришки; 5-вхідні та вихідні патрубки; 6-лінзовий компенсатор; 7-сегментні перегородки.

Як правило, гарячий теплоносій подається в міжтрубний простір теплообмінника. Холодний теплоносій подається всередину трубного простору. Пакет труб 2 нерухомо закріплені між двома решітками 3. Решітки 3 жорстко зв'язані з корпусом 1. Для можливості періодичного очищення внутрішньої поверхні труб кришки 4 можуть зніматись з корпусу. На корпусі у вигляді гофрованої частини є лінзовий конденсатор. Труби в решітці підлягають розвальцюванню. Для підвищення коефіцієнта теплопередачі у внутрішній частині корпусу є сегментні перегородки 7.

1. Діаметр корпусу теплообмінника:

$$D = (1.3 \div 1.5)(e - 1)d_3 + 4d_3$$

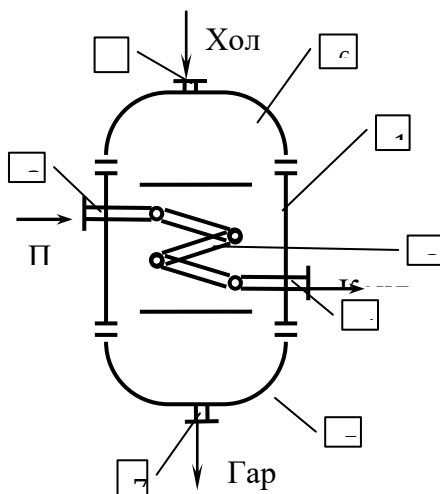
де e – число труб по діагоналі найбільшого шестикутника. d_3 – зовнішній діаметр труби, м. D – зовнішній діаметр теплообмінника, м;

- $$l = \frac{S}{\pi d_c n}$$

Недоліки: низька швидкість теплоносіїв, важкість очистки міжтрубного простору.

1-труба малого діаметра; 2-труба великого діаметра; 3-вхідний патрубок 4-труби малого діаметра; 5-Вихідний патрубок малого діаметра.

1-корпус у формі циліндра;2-змієвик; 3 -вихідний патрубок;4-вихідний патрубок; 5-нижнє днище;6-верхнє днище;7-вихідний патрубок;8-вихідний патрубок.



Переваги: простота конструкції та дешевизна.

Недоліки: мала площа теплопередачі, важко очистити змієвик.

Для змієвикових теплообмінників: $\alpha_{зм} = \alpha \left(1 + 3.54 \frac{d}{D} \right)$

$$S = \pi d l = \pi^2 d D n$$

d – внутрішній діаметр труби; м

D – діаметр витка змієвика, м

Пластинковий теплообмінник

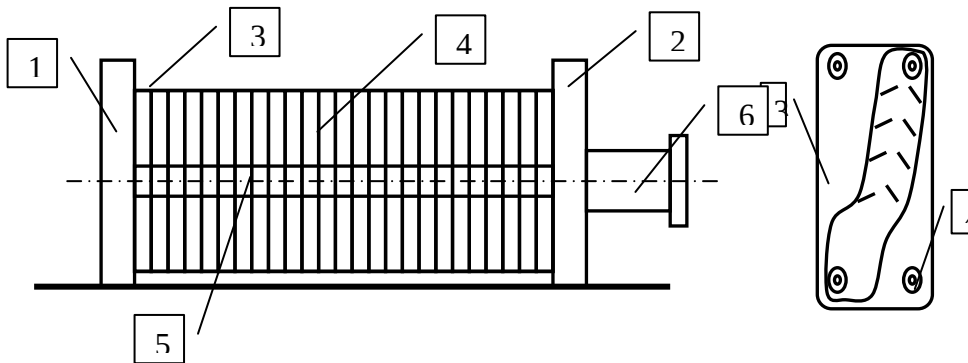


Рис. 12.4 Схема пластинкового теплообмінника і окремої пластини

1-нерухома плита; 2-рухома плита; 3-пластины; 4-гумові прокладки; 5-направляючі; 6-гвинт.

Пакет пластин 3 гвинтом 6 затискається між рухомою і нерухомою плитами. В кожній пластині є чотири отвори. Пластины герметично відділяються одна від одної великою і двома малими гумовими прокладками. (Рис. 12.4)

Теплообмінна поверхня S створюється набором гофрованих пластин і залежить від кількості пластин, які є в наборі теплообмінника. Пластины стикаються між нерухомою і рухомою плитами так, що утворюються суцільні чотири канали для циркуляції теплоносіїв.

Подача теплоносіїв у між пластинковий простір здійснюється за схемою (Рис. 12.5)

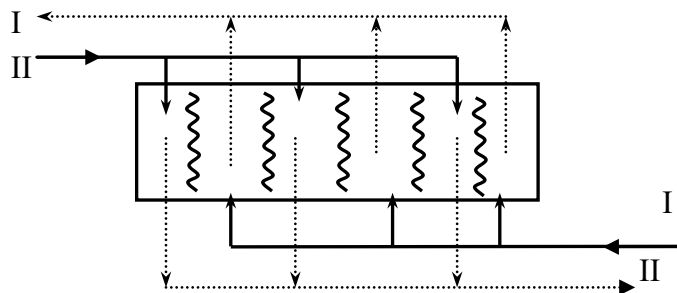


Рис. 12.5 Схема подачі теплоносіїв в між пластинковий простір

За допомогою набору гумових прокладок розмежування теплоносіїв здійснює кожна пластина.

Лекція №13

Зв'язок між коефіцієнтом теплопередачі і коефіцієнтом тепловіддачі

1. Кількість теплоти, яка передається від ядра потоку рідини 1 до стінки **конвекцією**:

$$Q_1 = \alpha_1 (t_{я1} - t_{c1}) S \quad (\text{Закон Ньютона});$$

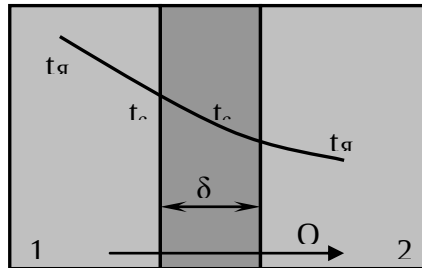


Рис. 13.1. Схема передачі кількості теплоти від теплоносія 1 до теплоносія 2 через металеву роздільну стінку

де α_1 - коефіцієнт тепловіддачі рідини 1, $Bm/m^2 \cdot \text{град}^0C$;

$t_{я1}, t_{c1}$ - температура ядра потоку рідини 1 та стінки, 0C ; S - площа тепловіддачі, m^2 .

2. Кількість теплоти, яка проходить через роздільну металеву стінку **теплопровідністю**:

$$Q_2 = \frac{\lambda}{\delta} (t_{c1} - t_{c2}) S \quad (\text{Закон Фур'є});$$

де λ - коефіцієнт теплопровідності металевої стінки, $Bm/m \cdot ^0C$

δ -товщина стінки, m ;

3. Кількість теплоти, яка проходить від стінки 2 до ядра потоку рідини 2 **конвекцією**:

$$Q_3 = \alpha_2 (t_{c2} - t_{я2}) S \quad (\text{Закон Ньютона})$$

При сталому процесі: $Q_1 \approx Q_2 \approx Q_3$;

В результаті додавання отримаємо:

$$(t_{я1} - t_{я2}) = \frac{Q}{S} \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right);$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}};$$

де K - загальний коефіцієнт теплопередачі системи, $Bm/m^2 \cdot \text{град}^0C$

Якщо стінка багатошарова, то загальний тепловий опір стінки складається зі суми теплових опорів кожного шару $R_{\Sigma} = \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i}$;

Рушійна сила теплообмінних процесів

Рушійною силою теплообмінних процесів є **різниця температур** теплоносіїв. Теплота під тією Δt передається від гарячого до холодного теплоносія. Процеси теплообміну в апаратах проходять в **прямотечії і протитечії, перехресному і змішаному** потоках.

Рушійна сила Δt максимальна на вході і мінімальна на виході

$$\Delta t_{\max} = t_1^I - t_2^I; \quad \Delta t_{\min} = t_1^{II} - t_2^{II}$$

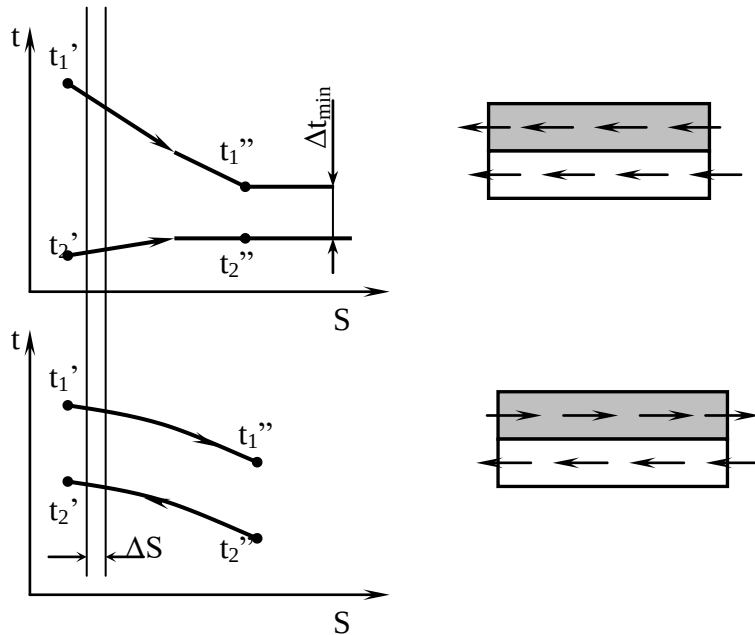


Рис. 13.2 Графіки зміни температури в прямотечійних та протитечійних апаратах

1. Кількість теплоти, яка передається за одиницю часу:

$$dQ = K(t_1 - t_2)dS \quad 13.1$$

2. В результаті t гарячого теплоносія знижується на:

$$dt_1 = -\frac{dQ}{G_1 C_1} \quad 13.2$$

а холодного підвищується на:

$$dt_2 = -\frac{dQ}{G_2 C_2} \quad 13.3$$

G_1, G_2 – витрати теплоносіїв 1 і 2

C_1, C_2 – теплоємності теплоносіїв 1 і 2

Додаємо (2) і (3)

$$d(t_1 - t_2) = -dQ \left(\frac{1}{G_1 C_1} - \frac{1}{G_2 C_2} \right); \quad 13.4$$

3. Підставляємо dQ з (5.1) в (5.4):

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = K \left(\frac{1}{G_1 C_1} \frac{1}{G_2 C_2} \right) dS; \quad 13.5$$

4. Кількість теплоти, яка передається від одного теплоносія до іншого визначається з рівняння теплового балансу:

$$Q = G_1 C_1 (t_1^I - t_1^{II}) = G_2 C_2 (t_2^I - t_2^{II}); \quad 13.6$$

5. Підставляємо $G_1 C_1$ і $G_2 C_2$ з (6) в 5.5:

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = \frac{K}{Q} [(t_1^I - t_1^{II})(t_2^I - t_2^{II})] dS; \quad 13.7$$

6. Інтегруємо рівняння 5.7:

$$Q = KS \frac{(t_1^I - t_2^I) - (t_1^{II} - t_2^{II})}{\ln \left[\frac{t_1^I - t_2^I}{t_1^{II} - t_2^{II}} \right]} = KS \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} \quad 13.8$$

З основного рівняння теплопередачі:

$$Q = K \Delta t_{CEP} S \Rightarrow \Delta t_{CEP} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}} \approx \Delta t_{CEP} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{2}$$

При протічанні і протитечії похибка $\leq 5\%$

$$\Delta t_{CEP} = \varepsilon_{\Delta t} \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}}; \text{ при перехресному і змішаному потоці } \varepsilon_{\Delta t} \text{ визначається з}$$

графіків в залежності від схеми потоку.

Лекція №14

Випарювання

Випарювання – це процес згущування розчинів при їх кипінні шляхом відводу пари.

Випарювання застосовують як для часткового згущення, так і повністю виділення твердої речовини з розчину.

Перехід рідини в пару проходить за температури кипіння. Розрізняють: кипіння; випаровування;

Кипіння – перехід рідини в пару при температурі, коли тиск в навколишньому середовищі і тиск пари однаковий. Цей тиск називається **пружністю пари**.

Молекулам рідини подається надлишкова енергія і швидкість їх руху збільшується. Ті молекули, які мають найбільшу швидкість, переборюють енергію, вириваються в простір над рідиною. Кількість теплоти Q , яка необхідна для перетворення 1 кг, рідини в пару за t кипіння називається **теплотою пароутворення**.

Випаровування – це перехід рідини в пару за температури, коли пружність пари рідини нижча від тиску навколишнього середовища. Кількість теплоти Q , яку необхідно надати рідині для випаровування 1 кг, називається теплою випаровування.

Випаровування проводять в таких умовах:

за атмосферного тиску; за надлишкового тиску; за вакууму.

1. При випарюванні під атмосферним тиском вторинна пара (пара, яка виникає під час випарювання розчину) викидається в атмосферу – **не економічно**.
2. При випарюванні під надлишковим тиском вторинна пара може бути використана як нагрівальний агент (опалення теплиць).
3. Випарювання під вакуумом дає можливість знизити температуру кипіння (менший тиск понижує температуру кипіння), а отже збільшити корисну різницю t в процесі теплообміну $\Delta t_C = t_{Г.П} - t_{К.Р.}$.

$t_{Г.П.}$ – температура нагрівної пари;

$t_{К.Р.}$ – температура кипіння розчину.

З рівняння теплопередачі $Q = kS\Delta t_C \tau$ видно, що якщо при випарюванні $Q = \text{const}$, $k = \text{const}$, $\tau = \text{const}$, то при збільшенні Δt можна зменшити S площу поверхні теплообміну, тобто зменшується габаритні розміри випарного апарата.

Випарювання буває: **одноразове і багаторазове**

Одноразове випарювання

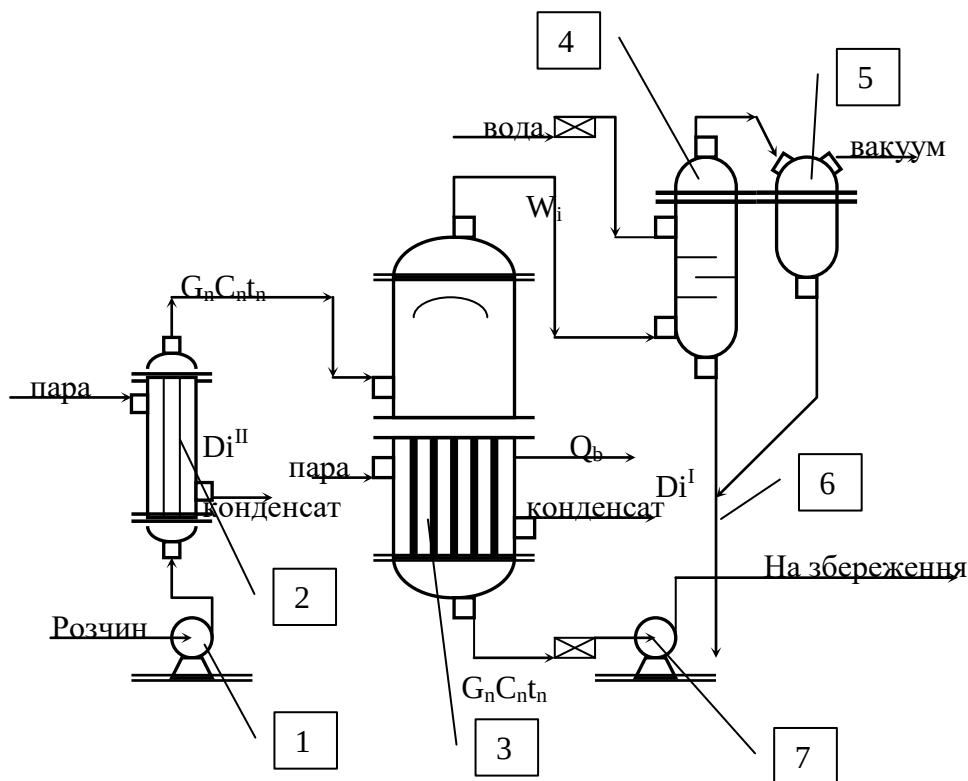


Рис 14.1 Схема однокорпусної випарної установки

- 1-насос; 2-теплообмінник; 3-випарник; 4барометричний
1. конденсатор; 5-вловлювач; 6-труба; 7- насос;

Корисна різниця температур при випарюванні

1. Корисна різниця температур: $\Delta t_K = t_{Г.П.} - t_{К.Р.}$;
2. Загальна різниця температур: $\Delta t_3 = t_{Г.П.} - t_{ВТ.П.}$; $\Delta t_K < \Delta t_3$
3. Корисна різниця температур: $\Delta t_K = \Delta t_3 - \Sigma \Delta$ або

$$\Delta t_K = t_{I.II.} - t_{K.P} - \Sigma \Delta \rightarrow \Delta t_{K.P} = t_{BT.II.} + \Sigma \Delta$$

4. Температурні втрати при випарюванні: $\Sigma \Delta$

$$\Sigma\Delta = \Delta_{\Phi, X_\bullet} + \Delta_{\Gamma, \Pi_\bullet} + \Delta_{\Gamma_\bullet}$$

$\Delta_{\phi.X.}$ – фізико-хімічна депресія (втрати температури за рахунок властивостей розчину).

$\Delta_{г.п.}$ – гідромеханічна депресія (розчин має різну температуру кипіння зверху і в середині труб).

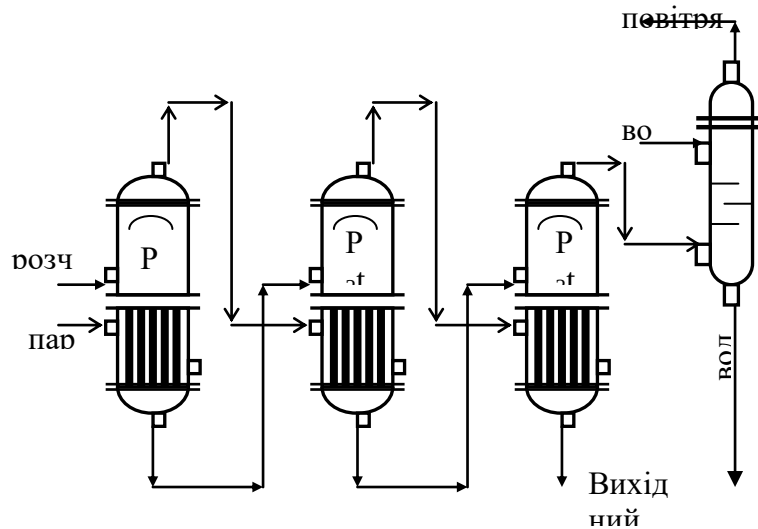
 Δ_r – гідравлічні втрати в трубопроводі.

$\Sigma\Delta$ підвищують температуру кипіння розчину і зменшують, тим самим корисну різницю температур, що веде до збільшення поверхні нагріву S , а це не вигідно (збільшується металоємність, розміри апарату) тому $\Sigma\Delta$ стараються зменшити.

Багатокорпусні випарні установки

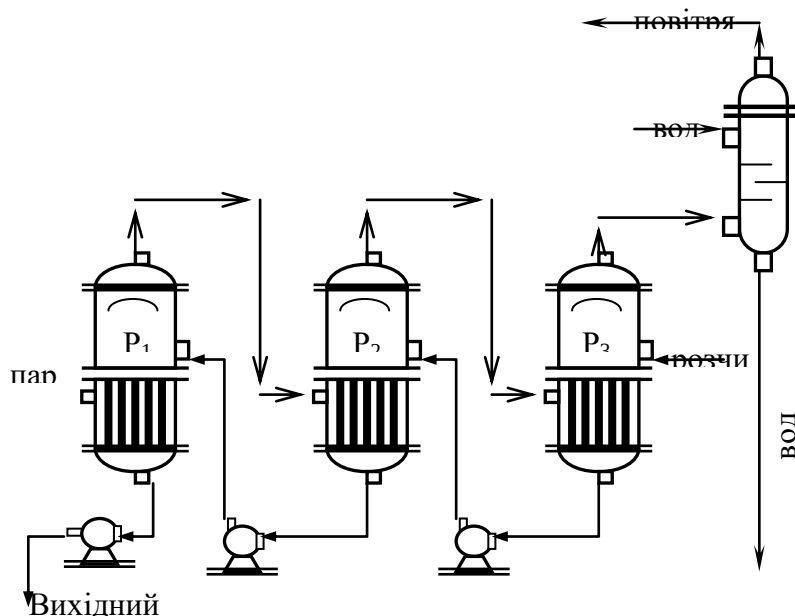
Для економії і зменшення енергетичних втрат випарювання проводять у багатокорпусних установках. Багатокорпусна випарна установка на прикладі трьох корпусної установки з прямотечією і протитечією представлена на рис. 5.16, 5.17. Нагрівальна пара подається в нагрівальну камеру першого корпусу, в міжтрубний простір. У трубний простір подається розчин. Вторинна пара яка виходить із першого корпусу, подається в нагрівальну камеру другого корпусу.

Багатокорпусна випарна установка називається з **прямотечією** тоді, коли пара й розчин рухаються від корпусу до корпусу в одному напрямку тому, що $P_1 > P_2 > P_3$ (де P – тиск нагрівної пари).



Прямотечія $P_1 > P_2 > P_3$

Рис. 14.2 Схема багатокорпусної випарної установки з прямотечією



Протитечія $P_1 > P_2$

Рис.14.3 Схема багатокорпусної випарної установки з протитечією

Зпротитечією установки називають тоді, коли пара й розчин від корпусу до корпусу рухається в протилежному напрямку.

Переваги прямотечії: розчин сам перетікає з корпусу в корпус.

Недоліки прямотечії: додаткові енергозатрати на нагрівання розчину, зменшення коефіцієнту теплопередачі $K_1 > K_2 > K_3$.

Переваги протитечії: K практично не змінюється $K_1 \approx K_2 \approx K_3$.

Недоліки протитечії: додаткові енергетичні затрати на насоси.

В однокорпусній установці витрачається – 1,1÷1,2 кг. нагрівної пари на 1 кг розчину.

В II двокорпусній установці витрачається – 0,55 кг. нагрівної пари на 1 кг розчину.

В III трикорпусній установці витрачається – 0,4 кг. нагрівної пари на 1 кг розчину.

Найчастіше застосовують 3-4 корпусні установки.

Будова випарного апарата

1. Випарні апарати з природною циркуляцією.
2. Випарні апарати з примусовою циркуляцією.

Розчин подається в нагрівну камеру в трубний простір. В між трубний простір подається пара. Розчин доводиться до кипіння і починає випаровуватися. Пара вдаряється у сферичне дзеркало 3, на якому утворюються крапельки частково згущеного розчину. Вторинна пара виходить в верхній частині апарату, а розчин по циркулярній трубі подається в нижню. Цикл повторюється.

1.Нагрівна камера – це вертикальний кожухотрубний теплообмінник, в міжтрубний простір якого подається пара. В трубах кипить розчин. Розчин у вигляді пари виходить з нагрівної камери і поступає в сепаратор.

2.Тепловий сепаратор– це циліндричний апарат, в якому встановлене сферичне дзеркало для розділення крапель розчину від вторинної пари.

Циркуляційна труба – з'єднує нижні частини нагрівної камери і сепаратора.

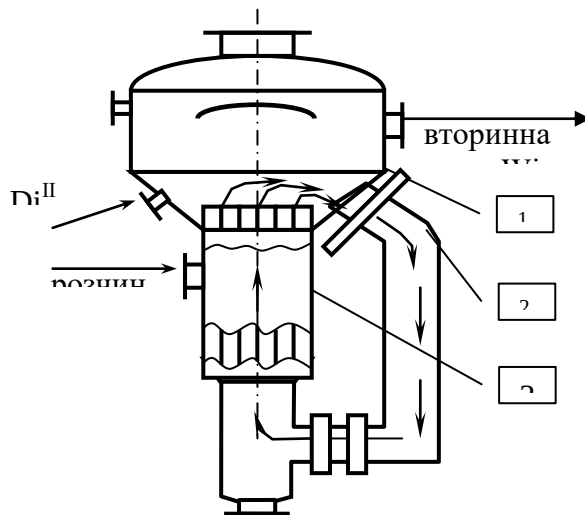


Рис. 14.4 Випарний апарат зі співвісною нагрівною камерою

1-нагрівна камера; 2-тепловий сепаратор; 3-циркуляційна труба;

Випарні апарати мають площу поверхні тепловіддачі $S=(10-1200)\text{м}^2$, довжину кип'ятильних труб $l=(3-9)\text{м}$. Діаметр кип'ятильних труб $d_v=(25, 38, 57)\text{мм}$;

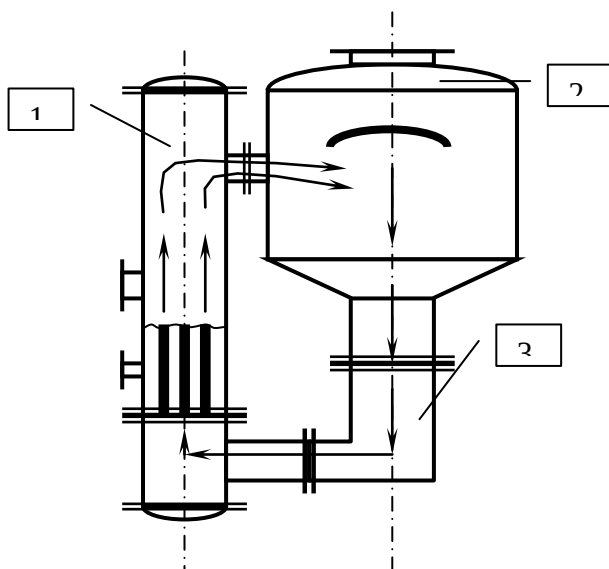


Рис 14.5 Апарати з винесено нагрівною камерою

Випарні апарати з примусовою циркуляцією

Апарати з примусовою та природною циркуляцією бувають, як з *співвісною*, так і з *винесеною* камерою.

.1-нагрівна камера; 2-сепаратор;3-циркуляційна труба; 4-електродвигун;5-насос.

Циркуляція рідини здійснюється пропелерним або відцентровим насосом. Швидкість циркуляції в трубах $V = (1,5-3,5) \text{ м/с}$. площа поверхні теплопередачі $S = (25-1200) \text{ м}^2$. Довжина кип'ятильних труб $l = (4-9) \text{ м}$. Діаметр труб $d_B = (25, 38, 57) \text{ мм}$.

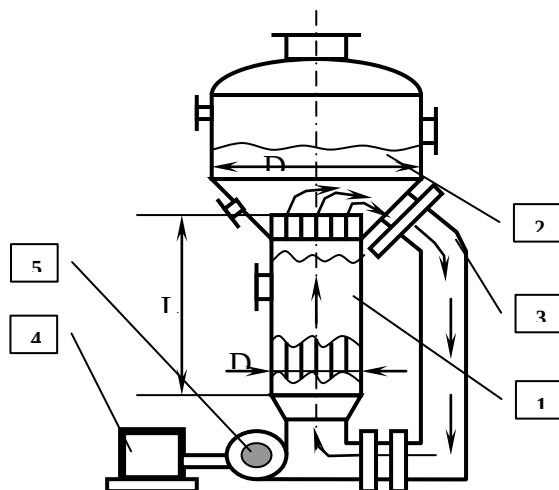


Рис 14.6 Апарати з примусовою циркуляцією

Переваги: Високі коефіцієнти теплопередачі, малі площі теплопередачі, можливість роботи при невисокій різниці температур ($3^\circ-5^\circ$) в нагрівній камері між нагрівною парою і розчином.

Недоліки: Додаткові затрати електроенергії на роботу насоса.

Застосування випарних апаратів з примусовою циркуляцією доцільно:

- за роботи з розчинами, що кристалізуються;
- за випарювання особливо в'язких розчинів.

Лекція №15

МАСООБМІННІ (ДИФУЗІЙНІ) ПРОЦЕСИ

Основні дифузійні процеси, які проходять в біотехнологічних системах: абсорбція; адсорбція; екстрагування, екстракція; сушіння; перегонка і ректифікація; кристалізація.

Основи масообміну

Масообмінними називають процеси, які характеризуються швидким переходом речовини з однієї фази в іншу шляхом конвективної та молекулярної дифузії.

В біотехнологічній промисловості мають місце такі дифузійні процеси:

Абсорбція – має місце фазовий перехід $\Gamma \rightarrow P$.

Адсорбція – має місце фазовий перехід $\Gamma \rightarrow T$.

Екстрагування, екстракція – має місце фазовий перехід $T \rightarrow P$; $P \rightarrow P$.

Сушіння – має місце фазовий перехід $P \rightarrow \Gamma$.

Кристалізація – має місце фазовий перехід $P \rightarrow T$.

Рушійною силою масообмінних процесів є різниця концентрацій однієї речовини (фази) в іншій.

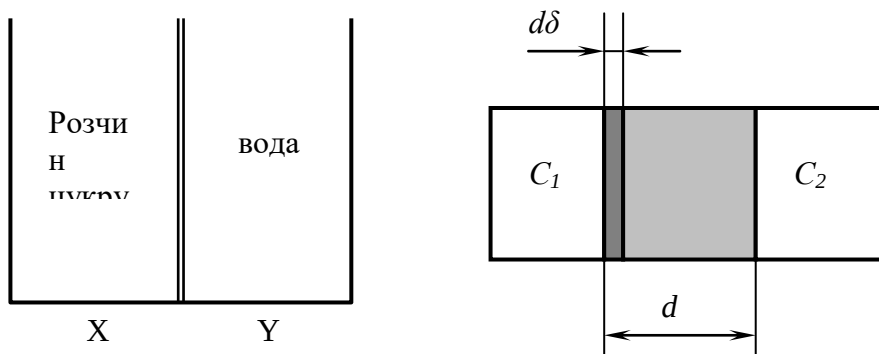


Рис. 15.1 Схема проходження дифузійного процесу у рідинах X і Y

$Y < X$; $X > C_p > Y$

Процес масообміну – це перехід речовини з однієї фази в іншу в напрямку досягнення динамічної рівноваги.

$$\Delta C = (X - C_p) = (C_p - Y) \quad 15.1$$

Всі дифузійні процеси описуються основним рівнянням

Масо передачі 5.2:

$$dM = K \Delta C S d\tau \quad 15.2$$

$$\frac{dM}{S d\tau} = \Delta C \cdot K \quad \frac{1}{K} = R_d$$

Швидкість масообміну (дифузії) прямо пропорційна рушійній силі ΔC і обернено пропорційна дифузійному опору R_d .

dM – маса (кг);

ΔC – зміна концентрації (кг/м³);

K – коефіцієнт масопередачі (м/с);

S – площа поверхні контакту фаз (м²);

τ – час (с);

R_d – дифузійний опір (с/м);

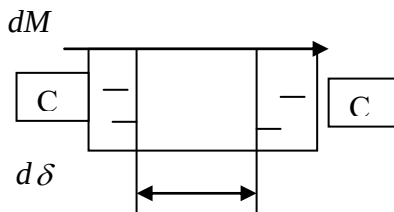
C_p – рівноважна концентрація (кг/м³);

Коефіцієнт масопередачі виражає кількість речовини, яка переходить з однієї фази в іншу через поверхню $S=1\text{ м}^2$ за час $\tau=1\text{ с}$.

Основні закони масопередачі:

1. Закон молекулярної дифузії (1-й Закон Фіка).

Кількість речовини, що дифундує через певний шар товщиною $d\delta$, прямо пропорційна площі поверхні S , часу $d\tau$, різниці концентрацій ΔC , і обернено пропорційна товщині шару $d\delta$ (5.3).



$$\frac{dM}{Sd\tau} = D \frac{\Delta C}{d\delta} \quad 15.3.$$

D – коефіцієнт дифузії показує, яка кількість речовини дифундує через 1 м^2 протягом 1 с . за градієнта концентрації, що рівний 1. Розмірність коефіцієнта дифузії - $D[\text{м}^2/\text{с}]$.

2. Закон масовіддачі (конвективної дифузії)(закон Ньютона).

Кількість речовини, що перейшла від поверхні розділу фаз в рухомий потік, прямо пропорційна площі поверхні розділу фаз S і часу $d\tau$ і різниці концентрації біля поверхні розділу фаз і в центрі рухомого потоку.

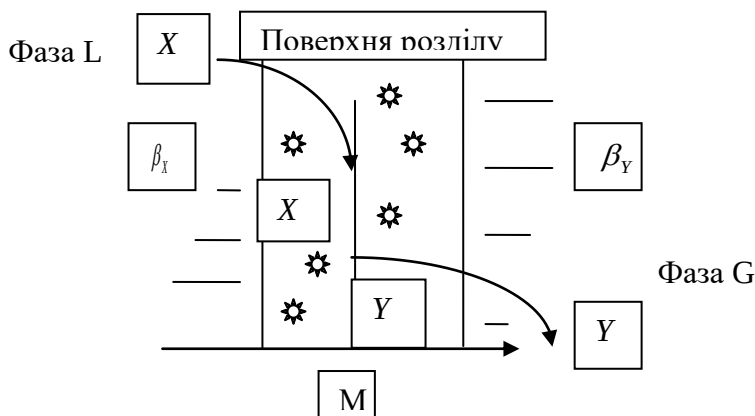


Рис. 15.2 Схема процесу конвективної дифузії між фазами L і G

$$\begin{aligned} dM &= \beta_x \cdot (X_M - X_{\text{я}}) S d\tau \\ dM &= \beta_y \cdot (Y_{\text{я}} - Y_M) S d\tau \end{aligned} \quad 15.4$$

де $X_{\text{я}}, Y_{\text{я}}$ – концентрації речовин в ядрах потоків фаз Li G ($\text{кг}/\text{м}^3$);

X_M, Y_M - концентрації речовин на межі розділу фаз Li G ($\text{кг}/\text{м}^3$);

β_x, β_y - коефіцієнти масовіддачі у фазах Li G, відповідно ($\text{м}/\text{с}$).

1-й і 2-й закони описують дифузійні процеси в рідких і газоподібних середовищах.

3-й закон (закон масопровідності) - в твердих тілах

$$\frac{dM}{Sd\tau} = k \frac{\Delta C}{d\delta} \quad 15.5.$$

де k – коефіцієнт масопровідності у твердій фазі ($\text{м}^2/\text{с}$).

Кількість речовини, що дифундує через певний шар товщиною $d\delta$ в твердому тілі, прямо пропорційна площі поверхні S , часу $d\tau$, різниці концентрацій ΔC , і обернено пропорційна товщині шару $d\delta$ (15.5).

Основні критерії, що описують дифузійні процеси

Згідно закону збереження маси і енергії, кількість маси речовини, що пройшла через шар шляхом молекулярної дифузії (рівняння 15.6) виходить в рухомий потік рідини, чи газу і далі поширюється шляхом конвективної дифузії (рівняння 6.7), тобто

$$\text{- з рівняння молекулярної дифузії:} \quad dM = D \frac{\Delta C}{\delta} S \cdot d\tau \quad 15.6$$

- з рівняння масовіддачі:

$$dM = \beta \Delta C S \cdot d\tau \quad 15.7$$

Прирівнюємо рівняння 15.6. і 15.7 та отримуємо:

$$\frac{D}{\delta} = \beta; \quad \frac{\beta \delta}{D} = 1;$$

1. $\frac{\beta \delta}{D} = Nu_{\delta}$ – **критерій Нуссельта дифузійний**;
2. $Fo_{\delta} = \frac{D \tau}{\delta^2}$ - **критерій Фур'є дифузійний**;
3. $Pe_{\delta} = \frac{V \delta}{D}$ - **критерій Пекле дифузійний**;
4. $Pr_{\delta} = \frac{\nu}{D}$ - **критерій Прандтля дифузійний**;
5. $Gr_{\delta} = \frac{\beta g \delta^3}{\nu^3} \Delta C$ – **критерій Грасгофа дифузійний** ;
6. $Ga_{\delta} = \frac{g \delta^3}{\nu^2}$ - **критерій Галілея дифузійний**;

де β – коефіцієнт масовіддачі, м/с; δ –товщина шару, м; ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості, м²/с; D –коефіцієнт дифузії, м²/с;
 τ – час, с; g –прискорення вільного падіння, м/с².

Абсорбція

Абсорбція – процес поглинання рідиною певних компонентів газової суміші.

На поверхні розділу рідкої і газоподібної фаз виникає приграничний шар (з молекул рідини і газу). Певні компоненти газу під впливом міжмолекулярних сил дифундують в рідину.

Після насичення приповерхневого шару процес абсорбції сповільнюється і припиняється.

Апаратура для абсорбції

Апаратура для проведення процесу абсорбції називається **абсорберами**. Абсорбери бувають: поверхневі, плівкові, насадкові, розпилювальні (барботажні).

Плівковий абсорбер

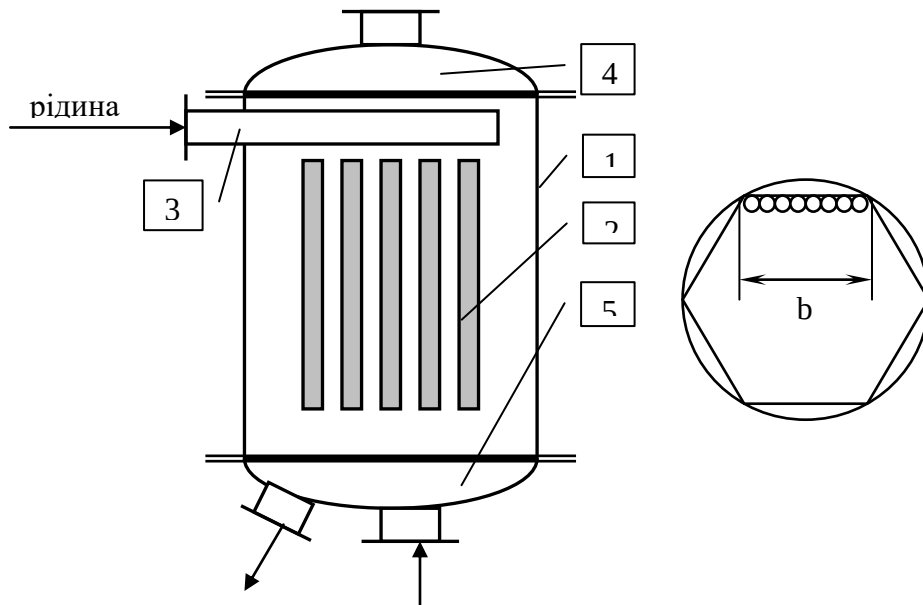


Рис. 15.3 Схема плівкового абсорбера

1-циліндричний корпус; 2-пакет труб; 3-розпилювач рідини;
4-верхня та нижня кришки.

Рідина через розпилювач 3 подається у верхню частину пакету труб 2. Після цього рідина тонкою плівкою стікає по внутрішній і зовнішній поверхнях труб. В нижню частину абсорбера подається газ, який абсорбується на поверхні труб. Завдяки тому, що площа поверхні рідкої плівки і газової суміші є великою, то процес абсорбції проходить доволі швидко.

Насадковий абсорбер

Отримали широке застосування із-за таких факторів:

1- велика площа поверхні дотику фаз; 2- малий гідравлічний опір; 3- висока змочуваність насадок рідиною; 4- висока механічна міцність насадок.

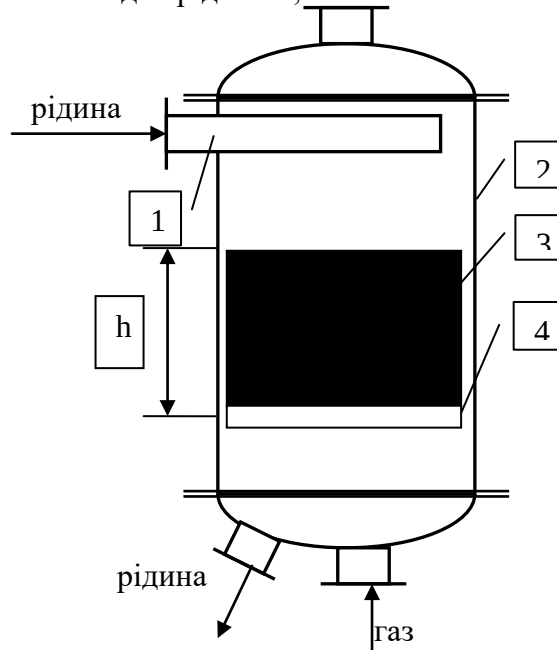


Рис. 15.4 Схема насадкового абсорбера: 1-розпилювач; 2-корпус; 3-насадки; 4- решітка.

Рідина стікає по зовнішніх і внутрішніх поверхнях насадок. Газова фаза подається з низу вверх і абсорбується на поверхні рідини. Насадки – керамічні кільця (кільця Рашига).

Розрахунок плівкових абсорберів

1.Оптимальна швидкість газової фази в насадковому абсорбері з критерієм Рейнольдса $Re \leq 13$.

$$Re = 0.045 Ar^{0.57} \left(\frac{G}{L} \right)^{0.43};$$

$$Ar = \frac{gd_{екв}^3 (\rho_p - \rho_g)}{\mu_g^2}; \quad Re = \frac{Vd_{екв} \rho_g}{\mu_g};$$

де Ar, Re – критерії Архімеда, Рейнольдса, відповідно.

G – масова витрата газу, m^3/c ; L – масова витрата рідини, m^3/c ;

$d_{екв}$ – еквівалентний діаметр каналів в насадках, м; ρ_p – густина рідини, kg/m^3 ; ρ_g – густина газу, kg/m^3 .

2. Еквівалентний діаметр каналів в насадках: $d_{екв} = \frac{4W}{\sigma}$;

де W – вільний об'єм, m^3 ; σ – поверхня насадок в одиниці вільного об'єму, m^2 ;

σ	300	204	87,5	m^2/m^3
W	0,7	0,74	0,785	m^3/m^3

3. Діаметр абсорбера D_1 : $D_1 = \sqrt{\frac{G}{\pi \rho_g V_g}}$;

4. Коефіцієнт масовіддачі з газової фази: $\rightarrow \beta_g Nu d_g = 0,407 Re_g^{0.655} Pr d_g^{0.33} \left(\frac{h}{d_{екв}} \right)^{-0.47}$;

6.13

де h – робоча висота абсорбера, м; D – коефіцієнт дифузії, m^2/c ;

5. Коефіцієнт масовіддачі з рідкої фази: $\rightarrow \beta_p Nu d_p = 0,00216 Re_p^{0.77} Pr d_p^{0.5}$; $Nu d_p = \frac{\beta_p \delta_{пл}}{D}$.

6.14

6. Наведена товщина плівки рідини: $\delta_{пл} = (\mu^2 / \rho^2 p g)^{0.33}$;

Адсорбція

Адсорбцією називають процес поглинання газів або пари з газових сумішей або розчинених речовин з розчинів твердими поглиначами – **адсорбентами**. Речовина, яка поглинається – **адсорбат**.

Характерною особливістю процесів адсорбції є їх вибірковість і зворотність (десорбція). Тому за певних умов можливе виділення з **адсорбента** відносно чистого **адсорбату**.

Розрізняють фізичну і хімічну адсорбцію. Фізична адсорбція має місце при взаємному притяганні молекул адсорбату і адсорбенту під дією сил Ван-дер-Ваальса. При фізичній адсорбції не виникає хімічних зв'язків **адсорбату** з адсорбентом.

Хімічна адсорбція, або **хемосорбція** характеризується виникненням хімічних зв'язків між молекулами поглинутої речовини і молекулами **адсорбента**, що є результатом хімічної реакції.

В біотехнологічній промисловості широко використовуються такі адсорбенти: активоване вугілля, силікагелі (гель кремнієвої кислоти), алюмогелі (гідроокис алюмінію), цеоліти, глини і інші природні адсорбенти. Адсорбенти, які безпосередньо контактують з харчовими продуктами, повинні бути біологічно безпечними.

Адсорбенти характеризуються поглинаючою здатністю, яка визначається кількістю речовини, що адсорбується одиницею маси чи об'єму **адсорбента**.

Питома поверхня найбільш розповсюджених адсорбентів:

1. Активоване вугілля (гранули 1-7 мм) – $6 \cdot 10^5 - 17 \cdot 10^5 \text{ м}^2/\text{кг}$.
2. Силікагелі (зерна 0,2 - 7 мм) – $6 \cdot 10^5 \text{ м}^2/\text{кг}$.
3. Глини (зерна 0,2 - 7 мм) $2 \cdot 10^5 - 4 \cdot 10^5 \text{ м}^2/\text{кг}$.

Адсорбція, як і абсорбція обумовлена силами міжмолекулярної взаємодії. Згідно фізичної теорії між атомами твердого **адсорбента** діють сили міжатомної взаємодії. В об'ємі ці сили взаємно компенсуються, а на поверхні існує незкомпенсований шар і діє потужне силове поле, яке характеризується поверхневою енергією. Воно може утримувати молекули газів, пари, тощо.

Апаратура для абсорбції

Апаратура для проведення процесу адсорбції ділиться на **періодичної та неперервної** дії. Адсорбери періодичної дії бувають з **нерухомим** або **псевдозрідженим** шаром адсорбента.

Вертикальний циліндричний адсорбер

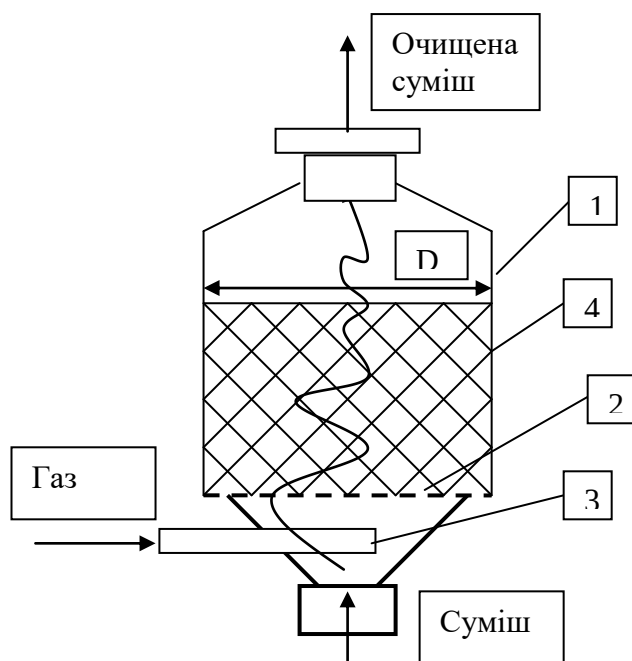


Рис. 15.5 Схема адсорбера з нерухомим шаром адсорбента

1- корпус; 2- решітка; 3- перфорована труба подачі газу (пари)

Вертикальний циліндричний адсорбер з псевдозрідженим шаром адсорбента

Такий адсорбер заповнюється дрібнозернистим шаром адсорбента (Рис. 15.6). Газова суміш подається знизу зі швидкістю, яка переводить зернистий матеріал адсорбента в стан псевдозрідження (див. розділ 15.6). За адсорбції з псевдозрідженим шаром суттєво інтенсифікуються масообмінні процеси, тобто зростає продуктивність апарату.

Лекція №16

Сушіння

У функціонуванні багатьох біотехнологічних систем сушіння є обов'язковою операцією і представляє достатньо енергоємну технологічну стадію процесу. Від апаратурно-технологічного оформлення і режиму сушіння залежить якість продукції.

Сушінням називається процес виділення вологи з твердих вологих, пастоподібних чи рідких матеріалів (суспензій) шляхом її випаровування і відводу утвореної пари.

Основними шляхами інтенсифікації процесів сушіння і підвищення економічності роботи сушарок є :

- проведення процесів в умовах ефективної гідродинамічної ситуації, що дозволяє значно збільшити коефіцієнти тепло- та масовіддачі;
- застосування комбінованих способів підводу теплоти, що дозволяє найбільш раціонально нагрівати матеріал до температури сушіння;
- створення комбінованих сушильних агрегатів;
- створення сушильних агрегатів із замкнутим циклом теплоносія.

За способом підводу теплоти до матеріалу застосовуються наступні методи сушіння:

- конвективне, або повітряне, сушіння – підвід теплоти здійснюється при безпосередньому контакті сушильного агента з матеріалом, що висушується;
- контактне сушіння – шляхом передачі теплоти від теплоносія (насичена водяна пара) до матеріалу через роздільну стінку;
- радіаційне сушіння - шляхом передачі теплоти інфрачервоними випромінювачами;
- діелектричне сушіння (СВЧ – сушіння) – шляхом нагрівання матеріалу струмами високої частоти;
- сублімаційне сушіння – сушіння за глибокого вакууму в замороженому стані.

Форми зв'язку вологи з матеріалом

Волога в матеріалі перебуває в наступних формах:

1. **Хімічно зв'язана волога** – яка перебуває в системі в складі гідрооксидів.
2. **Адсорбційно зв'язана волога** - яка утримується на поверхні біотехнологічної системи силами Ван-дер-Ваальса.
3. **Осмотично зв'язана волога**- яка утримується в біотехнологічній системі осмотичними силами.
4. **Капілярно зв'язана волога**– яка утримується в середині макрокапілярів ($r \geq 10^{-7}$ м) і мікрокапілярів ($r \leq 10^{-7}$ м) капілярно- пористого тіла біотехнологічної системи капілярним тиском.

Кінетика сушіння

Сушіння являє собою складний тепломасообмінний процес. Волога з вологого матеріалу до поверхні розділу фаз рухається за рахунок масопровідності, а від поверхні розділу фаз в ядро газового потоку – за рахунок конвективної дифузії.

Кінетика сушіння характеризується зміною в часі середньої вологості матеріалу.

1. Волога до поверхні продукту переноситься **масопровідністю**.
 2. В ядро повітряного потоку волога переноситься **конвективною дифузією**.
- Швидкість сушіння біотехнологічної системи залежить від таких основних факторів:
- форми зв'язку вологи з біотехнологічною системою;
 - механізму дифузії вологи в матеріалі, тобто від будови капілярно-пористого тіла.

Вологість ($W\%$) – процентний вміст води в біотехнологічній системі: $W = \frac{m_{\text{води}}}{m} 100\%$;

$m_{\text{води}}$ - маса води, кг; m - маса біотехнологічної системи загальна, кг

Вологовміст (ζ) – відношення маси води в біотехнологічній системі до маси абсолютно сухої біотехнологічної системи:

$$\zeta = \frac{m_{\text{води}}}{m - m_{\text{води}}};$$

Відносна вологість (φ) – відношення абсолютної вологості (W) до максимально

можливої за даної температури: $\varphi = \frac{W}{W_{\text{MAX}}} 100\%$;

Для визначення швидкості сушіння дослідним шляхом отримують криву сушіння, а потім, диференціюючи її, - криву швидкості сушіння.

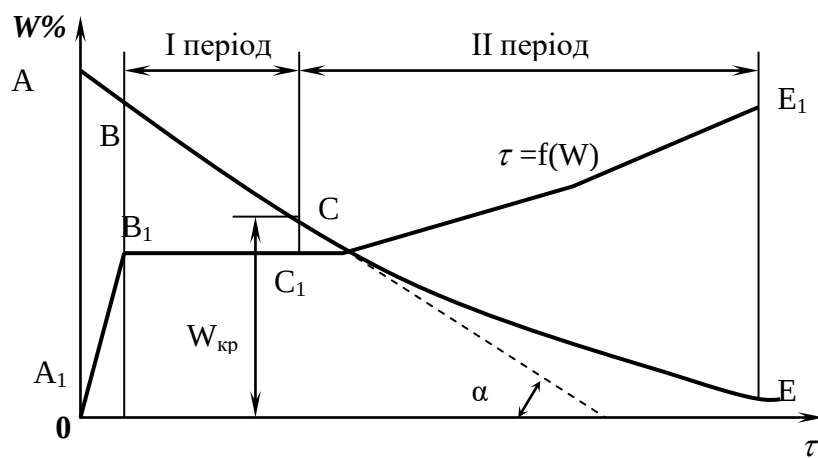


Рис. 16.1 Крива сушіння

Залежність між середньою вологістю матеріалу і часом сушіння зображається кривою сушіння. На цьому ж рисунку наведена залежність температури матеріалу від його вологості. Типова крива сушіння складається з декількох ділянок, що відповідають різним періодам сушіння. Після періоду підігрівання матеріалу до температури сушіння (ділянка AB) настає період постійної швидкості сушіння (I період). В цей період температура матеріалу приймає значення, рівне температурі мокрого термометра (відрізок BC на температурній кривій). В період постійної швидкості сушіння теплота, що підводиться до матеріалу, витрачається на випаровування вільної вологи. Період постійної швидкості сушіння зображається прямою лінією з постійним тангенсом кута нахилу (відрізок BC). Цей період продовжується до досягнення першої критичної вологості $W_{кр}$. Починаючи з $W_{кр}$ настає період спадаючої швидкості. В цьому періоді зниження вологості матеріалу виражається кривою CE. В період спадаючої швидкості виділяється зв'язана волога і температура матеріалу підвищується по кривій C_1E_1 . В кінці сушіння вологість матеріалу наближається до рівноважної вологи. За її досягнення припиняється виділення вологи з матеріалу. В цей момент температура матеріалу досягне значення, рівного температурі теплоносія, що оточує матеріал (точка E_1).

Швидкість сушіння для даної вологості матеріалу виражається тангенсом кута нахилу дотичної, проведеної до точки кривої сушіння, що визначає вологість чи вологовміст матеріалу.

Основні види сушіння

Контактне сушіння

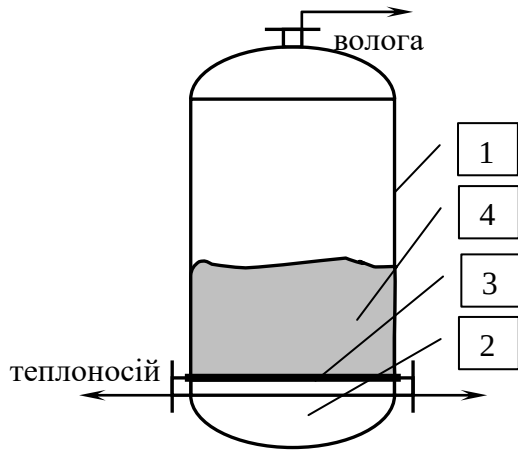


Рис. 17.1 Схема контактної сушки

1-корпус; 2- камера для теплоносія; 3- герметична роздільна стінка; 4- продукт для висушування;

В камеру завантажують біотехнологічний продукт для висушування. В камеру подається гарячий теплоносій (гарячі димові гази, гаряче повітря). Між теплоносієм і біотехнологічним продуктом знаходиться герметична роздільна стінка, через яку і проходить певна кількість теплоти. Роздільна стінка нагрівається від теплоносія, а теплоносій нагріває біотехнологічну систему. В результаті цього волога з системи виділяється у вигляді пари, яка виходить в повітря.

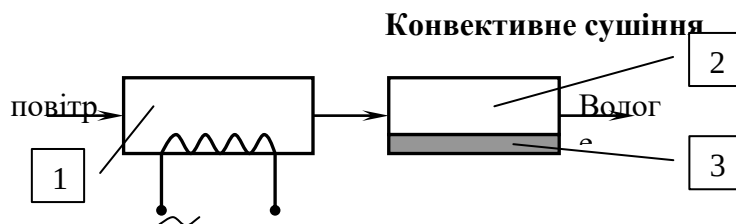


Рис. 17.2 Схема конвективної сушки

1- калорифер (нагрівач повітря); 2- сушильна камера; 3 -харчовий продукт.

Повітря нагнітається в калорифер 1, і нагрівається. Далі нагріте повітря поступає в сушильну камеру 2, де контактує з продуктом. За рахунок того, що в повітрі є мало вологи, створюється різниця концентрації вологості, яка примушує її рухатися від продукту до повітря. Повітря після зволоження виходить із сушильної камери. Характерною ознакою є те, що теплоносій знаходиться в безпосередньому контакті з висушуваним продуктом.

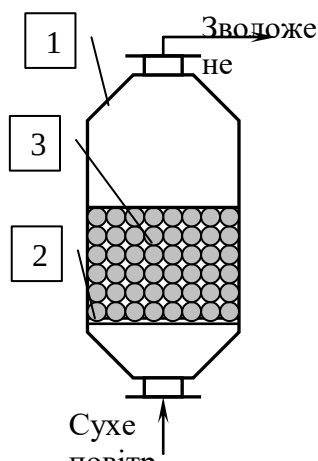
Конвективне сушіння у псевдозрідженому стані

1- корпус; 2 - решітка (металева сітка);
3 -гранульований харчовий продукт.

Гаряче сухе повітря подається в систему апарату з такою швидкістю, яка б дозволила перевести харчовий продукт у псевдозріджений стан.

В стані псевдозрідження різко зростає площа контакту сухого гарячого повітря з гранулами харчового продукту.

Рис. 17.3 Схема конвективного сушіння з псевдозрідженим шаром



Радіаційне сушіння

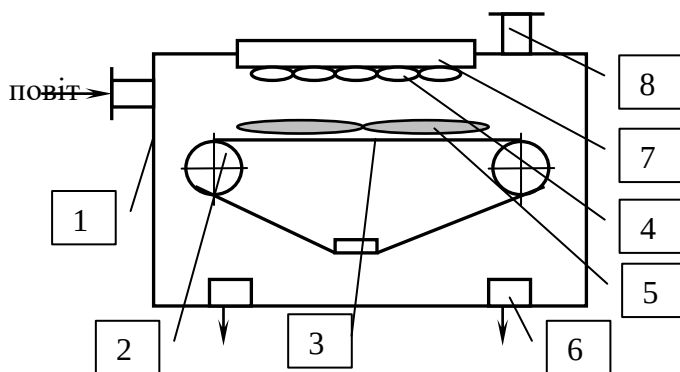


Рис. 17.4 Схема радіаційного сушіння

1-корпус; 2-транспортер; 3- гумова стрічка; 4 - радіаційні лампи;
5-продукт; 6 - отвори для виходу зволоженого повітря; 7 - відбивач променів; 8 - патрубок для подачі продукту.

Через патрубок 8 вологий продукт подається на гумову стрічку 3 транспортера 2. Крім цього, в сушарку подається гаряче сухе повітря, яке зволожується від продукту і виходить через отвори. Основне висушування продукту здійснюється за рахунок радіаційних ламп, які випромінюють інфрачервоні промені з довжиною хвилі 0,75-4 мкм. Товщина продукту 100-300 мм.

Переваги:

- висока інтенсивність висушування;
- висока автоматизація такого типу сушарок;

Недоліки:

- високі енерговитрати на нагрівання ламп;
- можливість часткового пригорання поверхневих шарів продукту, що веде до потреби визначення оптимальних режимів швидкості руху стрічки.

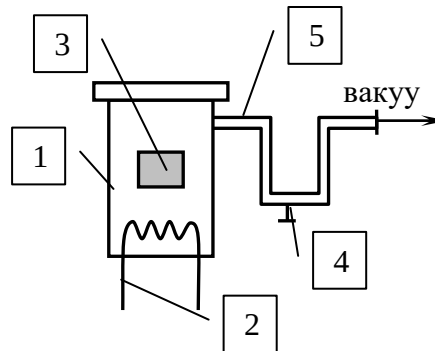
Сублімаційне сушіння

Сублімаційне сушіння проводиться у два етапи:

- заморожування;- висушування;

Сублімація – випаровування рідини з продукту, яка переходить з твердого стану в газоподібний, минаючи рідку фазу.

- 1- сублиматор; 2- нагрівач; 3- харчовий продукт; 4- патрубок; 5- конденсатор.



17.5 Схема сублімаційного сушіння

Попередньо продукт охолоджують до температури – 18°C-15°C, у холодильній камері. Потім заморожений продукт подається в сублиматор (створюється високий вакуум: 1,3 - 0,13 Па (10^5 Па = 1 ат.)). При створенні вакууму рідина починає випаровуватися з твердої фази. Через патрубок 4 періодично зливають конденсат.

Переваги:

- шляхом сублімаційного сушіння зберігаються усі смакові і поживні властивості продукту;

Недоліки:

- високі енерговитрати; висока вартість установки; сублиматор повинен мати добрі ущільнювачі для підтримання вакууму.

СВЧ – сушарка

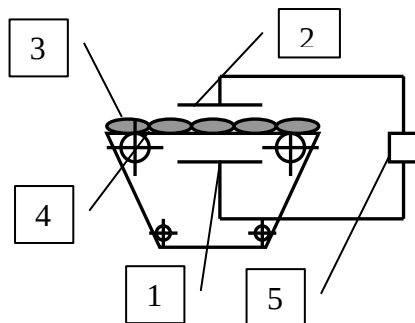


Рис.17.6 Схема сушіння струмами високої частоти

- 1 - нижня пластина; 2 - верхня пластина; 3 - продукт; 4 - транспортер; 5 - генератор струмів високої частоти.

Переваги:

- висока швидкість нагрівання і висушування; компактність установки;

Недоліки:

- можливість пригорання продукту.

Лекція №18

Екстрагування та екстракція

Процес екстракції в біотехнології використовується доволі широко.

Екстракція – це вибіркове вилучення одного або декількох компонентів з твердого тіла або рідини за допомогою розчинника (екстрагента).

В біотехнологічних системах екстрагують капілярно-пористі тіла рослинного або тваринного походження.

Найпоширеніші розчинники:

1- вода; 2- спирт і спиртові розчини; 3- бензин;

Статика і кінетика екстрагування

Екстрагування – це багатостадійний процес, який можна умовно розділити на чотири стадії:

1. Дифузія розчинника в пори твердого тіла.
2. Процес розчинення речовин, які вивільняються у процесі екстрагування.
3. Зворотна дифузія розчину з твердого тіла.
4. Масопередача екстракту в потік розчинника.

Рівняння процесу екстрагування:

$$\frac{dM}{Sd\tau} = D \frac{y_n - y_c}{\delta}; \quad 18.1$$

де D – коефіцієнт дифузії, $\text{м}^2/\text{с}$; S – площа поверхні екстрагування, м^2 ; τ – тривалість процесу екстрагування, с ; δ – товщина шару через який проходить екстрагент, м ; y_n , y_c – концентрація екстракту на поверхні частинки і в середовищі (розчиннику) відповідно,

$$Nu\delta = 0.8 Re^{0.5} Pr^{0.33}; Nu\delta = \frac{\beta_y d}{D} Nu\delta \rightarrow \beta_y; 6.27$$

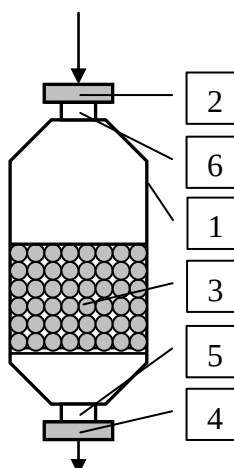
$$Re = \frac{Vd\rho}{\mu}; Pr\delta = \frac{\mu}{D\rho} = \frac{\nu}{D};$$

$\text{кг}/\text{м}^3$;

де $Nu\delta$ – дифузійний критерій Нуссельта, Re – критерій Рейнольдса, $Pr\delta$ – дифузійний критерій Прандтля; β_y – коефіцієнт масовіддачі, $\text{м}/\text{с}$; D – коефіцієнт дифузії $\text{м}^2/\text{с}$; V – швидкість потоку розчинника, $\text{м}/\text{с}$; d – діаметр дисперсійної частинки, м ; ρ – густина розчинника, $\text{кг}/\text{м}^3$; ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості розчинника, $\text{м}^2/\text{с}$.

Процес екстрагування можна інтенсифікувати за рахунок таких факторів:

1. Високий ступінь подрібнення твердого тіла. Зростає площа поверхні контакту



дисперсійної та суцільної фаз.

2. Створення сприятливої гідродинамічної ситуації (турбулентного руху розчинника відносно поверхні твердого тіла).

3. Збільшення температури розчинника (це не завжди можливо, оскільки можуть екстрагуватися термолабільні речовини, що розкладаються за високих температур).

4. Використання екстракторів з псевдозрідженим шаром.

Найпростіший екстрактор

- 1- циліндричний корпус;
- 2- кришка для завантаження подрібненої твердої фази;
- 3- подрібнений твердий матеріал, який підлягає екстракції;
- 4- кришка для вивантаження відпрацьованого твердого матеріалу;
- 5- отвір для зливання екстракту;
- 6- отвір для наповнення екстрактора розчинником;

18.1 Схема екстрактора періодичної дії

Перед екстракцією твердий матеріал подрібнюють. Потім завантажують його через кришку 2 у корпус 1. Через отвір 6 подають відповідний розчинник. Розчин нагрівається до певної температури. Твердий матеріал віддає ту компонентну яка екстрагується в цьому розчиннику. Розчин зливається через отвір 5.

Для інтенсифікації процесу екстрагування використовують екстрактори з псевдозрідженням, оскільки кількість маси екстракту залежить від площі контакту двох фаз, а в процесі псевдозрідження вона суттєво зростає.

Екстрактор з псевдозрідженим шаром

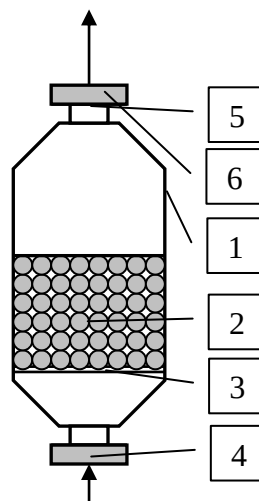


Рис. 18.2. Схема екстрактора з псевдозрідженим шаром

1-циліндричний корпус; 2- подрібнений матеріал; 3- перфорована решітка; 4-люк для вивантаження твердих

відпрацьованих матеріалів; 5 - отвір для подачі розчинника;

6 -кришка для завантаження подрібненого твердого

матеріалу;4- патрубок для вивантаження екстракту.

Розчинник подається в екстрактор через патрубок 5 з такою швидкістю, яка дозволяє перевести твердий подрібнений напівфабрикат у стан псевдорозрідження. Маса рухається по транспортері де зростається розчинником

(екстрагентом), який потім зливається у збірники. Для повторення циклу екстракт зливається, поступає в насоси і знову подається на тверду фазу. Екстрагування олії з соняшникових зерен вважається вогнебезпечним процесом екстрагування, оскільки

бензин постійно присутній, відбувається його рециркуляція і він може вибухнути при наближенні іскри або полум'я.

Екстракція в системі (рідина-рідина)

Апаратура для екстракції в системі (рідина-рідина)

Апаратура для екстракції в системі (рідина-рідина) ділиться на такі класи:

Ступінчаті (секційні); диференційно-контактні; змішувально-відстійні; тарілкові; роторно-дискові; вібраційні та пульсуючі; відцентрові.

Схема екстракції в системі (рідина-рідина) наведена на рис. 18.3.

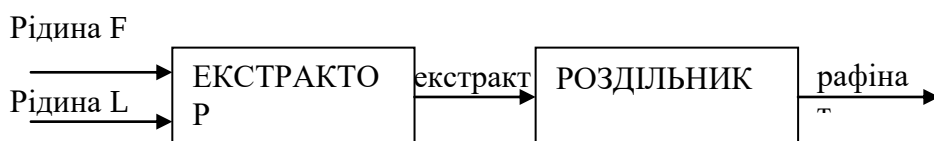


Рис. 18.3. Схема екстракції в системі (рідина-рідина)

В екстрактор поступає розчин (F), який має речовину, що піддається екстракції і розчинник

(екстрагент) (L). Отримана суміш подається в роздільник, де розділяється на екстракт (E – розчин екстрагованих речовин в екстрагенті) і рафінад (R – залишковий розчин, з якого вилучили екстраговані елементи). Представимо схеми найбільш вживаних екстракторів в харчовій промисловості.

Змішувально-відстійний екстрактор

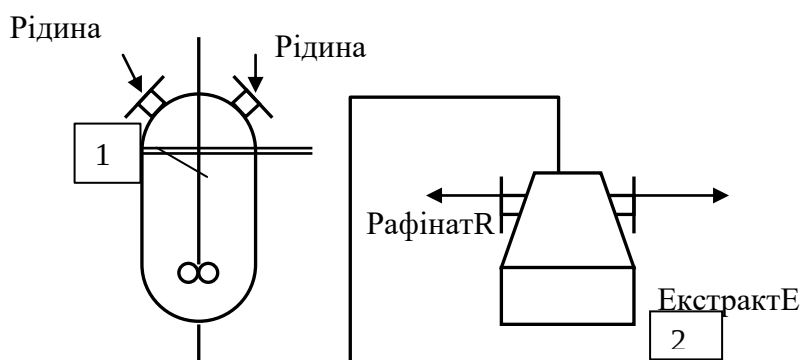


Рис. 18.4 Схема змішувально-відстійного екстрактора

1- екстрактор; 2- сепаратор.

В екстрактор подається дві рідини F і L . Одна із рідин є розчинник, а друга – має екстракт. Одну із рідин диспергують на краплі, чим збільшують її площу фактичного

контакту з іншою рідиною. В екстракторі проходить сам процес екстракції. При цьому утворюється легка і важка фракції. Після екстракції суміш рідин попадає в сепаратор 2, в якому відбувається відділення важкої фази від легкої, що здійснюється при дії відцентрових сил.

Тарілковий екстрактор

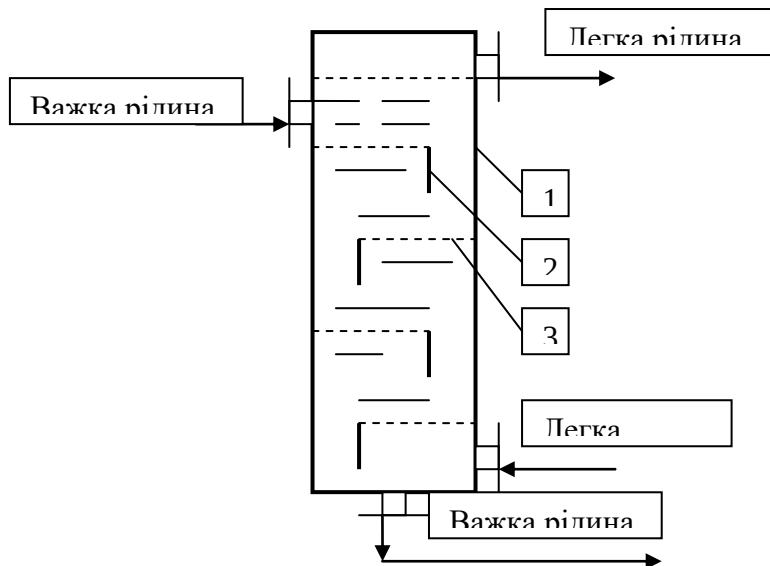


Рис. 18.5 Схема тарілкового екстрактора

1-корпус; 2-переливний пристрій; 3- сітчасті тарілки.

Взаємодія двох різних фаз у перехресному потоці двох рідин при цьому важча рідина рухається вниз, а легка – навпаки. На сітчастих тарілках проходить диспергування однієї із рідин, що забезпечує збільшення площі контакту фаз і зростання швидкості масообміну.

Роторно - дисковий екстрактор

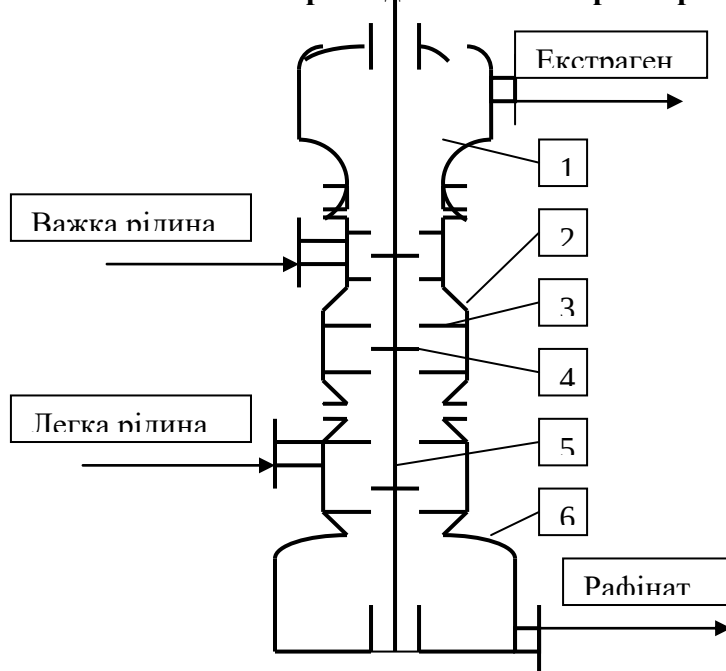


Рис. 18.6 Схема роторно-дискового екстрактора

1- верхня відстійна зона; 2- корпус; 3- кільцеві перегородки;
4- диски; 5- ротор; 6- нижня відстійна зона.

Цей екстрактор відноситься до тих, які працюють з механічним перемішуванням фаз. В циліндричному корпусі 2 встановлюється ротор 5 з круглими дисками 4. В корпусі також є кільцеві перегородки 3. За рахунок обертання ротора 5 між дисками і кільцевими перегородками створюються горизонтальні потоки, що є перпендикулярними до основного протічального потоку важкої і легкої рідини. При цьому одна із рідин диспергується і швидкість екстракції суттєво зростає.

Лекція №19

Кристалізація

Кристалізацією називається процес виділення твердої фази у вигляді кристалів з розчинів або розплавів. Має місце фазовий перехід рідина – тверде тіло (Р – Т). Тверді речовини мають “позитивну” та “негативну” розчинність. Якщо розчинність зростає із підвищенням температури, то це “позитивна” розчинність, якщо навпаки, то “негативна”. Розчин, який знаходиться у динамічній рівновазі із твердою фазою, називається **насиченим**. При цьому, кількість кристалів, які утворюються за одиницю часу, приблизно дорівнюють кількості кристалів, що розчиняються.

Кінетика кристалізації

Опис кінетики кристалізації подаємо на прикладі кристалізації цукрози.

1. В пересичених розчинах (або переохолоджених) спонтанно утворюються центри кристалізації.
2. Ріст кристалів за рахунок адсорбції речовини з розчину. В процесі росту кристали оточені пересиченим розчином товщиною δ . Внаслідок різниці концентрацій пересиченого розчину (y_{II}) і насиченого на поверхні кристала розчину (y_H), цукроза дифундує через приграничний шар і кристалізується. Має місце фазовий перехід Р – Т.
3. Швидкість росту кристалів може бути описана рівнянням:

$$\frac{dM}{Sd\tau} = D \frac{y_{II} - y_H}{\delta}; \quad 19.1$$

де dM – кількість маси речовини, що кристалізується, кг; D – коефіцієнт дифузії, m^2/s ; S – площа поверхні кристалів, m^2 ; y_{II} – концентрація в пересиченому розчині, kg/m^3 ; y_H – концентрація в насиченому розчині, kg/m^3 ; δ – товщина приграничного шару, м;

Товщина приграничного ламінарного шару при обтіканні кристалів може бути розрахована з рівності 6.35.

$$\delta \approx \left(\frac{\mu}{V} \right)^{0,5} \quad 19.2$$

μ – коефіцієнт динамічної в'язкості насиченого розчину, Па.с;

V – швидкість руху кристалу в розчині, м/с.

Апаратура для кристалізації

Є такі методи кристалізації: - з частковою відгонкою води поза межі кристалізатора (здійснюється у вакуум - апараті); - охолодження або нагрівання вихідного розчину; - комбінований, що включає в себе I і II способи.

Найпростіший вакуум-апарат із звичайною циркуляцією, періодичною дією з підвісною нагрівною камерою

Пара через пристрій 3 (Рис. 19.1) поступає в міжтрубний простір камери 2. Розчин знаходиться всередині в трубах 6. За допомогою теплообмінного процесу між паром і розчином з нього починає виділятися вторинна пара, яка поступає в верхню частину корпуса, потім в сепаратор, де відділяється і виходить на зовні. Краплі розчину вищої концентрації падають назад в трубний простір. Коли розчин стає перенасичений, то в ньому починають зароджуватися центри кристалізації і таким чином розчин кристалізується.

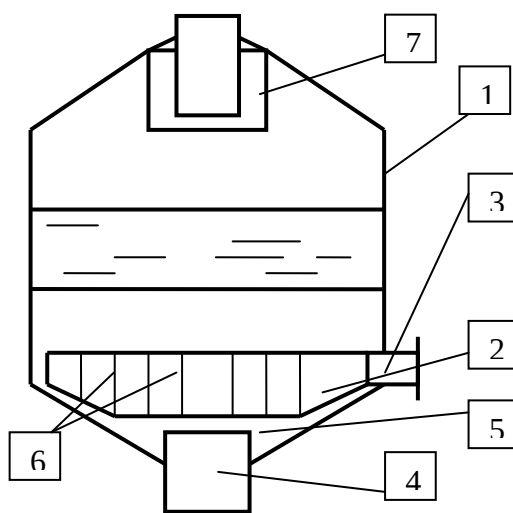


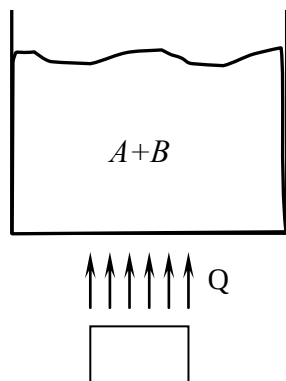
Рис. 19.1 Схема кристалізатора періодичної дії

- 1- циліндричний корпус; 2- нагрівна камера; 3- пристрій для підводу пари; 4- циркуляційна труба; 5- днище; 6- нагрівні труби; 7- сепаратор інерційного типу.

Перегонка і ректифікація

Процес *перегонки і ректифікації* базується на різній летючості компонентів в суміші за однієї і тої ж температури. Процеси перегонки і ректифікації широко використовуються в біотехнології, зокрема у виробництві ароматичних речовин.

Наприклад: компонент *A* має нижчу температуру кипіння ніж компонент *B*, а отже і нижчу температуру випаровування, тобто є більш леткішим. В результаті цього з розчину скоріше починає випаровуватися більш леткіший компонент



Перегонка використовується для грубого розділення сумішей. Для найбільш повного їх розділення застосовується *ректифікація*.

Ректифікація представляє собою розділення суміші на складові її компоненти в результаті багатократного часткового випаровування рідини і конденсації пари. Ректифікація проводиться в колонних апаратах, устаткованих контактними пристроями (тарілками) різної конструкції або заповнених насадками, що виготовлені з різних матеріалів (кераміка, дерево, метал).

Рис. 19.2 Схема процесу перегонки

Процес взаємодії пари з рідиною проходить в протитечії, і в кожному контактному пристрої пара конденсується, а рідина частково випаровується за рахунок теплоти конденсації пари. Таким чином, пара збагачується більш леткими компонентами, а рідина, що стікає вниз колони – мало летким компонентом. В результаті багаторазової взаємодії пари і рідини дистилят містить майже чистий більш леткий компонент, а кубовий залишок – менш леткий

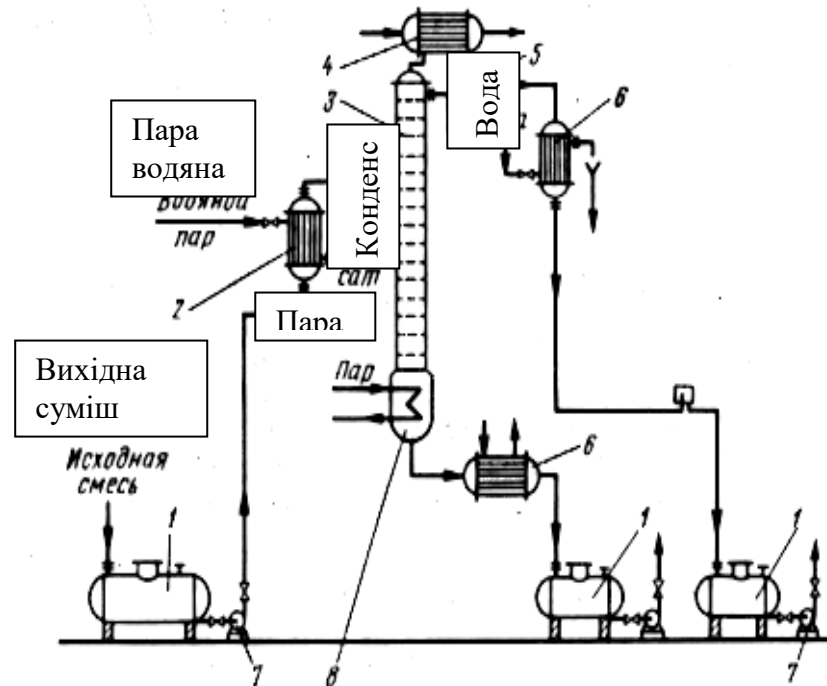


Рис. 19.3 Схема ректифікаційної установки неперервної дії

1-збірники; 2-підігрівач (кожухотрубний); 3-ректифікаційна колона; 4 –дефлегматор; 5-розділювальна ємність, 6-холодильник; 7- насоси; 8- кип'ятильник.

РЕКОМЕНДОВАНА ЛІТЕРАТУРА

Основна

1. Процеси, апарати та устаткування біотехнологічних виробництв. Лабораторний практикум : навч. посіб. для студентів спеціальності 162 «Біотехнології та біоінженерія» освітньої програми «Біотехнології» / уклад. : Л. І. Ружинська, М. В. Шафаренко, О. В. Воробйова. Київ : НУ «КПІ ім. Ігоря Сікорського», 2020. 66 с.
2. Черевко О. І., Поперечний А. М. Процеси і апарати харчових виробництв : підручник. Харків : Світ Книг, 2019. 496 с.
3. Черевко О. І. Процеси і апарати харчових виробництв: Лабораторний практикум. Харків : Світ Книг, 2020. 168 с.
4. Білонога Ю. Л. Процеси та апарати біотехнологічних виробництв : конспект лекцій. Львів : ЛНУВМБ ім. С.З. Гжицького, 2020. 81 с.
5. Білонога Ю. Л., Максисько О. Р. Лабораторний практикум з дисципліни «Процеси та апарати харчових виробництв : Львів : ЛНУВМ та БТ імені С.З. Гжицького, 2017. 52 с.
6. Білонога Ю. Л. Методичні вказівки до виконання самостійної роботи з навчальної дисципліни «Процеси та апарати біотехнологічних виробництв. Львів : ЛНУВМ та БТ імені С.З. Гжицького, 2019. 79 с.
7. Білоус О. І. Конспект лекцій з навчальної дисципліни «Процеси та апарати харчового виробництва». Кам'янське : ДДТУ, 2019. 67 с.

Допоміжна

8. Філімонова І. А. Процеси та апарати харчових виробництв : навч.-мет.посібник для самостійної роботи студентів : Умань : «Візаві», 2014. 105 с.
9. Bilonoga Y., Stybel V., Maksysko O., Drachuk U. Substantiation of a new Calculation and Selection Algorithm of optimal Heat Exchangers with Nanofluid Heat Carriers taking into Account surface Forces. International Journal of Heat and Technology. 2021. Vol. 39 (6). P. 1697–1712.
10. Bilonoga Y., Maksysko O. The laws of distribution of the values of turbulent thermo-physical characteristics in the volume of the flows of heat carriers taking into account the surface forces. International Journal of Heat and Technology. 2019. Vol. 37 (1). P. 1–10.
11. Bilonoga Y., Stybel V., Maksysko O., Drachuk U. New Universal Numerical Equation and a New Method for Calculating Heat-Exchange Equipment using Nanofluids. International Journal of Heat and Technology. 2020. Vol. 38 (1). P. 151–164.
12. Білонога Ю. Л., Максисько О. Р., Стибель В. В., Драчук У. Р. Використання нових чисел подібності B_l та B_{lturb} для оптимізації розрахунку та вибору теплообмінного обладнання за роботи з нанофлюїдними теплоносіями. Науковий вісник ЛНУВМБ ім. С.З. Гжицького. Серія: Харчові технології. 2021. Т. 23, № 96. С. 46–53.
13. Bilonoga Y., Atamanyuk V., Stybel V., Dutsyak I., Drachuk U. Improvement of the Method of Calculating Heat Transfer Coefficients Using Glycols Taking into Account Surface Forces of Heat Carriers. Chemistry & Chemical Technology. 2023. Vol. 17, No. 3. P. 608–616.

ІНФОРМАЦІЙНІ РЕСУРСИ

1. Акустичний вісник. Інститут гідромеханіки НАН України. фізико-математичні (акустика, механіка деформованого твердого тіла; механіка рідини, газу та плазми).
2. Вісник Львівського університету. Серія: механіко-математична. Львівський національний університет імені Івана Франка МОН України.

3. Вісник Національного університету "Львівська політехніка". Серія "Фізико-математичні науки". Національний університет "Львівська політехніка" МОН України.
4. Вісник Харківського національного університету. Серія "Математика, прикладна математика і механіка". Харківський національний університет імені В.Н.Каразіна МОН України.
5. Прикладна гідромеханіка. Інститут гідромеханіки НАН України. Фізико-математична серія (механіка рідини, газу та плазми).
6. Прикладні проблеми механіки і математики. Національна академія наук України, Інститут прикладних проблем механіки і математики ім. Я.С. Підстригача НАН України.
7. <https://er.nau.edu.ua/handle/NAU/37850> Процеси і апарати біотехнологічних виробництв. Курсове проектування : посібник / В. І. Глибін. – К. : НАУ, 2018. – 84 с.
8. <https://ela.kpi.ua/handle/123456789/35989> Процеси, апарати та устаткування біотехнологічних виробництв-2. Лабораторний практикум [Електронний ресурс] : навчальний посібник для студентів спеціальності 162 «Біотехнології та біоінженерія» / КПІ ім. Ігоря Сікорського ; уклад.: Л. І. Ружинська, М. В. Шафаренко, О. В. Воробйова. – Електронні текстові дані (1 файл: 1,40 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2020. – 66 с.
9. <https://dspace.nuft.edu.ua/items/8feec337-f1e3-4ec3-976b-641b40d835b5> Карлаш, Ю. В. Основи проектування біотехнологічних виробництв [Електронний ресурс] : навч. посібник / Ю. В. Карлаш, В. О. Красінько ; Національний університет харчових технологій. – Київ : НУХТ, 2022. – 373 с.