

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
БІЛОЦЕРКІВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ АГРАРНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ

**ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ
ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ**

Навчальний посібник

Біла Церква – 2023

Схвалено
Вченою радою біолого-технологічного факультету
та навчально-методичною комісією університету

Автори:

Ю.О. Шурчкова¹ доктор технічних наук, професор; **С.В. Мерзлов**¹ доктор сільськогосподарських наук, професор; **Г.В. Мерзлова**¹ кандидат сільськогосподарських наук, доцент

¹Білоцерківський національний аграрний університет.

Рецензенти:

М.І. Трегуб доктор технічних наук, професор, завідувач кафедри електроенергетики, електротехніки та електромеханіки Білоцерківського національного аграрного університету;

В.М. Пасічний доктор технічних наук, професор завідувач кафедри технології м'яса і м'ясних продуктів Національного університету харчових технологій.

Затверджено Вченою радою Білоцерківського національного аграрного університету (протокол № 3 від 23 березня 2023 р.)

Процеси і апарати харчових виробництв: Навчальний посібник / Ю.О. Шурчкова, С.В. Мерзлов, Г.В.Мерзлова. Біла Церква, 2023, 263 с.

У навчальному посібнику «Процеси та апарати харчових виробництв» розглянуто основні закономірності гідромеханічних, теплових, масообмінних та механічних процесів, наведено основні поняття теорії подоби, описано основні типи апаратів для ведення гідромеханічних, теплових, масообмінних та механічних процесів. Навчальний посібник може бути використаний для студентів технологічних спеціальностей вищих навчальних закладів, які готують спеціалістів для харчової та суміжних галузей промисловості.

З М І С Т

ВСТУП.....	6
1. РОЗДІЛ 1. Основні закони технологічних процесів.....	7
2. РОЗДІЛ 2. Основи гідравліки.....	11
2.1 Основні поняття та визначення гідравліки.....	11
2.2 Диференціальні рівняння рівноваги рідини - рівняння Ейлера	15
2.3 Основне рівняння гідростатики – закон Паскаля	17
2.4 Гідродинаміка.....	18
2.5 Рівняння Бернуллі.....	20
3. РОЗДІЛ 3. Транспортування рідин та газів	22
3.1 Насоси.....	22
3.2 Газодувні машини.....	36
4 РОЗДІЛ 4. Поділ неоднорідних систем.....	41
4.1 Характеристика неоднорідних систем та методи їх поділу....	41
4.2 Матеріальний баланс процесу поділу.....	42
4.3 Осадження.....	43
4.4 Відстійники.....	46
4.5 Розрахунок відстійників.....	49
4.6 Осадження під дією відцентрової сили.....	50
4.7 Осадження під дією електричного поля.....	62
4.8 Фільтрування.....	64
4.9 Основи мембранної технології.....	68
5. РОЗДІЛ 5. Основи теплообміну у промислових апаратах	72
5.1 Основні поняття та визначення.....	72
5.2 Теплопровідність.....	73

5.3	Конвективний теплообмін.....	75
5.4	Критеріальні рівняння для розрахунку конвективного теплообміну.....	77
5.5	Теплове випромінювання.....	80
5.6	Теплопередача.....	82
6.	РОЗДІЛ 6. Теплообмінні апарати.....	86
6.1	Теплообмінники.....	86
6.2	Розрахунок теплообмінних апаратів.....	95
6.3	Конденсатори.....	99
6.4	Випарні апарати.....	102
7.	РОЗДІЛ 7. Масопередача.....	111
7.1	Основні поняття масо передачі.....	111
7.2	Рухаюча сила масопередачі.....	113
7.3	Рівняння масопередачі.....	114
7.4	Критерії подібності до дифузійних процесів.....	117
8	РОЗДІЛ 8. Сушіння.....	119
8.1	Загальні відомості.....	119
8.2	Основні параметри вологого повітря.....	119
8.3	I - x - діаграма вологого повітря.....	121
8.4	Форми зв'язку вологи з матеріалом.....	124
8.5	Кінетика сушіння.....	125
8.6	Матеріальний та тепловий баланси сушіння.....	128
8.7	Основні конструкції сушарок.....	130
9.	РОЗДІЛ 9. Сорбція.....	134
9.1	Основні поняття сорбції.....	134
9.2	Конструкції абсорберів.....	137

9.3	Основи процесу фізичної адсорбції.....	141
9.4	Характеристики адсорбентів та їх види.....	142
9.5	Пристрій адсорберів.....	142
10.	РОЗДІЛ 10. Перегонка та ректифікація.....	145
10.1	Загальні відомості.....	145
10.2	Теоретичні основи процесу.....	145
10.3	Проста перегонка.....	148
10.4	Ректифікація.....	150
11.	РОЗДІЛ 11. Екстракція.....	152
11.1	Екстракція в системі «рідина – рідина».....	152
11.2	Масопередача при екстракції.....	154
11.3	Рівняння матеріального балансу.....	155
11.4	Апарати для здійснення екстракції.....	156
11.5	Екстракція в системі «тверде тіло - рідина».....	157
11.6	Влаштування екстракційних апаратів.....	159
12.	РОЗДІЛ 12. Кристалізація та розчинення.....	162
12.1	Основні відомості.....	162
12.2	Розчинення.....	162
12.3	Рівновага при кристалізації.....	163
12.4	Зростання кристалів.....	165
12.5	Рівняння матеріального та теплового балансів...	166
12.6	Тепловий баланс безперервної кристалізації....	167
12.7	Конструкції кристалізаторів.....	168
13.	РОЗДІЛ 13. Перемішування.....	172
13.1	Загальні відомості.....	172
13.2	Механічне перемішування.....	174
13.3	Рух рідини в апаратах із мішалками.....	176
13.4	Потужність, що споживається механічними	180

	мішалками.....	
13.5	Пневматичне перемішування.....	180
13.6	Інші способи перемішування.....	182
14.	РОЗДІЛ 14. Подрібнення.....	185
14.1	Фізичні засади подрібнення.....	185
14.2	Узагальнений закон процесу подрібнення.....	188
14.3	Технології подрібнення.....	188
14.4	Основні види подрібнювальних машин.....	189
	СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ...	192

ВСТУП

Навчальний посібник призначений для студентів технологічних спеціальностей вищих навчальних закладів, які готують спеціалістів для харчової та суміжних галузей промисловості.

У навчальному посібнику розглянуто основні закономірності гідромеханічних, теплових, масообмінних та механічних процесів, наведено основні поняття теорії подоби, описано основні типи апаратів для ведення гідромеханічних, теплових, масообмінних та механічних процесів.

Знання закономірностей процесів, що здійснюються під час вироблення харчових продуктів, дозволяє інтенсифікувати ці процеси, створювати нове та вдосконалити існуюче обладнання. Вивчення наукових засад процесів та апаратів майбутніми фахівцями – запорука успіху розвитку галузі харчової промисловості.

Головним напрямом збільшення виробництва продуктів харчування є розробка прогресивних технологій, високоефективних процесів, спрямованих на підвищення продуктивності праці, на скорочення негативного впливу на довкілля, які сприяють економії вихідної сировини, паливно-енергетичних та матеріальних ресурсів. Розробка та впровадження прогресивних технологій та нового обладнання можливі лише на базі досліджень закономірностей фізико-хімічних процесів, що відбуваються в апаратах, призначених для переробки сировини та виробництва харчових продуктів.

РОЗДІЛ 1. ОСНОВНІ ЗАКОНИ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ

Вивчення процесів харчових технологій неможливе без застосування основних фізичних, хімічних та фізико-хімічних законів, які дозволяють не лише раціонально використовувати харчові технології, а й удосконалити та оптимізувати їх.

Основними принципами та законами технологічних процесів харчових технологій вважаються такі:

- закон збереження енергії;
- закон збереження маси;
- закон рівноваги системи;
- закони перенесення маси та енергії;
- принцип рушійної сили;
- принцип масштабного переходу та моделювання процесів;
- принципи оптимізації проведення процесів.

Закони збереження енергії та маси. Дані закони грають одну з основних ролей у технології харчових виробництв. Вони встановлюють, що у природі мають місце лише такі перетворення, у яких маса і енергія всередині системи залишаються незмінними

Ці закони мають вигляд енергетичних та матеріальних балансів. Наприклад, в технологічний процес надходять n -а кількість компонентів, наприклад, a , b , і c , а результаті проведеного процесу на виході з апарата є два компоненти – d і e . Кожен із перерахованих компонентів має певну енергію. Крім того, апарат може подаватися енергія у вигляді теплоти або механічної енергії, відводиться в навколишній простір.

Відповідно до закону збереження енергії енергетичний баланс для даного процесу матиме вигляд:

$$Q_a + Q_b + Q_c + Q_{доб} = Q_d + Q_e + Q_{вн} \quad (1.1)$$

де: Q_a, Q_b, Q_c, Q_d, Q_e – енергія, яку несуть із собою вхідні та вихідні компоненти; $Q_{доб}$ - додаткова енергія, введена в апарат;

$Q_{вн}$ - втрати енергії в навколишній простір.

Такі рівняння називають баланс енергії.

Закон збереження маси для даного процесу має вигляд:

$$m_a + m_b + m_c = m_d + m_e \quad (1.2)$$

де: m_a, m_b, m_c – маса компонентів, що входять;

m_d, m_e – маса вихідних компонентів.

Законои рівноваги системи. Вони визначаються принципом Ле-Шательє та правилом фаз Гіббса.

Принцип Ле-Шательє полягає в тому, що, якщо на систему, що перебуває у стійкій рівновазі, впливати ззовні, змінюючи якусь з умов рівноваги (температура, тиск, концентрація, зовнішнє електромагнітне поле), то в системі посилюються процеси, спрямовані убік протидії.

Правило фаз Гіббса визначає взаємозв'язок між кількістю компонентів у системі K , кількістю фаз f та кількістю термодинамічних ступенів свободи S у рівноважній термодинамічній системі:

$$S = K - f + 2 \quad (1.3)$$

Правило фаз Гіббса має особливе значення під час розгляду багатofазних багатокомпонентних систем.

Законои перенесення маси та енергії. Рухаюча сила процесів. Швидкість перебігу різних технологічних процесів

прямо пропорційна рушійній силі процесу і обернено пропорційна опору. Кінетичні рівняння процесів різних груп мають аналогічний вигляд.

Перенесення теплової енергії описується рівнянням такого виду:

$$\frac{dQ}{F d\tau} = k \Delta t = \frac{1}{R} \Delta t \quad (1.4)$$

де: Q - кількість теплової енергії, Дж; F - площа поверхні теплообміну, м^2 ; ... - час, з; k - коефіцієнт теплопередачі, $\text{Вт}/\text{м}^2\text{К}$; Δt - різниця температур - рушійна сила процесу; $R = 1/k$ - опір теплопередачі, $\text{м}^2 \text{К}/\text{Вт}$.

Це рівняння визначає швидкість перебігу процесу.

Процес масообміну описується кінетичним рівнянням виду:

$$\frac{dm}{F d\tau} = k \Delta c = \frac{1}{R} \Delta c \quad (1.5)$$

де: m - маса речовини, що передається у процесі, кг; F - площа поверхні масообміну, м^2 ; $d\tau$ - час, с; k - коефіцієнт масообміну, $\text{м}/\text{с}$; Δc - різниця концентрацій - *рушійна сила процесу*, $\text{кг}/\text{м}^3$; $R = 1/k$ - опір перенесення маси, з/м.

Рухаюча сила масопередачі постійно змінюється. Тому для розрахунків необхідно визначати середню рушійну силу процесу, що залежить від типу масообмінного процесу.

Для гідродинамічних процесів типове кінетичне рівняння має вигляд прикладу процесу фільтрування:

$$\frac{dV}{F d\tau} = k_e \Delta p = \frac{1}{R} \Delta p \quad (1.6)$$

де: V - об'єм фільтрату, м^3 ; F - площа поверхні фільтрації, м^2 ; $d\tau$ - час, с; k - коефіцієнт швидкості процесу, $\text{м}^3/\text{м}^2 \text{с.Па}$; $R = 1/k$ - гідравлічний опір фільтрації, $\text{м}^2 \text{с.Па}/\text{м}^3$; Δp - різниця тисків - *рушійна сила процесу*, Па.

Швидкість процесу завжди прямо пропорційна рушійній силі процесу і обернено пропорційна опору. *Рушійна сила* є різницею потенціалів у процесі. Вона є визначальним фактором характеристики процесу при його вивченні та розрахунку. Інтенсивність процесу буде найвищою за максимально можливої рушійної сили та мінімального опору.

Принцип масштабного переходу та моделювання процесів.

При проектуванні та експлуатації апаратів необхідно враховувати вплив розмірів апаратів на процеси, що протікають в них. Проблема масштабного переходу від лабораторного експерименту до промислового виробництва вирішується шляхом моделювання, тобто. методом дослідження на їх аналогах (моделях) з метою визначення та уточнення характеристик створюваних процесів та апаратів. Для вирішення проблеми масштабного переходу в технологіях необхідно вивчати фізику процесів та знаходити основні режими їхнього перебігу. Складність розв'язання проблеми масштабного переходу від лабораторних апаратів до промислових пояснюється складністю сучасних технологічних процесів.

Принцип оптимізації проведення процесу. Під час проведення будь-якого процесу, зазвичай, виникає можливість вибору кількох варіантів рішення. вибор найбільш доцільного варіанта називається оптимізацією.

Як критерій оптимізації можуть виступати різні параметри процесу, але найчастіше - це мінімум часу і витрат на виробництво продукції.

Оптимізація зводиться до знаходження найвигіднішого компромісу між значеннями параметрів, що протилежно впливають на процес. Зниження витрат до мінімуму досягається вибором раціонального проведення процесу та його апаратного оформлення.

РОЗДІЛ 2. ОСНОВИ ГІДРАВЛІКИ

2.1 Основні поняття та визначення гідравліки.

Гідравлікою називається наука, яка займається вивченням законів спокою та руху рідин і яка розглядає способи застосування цих законів до вирішення конкретних технічних завдань.

Гідравліка складається з гідростатики та гідродинаміки. Основна особливість рідин та газів як робочих тіл – їхня суцільність. Передбачається, що будь-який обсяг заповнюється ними рівномірно, без утворення порожнин. Усі характеристики суцільного середовища (тиск, щільність, температура, швидкість та ін.) – безперервні. Рідини можна розділити на крапельні та газоподібні. Краплинні рідини (або просто рідини в малих кількостях) збираються в краплі, форма яких визначається силами тяжкості та поверхневого натягу. У великих кількостях краплинні рідини набувають форми судини, в якій вони знаходяться, з утворенням поверхні поділу між рідиною та навколишнім середовищем. Гази не утворюють крапель, а замкнуті судини заповнюють повністю без утворення поверхонь розділу. З молекулярно-кінетичних позицій про будову речовини відмінності краплинних рідин та газів визначаються кількістю хімічних чи силових зв'язків молекул речовини.

Краплинні рідини вважаються стисливими, а газы – стисливими. На підставі цього поділ суцільних середовищ на рідини та газы може замінюватися розподілом на рідини, що стискаються і стискаються. При вивченні законів гідравліки розглядають три типи краплинних рідин:

1. *Ідеальна рідина*. Це абстрактна модель рідини, що характеризується абсолютною плинністю та незмінюваністю об'єму за зміни зовнішніх умов (абсолютної несжимаемості). В'язкість у таких рідинах відсутня;

2. *Реальні, або в'язкі, рідини*. Це – фізичні тіла, що мають велику рухливість і здатні змінювати свій об'єм при зміні зовнішніх умов. При русі таких рідин виникають внаслідок внутрішнього тертя дотичні напруги. Називають такі рідини ньютонівськими;

3. *Неньютонівські чи реологічні рідини*. Вони мають специфічні властивості.

Рідина у гідравліці сприймається як безперервна середовище, тобто. у гідравліці відволікаються від її молекулярної будови. У рідині, що покоїться, немає переміщення шарів відносно один одного. Це показує, що в рідині діють не зосереджені сили, а сили, безперервно розподілені за її обсягом (масою) або поверхнею. У зв'язку з цим сили, що діють рідину, поділяють на масові (об'ємні) і поверхневі.

Масові сили пропорційні масі рідини та, якщо рідина однорідна, пропорційні її об'єму. До масових сил відносяться сила тяжіння і сила інерції, яка діє на рідину при відносному її спокої в судинах, що обертаються або прискорено рухаються. Поверхневі сили безперервно розподілені по поверхні рідини і в разі рівномірності розподілу пропорційні площі цієї поверхні. Згідно з третім законом Ньютона рідина діє інші тіла з тією ж силою, але у протилежному напрямі. Масові сили відносять до одиниці маси (Н/кг), а поверхневі – одиниці площі поверхні ($1 \text{ Н/м}^2 = 1 \text{ Па}$).

Основні фізичні властивості рідин.

1) *Щільність* - це маса одиниці об'єму рідини (кг/м³):

$$\rho = \frac{m}{V}$$

2) *Питома вага* γ - називається вага одиниці об'єму цієї рідини (Н/м³):

$$\gamma = \frac{G}{W}$$

G – вага рідкого тіла, [Н];

W – обсяг, [м³].

Між щільністю та питомою вагою існує зв'язок:

$$\gamma = \rho \times g$$

3) *Коефіцієнт об'ємного стиснення* β_w (Па-1) – це відносна зміна об'єму рідини при зміні тиску на одиницю:

$$\beta_w = \frac{\Delta W}{W \times \Delta p} = \frac{\Delta \rho}{\rho \times \Delta p}$$

де ΔW – зміна обсягу W ; $\Delta \rho$ – зміна щільності, що відповідають зміні тиску на величину Δp .

4) *Модулем пружності* рідин $E_{ж}$ - величина, обернена коефіцієнту об'ємного стиснення (Па):

$$E_{ж} = \frac{1}{\beta_w}$$

5) *Коефіцієнт температурного розширення* β_t (°C)⁻¹, виражає відносну зміну об'єму рідини при зміні температури на один градус:

$$\beta_t = \frac{\Delta W}{W \times \Delta t}$$

6) *В'язкість* – властивість рідини чинити опір переміщенню однієї частини рідини щодо іншої. В'язкість

проявляється тільки при русі рідини і позначається на розподілі швидкостей живого перерізу потоку.

У практиці для характеристики в'язкості рідини частіше застосовують коефіцієнт динамічної в'язкості μ , та коефіцієнт кінематичної в'язкості ν (м²/с). Коефіцієнтом кінематичної в'язкості ν (м²/с) називається відношення коефіцієнта динамічної в'язкості до густини рідини: $\nu = \frac{\mu}{\rho}$.

Динамічна в'язкість визначається за формулою Пуазейля:

$$\mu = \frac{\pi \times P \times T \times r^4}{8 \times l \times V}$$

В'язкість рідини залежить від роду рідини, від температури та від тиску.

Тиск. Тиском P називають відношення:

$$P = \frac{F}{S}$$

де F – сила, Н;

S – площа поверхні (на яку ця сила діє), м².

Молекулярна фізика пояснює виникнення тиску тим, що стінки судин безперервно бомбардуються молекулами рідини та газів. З підвищенням швидкості молекул тиск збільшується, тому що при цьому зростає сила, що діє з їхнього боку на стінки, а отже, і кількість ударів. Тому тиск пропорційний квадрату швидкості молекул та їх масі ($mV^2/2$). Тиск p при температурі T , згідно із законом Гей-Люссака, дорівнює:

$$p = p_0 \times \frac{T}{T_0}$$

де: p_0 – тиск при 0 °С,

$$T = T_0 + t,$$

$$T_0 = 273K$$

У системі СІ тиск вимірюється у ньютонах на квадратний метр; цю одиницю тиску називають паскалем: $1 \text{ Па} = 1 \text{ Н/м}^2$. У розрахунках тиск часто виражають у фізичних і технічних атмосферах чи одиницях висоти h стовпа рідини (води, ртуті тощо.). Між тисками, вираженими в Паскалях та одиницях висоти стовпа рідини, існує зв'язок:

$$p = \rho gh$$

Сила, що дорівнює 1 ньютону, повідомляє масі, що дорівнює 1 кг, прискорення, що дорівнює 1 м/с^2 , тобто. $1 \text{ Н} = 1 \text{ кг} \times \text{м/с}^2$. Знайдемо одиницю тиску з аналізу останньої формули: $[(\text{кг/м}^3 \cdot \text{м/с}^2)\text{м}] = [\text{Н/м}^2]$

тобто,

$$p = \rho gh [\text{Па}]$$

Існують такі співвідношення між різними одиницями тиску:

1 атмосфера фізична (1 атм) = 760 мм рт. ст. = 10,33 мм вод. ст. = 101300 Па.

Фізичну атмосферу називають також нормальною атмосферою. Технічна атмосфера пов'язана з іншими одиницями співвідношеннями:

1 атмосфера технічна (1 атм) = 7356 мм рт. ст. = 10 мм вод. ст. = 98100 Па.

Є два способи відліку тиску.

Перший метод – відлік від тиску, рівного нулю, тобто. абсолютного вакууму. У цьому випадку значення тиску називають абсолютним. На практиці застосовують зручніший спосіб – відлік від атмосферного (барометричного) тиску, що

дорівнює 760 мм рт. ст. У цьому випадку тиск називають надлишковим різбом або манометричним.

Таким чином, надлишковий тиск дорівнює різниці між абсолютним тиском у точці, що розглядається, і атмосферним тиском у приміщенні. На надлишковий тиск розраховують судини, які працюють під тиском. Для вимірювання тиску застосовують барометри, манометри, вакуумметри та п'єзометри.

Барометрами вимірюють атмосферний тиск $P_{атм}$, який відраховується від абсолютного вакууму. Манометри та вакуумметри показують не абсолютний тиск $P_{абс}$ усередині замкнутого об'єму, а різницю тисків.

Манометром вимірюють надлишковий тиск, тобто. перевищення абсолютного тиску над атмосферним:

$$P_{ізб} = P_{абс} - P_{атм}$$

Абсолютний тиск дорівнює сумі показань барометра та манометра:

$$P_{абс} = P_{атм} + P_{ізб}$$

Вакуумметром вимірюють розрядження $P_{вак}$ (вакуум), вакуумметр показує, наскільки тиск у посудині менше (нижче) атмосферного. Абсолютний тиск у ємності в цьому випадку визначається за наступним рівнянням:

$$P_{абс} = P_{атм} - P_{вак}$$

Гідростатичний тиск може виражатися і заввишки стовпа рідини за допомогою п'єзометрів. Як п'єзометри зазвичай використовують скляні трубки діаметром не менше 5 мм. При менших діаметрах трубок утворюється помітний меніск, що пов'язано з необхідністю внесення поправок до показань. Це зручно, якщо в резервуарі роду або ртуть, для

яких відома висота стовпа, що відповідає атмосферному тиску. Однак при вимірюванні тисків вище 0,03–0,04 МПа за допомогою рідинних (зокрема водяних) п'єзометрів потрібні скляні трубки та шкали заввишки більше 3–4 м. замінюють ртутними. Першим п'єзометром, у якому було використано ртуть, по праву можна назвати барометр Торрічеллі. П'єзометри застосовують для вимірювання малих тисків в основному при гідравлічних лабораторних дослідженнях.

2.2 Диференціальні рівняння рівноваги рідини - рівняння Ейлера.

Виділимо в рідині елементарний паралелепіпед з ребрами dx , dy , dz , паралельними відповідним осям координат (рис. нижче). Маса рідини в паралелепіпеді дорівнює $\rho dx dy dz$. Відкинемо рідину, що оточує паралелепіпед, і замінимо дію відкинутої рідини силами. Це будуть стискаючі поверхневі сили тиску. Окрім поверхневих сил на рідину діють масові сили $f dW$. Щільність розподілу масових сил f , її проекції на координатні осі f_x f_y f_z .

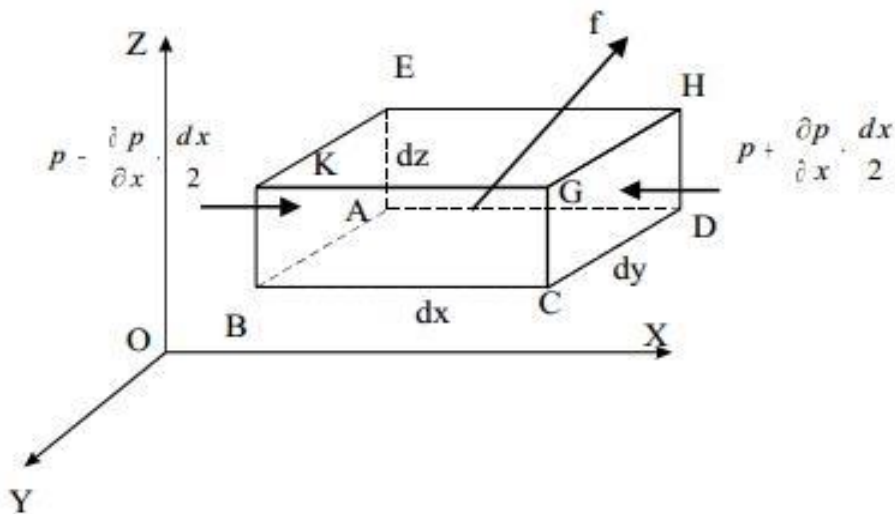


Рис. 2.1 – Рівновість рідини (Рівняння Ейлера)

Нехай тиск у центрі обсягу дорівнює p . Тоді для тиску в центрі граней ABKE та DCGH можна відповідно записати

$$p - \frac{\partial p}{\partial x} \times \frac{dx}{2}$$

$$p + \frac{\partial p}{\partial x} \times \frac{dx}{2}, \quad (2.1)$$

Складемо рівняння рівноваги паралелепіпеда вздовж осі OX:

$$f_x p \times dx dy dz + \left(p - \frac{\partial p}{\partial x} \times \frac{dx}{2} \right) \times dy dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} \times \frac{dx}{2} \right) \times dy dz = 0, \quad (2.2)$$

розкриваючи дужки та скорочуючи, отримуємо:

$$p \times f_x = \frac{\partial p}{\partial x}, \quad (2.3)$$

Записуючи аналогічні рівняння для осей OY та OZ, отримаємо:

$$\begin{aligned} p \times f_x &= \frac{\partial p}{\partial x}, \\ p \times f_y &= \frac{\partial p}{\partial y}, \\ p \times f_z &= \frac{\partial p}{\partial z}, \end{aligned} \quad (2.4)$$

Данние уравнения называются уравнениями равновесия Эйлера.

2.3 Основне рівняння гідростатики – закон Паскаля.

Основним рівнянням гідростатики – закон Паскаля – називається рівняння:

$$\frac{p}{\rho g} + z = H = \text{const}, \quad (2.5)$$

p – гідростатичний тиск (абсолютний або надлишковий) у довільній точці рідини,

ρ – щільність рідини,

g – прискорення вільного падіння,

z – висота точки над площиною порівняння (геометричний натиск),

H – гідростатичний натиск.

Рівняння показує, що гідростатичний натиск у всіх точках рідини, що покоїться, є постійною величиною.

У результаті: *основні теоретичні положення гідростатики:*

1. Основна особливість рідин та газів як робочих тіл – їхня суцільність. Капельні рідини (або просто рідини) у малих кількостях збираються в краплі, а у великих кількостях набувають форми судини, в якій вони знаходяться, з утворенням поверхні поділу між рідиною та навколишнім

середовищем. Гази не утворюють крапель, а замкнуті судини заповнюють повністю без утворення поверхонь розділу.

2. Ідеальна рідина несжимаема; в'язкість у ній відсутня. Це абстрактна модель рідини, яка має абсолютну плинність. Реальні, або в'язкі, рідини – це ньютонівські тіла, що характеризуються ньютонівським тертям. Неньютонівські або реологічні рідини мають специфічні реологічні властивості.

3. Щільність - відношення маси рідини до об'єму. Тиск – відношення сили до площі поверхні. В'язкість – опір рідини щодо переміщень її частинок при ламінарному перебігу.

Поверхневий натяг визначається природою рідини. Коефіцієнт поверхневого натягу чисельно дорівнює силі, що діє на одиницю довжини поверхні розділу і стикається з нею середовища.

4. У рідині діють не зосереджені сили, а сили, безперервно розподілені за об'ємом (масою) або поверхнею. У зв'язку з цим сили, що діють на рідину, поділяють на масові (об'ємні) та поверхневі.

5. У рідині неможлива дія зосереджених сил. На неї можна вплинути лише з усіх боків одночасно. На частину їх поверхонь можуть діяти реакції судини, в яку налита рідина.

6. Гідростатичний тиск у рідині визначається вагою стовпа рідини над розглянутою точкою при одиничній площі цього стовпа.

7. Основне рівняння гідростатики визначає тиск у будь-якому окулярі рідкого крапельного середовища як суму тиску над дзеркалом рідини та тиску, що створюється вагою вищого стовпа рідини.

2.4 Гідродинаміка

Гідродинаміка – це розділ гідромеханіки, в якому вивчаються рух стисливих рідин та взаємодія їх із твердими тілами.

Рух рідин та газів характеризується швидкостями w та прискореннями a частинок у різних точках потоку рідини, а також тиском p у цих точках. Розрізняють рух і рідин, що встановився і не встановився.

Рухом, що встановився, називають таке, при якому швидкість частинок, щільність, температура, тиск і витрата рідини в кожній фіксованій точці простору не змінюється в часі. Для руху можна записати:

$$w_x = f(x, y, z); \frac{\partial w}{\partial \tau} = 0 \quad (2.6)$$

Нехай, наприклад, рідина рухається у трубопроводі змінного перерізу. Швидкість рідини при цьому збільшується, то зменшується в залежності від місця розташування перерізу в трубопроводі, але в кожному фіксованому перерізі вона незмінна в часі. Такий рух називають стаціонарним. При невстановленому, чи нестаціонарному, русі всі чинники змінюються у часі, тобто. швидкість є функцією як координати, а й часу:

$$W_x = f(x, y, z, \tau); \frac{\partial w}{\partial \tau} \neq 0 \quad (2.7)$$

Прикладом руху, що не встановився, може бути закінчення рідини з резервуара при змінному її рівні в резервуарі. Невстановлені режими руху реалізуються головним чином періодичних процесах або виникають короткочасно при пусках, зупинках, і навіть змінах режиму

роботи апаратів безперервної дії. Дослідження механізму руху в'язкої рідини показало, що існують два режими, що різко відрізняються один від одного. Ця відмінність підтверджена. дослідами англійського фізика О. Рейнольдса.

При малих швидкостях руху всі шари рідини рухаються паралельно стінам, що оточують її. Цей режим руху називають *ламіна́рним* або *шаруватим*. При збільшенні швидкості руху рідини лінія струму закручуються у вигляді вихору, а при ще більшій швидкості рух стає неупорядкованим, частки рухаються хаотичних траєкторій. Цей режим називається *турбулентним* («турбулентус» – безладний). О.Рейнольдс встановив загальні умови, за яких можливе існування того чи іншого режиму та перехід від одного режиму до іншого, а саме: характер руху рідини залежить від в'язкості, швидкості її руху, щільності рідини та діаметра труби. Для характеристики режиму руху запроваджено безрозмірний комплекс, що враховує вплив перерахованих факторів. Цей комплекс був названий критерієм Рейнольдса:

$$Re = \frac{qdp}{\mu} = \frac{wd}{\nu}, \quad (2.8)$$

де ν – кінематична в'язкість рідини.

Межі існування тієї чи іншої режиму визначаються двома критичними значеннями критерію Рейнольдса: нижнім $Re_{кр.н}$ і верхнім $Re_{кр.в}$. При $Re \leq Re_{кр.н}$ завжди має місце ламіна́рний режим; при $Re \geq Re_{кр.в}$ режим стійко турбулентний. Для води $Re_{кр.н} = 2320$ і $Re_{кр.в} = 10\,000$. У діапазоні $Re_{кр.н} \leq Re \leq Re_{кр.в}$ режим руху рідини найчастіше турбулентний, проте він нестійкий, тому цей режим називається *перехідним*.

У критерій Рейнольдса входить величина d - визначальний розмір каналу, яким тече рідина.

Для круглої труби:

$$R = \frac{\pi d^2}{4} \times (\pi d) = \frac{d}{4}$$

При русі рідини через трубу некруглого перерізу за визначальний лінійний розмір беруть еквівалентний діаметр:

$$d_e = 4R = \frac{4S}{\Pi}$$

де S - площа живого перерізу потоку,

Π - змочений периметр,

Відношення площі перерізу живого потоку S до змоченого периметру Π називають гідравлічним радіусом:

$$R = \frac{S}{\Pi}$$

Змоченим периметром Π називають лінію контакту (дотику) живого перетину потоку рідини зі стінками, вздовж яких рухається потік.

2.5 Рівняння Бернуллі

Рівняння Бернуллі – основне рівняння руху рідини. Воно встановлює зв'язок між тиском у потоці рідини та швидкістю його руху в гідравлічних системах.

$$h_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = h_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}; \quad (2.9)$$

де: ρ – густина рідини;

w_1, w_2 – швидкість потоку відповідно в першому та другому перерізі;

h_1, h_2 – висота, на якій знаходиться елемент рідини, що розглядається;

p_1, p_2 – тиск відповідно у першому та другому перерізі потоку;

g – прискорення вільного падіння.

Аналіз рівняння Бернуллі для горизонтальної труби струму показує, що при перебігу рідини по горизонтальній трубі, що володіє різними перерізами, у вузьких місцях тиск на стінки труби менше, але швидкість рідини більша, статичний тиск більший у широких місцях, тобто. там, де швидкість менша.

Величина називається гідравлічним натиском.

$$h + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} = \text{const} = H_d \quad (2.10)$$

Для витікання рідини використовують отвори та насадки. Рідина може витікати при постійному чи змінному тиску в атмосферу або під рівень рідини (незатоплене або затоплене отвір).

Витрата рідини у випадку визначається за рівнянням

$$Q = WS \quad (2.11)$$

де: S – площа поперечного перерізу струменя;

W – швидкість руху рідини у цьому перерізі.

Витрата реальної рідини при постійному тиску визначається рівнянням:

$$Q = \mu S_{om} \sqrt{2gh}, \quad (2.12)$$

При закінченні рідини з циліндричного насадка струмінь при вході насадок спочатку стискається до 0,8 величини діаметра насадка, потім поступово розширюється і заповнює весь переріз насадка. Усередині насадка у місці стиснення струменя створюється кільцева «мертва» зона. Повітря з цієї зони захоплюється потоком рідини і внаслідок цього в «мертвій» зоні створюється розрідження глибина

якого залежить від швидкості руху або напору.

$$\frac{P_r}{\rho g} = 0.75h, \quad (2.13)$$

В результаті: основні положення гідродинаміки

1. Усталеним називається рух, у якому швидкість частинок, щільність, температура, тиск і витрата у кожній фіксованій точці простору не змінюються у часі.

2. Мають місце два різко відрізняються один від одного режими руху рідини – ламінарний та турбулентний. Перехід від однієї з них до іншого пов'язані з переходом критерію Рейнольдса через критичне значення, рівне 2320.

3. Якщо рівняння Бернуллі доповнюється членом, який враховує втрати енергії, воно визначає енергетичний баланс реальної рідини.

4. На базі використання рівняння Бернуллі витратою Вентурі створено витратомірну діафрагму, трубку Піто-Прандтля, струменевий насос та багато інших пристроїв.

РОЗДІЛ 3. Транспортування рідин та газів

3.1 Насоси

Насосами називаються гідравлічні машини, що перетворюють механічну енергію двигуна на енергію руху потоку рідини, яка забезпечує перекачування рідини по трубах.

Насоси для харчової промисловості використовуються при перекачуванні харчових продуктів. Вони працюють у широкому діапазоні температури та різних ступенях в'язкості. Насоси функціонують за принципом закачування рідини з резервуару з низьким тиском, резервуар з більш високим. Харчові насоси характеризуються мінімальними втратами рідини у процесі перекачування. Також для них характерна відсутність впливу апарату на властивості середовища, що перекачується. Проточні деталі харчових насосів виготовляються з використанням спеціальних матеріалів, дозволених для роботи з харчовими продуктами. Відсутність фізико-хімічного на продукт є необхідною умовою для харчового насоса.

Насоси – один з основних видів обладнання, завдяки якому забезпечується безперебійний та безперервний технологічний процес на підприємствах харчової промисловості.

Основні енергетичні параметри насосів, незалежно від конструкції та принципу дії, такі:

Q – витрата рідини, яка подається насосом у нагнітальний трубопровід, $\text{м}^3/\text{с}$;

H – створений насосом напір, який витрачається на подолання гідравлічних опорів системи трубопроводів, м ст. рідк.;

N_e – потужність на валу насоса, кВт;

η – повний коефіцієнт корисної дії (КПД) насоса.

Повний коефіцієнт корисної дії складається з трьох складових:

$$\eta = \eta_{об} \eta_c \eta_m \quad (3.1)$$

де $\eta_{об}$ – об'ємний коефіцієнт корисної дії:

$$\eta_{об} = \frac{Q}{Q + q}$$

q – втрати рідини в насосі через нещільність,

$Q + q$ – об'ємна витрата рідини через насос;

η_c – гідравлічний коефіцієнт корисної дії

$$\eta_c = \frac{H}{H + h}$$

η_c – гідравлічні опори під час проходження рідини через насос;

$H + h$ – створюваний насосом повний напір, який витрачається на подолання гідравлічних опорів у системі трубопроводів та в самому насосі.

η_m – механічний коефіцієнт корисної дії, який враховує втрати енергії на подолання тертя у підшипниках, сальниках та ін.

Потужність на валу насоса визначають за формулою:

$$N_e = \frac{\rho g Q H}{1000 \eta} \quad (3.2)$$

Класифікація насосів:

– за принципом дії – лопатеві, об'ємні, спеціальні;

– за виробничим призначенням – водяні, продуктові, для суспензій та гідросумішей.

Лопатеві насоси бувають відцентрові, осьові, вихрові.

Об'ємні насоси бувають поршкові та роторні.

Спеціальні насоси – струменеві, ерліфтні та ін.

Кожен із видів насосів призначений для роботи з певною харчовою продукцією.

Центробіжні насоси

Відцентрові насоси призначені для перекачування рідких середовищ з різними фізичними та хімічними характеристиками, при різних температурах.

Принцип роботи відцентрового насоса полягає у перетворенні електричної енергії, що споживається двигуном, у статичну енергію потоку (підвищення тиску) (рис. 3.1).

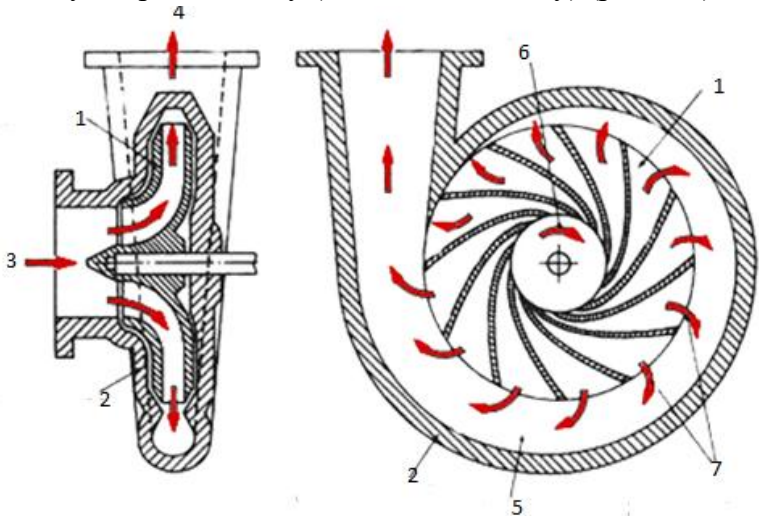


Рис. 3.1 – Принцип роботи відцентрового насоса:

1 – робоче колесо; 2 – корпус насоса; 3 – сторона

всмоктування; 4 – сторона нагнітання; 5 – дифузор; 6 – напрямок обертання; 7 – напрямок потоку рідини.

При обертанні робочого колеса при вході в насос створюється розрідження нижче за атмосферне. Під дією різниці тисків рідина піднімається по всмоктувальному трубопроводу і входить у робоче колесо насоса.

Потік рідини, потрапляючи в центр робочого колеса, що обертається з радіально вигнутими лопатками, під дією відцентрової сили змінює напрям свого руху з осьового на радіальне, і переміщаючись вздовж лопаток збирається в каналі корпусу що знаходиться за периферією робочого колеса.

У спіралеподібному каналі за формою нагадує конфузор, кінетична енергія потоку частково перетворюється на статичну енергію і потік з більш високим тиском виходить з патрубку, що нагнітає.

Робочі параметри відцентрових насосів знаходяться в жорсткій залежності з частотою обертання робочого колеса, так наприклад: дворазове збільшення частоти обертання, призводить до збільшення подачі в два рази, зростання напору в чотири рази та збільшення споживання енергії у вісім разів.

Основне рівняння відцентрового насоса.

Теоретичний напір H_τ , який створює робоче колесо насоса, визначають як різницю енергій потоку рідини на виході з робочого колеса та на вході до нього:

$$H_\tau = \left(\frac{p_2}{\rho g} + \frac{c_2^2}{2g} \right) - \left(\frac{p_1}{\rho g} + \frac{c_1^2}{2g} \right) \quad (3.3)$$

Справжній напір H , створюваний насосом, менший від теоретичного внаслідок наявності гідравлічних опорів у середині насоса і залежить від кількості лопатей у робочому колесі насоса.

Дійсний напір H , створюваний насосом, визначають за формулою:

$$H = \frac{1}{g} \times (u_2 \times c_2 \times \cos \alpha_2 - u_1 \times c_1 \times \cos \alpha_1) \times k \times \eta_{\Gamma}, \quad (3.4)$$

де: k – коефіцієнт, що враховує кількість лопатей в насосі ($k = 0,75-0,9$);

η – гідравлічний КПД, який залежить від конструкції насоса ($\eta = 0,6-0,95$).

Це рівняння є основним рівнянням роботи для всіх лопатевих машин.

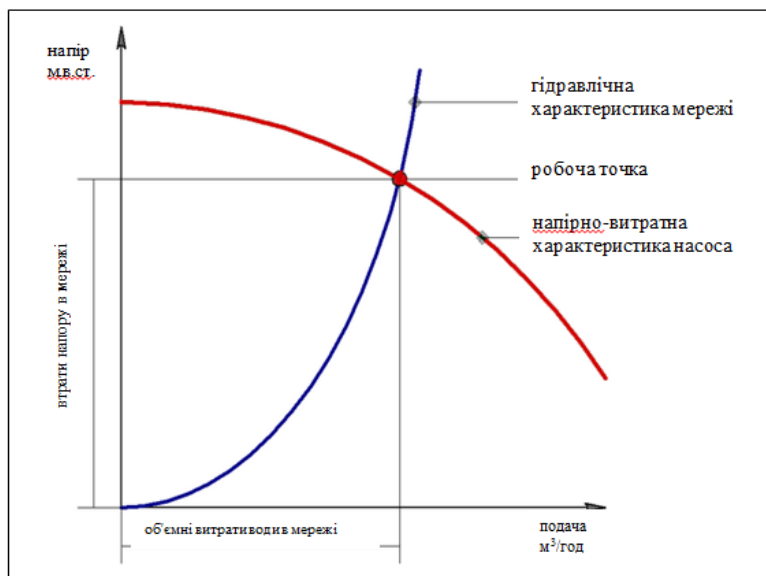
Для відцентрових насосів, у яких кут входу рідини в робоче колесо $\alpha_1 = 90^\circ$, формули мають вигляд:

$$H_{\tau} = \frac{1}{g} \times u_2 \times c_2 \times \cos \alpha_2,$$

$$H = \frac{1}{g} \times u_2 \times c_2 \times \cos \alpha_2 \times k \times \eta_{\Gamma}, \quad (3.5)$$

Характеристика відцентрових насосів.

Напірно-витратна характеристика – це графічне відображення залежності напору насоса від його подачі в координатах Q (м³/год) / H (м.вод.ст). Напірно-витратна характеристика є основною характеристикою використовуваної для вибору насосів і наводиться в каталогах виробників у вигляді графіків.



**Рис.3.2 – Характеристика відцентрових насосів.
Робоча точка насосу**

Робоча точка насоса – точка на перетині напірно-витратної характеристики з горизонтальною лінією, проведеної з точки на осі ординат, яка відповідає напору, що розвивається. Щоб визначити фактичну подачу насоса з робочої точки, опускають перпендикуляр на вісь подачі (абсцис).

Таким чином, подачу насоса визначає напір, що розвивається ним, який у насосах визначається висотою підйому і втратами в трубопроводах, а в циркуляційних насосах – гідравлічною характеристикою циркуляційного кільця. Так як, в циркуляційному кільці зміна втрат напору пропорційно квадрату зміни витрати, що проходить через

нього, гідравлічна характеристика мережі в координатах Q ($\text{м}^3/\text{год}$) / H (м.вод.ст), має вигляд параболи.

Схеми встановлення насосів. Послідовне встановлення

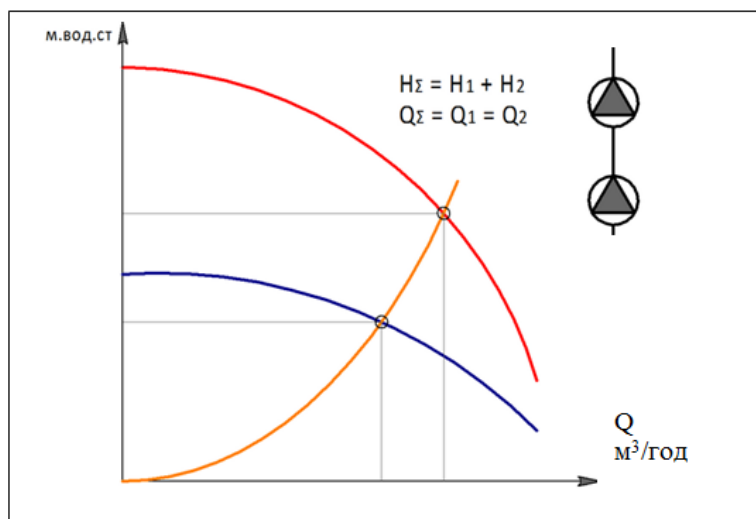


Рис.3.3. – Послідовна схема встановлення насосів

Послідовна схема установки насосів застосовується у двох випадках:

- один насос не може забезпечити заданий тиск, а заміна його іншим, потужнішим, недоцільна.

- за умовами технологічного процесу, під час роботи виникає потреба у короткочасному збільшенні напору, а встановлення потужнішого насоса з регулятором частоти обертання недоцільне.

Послідовне включення двох насосів з однаковими характеристиками дозволяє створити режим з подвоєним

напором, при цьому подача залишиться такою ж, як і при роботі одного насоса.

Послідовна установка насосів з різними характеристиками повинна перевірятися розрахунком, оскільки можливий режим в якому більш потужний насос створить занадто високу подачу, не впоравшись з якою, насос меншої потужності, перетвориться на гідравлічний опір на шляху потоку.

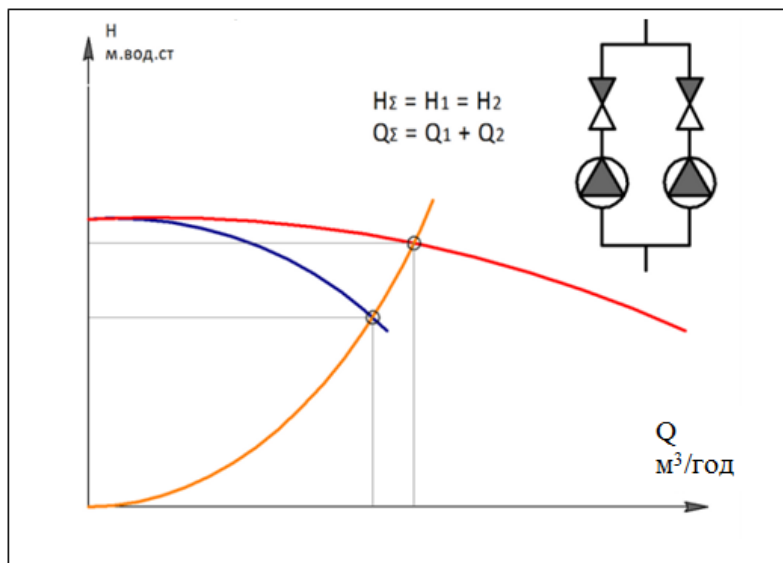


Рис.3.4 – Паралельна установка насосів

Паралельна схема установки насосів застосовується у таких випадках:

- один насос не може забезпечити задану подачу, а заміна його іншим, потужнішим, недоцільна;
- за умовами технологічного процесу, під час роботи виникає потреба у короткочасному збільшенні подачі, а

встановлення одного потужнішого насоса з регулятором частоти обертання недоцільне;

- необхідно поступово нарощувати подачу, що часто використовується в насосних станціях систем водопостачання з високими піковими витратами;

- у разі підвищення надійності другий насос виконує роль резервного.

Паралельне включення двох однакових насосів призводить до режиму подвоєної подачі, при цьому напір залишиться таким же, як і при роботі одного насоса.

Паралельне підключення насосів з різними характеристиками до одного напірного колектора слід ретельно перевіряти розрахунком, оскільки можливий режим роботи, в якому потужніший насос створить в напірному трубопроводі занадто високий тиск, якому не зможе протидіяти менш потужний насос, пропустивши потік у зворотному напрямку.

Щоб уникнути зворотного струму на напірному патрубку кожного з паралельно підключених насосів необхідно встановити зворотний клапан, а насоси рекомендується вибирати з однаковими характеристиками.

Кавітація у насосі. Кавітація в насосі виникає, коли тиск води у всмоктувальному патрубку знижується до тиску насичення. По суті, кавітація – це різке утворення бульбашок пари і таке ж різке їхнє схлопывання, як наслідок - різкі стрибки тиску на робочому колесі насоса. Кавітація в насосі не тільки супроводжується підвищеним шумом, але й прискорює його знос.

Виключити кавітацію в насосі можна забезпечивши тиск у патрубку, що всмоктує, вище тиску насичення води. Слід врахувати, що тиск насичення залежить від температури води, що нижча – тим нижчий тиск насичення.

Деякі виробники вказують кавітаційну характеристику насоса – NP_{HS} – чисельно рівну мінімальному абсолютному тиску в патрубку, що всмоктує, насоса, при якому гарантована безкавітаційна робота.

Переваги відцентрових харчових насосів перед іншими насосами:

- стабільні високі показники продуктивності;
- стабільні параметри потоку рідини, що перекачується;
- легкість та простота експлуатації відцентрового насоса;
- надійність і мінімальний ступінь зносу відцентрових насосів, і як наслідок – їх тривалий термін експлуатації;
- порівняно невелика вага даного виду насосів та компактні габарити.

Недоліки відцентрових харчових насосів:

- відсутність можливості видалення повітряних порожнин з всмоктувальної лінії без додаткового спеціального обладнання;
- у разі відхилення від номінальних режимів експлуатації даного виду насосів їх ККД значно знижується;
- пряма залежність ККД від показника в'язкості рідини, що перекачується, - чим він вище, тим нижче ККД;

– цей вид насосного обладнання не може бути готовим до експлуатації, доки у внутрішній робочій камері не буде створено рідке середовище;

– для створення високого напору рідини, що перекачується, в системі необхідно використовувати відцентрові насоси з більш, ніж одним робочим колесом;

– відносно обмежений діапазон подач рідини, що перекачується, і напорів у середині системи.

Поршневий насос. Поршневий насос є одним із видів гідравлічних машин, що працюють за принципом витіснення рідини поршнем у циліндрі. Основним елементом поршневого насоса є порожнистий металевий циліндр, в якому протікають всі робочі процеси, що здійснюються з рідиною, що перекачується. Фізична дія на рідину здійснює поршень плунжерного типу. Завдяки цьому елементу цей насос і отримав свою назву.

Принцип дії поршневого насоса полягає в наступному (рис.3.5): здійснюючи поступальний рух, поршень створює розрідження повітря в робочій камері, за рахунок чого в камеру всмоктується рідина з трубопроводу, що підводить. При зворотному русі поршня рідина з робочої камери виштовхується в магістраль, що нагнітає. Поршневі насоси оснащуються клапанним механізмом, основне завдання якого полягає в тому, щоб не дати рідини, що перекачується, потрапити назад у всмоктувальний канал у той момент, коли вона виштовхується в нагнітальну магістраль.

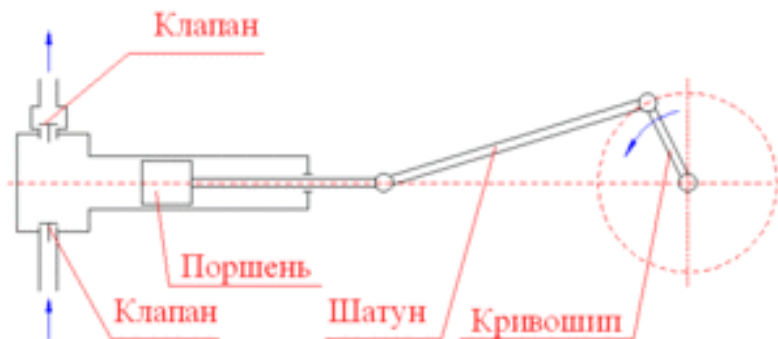


Рис.3.5 – Конструктивна схема найпростішого поршневого насоса односторонньої дії

Одним із недоліків поршневих насосів є пульсації подачі та тиску. Пульсації можна зменшити, розташувавши кілька поршнів у ряд і з'єднавши їх з одним валом таким чином, щоб цикли їх роботи були зсунуті один щодо одного по фазі на рівні кути.

Іншим способом боротьби з пульсацією є використання диференціальної схеми включення насоса (рис. 3.6). При якій нагнітання рідини здійснюється не тільки під час прямого ходу поршня, але і під час зворотного ходу.

Під час руху поршня вліво частина рідини відводиться в штокову порожнину, об'єм якої менше об'єму рідини, що витісняється за рахунок того, що частина об'єму штокової порожнини займає шток.

Також широко застосовують насоси двосторонньої дії, у яких поршнева, так і штокова порожнина мають (на відміну від диференціальної схеми включення) свою клапанну систему розподілу. У таких насосів коефіцієнт пульсацій

нижчий, а ККД вищий, ніж у насосів односторонньої дії (рис.3.7).

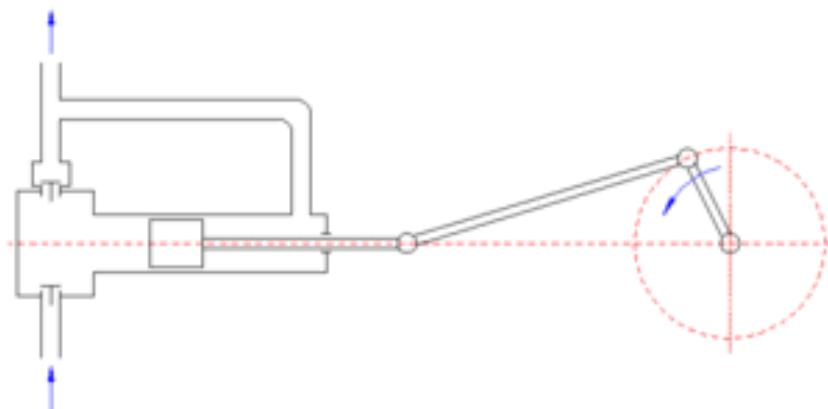


Рис.3.6 – Диференціальна схема включення поршневого насоса

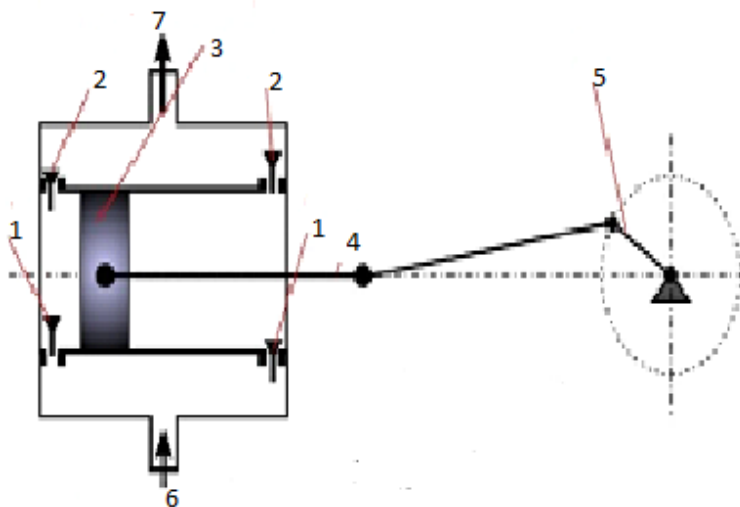


Рис.3.7 – Принцип дії двостороннього поршневого насосу: 1 - впускний клапан; 2 – випускний клапан; 3 –

поршень; 4 – шток; 5 – кривошип; 6 – всмоктування; 7 – нагнітання.

Для боротьби з пульсацією застосовують гідроакумулятори, які в момент найбільшого тиску запасують енергію, а в момент спаду тиску віддають її.

Особливість пристрою поршневого насоса подвійної дії полягає в тому, що штокові та поршневі порожнини цієї машини оснащені індивідуальними клапанними системами. Така конструкція поршневого насоса подвійної дії дозволяє не тільки усунути пульсацію потоку в трубопровідній системі, але й значно підвищити ефективність використання самої машини.

Поршневі насоси односторонньої дії в порівнянні з двосторонніми моделями відрізняються більш високою надійністю та довговічністю.

Продуктивність поршневого насоса Q односторонньої дії визначають залежністю:

$$Q = (F \times S \times n) \times \frac{\eta_{об}}{60}, \quad (3.6)$$

де: F – площа поршня, м; S – перебіг поршня, м; n – частота обертання кривошипного валу; η – об'ємний КПД насоса.

Продуктивність поршневого насоса двосторонньої дії визначається залежністю:

$$Q = \frac{(2F - f) \times S n \times \eta_{об}}{60}, \quad (3.7)$$

де f – площа поперечного перерізу штока поршня.

Область застосування рідинних насосів поршневого типу досить широка, що їх високою універсальністю. Тим

часом конструкція таких машин не дозволяє використовувати їх у тих випадках, коли перекачувати необхідно значні обсяги води чи іншої рідини.

Одним з основних переваг цих гідравлічних машин є те, що їх поршні, витісняючи рідину через нагнітальну магістраль, одночасно всмоктують її нову порцію через канал, що подає, що дуже важливо в умовах сухого циліндра.

Роторні насоси. Роторні насоси призначені для перекачування в'язких чистих рідин. Вони широко використовуються у різних галузях харчової промисловості.

Основними представниками цієї групи насосів згідно з класифікацією є шестерні, пластинчасті, радіально-поршневі та аксіально-поршневі.

Шестерні насоси (рис.3.8) найчастіше виконуються у вигляді пари однакових зубчастих коліс з евольвентним зачепленням, укладених в корпус.

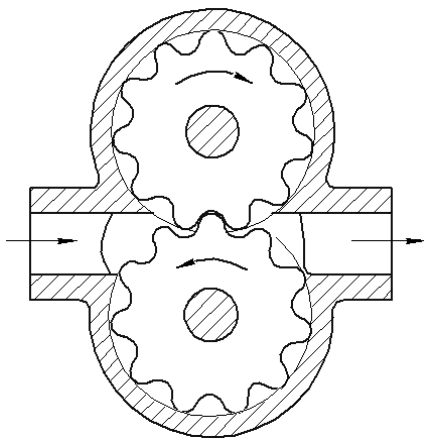


Рис.3.8 – Принципова схема шестерного зубчастого насоса

Усі роторні насоси складаються з трьох частин: статора (нерухома частина насоса), ротора та витіснювачів.

Робочий процес роторного насоса складається з трьох етапів: 1 – заповнення робочих камер рідиною. У шестеренному насосі це відбувається у момент виходу зубів із зачеплення. Камерою є западина зуба; 2 – ізоляція (замикання) камер від зони входу та їх перенесення із зони входу в зону виходу; 3 – витіснення рідини із робочих камер. У шестеренному насосі це відбувається в момент входу зубів у зачеплення.

У зв'язку з відсутністю клапанів роторні насоси більш швидкісні, ніж поршневі. Нині вони експлуатуються на частотах обертання до 3000–5000 об/хв, а окремих випадках і більш високих. Завдяки цьому вони і компактніші.

У порівнянні з поршневими, роторні насоси мають значно більшу рівномірність подачі.

Продуктивність роторних насосів будь-якого типу залежить від геометричних розмірів насоса та частоти обертання його валу. Вона визначається залежністю:

$$Q = \frac{V \times n \times \eta_{об}}{60}, \quad (3.8)$$

де: V – обсяг рідини, яка подається насосом за один поворот валу насоса, м^3 ; n – частота обертання валу, хв^{-1} ; $\eta_{об}$ – об'ємний КПД насоса.

Напір, що створюється насосом, залежить від опору зовнішньої системи трубопроводів, але він не повинен перевищувати максимального тиску, який для кожної конструкції та типу насоса вказується у паспорті.

Шестерні насоси є нерегульованими, і це є їх основним недоліком. Подачу можна регулювати шляхом зміни частоти обертання насоса.

Шестерні насоси здатні створювати тиск до 160 атмосфер. Для більш високих тисків іноді застосовують багатоступінчасті насоси. такий насос складений із кількох шестеренних насосів, з'єднаних послідовно; він створює тиск, що дорівнює сумі тисків, що розвиваються всіма ступенями.

Шестерні насоси є найбільш поширеними типами гідромашин, що пояснюється простотою виготовлення та експлуатації, малими габаритами і масою, легкістю реверсування, достатньою надійністю і високим ККД. Вони допускають порівняно великі короточасні навантаження за тиском.

Пластинчасті насоси. Пластинчастий насос – це роторний насос із робочими органами у вигляді пластин.

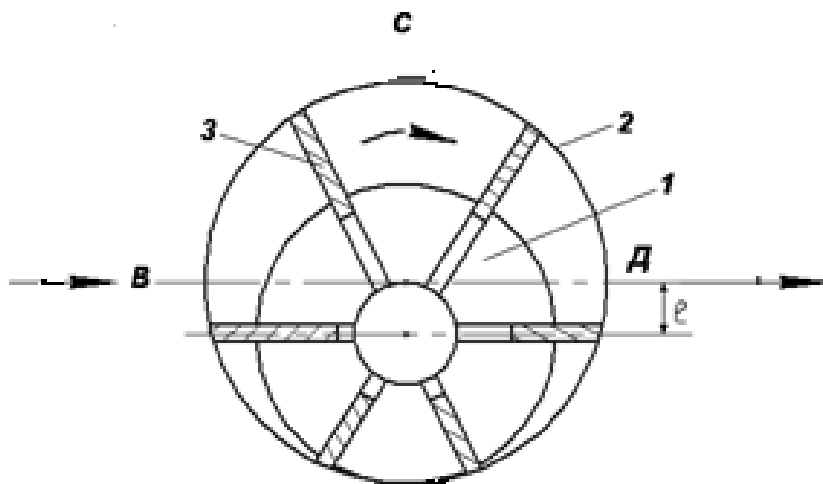


Рис.3.9 – Принципова схема пластинчастого насоса

Ці гідравлічні машини є найпростішими з існуючих типів об'ємних гідромашин.

Основними частинами насоса (рис.3.9) є ротор 1, поміщений з ексцентриситетом e статор 2. ротор являє собою циліндр з радіальними прорізами, в яких ковзають пластини-витіснювачі 3, що здійснюють зворотно-поступальні переміщення щодо ротора. Під дією відцентрових сил пластини своїми зовнішніми торцями притискаються до внутрішньої поверхні статора та ковзають на ній. Рідина заповнює простір між двома сусідніми пластинами та поверхні ротора та статора. Це і є робоча камера. На дузі ABC обсяг цієї камери збільшується та відбувається її заповнення рідиною. На дузі СДА обсяг її зменшується та відбувається витіснення рідини. Тиск, що створюється пластинчастим насосом, зазвичай дещо нижчий, ніж тиск, що створюється іншими насосами і не перевищує 10–12 МПа.

3.2 Газодувні машини

Газодувні машини (ГМ) називають гідравлічні машини, які призначені для переміщення газів з підвищенням тиску.

Класифікують ГМ за ступенем стиснення газу та за принципом дії.

Ступенем стиснення називають відношення тиску газу на виході з ГМ до тиску на вході:

$$\frac{p_2}{p_1} = \varepsilon$$

ГМ, в яких підвищується тиск до ступеня стиснення 1,15 називають *вентиляторами*.

ГМ, які працюють з підвищенням тиску $>1,15$ без штучного охолодження, називають *газодувками* або нагнітачами.

ГМ, які працюють зі штучним охолодженням та $\varepsilon > 3,0$, називають компресорами.

За принципом дії ГМ поділяють на *лопатеві* та *об'ємні*. Лопатеві діляться на *відцентрові* та *осьові*. Об'ємні ГМ діляться на *поршневі* та *роторні*.

Відцентрові та осьові вентилятори. Вентилятори - це механічні пристрої для переміщення повітря по повітроводах, безпосередньої подачі або витяжки повітря з приміщення. Переміщення повітря відбувається за рахунок створення перепаду тиску між входом та виходом вентилятора.

Осьові вентилятори – це колеса з лопатей (т.зв. крильчатка) у циліндричних кожухах, прикріплені до втулки під певним кутом до площини обертання.

При обертанні лопат відбувається захоплення повітря і переміщення його в осьовому напрямку. При цьому в радіальному напрямку повітря майже не рухається. Найчастіше лопаті осьового вентилятора встановлюються безпосередньо на вісь електродвигуна.

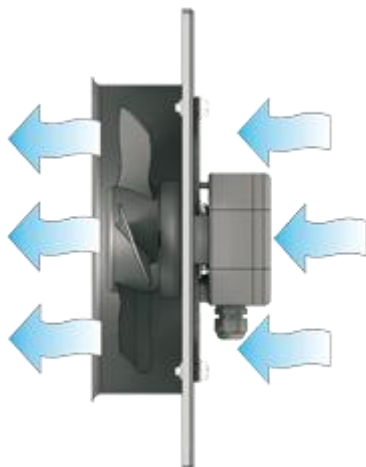


Рис.3.10 – Принципова схема вентилятора

Застосовуються осьові вентилятори для витяжки та припливу повітря через вільні отвори або разом із повітропроводами не більше 3-х метрів горизонтальної ділянки з невеликим аеродинамічним опором мережі.

Відцентрово-осьові вентилятори можуть переміщувати повітря у напрямку осі двигуна. Широко застосовуються в системах вентиляції з круглими повітропроводами.

Відцентрові вентилятори складаються з двох основних частин: турбіни та раклики. Робоче колесо такого вентилятора – це пустотілий циліндр, у якому встановлені

лопатки, скріплені по колу дисками. У центрі скріплювальних дисків знаходиться маточина для насаджування колеса на вал.

При обертанні робочого колеса повітря, що потрапляє між лопатками, радіально рухається від центру і при цьому стискається. Під дією відцентрової сили повітря видавлюється в спіральний корпус, а потім прямує в нагнітальний отвір.

Відцентрові вентилятори виготовляються з робочими колесами з лопатками, загнутими назад чи вперед. Застосування радіальних вентиляторів з лопатками, загнутими назад, мають перевагу в тому, що вони відносно легко переносять навантаження з витрат повітря. Відцентрові вентилятори з лопатками, загнутими вперед, забезпечують такі ж витратні та напірні характеристики, що і вентилятори з лопатками, загнутими назад, але при меншому діаметрі колеса і нижчій частоті обертання. Таким чином, вони можуть досягти необхідного результату, займаючи менше місця та працюючи безшумніше.

Застосовуються для витяжки та припливу повітря в системах вентиляції з великою довжиною повітроводів та великим аеродинамічному опорі мережі.

Повний тиск, який створює вентилятор, складається зі статичного та динамічного тиску:

$$p = p_{ст} + p_{дин}. \quad (3.11)$$

де $p_{ст}$ визначається як сума розрідження на вході у вентилятор і тиску на виході з нього; а $p_{дин}$ визначається швидкістю газу з у вихідному патрубку вентилятора і формула набуває вигляду:

$$p = p_{вак} + p_n + \frac{\rho c^2}{2}, \quad (3.12)$$

Потужність вентиляторів визначають за відомими формулами для насосів.

Турбокомпресори та турбогазовдувки. Відцентрові компресори та газовдувки називають турбокомпресорами та турбогазовдувками. У турбомашинах, як і в відцентрових насосах, газ надходить у робоче колесо, закріплене на валу. Колесо з лопатками та направляючим апаратом обертається в кожусі, відкидаючи газовий потік до стінок і далі нагнітальний трубопровід. Для отримання значного стиснення газу на валу компресора розмішують кілька робочих коліс (загалом кожусі).

Компресори поділяються на поршневі, ротаційні, відцентрові, осьові та струменеві. Відцентрові компресори називаються турбокомпресорами та турбогазовдувками. До відцентрових та осьових компресорів можуть бути віднесені вентилятори. Вакуум-насоси являють собою компресори, в яких газ засмоктується при розрідженні і виштовхується під тиском дещо більшим за атмосферний.

Турбокомпресори та турбогазовдувки відрізняються компактністю, простотою пристрою, рівномірністю подачі. Істотною гідністю їх є чистота газу, що подається, не забрудненого мастилом.

Водокільцеві насоси: «Водокільцеві вакуумні насоси ВВН»

Вакуумний водокільцевий насос ВВН є різновидом вакуумних насосів, робочий об'єм яких змінюється в залежності від рівня занурення роторних пластин в рідину. Вакуумний водокільцевий насос має такі переваги як мінімальна чутливість до забруднення, значний моторесурс,

що досягається завдяки відсутності зайвого тертя, а також спрощена конструкція.

Водокільцеві вакуумні насоси ВВН продуктивністю від 0,3 до 50 м³/хв, призначені для відкачування парів та газів з метою створення вакууму в діапазоні робочих тисків від атмосферного до 10 кПа в технологічних процесах.

Поршневі вакуум-насоси.

Поршневі вакуум-насоси широко застосовуються у сучасному промисловому виробництві. Граничні розрідження, які утворюють вакуум-насоси, залежать в основному від ущільнень в циліндрі, а також від величини шкідливого простору над головкою поршня. Продуктивність вакуум-насосів поршневого класу варіюється в межах 500-56333 л/хв.

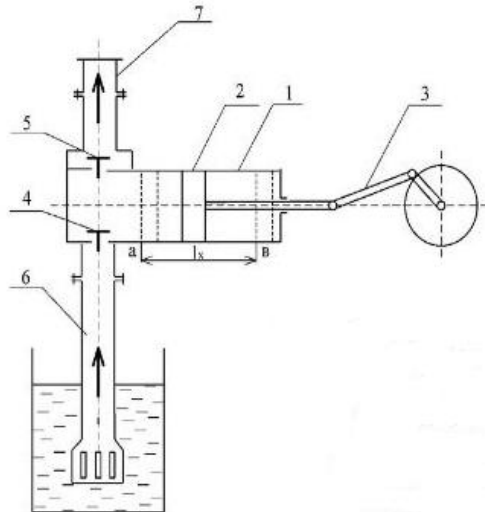


Рис.3.11 – Принцип дії вакуумного поршневого насоса: 1 – циліндр; 2 – поршень; 3 – кривошипно-шатунний

механізм; 4 – всмоктуючий клапан; 5 – нагнітальний клапан;
6 - всмоктуючий трубопровід; 7 – нагнітальний трубопровід.

Принцип дії вакуумного поршневого насоса ґрунтується на таких процесах:

- через впускний фланець повітря всмоктується усередину виробу;

- потім поршень починає рух, а клапан перекриває вхідний отвір;

- починається стиск робочого потоку;

- при досягненні заданого тиску відкривається випускний клапан;

- стиснутий газ спрямовується в магістраль або до другого ступеня, що залежить від конструкції насоса;

- другий ступінь працює аналогічно, він дотискає потік до потрібного тиску;

- відкривається випускний клапан на корпусі другого циліндра і стислий потік надходить у глушник, а потім у магістраль або ресивер.

РОЗДІЛ 4. Поділ неоднорідних систем

4.1 Характеристика неоднорідних систем та методи їх поділу

Неоднорідними чи гетерогенними називають системи, які з двох чи більше фаз. Фазу, яка знаходиться у вигляді дисперсних (дрібних) частинок, називають дисперсною. Фаза, що оточує дисперсні частинки, називають *дисперсійним* (суцільним) середовищем.

Неоднорідні системи розрізняють за кількістю фаз, їх агрегатним станом та розмірами дисперсних частинок. За агрегатним станом суцільної фази їх ділять на рідкі та газові. До *рідких неоднорідних сумішей відносять суспензії, емульсії та піни, до газових – пил, дим, туман.*

Основні види неоднорідних систем:

– *емульсії* - система, що складається з взаємно нерозчинних рідин, одна з яких знаходиться у вигляді дрібних крапель обсягом іншої рідини. Розмір частинок дисперсної фази в емульсіях коливається у межах. При великих розмірах крапель емульсія під дією сили тяжіння легко розшаровується, проте при малих розмірах (менше 0,5 мкм) стає стійкою та не розшаровується протягом тривалого часу;

– *суспензії* – система, що складається з рідини та розподілених у ній твердих частинок. Залежно від розмірів завислих частинок розрізняють суспензії: грубі (розмір частинок більше 100 мкм), тонкі (розмір частинок близько $100 \div 0,1$ мкм) та колоїдні розчини (або каламуті) з розміром частинок 0,1 мкм і менше.

– *піни* – система, що складається з рідини та розподілених у ній бульбашок газу. За своїми властивостями ця система близька до емульсій.

Для емульсій та пін можливий перехід дисперсної фази в дисперсійне середовище та навпаки при певному кількісному співвідношенні фаз. Це явище зветься *інверсією фаз* (інверсії).

– *пил* – система, що складається з газу та розподілених у ньому твердих частинок розміром 5–50 мкм.

– *дим* – система, що складається з газу та розподілених у ньому твердих частинок розміром 0,5–5 мкм.

– *туман* – система, що складається з газу та розподілених у ньому крапель рідини розміром 0,3–3 мкм.

Ці системи звуться також *аерозолі*.

Неоднорідні системи відрізняються масовим або об'ємним співвідношенням дисперсної та дисперсійної фаз, розмірами частинок дисперсної фази та їх полідисперсністю. *Полідисперсність* характеризує відсотковий вміст частинок відповідного розміру в системі. Монодисперсні системи містять частинки однакового розміру.

Існують такі методи поділу неоднорідних систем: осадження, фільтрування, центрифугування, мокрий поділ, електроочищення.

4.2 Матеріальний баланс процесу поділу

Суміш, що розділяється, складається з суцільної фази і зважених у ній частинок. В результаті поділу суміші (за відсутності втрат) маємо:

$$m_c = m_1 + m_2 \quad (4.1)$$

де m_c – кількість вихідної суміші, що підлягає поділу;
 m_1 – кількість очищеної (освітленої) частини суміші;
 m_2 – кількість осаду.

Оскільки загальна кількість речовини, що утворює дисперсну фазу, у процесі поділу не змінюється, то матеріальний баланс дисперсної фази такий:

$$m_c x_c = m_1 x_1 + m_2 x_2 \quad (4.2)$$

де x_c , x_1 , x_2 – концентрації дисперсної фази у вихідній суміші, освітленій частині та осаді, відповідно.

Спільне рішення цих рівнянь дає можливість визначити кількості очищеної частини суміші та осаду:

$$m_1 = m_c \times \frac{x_2 - x_c}{x_2 - x_1}, \quad (4.3)$$

$$m_2 = m_c \times \frac{x_c - x_1}{x_2 - x_1}, \quad (4.4)$$

Рівняння справедливі будь-яких двофазних неоднорідних систем.

4.3 Осадження

Процес осадження під дією сил тяжіння називають гравітаційним осадженням або обстоюванням. Швидкість процесу називають швидкістю осадження чи відстоювання.

Основною умовою процесу осадження в полі гравітаційних та відцентрових сил є різниця щільностей дисперсної фази та дисперсійного середовища. У електричному полі – різниця реакцій елементів газової неоднорідної системи електричне полі. Результат осадження неоднорідної системи – поділ їх у продукти, які різняться концентрацією дисперсної фази, тобто. поділ дисперсної фази на фракції.

Процес гравітаційного осадження здійснюється в спеціальних апаратах – відстійниках. Відстоювання використовують для поділу суспензій, емульсій та пилів. Рушійною силою процесу є різниця щільностей суцільної та дисперсної фаз. У суспензії та пилу щільність дисперсної фази зазвичай вища за щільність суцільної фази; в емульсіях велика щільність може бути як дисперсної фази, так і суцільної.

Процес відстоювання характеризується невеликою швидкістю осадження і забезпечує відділення тонкодисперсних частинок, тому його застосовують головним чином часткового чи попереднього поділу неоднорідних систем. Сутність відстоювання у тому, що неоднорідну суміш пропускають через якусь ємність, дно якої під впливом сили тяжкості осідають зважені частки. При цьому необхідно дотримуватися двох основних умов:

1) час перебування елемента потоку в апараті має бути рівним або більше часу осадження частинок;

2) лінійна швидкість потоку в апараті повинна бути меншою за швидкість осадження.

Швидкість процесу осадження визначається швидкістю відносного руху частинок. Вона залежить від щільності, розмірів та форми частинок, фізичних властивостей суцільної фази, а також від інтенсивності взаємодії частинок одна з одною.

У силу складності процесу практично користуються наближеними залежностями, які враховують зміна швидкості осадження, обумовлене зміною відносного змісту дисперсної

фази по висоті, і навіть зміною режиму руху рідини по довжині відстійника.

Залежність для розрахунку швидкості осадження сферичної частки в полі сили тяжіння для будь-якого режиму осадження має вигляд:

$$w_0 = \sqrt{\frac{4 \cdot d(\rho_d - \rho_c)g}{3 \cdot \zeta \cdot \rho_c}}, \quad (4.5)$$

де режим осадження частки враховується коефіцієнтом опору ζ .

Досвідченим шляхом встановлені такі режими руху частки рідини:

1) ламінарний ($Re < 0,2$), що підпорядковується закону Стокса;

2) перехідний ($0,2 < Re < 500$)

3) турбулентний ($Re > 500$).

Для ламінарного режиму руху коефіцієнт опору $\zeta = 24/Re$. Тоді швидкість осадження частки при ламінарному режимі визначається залежністю:

$$w_0 = \frac{d^2(\rho_d - \rho_c)g}{18 \cdot \mu}, \quad (4.6)$$

яка називається законом осадження Стокса.

Цей закон є справедливим також для початкового перехідного режиму осадження в межах значень критерію Рейнольдса 0,2–2. Тому ця залежність застосовна до розрахунку швидкості осадження частинок при значеннях $Re \leq 2$. Звідси граничні значення критерію Рейнольдса у перехідному режимі $-2 < Re < 500$, при $\zeta = 18,5/Re^{0,6}$.

При $Re > 500$ функції $\zeta = f(Re)$ відповідає квадратичний закон Ньютона, коефіцієнт опору можна приймати постійним, рівним $\zeta = 0,44$.

Щоб визначити режим осадження частинок і вибрати формулу для розрахунку швидкості осадження, необхідно знати значення критерію Рейнольдса, який також входить швидкість осадження. Тож у разі застосовують до розрахунку метод послідовних наближень, тобто. на першому ступені розрахунку задаються, наприклад, ламінарним режимом осадження, а потім, визначивши w_0 , перевіряють, чи лежить Re_0 в області, що відповідає прийнятій умові.

Для цих умов критерій Архімеда має вигляд:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_c^2 g}{\mu_c^2} \cdot \frac{\rho_d - \rho_c}{\rho_c}, \quad (4.7)$$

Знаючи значення критерію Архімеда (для осадження часток заданого розміру), можна розрахувати значення критерію Рейнольдса, з якого визначається потрібна швидкість осадження.

Оскільки коефіцієнт опору залежить від режиму осадження, необхідно встановити граничні значення Ar , відповідні переходу однієї області осадження в іншу.

В області ламінарного режиму осадження ($Re \leq 2$) коефіцієнт опору $\zeta = 24/Re$, тому рівняння набуде вигляду:

$$Re = \frac{Ar}{18}, \text{ або } Re = 0,056 \times Ar, \quad (4.8)$$

Критичне значення критерію Архімеда, що відповідає верхній межі критерію Рейнольдса ($Re = 2$), буде таким:

$$Ar = 18 \times Re = 18 \times 2 = 36, \quad (4.9)$$

Отже, існування ламінарного режиму осадження обмежується умовою $Ar \leq 36$.

Область осадження в перехідному режимі обмежується зміною критерію Архімеда у межах $36 < Ar < 83000$.

Швидкість вільного осадження часток для будь-якого режиму приблизно може бути знайдена з рівняння:

$$Re_0 = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}}, \quad (4.10)$$

При розрахунку швидкості осадження за відомим діаметром частинок спочатку обчислюють значення критерію Архімеда за (4.7), потім визначають критерій Рейнольдса та знаходять швидкість осадження:

$$w_0 = \frac{\mu_c \cdot Re}{d \cdot \rho_c}, \quad (4.11)$$

4.4 Відстійники

Відстійники можуть бути періодичної, напівбезперервної та безперервної дії. Залежно від виду суміші, що розділяється, ці апарати ще поділяють на відстійники: для емульсій, для суспензій і для пилів.

Відстійники для емульсій. Періодично діючий відстійник для емульсій (рис.4.1а) являє собою циліндричний посуд з конічним днищем, в нижній частині якого є патрубок зливний 1. Оглядове скло 2 дозволяє помітити поверхню розділу рідин при їх спуску після відстоювання. Розташовані нижче крани 3 служать направлення розділених рідин у різні збірники.

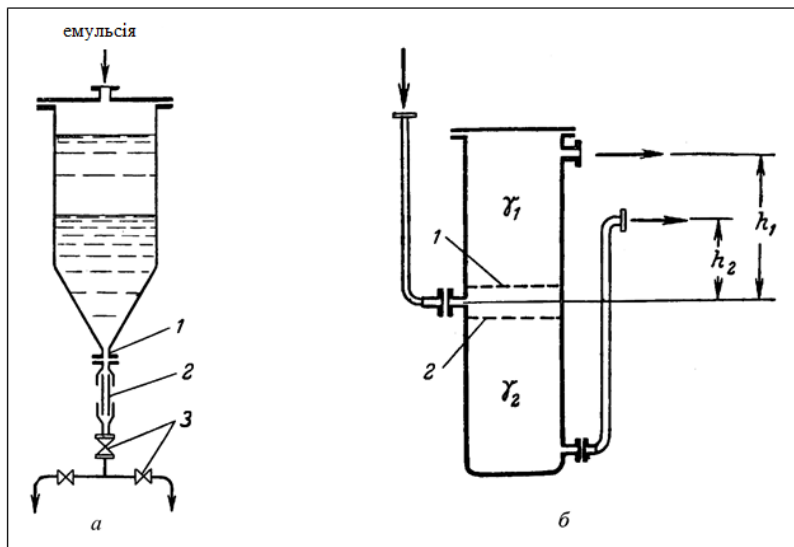


Рис.4.1 – а) Схема відстійника для емульсій періодичної дії: 1 –патрубок для зливання; 2 – оглядове скло; 3 – кран.

б) Схема відстійника для емульсій безперервної дії: 1, 2 – перфоровані перегородки.

На (рис.4.1б) показаний безперервно діючий відстійник для емульсій, що являє собою циліндричну ємність, з ввідним і вивідним патрубками. Емульсія вводиться в середню частину апарату між двома перфорованими перегородками 1 і 2. Після розшарування легка рідина видаляється з апарата через відвідний верхній патрубок, а важка - через нижній. Висоти відводів легкої та важкої рідин h_1 і h_2 повинні суворо відповідати щільностям рідин p_1 та p_2 та задовольняти співвідношенню $h_1/h_2=p_2/p_1$.

Відстійники для суспензій. Для обробки невеликих обсягів сумішей застосовують відстійники у вигляді вертикально циліндричних встановлених резервуарів з конічним днищем, що мають люки для розвантаження осаду і кілька кранів на різній висоті для зливу рідини.

Для відстоювання великих обсягів сумішей використовують бетонні басейни або кілька послідовно з'єднаних резервуарів, що працюють комбінованим способом: рідина в них протікає безперервно, а осад періодично видаляється.

Відстійник безперервної дії з гребковою мішалкою (рис.4.2а) являє собою циліндричний резервуар 2 з конічним днищем і кільцевим жолобом 3 у верхній частині апарату. В апараті є мішалка з гребками 1, розташованими таким чином, що при обертанні мішалки за годинниковою стрілкою осад, що накопичується, переміщається до центрального штуцера в дні судини. Мішалка обертається дуже повільно (0,02–0,5 об/хв), не порушуючи процесу осадження. Вихідна суспензія подається в центральну верхню частину апарату, освітлена рідина видаляється з верхнього жолоба, а осад, що містить велику кількість рідини і рухливий шлам, відкачується шламовим насосом через нижній штуцер днища.

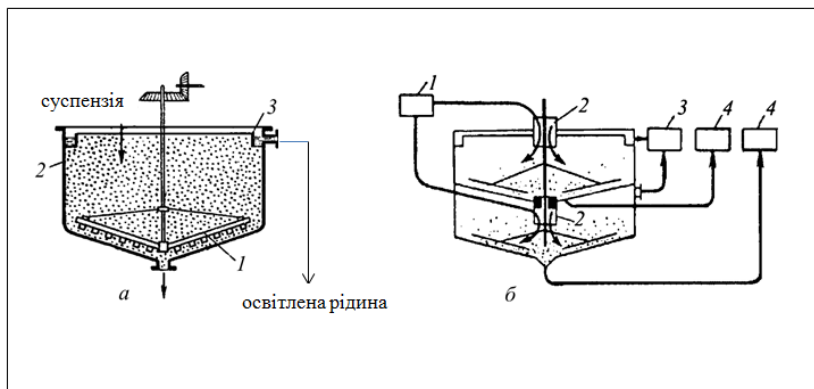


Рис.4.2 – а) **Схема відстійника з гребковою мішалкою:** 1 – мішалка з гребками; 2 – циліндричний резервуар; 3 – кільцевий жолоб

б) **Схема двоярусного відстійника:** 1 – ємність вихідної суспензії; 2 – патрубок вихідної суспензії; 3 – відведення освітленої рідини; 4 – відведення шл'аму.

Розміри відстійників коливаються у межах: від 1,8 до 120 м. Для зменшення площі, займаної відстійниками, застосовуються багатоярусні апарати. Найпростіший двоярусний відстійник (рис.4.2б) є два апарати, поставлених один на одного і мають загальний вал для мішалок.

Відстійники для пилу. Найпростішим пристроєм для очищення газів від пилу є відстійний газохід (рис.4.3).

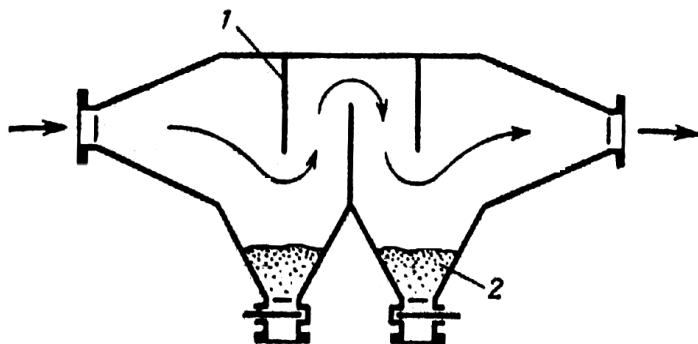


Рис.4.3 – Схема відстійника для запилених газів

На шляху запиленого газу встановлюють камеру з перегородками 1, що змінюють напрямок руху потоку, і збірники пилу 2. Внаслідок збільшення перерізу швидкість потоку падає, частки пилу, зберігаючи прямолінійний рух за рахунок інерції, ударяються про перегородки 1 і збираються в збірнику 2. Ці пристрої застосовують для попереднього, грубого очищення газів.

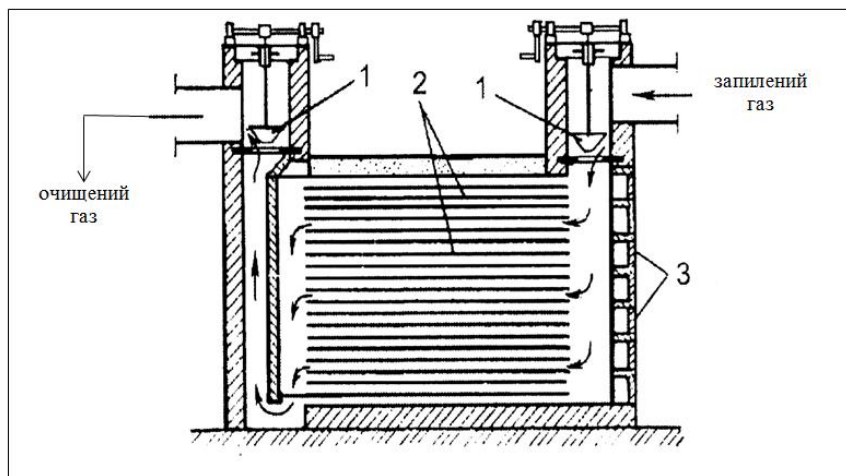


Рис.4.4 – Схема пилоосаджувальної камери:

1 – клапани; 2 – горизонтальні полиці; 3 – люки

Більш якісне очищення досягається в пилоосаджувальних камерах (рис. 4.4). Влаштування пилоосаджувальної камери засноване на принципі розвитку максимальної площі осадження. Апарат із горизонтальними полицями 2 ділиться на ряд каналів малої висоти. Надходження запиленого газу регулюється клапанами 1. Обложений пил періодично вивантажується при відключеному апараті через люки 3.

Для безперервної роботи камери її ділять на два самостійні відділення, з яких одне знаходиться в роботі, а інше в цей час очищається від пилу.

4.5 Розрахунок відстійників

Відстійники проектують із розрахунку осадження частинок найменшого розміру, які у системі. Тому тривалість перебування суміші в апараті повинна бути більшою, ніж час, який потрібний для осадження частинок найменшого розміру на дно апарата. Цей розмір береться за вихідний при обчисленні швидкості осадження.

Середній час руху рідини у відстійнику:

$$\tau = \frac{L}{w} = \frac{V_p}{V}, \quad (4.12)$$

де V_p – обсяг відстійника; V – об'ємна продуктивність вихідної суміші; L – Довжина відстійника.

Максимальний час осадження частинок:

$$\tau = \frac{h}{w_0}, \quad (4.13)$$

де h – висота відстійника.

Враховуючи, що у граничному випадку $\tau = \tau_0$, отримуємо:

$$\frac{h}{w_0} = \frac{L}{w} \text{ або } \frac{L}{h} = \frac{w}{w_0}, \quad (4.14)$$

Об'єм рідини, що пройшла через відстійник в одиницю часу, становитиме:

$$V = bhw = bLw_0 = F_0w_0, \quad (4.15)$$

де $F_0 = bL$ – площа осадження у відстійнику.

Таким чином, продуктивність відстійника V залежить тільки від швидкості осадження частинок w_0 та площі осадження F_0 . У зв'язку з цим відстійники мають поверхню осадження набагато більше, ніж їхня висота, яка зазвичай не перевищує 2–4,5 м (для відстійників великих діаметрів не більше 7 м).

Залежність визначення поверхні осадження відстійника має такий вид:

$$F_0 = \frac{G_{\text{см}}}{\rho_{\text{осв}} w_0} \left(\frac{x_{\text{ос}} - x_{\text{см}}}{x_{\text{ос}} - x_{\text{осв}}} \right), \quad (4.16)$$

Ці розрахунки застосовні за умови безперервної подачі суміші у відстійник та безперервного відведення освітленої рідини (газу); осад може видалятися періодично, у міру його накопичення, або безперервно.

4.6 Осадження під дією відцентрової сили.

Відцентрові сили, що виникають під час обертання тіл, багаторазово перевищують сили тяжіння. Ця закономірність

використовується прискорення процесу осадження. Для цього потік, що розділяється, поміщають у поле дії відцентрових сил, яке може бути створене двома способами:

1- обертальним рухом потоку в нерухомому апараті;

2 - обертанням потоку в апараті, що обертається.

У першому випадку процес називається циклонного, у другому – відстійного центрифугування.

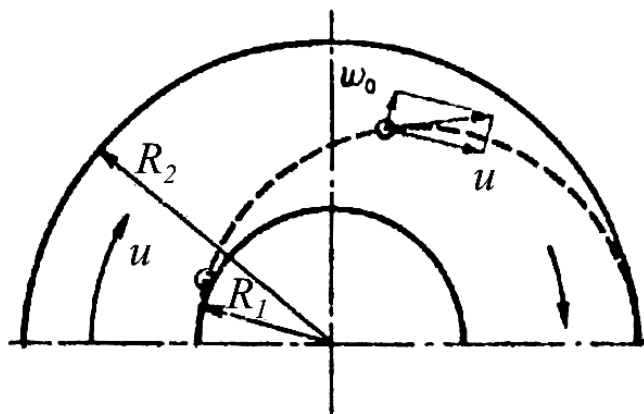


Рис.4.5 – Траєкторія руху частки у відцентровому полі: ω_0 – швидкість осадження частки; u – окружна швидкість обертання.

На частинку, зважену в потоці, діють сили:

– відцентрова: $G_{\text{ц}} = \frac{m \times u^2}{R}$,

– тяжкості: $G_{\text{т}} = m_1 \times g$,

– опору середовища: $F_c = 3 \times \pi \times d \times \mu_c \times \omega_0$, та

– архімедова сила: $G_A = m_2 \times g$.

Оскільки силою тяжкості і архимедовою силою у відцентровому полі можна знехтувати (вони проти відцентрової силою дуже малі), то рух частки у разі можна описати залежністю, аналогічною руху під впливом сили тяжіння: $G_{\text{ц}} = F_{\text{с}}$. При ламінарному режимі ($Re < 0,2$) осадження характеризується законом Стокса. Відповідно до закону Стокса швидкість осадження частинок у відцентровому полі при ламінарному режимі осадження ($\zeta = \frac{24}{Re}$):

$$w_o = \frac{d^2 \cdot (\rho_d - \rho_c) \cdot \omega^2 \cdot R}{18\mu_c}, \quad (4.17)$$

де $\omega^2 \cdot R$ – відцентрове прискорення.

Залежність для визначення тривалості процесу осадження має вигляд:

$$\tau = 2 \sqrt{\frac{3\zeta \cdot \rho_c}{d(\rho_d - \rho_c) \cdot \omega^2}} (\sqrt{R_2} - \sqrt{R_1}), \quad (4.18)$$

Ефективність відцентрового поділу неоднорідних систем характеризується відцентровим критерієм Фруда, що виражає співвідношення відцентрової сили та сили тяжіння:

$$Fr_{\text{ц}} = \frac{G_{\text{ц}}}{G_{\text{т}}}, \quad (4.19)$$

Це співвідношення носить також назву фактора поділу K_p :

$$K_p = \frac{G_{\text{ц}}}{G_{\text{т}}} = \frac{m \cdot \omega^2 \cdot R}{m \cdot g} = \frac{\omega^2 \cdot R}{g} = \frac{u^2}{R \cdot g}, \quad (4.20)$$

Фактор поділу є важливою характеристикою центрифуг, так як, за інших рівних умов, центрифуги, що розділяють дію, зростає пропорційно величині K_p .

Циклонний процес отримав свою назву від апаратів-циклонів, які використовуються для поділу, в основному, неоднорідних газових систем.

Циклонний процес отримав свою назву від апаратів-циклонів, які використовуються для поділу, в основному, неоднорідних газових систем.

Сутність циклонного процесу полягає в тому, що потік, що розділяється, вводиться в циклічний апарат (рис. 4.6) тангенціально через вступний патрубок 3. Завдяки тангенціальному вводу та наявності центральної вивідної труби 4 потік починає обертатися навколо неї, здійснюючи при проходженні через апарат кілька обертів. Під дією відцентрової сили, що виникає при цьому, зважені частинки відкидаються до периферії, осідають на внутрішній поверхні корпусу 1, а потім під дією сили тяжіння опускаються в кінцеве днище 2 і видаляються з апарата через нижній патрубок. Очищений від зважених частинок потік виводиться із циклону через вивідну трубу.

Оскільки значення фактора поділу K_p обернено пропорційно радіусу апарату, то доцільно виконувати циклони з корпусом малого діаметра – від 150 до 200 мм. Це використовується в батарейних або аналогічних їм за принципом дії циклонів, що являють собою велику кількість паралельно працюючих невеликих циклонних апаратів, встановлених у загальному корпусі. Їх називають мультициклонами.

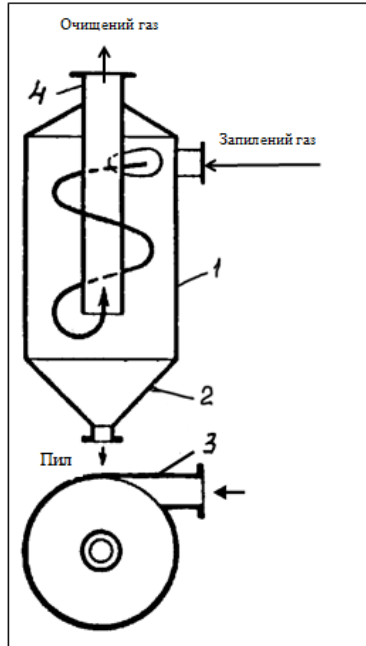


Рис. 4.6 – **Схема пристрою циклону:** 1 – корпус; 2 – конічне днище; 3 – вступний патрубок; 4 – вивідна труба

Сутність циклонного процесу полягає в тому, що потік, що розділяється, вводиться в циклічний апарат (рис.) тангенціально через вступний патрубок 3.

Аналогічних їм за принципом дії циклонів, що являють собою велику кількість паралельно працюючих невеликих циклонних апаратів, встановлених у загальному корпусі. Їх називають мультициклонами.

Батарейний циклон (рис. 4.7) складається з корпусу 1, вхідного патрубку 2, газорозподільної камери 3, ґрат 5, циклонних елементів 6, вихідного патрубку 4 і нижнього бункера 7. Запиленый газ через патрубок 2 і розподільчу камеру 3 надходить у циклонні елементи, що мають спіральні

вставки. Під дією спіральних витків газ набуває обертального руху, пил опускається по стінках елементів і опадає в нижній бункер 7. Відчищений газ відводиться через штуцер 4.

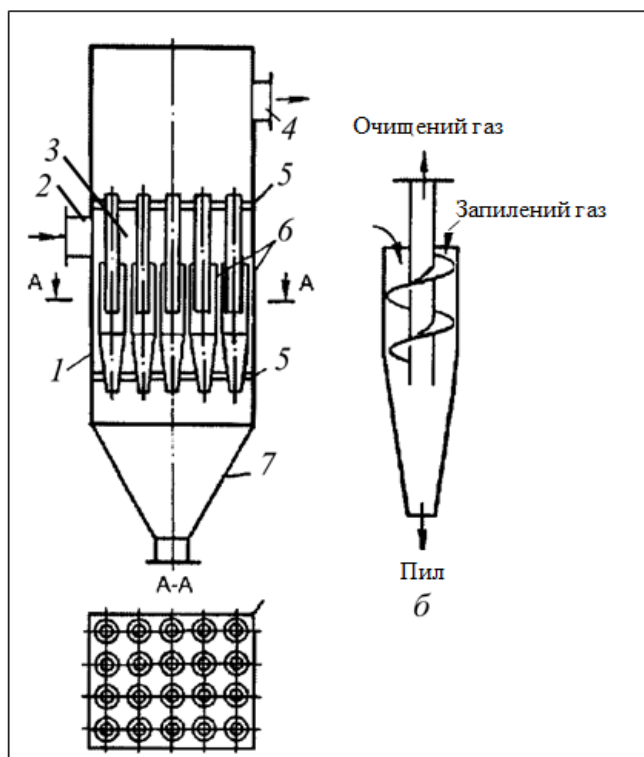


Рис.4.7 – Батарейний циклон: а – загальний вигляд, б – циклонний елемент; 1 – корпус; 2 – вхідний патрубок; 3 – газорозподільна камера; 4 – вихідний штуцер; 5 – ґрати; 6 – циклонні елементи; 7 – бункер для пилу

Аналогічно циклонам влаштовані *гідроциклони*, що знайшли застосування для згущення та поділу різних суспензій (у целюлозно-паперовому виробництві, в процесах

виготовлення крохмалю, цукру, каталізаторів, для відділення кристалів, розвантаження опадів з осаджувальних центрифуг і т.д.).

У гідроциклоні (рис.4.8) так само, як і в циклоні, мають місце два потоки, що обертаються - зовнішній і внутрішній. Зовнішній потік обертається вздовж стінок конічної частини апарату у напрямку до нижнього вихідного отвору, виносячи з апарату найбільші та щільні частки твердої фази. Внутрішній потік має циліндричну форму (діаметр потоку приблизно дорівнює діаметру занурювальної частини зливної труби) і спрямований знизу вгору, виводячи з циклону тонкодисперсні частинки, що не встигли виділитися під час руху із зовнішнього потоку під дією відцентрової сили.

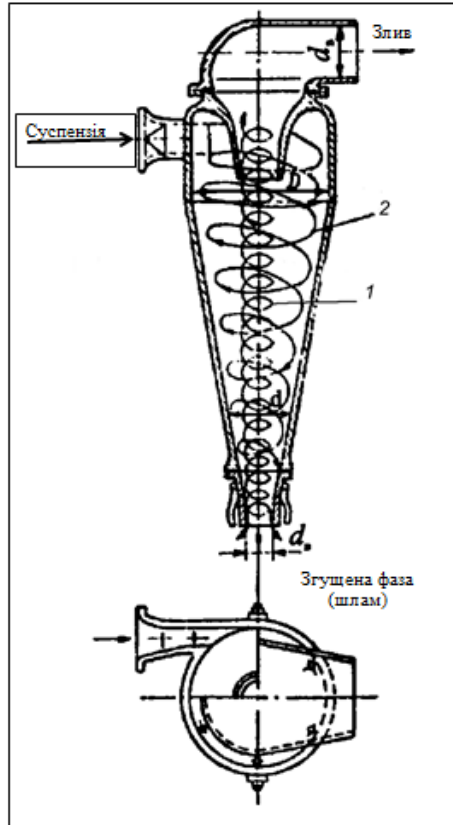


Рис.4.8 – Схема гідроциклону: 1 – зовнішній обертовий потік; 2 – внутрішній потік.

Велике значення для нормальної роботи гідроциклону має співвідношення діаметрів верхнього та нижнього вихідних патрубків. Оптимальним вважають відношення $d_{\text{вн}}/d_{\text{нар}}=1,33\div 1,66$. Зазвичай гідроциклони виготовляють діаметром від 10 до 700 мм. Кут конусності становить 10–20°.

Висота циліндричної частини корпусу приблизно дорівнює діаметру циклону D .

Мультигідроциклони діаметром 5–20 мм з'єднують у батареї по 40–80 штук. Для збільшення терміну служби апаратів їхня внутрішня поверхня футерується кам'яним литтям, гумою та іншими зносостійкими матеріалами.

Процес поділу суспензії у гідроциклонах характеризується за допомогою модернізованого критерію Архімеда, в якому прискорення сили тяжіння замінено відцентровим прискоренням:

$$Ar_{\text{ц}} = \frac{d^3 \cdot (\rho_{\text{д}} - \rho_{\text{с}})}{v_{\text{с}}^2 \cdot \rho_{\text{с}}} \cdot \frac{u^2}{R} = \frac{d^3 \cdot (\rho_{\text{д}} - \rho_{\text{с}}) \cdot \omega^2 \cdot R}{v_{\text{с}}^2 \cdot \rho_{\text{с}}}, \quad (4.21)$$

Розрахунок циклону включає визначення його геометричних розмірів, гідравлічного опору і ступеня очищення (або к.п.д. циклону) при заданій дисперсії суміші, або при заданих розмірах циклону обчислюють мінімальний розмір частинок, що виділяються в ньому.

Робочий об'єм циклону V_p пов'язаний з об'ємною продуктивністю v та часом τ перебування частки у циклоні співвідношенням:

$$\tau = V_p / V, \quad (4.22)$$

Знаючи робочий об'єм циклону, можна знайти висоту його циліндричної частини H із співвідношення:

$$H = \frac{V_p}{\pi(R_1^2 - R_2^2)}, \quad (4.23)$$

де R_1 – радіус корпусу циклону; R_2 – радіус вивідної труби.

Для розрахунку циклонів користуються емпіричними залежностями, одержуваними в результаті їх випробування та узагальнення досвіду експлуатації.

Визначальну роль роботі циклону грає швидкість потоку у вхідному патрубку $w_{вх}$, оскільки від неї залежить швидкість газу в циклоні і вивідної трубі. Ця швидкість повинна бути значно вищою за швидкість витання частинок.

У той же час швидкість газу в повному перерізі циклону $w_{ц}$ не повинна бути меншою за 2,5 м/с, щоб виключити забивання циклону осілими частинками (її приймають у межах 2,5÷4 м/с). Оскільки ефективність очищення газу в циклоні зі збільшенням його швидкості зростає лише до певної межі, то з метою економії енергії на транспортування газу швидкість останнього приймається рівною 10÷15 м/с.

Діаметр циклону розраховують за умовною швидкістю газу $w_{ц}$, віднесеної до повного поперечного перерізу циліндричної частини циклону:

$$D = \left(\frac{V}{0,785 w_{ц}} \right)^{0,5}, \quad (4.24)$$

де V – об'ємна витрата газу, що проходить через циклон.

Швидкість газу в циклоні $w_{ц}$ може бути обчислена також за попередньо заданим співвідношенням $\frac{\Delta p}{\rho}$ (Δp – гідравлічний опір циклону, ρ – щільність газу).

Різниця тисків газу на вході в циклон і на виході з нього (гідравлічний опір) знаходять за швидкістю $w_{ц}$:

$$\Delta p = \zeta \frac{w_{\text{ц}}^2}{2} \cdot \rho_{\text{с}}, \quad (4.25)$$

де ζ - коефіцієнт гідравлічного опору, який визначається дослідним шляхом; у межах зміни тиску газу $\Delta p = 600 \div 1000$ Па значення $\zeta = 15 \div 25$.

Ступінь очищення газу (ставлення масової кількості осаджених частинок $G_{\text{ос}}$ до їх масової кількості у вихідній суміші $G_{\text{см}}$) $\eta = \frac{G_{\text{ос}}}{G_{\text{см}}}$ і залежить від початкової запиленості газу, фракційного складу пилу та його щільності, гідравлічного опору, що допускається, і т.д. Практично її визначають за нормами та номограмами, складеними на основі досвідчених даних. Залежно від дисперсного складу частинок ступінь очищення коливається від 50 до 95 %. Для частинок діаметром близько 20 мкм ступінь очищення може досягати 95–99 %.

Відстійне центрифугування. Відстійне центрифугування – це процес поділу суспензій або емульсій у полі відцентрових сил, що виникають при обертанні суцільного барабана із завантаженою в нього сумішшю, що розділяється. Апарат, в якому здійснюється центрифугування, зветься центрифуги. Основними частинами відстійної центрифуги є суцільний барабан, насаджений на вал, що обертається, і кожух.

Під дією відцентрової сили зважені частинки відокремлюються від суміші, що подається в центрифугу, і відкладаються у вигляді суцільного осаду на внутрішній стінці барабана. Освітлена рідина (фугат) переливається в кожух і видаляється з нього через вихідний патрубок.

За режимом роботи розрізняють центрифуги періодичної та безперервної дії. Крім того, центрифуги поділяються за способом вивантаження осаду (з ручним та механізованим вивантаженням), за розташуванням валу (вертикальні, горизонтальні, похилі) та його опори (стоячі та підвісні), а також за значенням фактора поділу K_p ($K_p < 3500$ – нормальні, $K_p > 3500$ – надцентрифуги).

На рис. 4.9 показано схему відстійної центрифуги періодичної дії з ручним вивантаженням осаду.

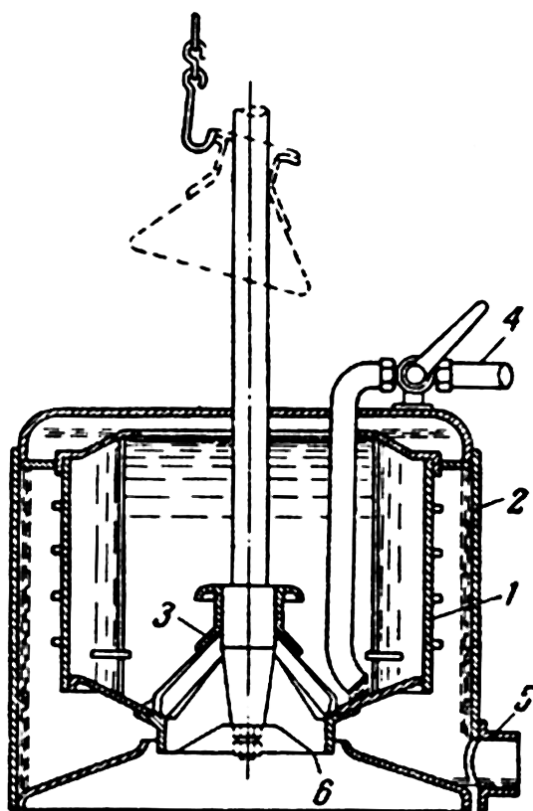


Рис. 4.9 – Відстійна підвісна центрифуга періодичної дії: 1 – барабан; 2 – кожух; 3 – запірний конус; 4 – труба для введення суспензій; 5 – патрубок для відведення рідини; 6 – канал для видалення

Основним робочим органом центрифуги є барабан, що обертається на вертикальному валу 1. Суспензія, що розділяється, завантажується зверху в обертовий барабан через трубу 4. При обертанні барабана тверді зважені частинки під дією відцентрової сили осідають на його стінках, а рідина (фугат) через верх барабана барабаном і стінками кожуха 2 і видаляється в трубопровід 5. У міру накопичення осаду центрифугу зупиняють, піднімають запірний конус 3, що закриває отвір вигружний в днище барабана, і звільняють центрифугу від осаду вручну.

Безперервно діюча горизонтальна відстійна центрифуга з механізованим вивантаженням осаду представлено на рис. 4.10. Центрифуга має конічний барабан, що обертається 4 і конічний розвантажувальний шнек 6, поміщений всередині барабана. Суспензія вводиться трубою 7 всередину шнека і під дією відцентрової сили викидається через вікна 3 у внутрішню порожнину барабана 4. У барабані відбувається відстоювання суспензії. Освітлена рідина (фугат) під дією відцентрової сили переміщається до вікон 8, перетікає в кожух 5 і видаляється через штуцер 9. Осад безперервно переміщається в барабані праворуч наліво за допомогою шнека, що обертається з частотою, дещо меншою за частоту обертання барабана. Через вікна осад 2 викидається в кожух і виводиться з центрифуги через штуцер 1.

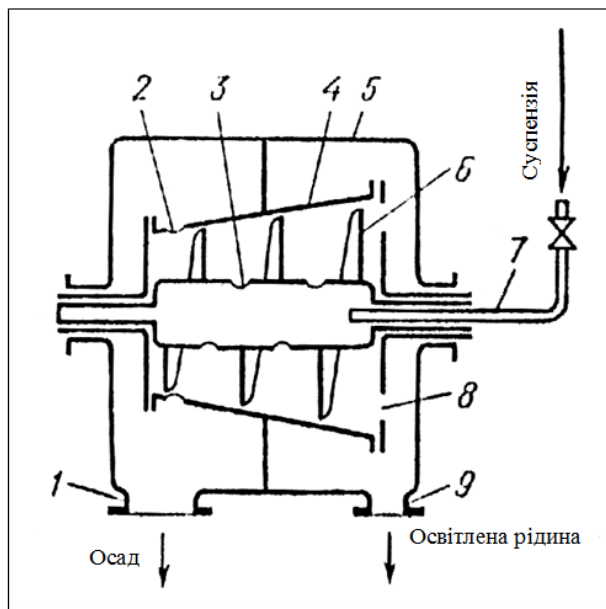


Рис. 4.10 – Схема безперервно діючої відстійної центрифуги: 1 – штуцер для вивантаження осаду; 2 – вікна для вивантаження осаду; 3 – вікна для завантаження суспензії; 4 – барабан; 5 – кожух; 6 – конічний шнек; 7 - введення суспензії; 8 – вікна для розвантаження фугата; 9 – штуцер для виведення фугату

Центрифуга цієї конструкції характеризується високою продуктивністю і застосовується для поділу тонкодисперсних суспензій з високим вмістом твердої фази, а також класифікації зважених частинок за розміром або щільністю. Недолік таких центрифуг – висока витрата енергії на переміщення осаду та його подрібнення.

Відцентрове прискорення (отже, і відцентрова сила) зростає прямопропорційно радіусу і квадрату числа обертів барабана. Для більш ефективного поділу суміші необхідно збільшити число обертів і зменшити діаметр барабана центрифуги, оскільки відцентрове прискорення зростає прямопропорційно радіусу і квадрату числа обертів барабана. Ефективність поділу суміші залежить також від довжини шляху її в апараті. На основі цього створені різні конструкції надцентрифуг, що відрізняються один від одного в основному пристроєм барабана і числом оборотів. Розрізняють два основні види надцентрифуг: трубчасті надцентрифуги та рідинні сепаратори.

Трубчасті надцентрифуги застосовують для поділу тонкодисперсних суспензій з невеликою концентрацією завислих частинок та емульсій. Невеликий діаметр барабана (менше 200 мм) і більша швидкість його обертання (до 45×10^3 об/хв) дозволяють досягти фактора поділу порядку $K_p = 15000$.

Схема пристрою трубчастої надцентрифуги показано на рис. 4.11.

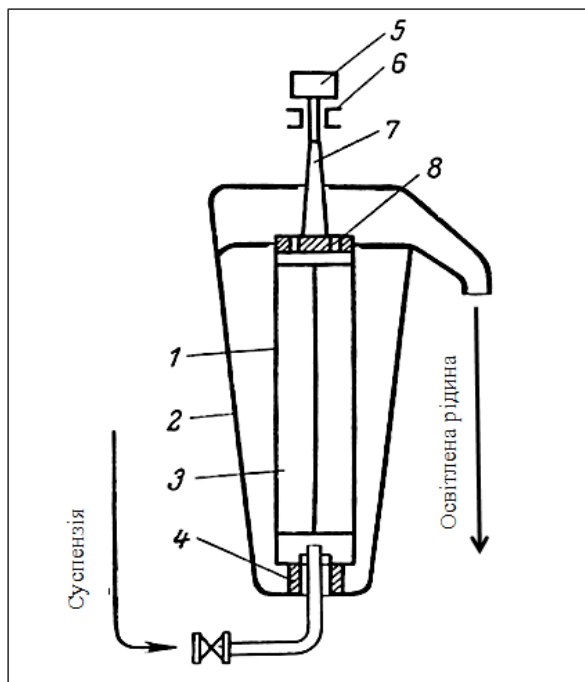


Рис. 4.11 – **Схема трубчастої надцентрифуги:** 1 – трубчастий барабан; 2 – кожух; 3 – радіальні лопаті; 4 – підп'ятник; 5 – шків; 6 – опора; 7 – шпindelь; 8 – отвір для виведення фугату

У кожусі 2 розташований трубчастий барабан 1, усередині якого встановлені радіальні лопаті 3, що перешкоджають відставанню рідини від стінки барабана при його обертанні. Верхня частина барабана жорстко з'єднана з конічним шпинделем 7, підвішеним на опорі 6. Барабан приводиться в обертання за допомогою шківів 5. У нижній частині барабана розташований підп'ятник 4, через який барабан введена живильна труба. Суміш надходить в нижню

частину барабана, що обертається і рухається знизу вгору. Зважені частинки при цьому осідають на стінці барабана, а освітлена рідина викидається через отвори 8 і видаляється з верхньої частини кожуха трубою. Через певні проміжки часу центрифугу зупиняють і видаляють осад, що скупчився в барабані. При використанні трубчастих надцентрифуг для розділення емульсій у верхній частині встановлюється спеціальний пристрій для роздільного виведення рідин, що розшарувалися.

Рідинні сепаратори є відстійними центрифугами з діаметром барабана 150÷300 мм, що обертається зі швидкістю $(5\div 10)\times 103$ об/хв. Використовуються вони переважно поділу емульсій і освітлення рідин. По пристрої розрізняють однокамерні, багатокамерні та тарілчасті сепаратори.

В однокамерний сепаратор (рис. 4.12, а) емульсія, що підлягає поділу, вводиться в корпус барабана 5 по центральній трубі 3, проходить під нижньою конічною перегородкою 6 і надходить у внутрішню порожнину барабана. Тут під впливом відцентрової сили відбувається розшаровування емульсій. Тяжка рідина відкидається до периферії, потрапляє в канал між корпусом 5 і перегородкою 4 і видаляється через отвір 1. Легка рідина накопичується в центральній частині барабана, піднімається вгору і відводиться через отвір 2.

Для повного і швидкого поділу рідин використовують *тарілчасті сепаратори*, у яких робоча камера заповнюється поруч конічних перегородок – тарілок (рис. 4.12, б, в). Потік емульсії, що розділяється, розподіляється між тарілками або

за допомогою отворів у периферійній частині барабана (рис.4.12 б), або за допомогою отворів у середині тарілок (рис.4.12, в). Шлях руху рідини показано на малюнках стрілками. Тарілки сепараторів відіграють ту ж роль, що й перегородки чи полиці у будь-якому відстійнику – підвищують продуктивність апарату та якість поділу суміші.

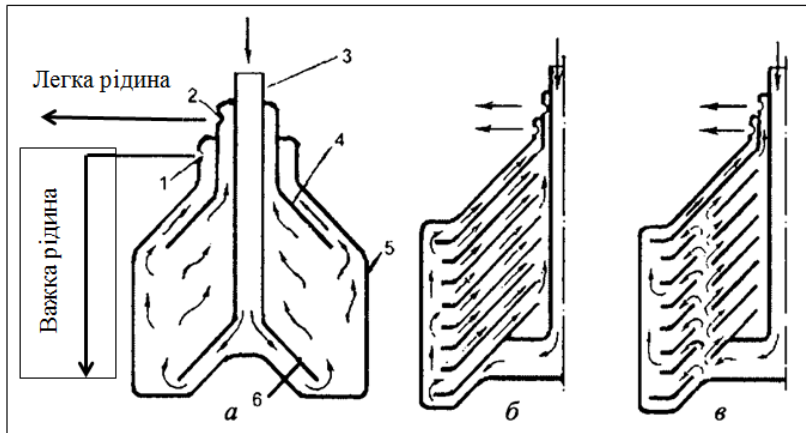


Рис. 4.12 – Схеми рідинних сепараторів: а – схема однокамерного сепаратора; б, в – схема поділу емульсій у тарілчастому сепараторі. 1 – виведення важкої рідини; 2 – виведення легкої рідини; 3 – труба для введення емульсії; 4 – верхня конічна перегородка; 5 – корпус барабана; 6 – нижня конічна перегородка

4.7 Осадження під дією електричного поля

У випадках коли потрібно очистити газ від дуже дрібних частинок, розміром від 0,1 до 10 мкм, використовують електроочисники. Принцип дії їх такий. Запилений газ чи туман іонізується в електричному полі. Частинкам повідомляється значний електричний заряд і

завдяки цьому здійснити процес осадження, який неможливо провести під дією сили тяжіння чи відцентрової сили. Електрично заряджені частинки під дією електричного поля осідають на протилежно зарядженому електроді, втрачають свій заряд і виводяться з газового потоку. Іонізація газу виникає при його проходженні між електродами, з'єднаними з джерелом постійного струму високої напруги.

Високу напругу постійного струму, необхідну живлення електрофільтрів, отримують на спеціальних установках – перетворювальних підстанціях.

Ступінь очищення газу електричному полі залежить від електропровідності зважених частинок. Якщо частинки добре проводять електричний струм, то свій заряд вони миттєво віддають аноду, заряджаючись від нього позитивним зарядом і відштовхуючись у напрямку руху газового потоку, що призводить до збільшення винесення дисперсних частинок та зниження ступеня очищення. Якщо зважені частинки погано проводять електричний струм, то притискані силою поля до осаджувального електрода, вони утворюють на ньому щільний шар негативно заряджених частинок. Цей шар відштовхує частки того ж знака, що наближаються, і вони відносяться також потоком газу з апарату.

Апарати, у яких здійснюють електричне очищення газів, називаються *електрофільтрами*. Для створення неоднорідного електричного поля в них коронуючі електроди виконують у вигляді дроту круглого або зіркоподібного перерізу, а осади - у вигляді пластин спеціального профілю або труби круглого або шестикутного перерізу.

По виду осаджувального електрода промислові електрофільтри поділяються на трубчасті та пластинчасті. Крім цього, вони діляться на сухі та мокрі – для очищення газів, зволжених в результаті конденсації парів, а також осадження крапель з туману.

Трубчастий електрофільтр (рис. 4.13) являє собою камеру 1 з осаджувальними електродами 2 у вигляді труб діаметром 150–300 мм і довжиною 3–4 м.

Перевага трубчастих електрофільтрів – можливість використання більшої напруги електричного поля та досягнення, отже, вищої питомої продуктивності.

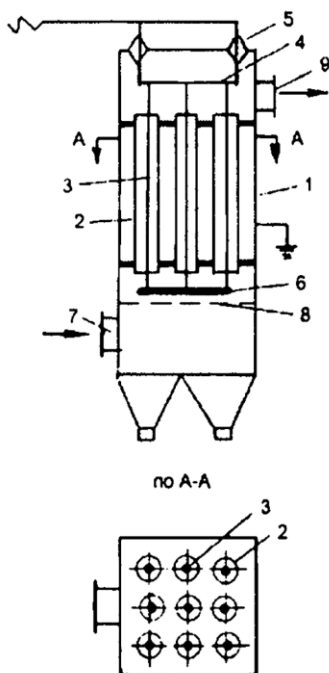


Рис. 4.13 – Схема трубчастого електрофільтра:
1 – камера; 2 – осаджувальний електрод; 3 – коронуючий

електрод; 4, 6 – рами; 5 – ізолятор; 7 – вхідний газохід; 8 – розподільна ґрати; 9 – вихідний газохід.

До недоліків їх слід віднести значну металомісткість, складність монтажу, складність очищення труб від пилу.

Пластинчасті електрофільтри (рис. 4.14) відрізняються від трубчастих тим, що пластинчасті електрофільтри менш металомісткі в порівнянні з трубчастими, компактніші, простіше в монтажі і доступніші для очищення від пилу.

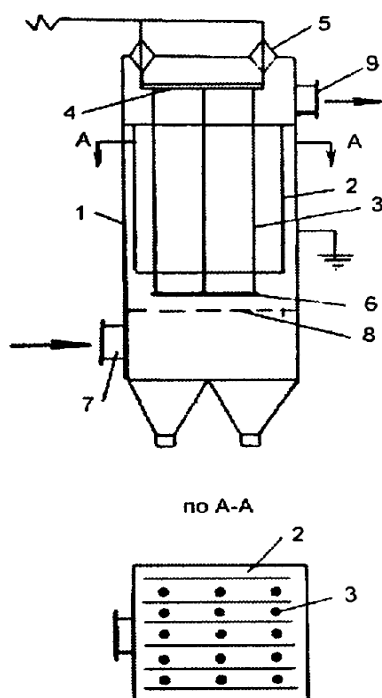


Рис.4.14 – Схема пластинчастого електрофільтра:
1 – камера; 2 – осаджувальний електрод; 3 – коронуючий

електрод; 4, 6 – рами; 5 – ізолятор; 7 – вхідний газохід;
8 – розподільна ґрати; 9 – вихідний газохід

4.8 Фільтрування

Фільтрування рідин широко застосовується у різних галузях харчової промисловості. Існує безліч конструкцій фільтрів та класифікацій за різними їх ознаками. Нижче розглядаються пристрій та принцип дії деяких найбільш поширених типів обладнання для фільтрації.

Рамний фільтрпрес. Він належить до найбільш поширених видів фільтрів періодичної дії, що використовуються для поділу розбавлених суспензій (рис. 4.15).

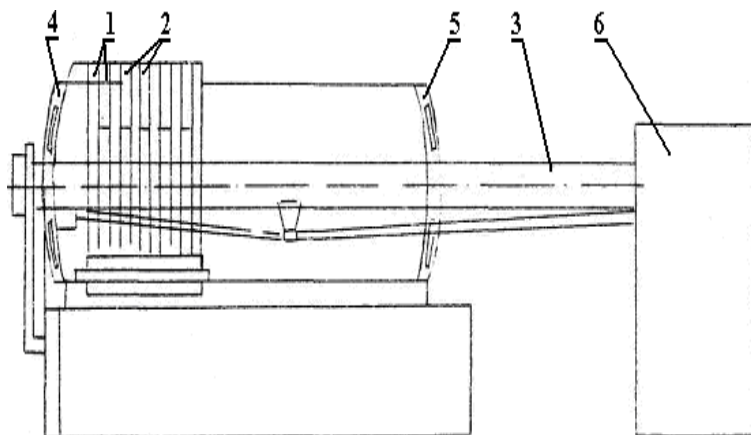


Рис. 4.15 – **Схема рамного фільтрпреса:** 1 – плити;
2 – рами; 3 – опорний брус; 4 – нерухома плита; 5 – рухлива
плита; 6 – гідравлічна система

Фільтрпрес складається з ряду плит 1, що чергуються, і рам 2 прямокутної або круглої форми, що спіраються

бічними лапами на два паралельних бруса 3 станини. Між плитами і рамами прокладають фільтрувальні тканинні перегородки («серветки»), 5 після чого весь пакет стягується за допомогою гідравлічного механізму між 6 нерухомою кінцевою плитою 4 і рухомою кінцевою плитою 5, що переміщається на роликах. Краї плит мають гладку поверхню, а середня частина – рифлену, причому жолобки повідомляються у нижній частині кожної плити з каналом для відведення фільтрату. Вгорі плити є центральний отвір для подачі суспензії та два крайні отвори для подачі промивної рідини. Рами, також мають три отвори, утворюють між кожними двома сусідніми плитами камери для осаду. При стягуванні всього пакета отвору в плитах і рамах збігаються, утворюючи наскрізні канали для суспензії та промивної рідини, а краї серветок відіграють роль прокладок, що ущільнюють. Канали, сполучені лише з камерами, розташованими між плитами, закінчуються біля кінцевої плити. Суспензія, що нагнітається насосом, надходить у камери фільтрпреса, звідки фільтрат (рідина), пройшовши через обидві серветки кожної камери, стікає жолобками до вихідних каналів, а осад накопичується всередині камер. Після заповнення камер подача суспензії припиняється, і каналами, що є тільки у половини плит, нагнітається промивна рідина. У цей час половина зливних каналів перекривається кранами, тому промивна рідина послідовно проходить через обидві фільтрувальні перегородки (серветки) і шар осаду між ними. Після промивання осад часто продувають повітрям (іноді перегрітою парою) для видалення залишків фільтрату. Потім відсувають рухливу плиту, роз'єднують

плити та рами, видаляють осад і знову стягують весь пакет. Фільтрпрес має площу поверхні до 140 м, робочий тиск – 1,5 МПа. Час фільтрації в залежності від характеру суспензії та тиску становить від 60 до 300 хв.

Автоматичний камерний фільтрпрес представлений на рис. 4.16.

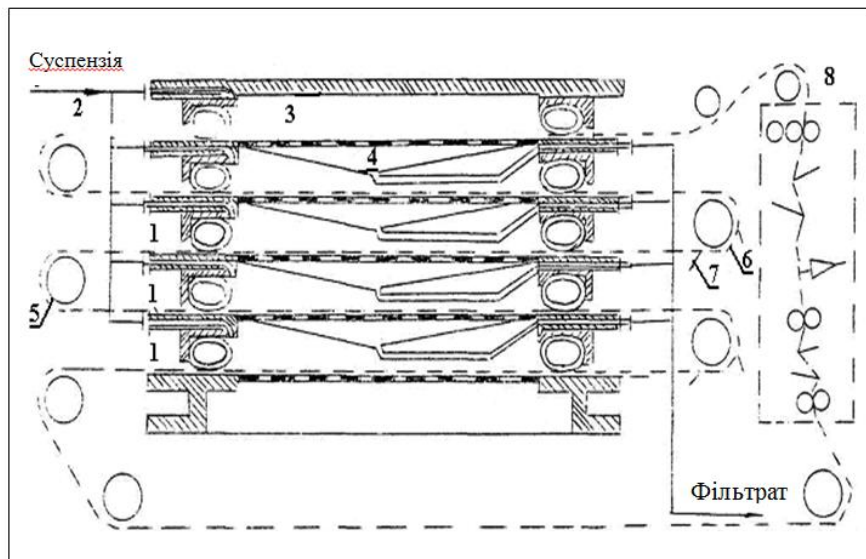


Рис. 4.16 – Схема автоматичного камерного фільтрпреса: 1 – плити; 2 – фільтрувальна тканина; 3 – щілинне сито; 4 – конічне днище; 5 – гумовий шланг; 6–7 – ножі; 8 – камера регенерації

Плити 1 цього фільтра розташовані горизонтально одна над іншою. Кожна фільтрувальна плита перекрита щілинним ситом 3. Над ним знаходиться фільтрувальна тканина 2. Ця тканина є нескінченним полотном. Полотно рухається системою роликів. Кожна плита має 4 конічне

днище, що закінчується трубою для відведення фільтрату. Між плитами укладаються гумові шланги 5 укріплені по периметру плит. У шланги подається вода під тиском 0,8–1,0 МПа. При цьому шланг роздмухується і притискає фільтрувальну тканину до плити. Між сусідніми плитами утворюється фільтрувальна камера, яку під тиском потрапляє суспензія. Коли фільтрування закінчено, тиск усередині шлангів знижується. Шланг стискається і між 7 плитами утворюється зазор. Це дає можливість перемістити фільтрувальну тканину та осад на ній. Осад на тканині, що виходить з фільтра, знімається ножами 6 і 7. Потім тканина надходить у регенераційну камеру 8, де промивається і очищається скребками. Фільтрування та промивання проводяться під тиском 0,6 МПа. Товщина осаду становить 5–20 мм. Фільтри випускаються із площею поверхні фільтрування 5–30 м². Для видалення осаду потрібно 1 хв. Достоїнствами фільтра, що розглядається, крім автоматизації дії, є компактність, віджимання осаду діафрагмами і незначні витрати часу (близько 2 хв) на допоміжні операції (розсування плит, їх затягування, вивантаження осаду).

Барабанний вакуумфільтр. У харчовій промисловості найбільшого поширення набули безперервнодіючі барабанні вакуум-фільтри (рис. 4.17).

Він складається з горизонтального барабана 1 з циліндричною стінкою (покритою металевою сіткою і фільтрувальною тканиною), зануреного на 0,3–0,4 об'єму в коритоподібну посудину 2 (рис. 4.17). Барабан, розділений на 12 секцій, повільно обертається (0,1–0,3 об/хв) на валу, один кінець якого з'єднаний з приводом, а інший у вигляді

порожнистої цапфи притиснутий до нерухомої розподільної головки.

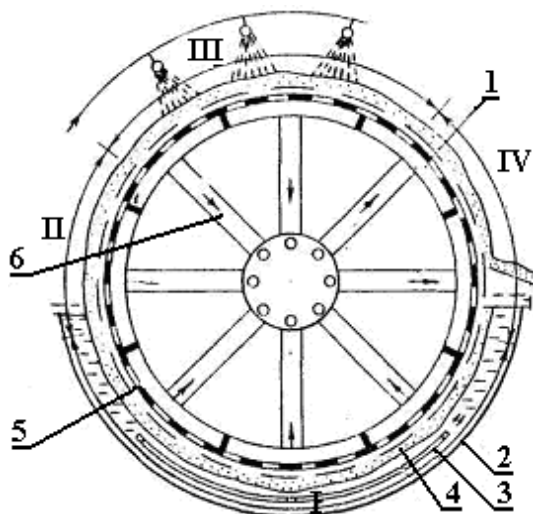


Рис.4.17 – **Схема барабанного вакуум-фільтра:** 1 – барабан; 2 – судина; 3 – мішалка; 4 – осад; 5 – осередки; 6 – цапфа

Процес фільтрування включає сім стадій: 1. Утворення осаду та відсмоктування фільтрату. 2. Просмоктування повітря через шар осаду для часткового видалення залишку фільтрату. 3. Промивання осаду. 4. Просмоктування повітря через шар осаду для часткового видалення залишку промивних вод. 5. «Відрив» та розпушення осаду. 6. Знімання осаду. 7. Регенерацію фільтрувальної тканини. У стадіях 1-4 осередки барабана приєднані до вакуумної лінії, а в стадіях 5-7 – до лінії стисненого повітря. Щоб уникнути розтягування під час продування стисненим повітрям, фільтрувальна тканина притискається до поверхні барабана спірально

намотаним тонким дротом. Спосіб видалення осаду залежить від його структури та товщини. Щільні опади товщиною ≈ 10 мм знімаються ножом у вигляді похилої широкої металевої смуги, що встановлюється вздовж утворює барабана на деякій відстані від його поверхні. Для видалення осаду товщиною 2-4 мм використовуються тонкі паралельно розташовані нескінченні шнури з відстанню між ними 6–25 мм. Площа поверхні барабаних осередкових вакуум-фільтрів – до 40 м^2 (діаметр барабана 1–3 м, довжина 0,3–14 м). Вакуумфільтри обертаються з частотою 0,1–3,0 об/хв і рухаються електродвигуном потужністю 0,1–4,5 кВт.

4.9 Основи мембранної технології

Мембранна технологія – новий принцип організації та здійснення процесу поділу речовин через напівпроникну перегородку, що відрізняється відсутністю поглинання компонентів, що розділяються, і низькими енергетичними витратами на процес поділу.

Мембранні технології інтенсивно використовують у багатьох галузях. У хімічній промисловості – для поділу емульсій та концентрування розчинів, відділення високомолекулярних продуктів від низькомолекулярних, поділ сумішей газів тощо. У медичній промисловості мембрани дозволяють виділяти та очищати вакцини, що використовуються в апаратах типу «штучна легеня». У харчовій промисловості мембранні технології застосовуються для концентрування соків, виготовлення високоякісного цукру, отримання високоякісних білків з відходів молочного виробництва і т.д.

У порівнянні з традиційними процесами поділу неоднорідних систем мембранна технологія вигідно відрізняється високою енерго- та ресурсоекономічністю, простотою апаратного оформлення, екологічною чистотою.

Слово "мембрана" має латинське походження (membrana) і означає шкірка, перетинка. У технології під словом «мембрана» ми розумітимемо перегородку, що має різну проникність по відношенню до окремих компонентів рідких і газових неоднорідних сумішей.

При зовнішній схожості процесів фільтрування та мембранного поділу між цими процесами є принципова відмінність. У ході фільтрування хоча б один із компонентів газової або рідкої суміші затримується і фіксується всередині перегородки, що фільтрує. Це призводить до того, що перегородка поступово забивається та здійснення процесу фільтрування на ній без очищення робиться практично неможливим. На відміну від фільтра мембрана не фіксує в собі жоден з компонентів рідкої або газової суміші, що розділяється, а тільки ділить початковий потік на два, один з яких збагачений в порівнянні з вихідним якимось компонентом. Такий принцип дії мембрани робить її здатною до практично необмеженого терміну служби, без помітної зміни ефективності поділу сумішей.

Залежно від агрегатного стану суміші, що рухається, рушійної сили процесу поділу, розмірів частинок компонентів і механізму поділу розрізняють кілька різновидів мембранних процесів:

- ✓ дифузійний поділ газів;

- ✓ поділ рідин методом випаровування через мембрану;
- ✓ баромембранні процеси поділу рідких сумішей;
- ✓ електродіаліз.

Дифузійний поділ газів заснований на різній проникності мембран для окремих газових сумішей. Як мембрани для здійснення дифузійного поділу газових сумішей використовуються як суцільні, так і пористі мембрани з розмірами пір меншими, ніж довжина вільного пробігу молекул газів при заданому тиску. Рушійною силою процесів дифузії компонентів є різницю їх концентрацій на протилежних поверхнях мембрани.

Дифузійний поділ газів є найбільш економічним методом і широко використовується для отримання урану-235, що є ядерним паливом, для створення апаратів «штучне легке», при виробництві водню, виділення гелію зі складу природних та нафтових газів є перспективним для виділення кисню з повітря, видалення діоксиду вуглецю, води та інших компонентів із газо-повітряних сумішей у системах життєзабезпечення людей у замкнених просторах, для створення контрольованої атмосфери, збагаченої діоксидом вуглецю при зберіганні овочів та фруктів.

Поділ рідин методом випаровування через мембрану заснований на різній дифузійної проникності мембран для пар речовин. Рушійною силою процесу є різниця концентрацій чи тисків. Суміш рідин, що знаходяться в контакті з мембраною, нагрівають, а пари, що проникають через мембрану, відводять за допомогою вакуумування або потоком інертного газу. Найбільш широко цей метод

застосовується при розподілі азеотропних сумішей, а також сумішей речовин, що мають невисоку термічну стабільність.

Баромембранні процеси поділу рідких сумішей на практиці здійснюються під надлишковим тиском і тому об'єднані в групу баромембранних.

Установки, що працюють на принципі баромембранного поділу, вже сьогодні широко використовуються для знесолювання морської та солоної вод, очищення стічних вод, вилучення цінних компонентів з розбавлених розчинів, у харчовій промисловості для концентрування цукрових сиропів, фруктових та овочевих соків, розчинної кави, для отримання ультрачистої води для електронної промисловості, медицини та фармацевтики.

Електродіаліз можна визначити як перенесення іонів через мембрану під дією електричного струму. За наявності мембран, що вибірково пропускають одні іони і затримують інші, можна вирішувати численні завдання виділення цінних компонентів з розчинів, знесолювання води, зниження жорсткості, електролізу розчинів. Серед найбільш перспективних областей застосування електродіалізу, поряд із зазначеними, перерахуємо регенерацію розчинів у гальванічних виробництвах, очищення стічних вод.

Розділ 5. Основи теплообміну у промислових апаратах

5.1 Основні поняття та визначення

Процес передачі теплоти від одного тіла до іншого називають *теплообміном*. Для здійснення процесу теплообміну необхідно і достатньо, щоб між тілами, що взаємодіють, була різниця температур.

Теорія теплообміну вивчає процеси поширення теплоти у твердих, рідких та газоподібних тілах. Перенесення теплоти може передаватися трьома способами: *теплопровідністю, конвекцією та випромінюванням (радіацією)*.

Процес передачі теплоти *теплопровідністю* відбувається при безпосередньому контакті тіл з різними температурами і є молекулярним процесом передачі теплоти. При нагріванні тіла кінетична енергія його молекул зростає і частинки більш нагрітої частини тіла, зіштовхуючись із сусідніми молекулами, повідомляють частину своєї кінетичної енергії.

Конвекція – це процес перенесення теплоти при переміщенні та перемішуванні всієї маси нерівномірно нагрітих рідини чи газу. При цьому перенесення теплоти залежить від швидкості руху рідини або газу прямо пропорційно. Цей вид передачі теплоти завжди супроводжується теплопровідністю.

Одночасне перенесення теплоти конвекцією та теплопровідністю називається *конвективним теплообміном*.

Процес конвективного теплообміну між потоками рідини або газу та поверхнею твердого тіла називають конвективною тепловіддачею або просто тепловіддачею.

Процес передачі теплоти внутрішньої енергії тіла як електромагнітних хвиль називається *випромінюванням (радіацією)*. Цей процес відбувається у три стадії: перетворення частини внутрішньої енергії одного з тіл на енергію електромагнітних хвиль, поширення е/м хвиль у просторі, поглинання енергії випромінювання іншим тілом. Спільний теплообмін випромінюванням та теплопровідністю називають радіаційно-кондуктивним теплообміном.

Сукупність усіх трьох видів теплообміну називається *складним теплообміном*.

Процеси теплообміну можуть відбуватися в різних середовищах: чистих речовинах і різних сумішах, при зміні та без зміни агрегатного стану робочих середовищ тощо. Залежно від цього теплообмін протікає по-різному і описується різними рівняннями.

5.2 Теплопровідність

2.1. Температурне поле. Рівняння теплопровідності.

Сукупність значень температури у конкретний час для всіх точок досліджуваного простору називається температурним полем:

$$t = f(x, y, z, \tau),$$

де: t – температура тіла;

x, y, z – координати точки;

τ – час.

Таке температурне поле називається нестационарним: $\partial t / \partial \tau \neq 0$, тобто, відповідає тепловому режиму теплопровідності, що не встановився.

Якщо температура тіла не змінюється з часом, то температурне поле називається стаціонарним:

$$t = f(x, y, z), \quad \frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$$

Поверхня тіла з однакою температурою називається *ізотермічною поверхнею*.

Кількість теплоти, що проходить через ізотермічну поверхню F в одиницю часу, називається тепловим потоком – Q , (Вт=Дж/с).

Тепловий потік, що проходить через одиницю площі, називають *щільністю теплового потоку*.

$$q = \frac{Q}{F}, \text{ (Вт/м}^2\text{)} \quad (5.1)$$

Для твердого тіла рівняння теплопровідності підпорядковується закону Фур'є:

$$Q = -\lambda \times F \times \frac{\partial t}{\partial \tau}, \quad (5.2)$$

λ – коефіцієнт теплопровідності, (Вт/(м·К)).

Коефіцієнт теплопровідності є фізичним параметром речовини, що характеризує здатність тіла проводити теплоту, вона залежить від роду речовини, тиску та температури. Також її величину впливає вологість речовини. Для більшості речовин коефіцієнт теплопровідності визначаються досвідченим шляхом та для технічних розрахунків беруть із довідкової літератури.

2.2. Стаціонарна теплопровідність через пласку стінку.

1). Однорідна пласка стінка (рис. 5.1).

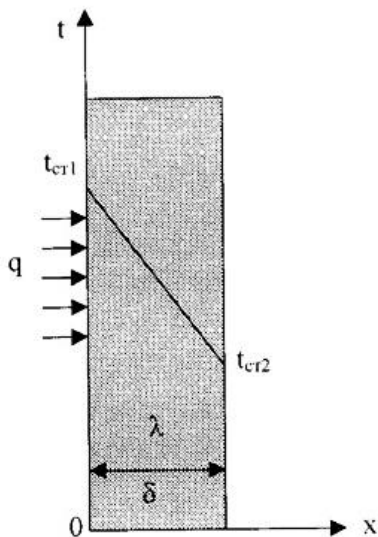


Рис.5.1 – Однорідна плоска стінка

Температури поверхонь стінки – $t_{ст.1}$ і $t_{ст.2}$, товщина стінки δ , коефіцієнт теплопровідності стінки λ .

Щільність теплового потоку:

$$q = \frac{t_{ст.1} - t_{ст.2}}{R} \quad (5.3)$$

де: $R = \delta/\lambda$ – термічний опір теплопровідності стінки ((m^2K)/Вт).

Загальна кількість теплоти, що передається через поверхню F , за час τ визначається:

$$Q = q \times F \times \tau = \frac{t_{ст.1} - t_{ст.2}}{R \times F \times \tau} \quad (5.4)$$

Температура тіла у точці з координатою x знаходиться за формулою:

$$t_x = t_{ст.1} - (t_{ст.1} - t_{ст.2}) \times \frac{x}{\delta} \quad (5.5)$$

2.3. *Багатошарова плоска стінка.* Розглянемо 3-х шарову стінку (рис. 5.2). Температура зовнішніх поверхонь

стінок $t_{ст.1}$ і $t_{ст.2}$, коефіцієнти теплопровідності шарів $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3$, товщина шарів $\delta_1, \delta_2, \delta_3$.

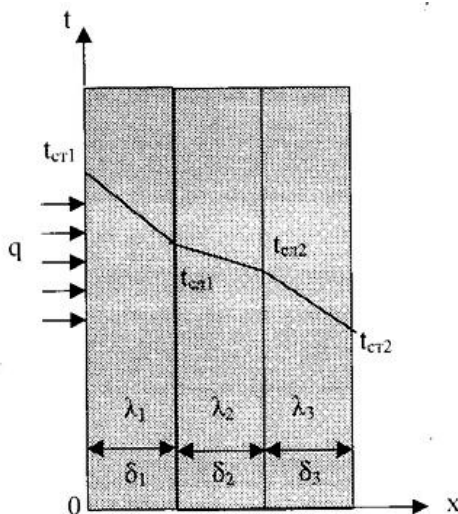


Рис.5.2 – Багатошарова плоска стінка

Щільності теплових потоків через кожен шар стінки:

$$q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} \times (t_{ст.1} - t_{сл.1})$$

$$q = \frac{\lambda_2}{\delta_2} \times (t_{сл.1} - t_{сл.2})$$

$$q = \frac{\lambda_3}{\delta_3} \times (t_{сл.2} - t_{ст.2})$$

Вирішуючи ці рівняння, щодо різниці температур і складаючи, отримуємо:

$$q = \frac{t_1 - t_4}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3}} = \frac{(t_{ст.1} - t_{ст.4})}{R_0}, \quad (5.6)$$

де: $R_0 = \left(\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} \right)$ – загальний термічний опір теплопровідності багат шарової стінки.

Температура шарів визначається за такими формулами:

$$t_{\text{сл.1}} = t_{\text{ст.1}} - q \times \frac{\delta_1}{\lambda_1}, \quad (5.7)$$

$$t_{\text{сл.2}} = t_{\text{сл.1}} - q \times \frac{\delta_2}{\lambda_2}, \quad (5.8)$$

5.3 Конвективний теплообмін

Перенесення теплоти між потоками рідини чи газу та поверхнею твердого тіла називається *конвективним теплообміном*. У цьому випадку здійснюється одночасне перенесення теплоти теплопровідністю та конвекцією. Цей процес конвективного теплообміну називають *тепловіддачею*.

Процес тепловіддачі визначається такими основними факторами:

- рух рідини або газу біля поверхні стінки може бути вільний (природна конвекція) або вимушений (вимушена конвекція);

- режим руху рідини чи газу може бути ламінарним чи турбулентним;

- фізичні властивості рідин та газів.

Найбільший вплив на конвективний теплообмін мають такі фізичні параметри:

- λ – коефіцієнт теплопровідності;

- c – питома теплоємність;

- ρ – щільність;

- $a = \lambda / c_p \rho$ – коефіцієнт температуропровідності;

μ – коефіцієнт динамічної в'язкості;

$\nu = \mu/\rho$ – коефіцієнт кінематичної в'язкості;

$\beta = 1/T$ – температурний коефіцієнт об'ємного розширення;

Форма, розміри, положення поверхні (плоска, циліндрична, горизонтальна, вертикальна).

Кількість теплоти, що передається конвективним теплообміном, прямо пропорційна різниці температур поверхні тіла та навколишнього середовища та описується залежністю:

$$Q = \alpha \times (t'_{\text{ст.}} - t'_{\text{ж.}}) \times F, \quad (5.9)$$

або

$$q = \alpha \times (t'_{\text{ст}} - t'_{\text{ж}}), \quad (5.10)$$

де: $t'_{\text{ст}}$ – температура поверхні тіла;

$t'_{\text{ж}}$ – температура довкілля;

α – коефіцієнт тепловіддачі (Вт/м²К).

Коефіцієнт тепловіддачі характеризує інтенсивність теплообміну між поверхнею тіла та навколишнім середовищем.

Для визначення коефіцієнта тепловіддачі немає певної формули. Він визначається експериментальними методами кожного конкретного випадку.

5.4 Критеріальні рівняння для розрахунку конвективного теплообміну

Аналітичний метод розрахунку конвективного теплообміну є складною та трудомісткою роботою. Тому для цієї мети застосовують метод теорії подібності, науки про подібні явища.

Подібними явищами називаються такі фізичні явища, які однакові якісно формою і змістом, тобто. мають одну фізичну природу, розвиваються під дією однакових сил та описуються однаковими за формою диференціальними рівняннями та крайовими умовами. Обов'язковою умовою подібності фізичних явищ має бути геометрична подоба систем, де ці явища протікають. Два фізичні явища будуть подібні лише в тому випадку, якщо будуть подібні до всіх величин, які характеризують їх.

Для подібних систем існують безрозмірні комплекси величин, які називаються *критеріями подоби*.

Існують три теореми подібності:

1. Подібні явища мають однакові критерії подібності;
2. Будь-яка залежність між змінними, що характеризує будь-які явища, може бути представлена, у формі залежності між критеріями подібності, складеними з цих змінних, яка називатиметься *критеріальним рівнянням*;

3. Два явища подібні, якщо вони мають подібні умови однозначності та чисельно однакові визначальні критерії подібності. Умовами однозначності є:

- наявність геометричної подоби систем;
- наявність однакових диференціальних рівнянь;
- існування єдиного рішення рівняння при заданих граничних умов;
- відомі чисельні значення коефіцієнтів та фізичних параметрів.

Критерії подібності до теплових процесів.

Критерій Нуссельта або безрозмірний коефіцієнт тепловіддачі, що характеризує зв'язок між інтенсивністю

тепловіддачі та температурним полем у прикордонному шарі потоку:

$$Nu = \alpha \times \frac{1}{\lambda}, \quad (5.11)$$

де: α – коефіцієнт тепловіддачі, Вт/м²;

l – характерний лінійний розмір системи, м;

λ – коефіцієнт теплопровідності середовища, Вт/м.

Критерій Рейнольдса, що характеризує співвідношення сил інерції та в'язкості та визначальний характер руху рідини:

$$Re = w \times \frac{1}{\nu}, \quad (5.12)$$

де: w – швидкість потоку рідини;

l – лінійний розмір системи;

ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості.

Критерій Грасгофа, критерій вільної конвекції, що характеризує підйомну силу, що виникає в рідині внаслідок різниці щільностей:

$$Gr = \frac{\beta \times g \times l^3 \times \Delta t}{\nu^2}, \quad (5.13)$$

де: β – коефіцієнт об'ємного розширення рідини, К⁻¹;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

Δt – різниця між температурами стінки та рідини, К.

Критерій Прандтля, що характеризує фізичні властивості рідини:

$$Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{\mu \times c_p}{\lambda}, \quad (5.14)$$

де: a – коефіцієнт температуропровідності, м²/с;

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

c_p – питома теплоємність середовища, Дж/кг.К.

Критерій Пекле, що характеризує співвідношення молекулярного та конвективного перенесення теплоти в потоці:

$$Pe = w \times \frac{1}{\alpha}, \quad (5.15)$$

де: w – середня швидкість потоку, м/с.

Розрахункові формули конвективного теплообміну.

Наводяться основні розрахункові формули конвективного теплообміну для середніх значень коефіцієнтів тепловіддачі поверхнею стінки.

1. *Вільна конвекція у необмеженому просторі.*

– для горизонтальної труби діаметром d при $10^3 < (Gr \times Pr)_{\text{жд}} < 10^8$:

$$Nu_{\text{жд.ср.}} = 0,5 \times (Gr_{\text{жд}} \times Pr_{\text{ж}}) \times 0,25 \times \frac{Pr_{\text{ж}}}{Pr_{\text{ст}}} \times 0,25, \quad (5.16)$$

– для вертикальної труби та пластини:

1) ламінарний перебіг – $10^3 < (GrPr)_{\text{ж}} < 10^9$:

$$Nu_{\text{жд.ср.}} = 0,75 \times (Gr_{\text{жд}} \times Pr_{\text{ж}}) \times 0,25 \times \frac{Pr_{\text{ж}}}{Pr_{\text{ст}}} \times 0,25, \quad (5.17)$$

2) турбулентний перебіг – $(Gr \times Pr)_{\text{ж}} > 10^9$:

$$Nu_{\text{жд.ср.}} = 0,15 \times (Gr_{\text{жд}} \times Pr_{\text{ж}}) \times 0,33 \times \frac{Pr_{\text{ж}}}{Pr_{\text{ст}}} \times 0,25, \quad (5.18)$$

Тут значення $Gr_{\text{жд}}$ і $Pr_{\text{ж}}$ беруться при температурі рідини, а $Pr_{\text{ст}}$ при температурі поверхні стінки.

Вимушена конвекція. Режим течії визначається за величиною Re .

а) Перебіг рідини у гладких трубах круглого перерізу.

1). ламінарний перебіг – $Re < 2100$

$$Nu_{жд.ср.} = 0,15 \times Re_{жд}^{0,33} \times Pr_{ж}^{0,33} \times (Gr_{жд} \times Pr_{ж})^{0,1} \times \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_{ст}} \times Pr_{ст} \right)^{0,25} \times \varepsilon_1, \quad (5.19)$$

де ε_1 – коефіцієнт, що враховує зміну середнього коефіцієнта тепловіддачі по довжині труби і залежить від відношення довжини труби до його діаметра (l/d). Знаходиться у таблицях.

2). *перехідний режим* – $2100 < Re < 10^4$

$$Nu_{ждср} = K_0 \times Pr_{ж}^{0,43} \times \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \times \varepsilon_1. \quad (5.20)$$

Коефіцієнт K_0 залежить від критерію Рейнольдса Re і знаходиться у спеціальних таблицях.

3). *турбулентний перебіг* – $Re = 10^4$

$$Nu_{ждср} = 0,021 \times Re_{жд}^{0,8} \times Pr_{ж}^{0,43} \times \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \times \varepsilon_1, \quad (5.21)$$

б). *Обтікання горизонтальної поверхні.*

1). *ламіна́рний перебіг* – $Re < 4 \cdot 10^4$

$$Nu_{ждср} = 0,66 \times Re_{жд}^{0,5} \times Pr_{ж}^{0,33} \times \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \quad (5.22)$$

2). *турбулентний перебіг* – $Re > 4 \cdot 10^4$

$$Nu_{ждср} = 0,037 \times Re_{жд}^{0,5} \times Pr_{ж}^{0,33} \times \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \quad (5.23)$$

в). *Поперечне обтікання одиночної труби (кут атаки $\varphi = 90^\circ$).*

1). при $Re_{жд} = 5 - 10^3$

$$Nu_{ждср} = 0,57 \times Re_{ж}^{0,5} \times Pr_{ж}^{0,38} \times \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_{ст}} \right)^{0,25}, \quad (5.24)$$

2). при $Re_{жд} = 10^3 - 2 \times 10^5$

$$Nu_{ждср} = 0,25 \times Re_{ж}^{0,6} \times Pr_{ж}^{0,38} \times \left(\frac{Pr_{ж}}{Pr_{ст}}\right)^{0,25} \quad (5.25)$$

5.5 Теплове випромінювання

Джерелом теплового випромінювання є внутрішня енергія нагрітого тіла, обумовлена електромагнітними хвилями, що розповсюджуються в просторі. Променевипускання властиве всім тілам, і кожне з них випромінює та поглинає енергію безперервно, якщо температура його не дорівнює 0 °К. При однакових або різних температурах між тілами, які розташовані як завгодно в просторі, існує безперервний променистий теплообмін.

Кількість променистої енергії в основному залежить від фізичних властивостей та температури випромінюючого тіла.

Електромагнітні хвилі різняться між собою довжиною хвилі. Залежно від довжини хвилі λ промені мають різні властивості:

- найменша довжина хвилі має космічні промені: $\lambda = (0,1 - 10)^\circ\text{A}$, (где $^\circ\text{A}$ – ангстрем, одиниця довжини, $1^\circ\text{A} = 10^{-10}\text{м}$).
- гамма-промені, що випускаються радіоактивними речовинами, мають довжину хвилі λ до 10°A ;
- промені Рентгена – $\lambda = (10-200)^\circ\text{A}$;
- ультрафіолетові промені – $\lambda = (200^\circ\text{A} - 0,4\text{мк})$ (мк – мікрон, $1\text{мк} = 0,001\text{мм}$),
- світлові промені – $\lambda = (0,4-0,8)\text{мк}$,
- інфрачервоні або теплові промені – $\lambda = (0,8 - 400)\text{мк}$,
- радіо або електромагнітні промені – $\lambda > 400\text{мк}$.

З усіх променів найбільший інтерес для теплопередачі представляють теплові промені $\lambda = (0,8-40)$ мк.

Сумарне випромінювання з поверхні тіла за всіма напрямками напівсферичного простору та за всіма довжинами хвиль спектра називається інтегральним або повним променистим потоком (Q). Інтегральний променистий потік, що випромінюється одиницею поверхні по всіх напрямках, називається випромінювальною здатністю тіла і позначається:

$$E = \frac{dQ}{dF}, \quad (\text{Вт/м}^2) \quad (5.26)$$

де dQ – елементарний променистий потік, що випускається елементом поверхні dF .

Кожне тіло здатне не тільки випромінювати, а й відбивати, поглинати і пропускати через себе падаючі промені від іншого тіла. Якщо позначити загальну кількість променистої енергії, що падає на тіло, через Q , то частина енергії, що дорівнює A , поглинеться тілом, частина, що дорівнює R , відобразиться, а частина, що дорівнює D , пройде крізь тіло. Звідси

$$Q = QA + QR + QD, \quad (5.27)$$

або

$$A + R + D = I, \quad (5.28)$$

Величину A називають *коефіцієнтом поглинання*. Він є відношенням поглиненої променистої енергії до всієї променистої енергії, що падає на тіло. Величину R називають *коефіцієнтом відбиття*. R – це відношення відбитої променистої енергії до всієї падаючої. Величину D називають *коефіцієнтом проникності*. D – це відношення минулої крізь тіло променистої енергії до всієї променистої енергії, що

падає на тіло. Для більшості твердих тіл, що практично не пропускають крізь себе променисту енергію:

$$A + R = I, \quad (5.29)$$

Якщо поверхня поглинає всі падаючі неї промені, т. е. $A=I$, $R=0$ і $D=0$, то таку поверхню називають *абсолютно чорною*. Якщо поверхня відбиває повністю всі падаючі неї промені, то таку поверхню називають *абсолютно білою*. При цьому $R=I$, $A=0$, $D=0$. Якщо тіло *абсолютно проникне* для теплових променів, то $D=I$, $R=0$ та $A=0$.

У природі абсолютно чорних, білих і прозорих тіл немає, проте поняття про них є дуже важливим для порівняння з реальними поверхнями.

Якщо поверхня відбиває промені під тим самим кутом, під яким вони падають на неї, таку поверхню називають *дзеркальною*.

Якщо падаючий промінь при відбитті розщеплюється на безліч променів, що йдуть по різних напрямках, то таке відображення називають *дифузним* (наприклад, поверхня крейди).

При дослідженні променистих потоків велике значення має розподіл променистої енергії, яка випромінюється абсолютно чорним тілом по окремих довжинах хвиль спектру.

Кожній довжині хвилі променів, за певної температури, відповідає певна інтенсивність випромінювання — I_{λ} . Інтенсивність випромінювання або спектральна (монохроматична) інтенсивність, являє собою щільність променистого потоку тіла для довжин хвиль від λ до $\lambda+d\lambda$, віднесена до розглянутого інтервалу довжин хвиль $d\lambda$;

$$I_{s\lambda} = \frac{dE_{s\lambda}}{d\lambda}, \quad (5.30)$$

де $I_{s\lambda}$ – спектральна інтенсивність випромінювання абсолютно чорного тіла.

5.6 Теплопередача.

Теплопередача через плоску стінку. Передача теплоти від гарячого теплоносія до холодного через стінку, що розділяє ці теплоносії, називається *теплопередачею*. Через стінку, що розділяє, теплота передається теплопровідністю. Від стінки до довкілля теплота передається конвекцією та випромінюванням. Процес теплопередачі є складним процесом теплообміну, що охоплює велику кількість різних варіантів.

1. Теплопередача через одношарову плоску стінку.

Товщина стінки δ , теплопровідність λ , температура гарячої рідини $t'_ж$, температура холодної рідини $t''_ж$. (Рис.5.3)

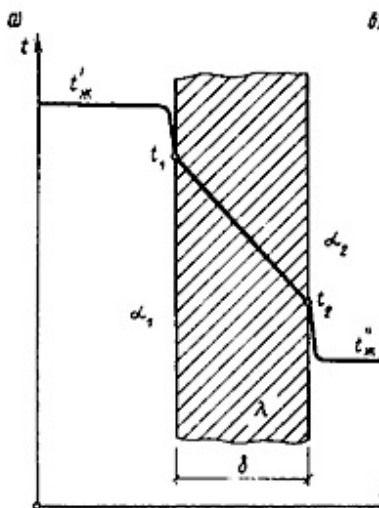


Рис.5.3 – Схема теплопередачі через одношарову плоску стінку

Кількість теплоти, переданої від гарячої рідини до стінки, визначається залежністю:

$$Q = \alpha_1 \times (t'_ж - t_1) \times F, \quad (5.31)$$

де α_1 - коефіцієнт тепловіддачі від гарячого середовища з температурою $t'_ж$ до поверхні стінки з температурою t_1 ; F – розрахункова поверхня плоскої стінки.

Тепловий потік, переданий через стінку, визначається залежністю:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} \times (t_1 - t_2) \times F, \quad (5.32)$$

Тепловий потік від другої поверхні стінки до холодного середовища визначається залежністю:

$$Q = \alpha_2 \times (t_2 - t''_ж) \times F, \quad (5.33)$$

де α_2 - коефіцієнт тепловіддачі від другої поверхні стінки до холодного середовища з температурою $t''_ж$.

В результаті розв'язання цих трьох рівнянь виходить залежність:

$$Q = (t'_ж - t''_ж) \times F \times K, \quad (5.34)$$

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

$K = 1 / (1/\alpha_1 + \delta/\lambda + 1/\alpha_2)$ – коефіцієнт теплопередачі,

або $R_0 = \frac{1}{K} = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)$ – повний термічний опір теплопередачі через одношарову плоску стінку.

$\frac{1}{\alpha_1}, \frac{1}{\alpha_2}$ – термічні опори тепловіддачі поверхонь стінки;

$\frac{\delta}{\lambda}$ – термічний опір стінки.

Теплопередача через багатошарову плоску стінку.

Для багатошарової плоскої стінки повний термічний опір визначатиметься за такою формулою:

$$R_0 = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n} + \frac{1}{\alpha_2}, \quad (5.35)$$

а коефіцієнт теплопередачі:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (5.36)$$

Теплопередача через циліндричну стінку.

Принцип розрахунку теплового потоку через циліндричну стінку аналогічний до розрахунку для плоскої стінки.

Маємо: одношарову трубу з теплопровідністю λ , внутрішній діаметр d_1 , зовнішній діаметр d_2 , довжина l . У середині труби знаходиться гаряча рідина з температурою $t'_{ж}$, а зовні холодна з $t'_{ж'}$. (рис. 5.4)

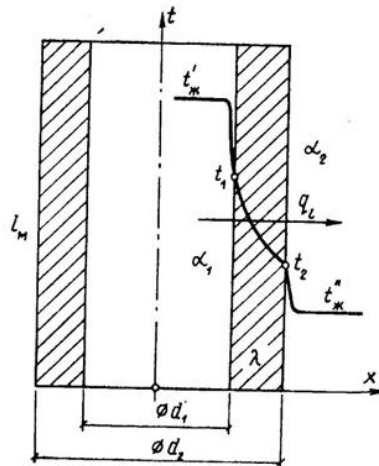


Рис.5.4 – Схема теплопередачі через циліндричну стінку

Кількість теплоти, переданої від гарячого середовища до внутрішньої стінки труби:

$$Q = \pi \times d_1 \times \alpha_1 \times l \times (t'_j - t_1), \quad (5.37)$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від гарячого середовища з температурою t'_j до поверхні стінки з температурою t_1 ;

Тепловий потік, переданий через стінку труби:

$$Q = 2 \times \pi \times \lambda \times l \times \frac{t_1 - t_2}{\ln} \times \left(\frac{d_2}{d_1} \right), \quad (5.38)$$

Тепловий потік від другої поверхні стінки труби до холодного середовища:

$$Q = \pi \times d_2 \times \alpha_2 \times l \times (t_1 - t''_j), \quad (5.39)$$

де α_2 - коефіцієнт тепловіддачі від другої поверхні стінки до холодного середовища з температурою t''_j .

Вирішуючи ці три рівняння отримуємо:

$$Q = \pi l \times (t'_j - t''_j) \times K, \quad (5.40)$$

де:

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 \times d_1} + \frac{1}{2\lambda \ln\left(\frac{d_2}{d_1}\right)} + \frac{1}{\alpha_2 \times d_2}} \quad (5.41)$$

це – лінійний коефіцієнт теплопередачі,

або

$$R_1 = \frac{1}{K_1} = \frac{1}{\alpha_1 \times d_1} + \frac{1}{2\lambda \ln\left(\frac{d_2}{d_1}\right)} + \frac{1}{\alpha_2 \times d_2} \quad (5.42)$$

це – повний лінійний термічний опір теплопередачі через одношарову циліндричну стінку $\frac{1}{\alpha_1 \times d_1}$, $\frac{1}{\alpha_2 \times d_2}$ – термічні

опори тепловіддачі поверхонь стінки, $\frac{1}{2\lambda \ln(\frac{d_2}{d_1})}$ – термічний опір стінки.

Для багатошарової (n шарів) циліндричної стінки повний лінійний термічний опір визначатиметься за такою формулою:

$$R_1 = \frac{1}{K_1} = \frac{1}{\alpha_1 \times d_1} + \frac{1}{2\lambda_1 \ln(\frac{d_2}{d_1})} + \frac{1}{2\lambda_3 \ln(\frac{d_3}{d_2})} + \dots + \frac{1}{2\lambda_n \ln(\frac{d_{n+1}}{d_n})} + \frac{1}{\alpha_2 d_n}, \quad (5.43)$$

РОЗДІЛ 6. Теплообмінні апарати

6.1 Теплообмінники

Типи теплообмінних апаратів. У багатьох галузях промисловості широко використовуються процеси нагрівання та охолодження рідин та газів. Апарати, призначені для нагрівання та охолодження, називаються теплообмінниками. Вони одна рідина – гаряче середовище, передає теплоту іншій рідині – холодному середовищі. Як теплоносії використовуються різноманітні крапельні та пружні рідини в найширшому діапазоні тисків та температур. Для нагрівання найчастіше використовують насичену водяну пару, при конденсації якої виділяється велика кількість теплоти. Застосовують два способи нагріву водяною парою: відкритою і закритою.

При нагріванні відкритою (гострою) парою, його вводять безпосередньо в рідину, яку нагрівають. Пара конденсується та віддає теплоту рідині. Цей спосіб нагрівання використовують не часто, оскільки рідина, що нагрівається, розбавляється конденсатом. Його застосовують для нагрівання води та водних розчинів.

Насправді, переважно, виробляють нагрівання насиченим паром через стінку. Пара повністю конденсується і виводиться з апарата у вигляді конденсату.

Нагрівання також здійснюють топковими газами, гарячими рідинами, електричним струмом.

Охолодження рідин, газів, пар здійснюють за допомогою холодоносіїв. Найбільш поширеними холодоносіями є вода та повітря. Для низьких температур

використовують розсоли, фреони, аміак, двоокис вуглецю та ін.

Теплообмінні апарати, в яких здійснюють нагрівання та охолодження за принципом роботи ділять на регенеративні, змішувальні та рекуперативні. У регенеративних апаратах гарячий теплоносій віддає свою теплоту акумулюючому пристрою, який у свою чергу періодично віддає теплоту другої рідини - холодному теплоносію, тобто одна і та ж поверхня нагріву омивається гарячою, то холодною рідиною. У змішувальних апаратах передача теплоти від гарячої до холодної рідини відбувається при безпосередньому змішуванні обох рідин, наприклад конденсатори, що змішують. Найбільш широке застосування у всіх галузях техніки отримали рекуперативні апарати, у яких теплота від гарячої до холодної рідини передається через роздільну стінку.

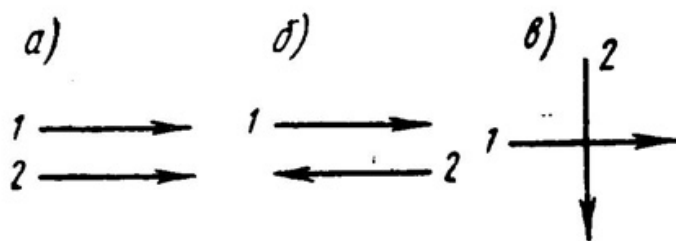


Рис.6.1 – Схеми руху рідини у теплообмінних апаратах

Незважаючи на велику різноманітність теплообмінних апаратів, основні положення теплового розрахунку для них залишаються загальними.

У рекуперативних теплообмінних апаратах рух рідини здійснюється за трьома основними схемами. Якщо напрям руху гарячого і холодного теплоносіїв збігаються, такий рух називається *прямотоком* (рис. 6.1а).

Якщо напрям руху гарячого теплоносія протилежний руху холодного теплоносія, такий рух називається *противотоком* (рис. 6.1б). Якщо ж гарячий теплоносієв рухається перпендикулярно руху холодного теплоносія, такий рух називається *перехресним струмом* (рис. 6.1в). Крім цих основних схем руху рідин, теплообмінних апаратах застосовують більш складні схеми руху, що включають всі три основні схеми.

Класифікація теплообмінних апаратів. Теплообмінні апарати класифікуються за різними ознаками.

По призначенню:

- підігрівачі,
- випарники,
- пароперетворювачі,
- конденсатори,
- холодильники,
- радіатори,
- калорифери тощо.

За способом передачі теплоти:

- рекуперативні,
- регенеративні
- змішувальні.

За родом теплоносіїв, що застосовуються, рекуперативні апарати розрізняють:

- парорідкісні,

- рідинно-рідинні,
- газорідинні,
- газо-газові.

У напрямку та характері руху робочих середовищ:

- протиточні,
- прямоточні,
- перехресного та змішаного струму,
- однопотокові та багатопотокові.

Для рекуперативних теплообмінних апаратів, що становлять значну частину всього ряду теплообмінників, важливою є їхня класифікація за конструктивним оформленням, включаючи різні форми поверхні теплообміну.

Рекуперативні теплообмінні апарати з поверхнею теплообміну із труб:

- труба у трубі;
- кожухотрубні:

Інтенсивність процесу тепломасообміну залежить від властивостей теплоносія, що характеризуються фізичними параметрами.

Найбільш поширеними теплоносіями в теплообмінних апаратах є газоподібні та рідкі теплоносії, а також водяна пара. Найчастіше як газоподібні теплоносії використовують повітря, димові та топкові гази. Ці теплоносії мають істотні недоліки: низьку теплоємність та малу щільність. Тому такі теплообмінні апарати мають більшу поверхню теплообміну, значні витрати потужності на прокачування теплоносіїв і виходять дуже громіздкими.

На противагу газовим теплоносіям вода за своїми фізичними та термодинамічними властивостями істотно

відрізняється від них, маючи високу теплоємність та велику щільність. Тому теплообмінні апарати виходять компактнішими, вимагають значно менших поверхонь нагріву та витрат потужності на прокачування теплоносіїв.

Водяна пара як теплоносій широко використовується як гріюче середовище в теплообмінних апаратах різного призначення. Основним недоліком водяної пари є порівняно низька температура її насичення, збільшення якої пов'язане з підвищенням тиску, що ускладнює та здорожує конструкцію теплообмінного апарату.

Конструкції теплообмінних апаратів. Кожухотрубні теплообмінники. Це найпоширеніші апарати у харчовій промисловості. Вони можуть мати більшу поверхню теплообміну, прості у виготовленні та надійні в експлуатації.

Найпростішим теплообмінним пристроєм є нагрівальні або охолодні сорочки (рис. 6.2), що оточують корпус апарату. У кільцевому просторі, що утворюється, циркулює необхідний теплоносій (пар, вода та ін.)

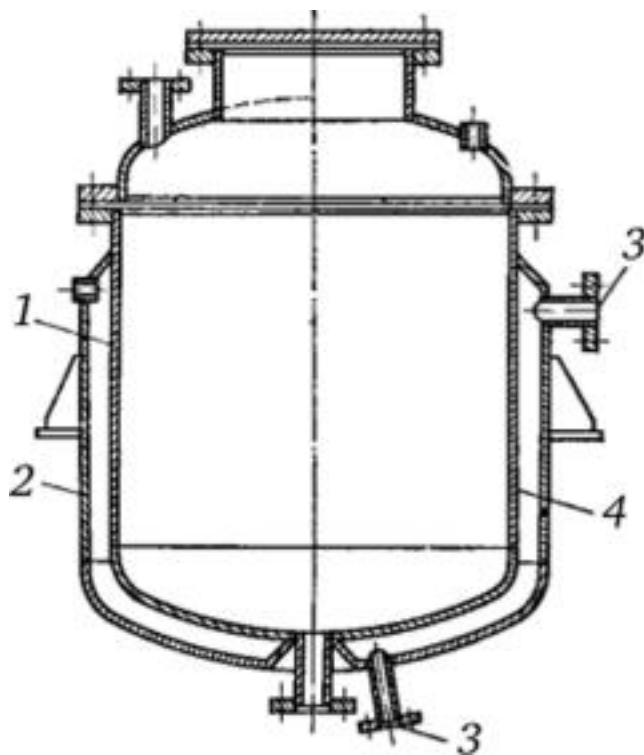


Рис.6.2 – Теплообмінник із теплообмінною сорочкою: 1 – ємність; 2 – сорочка; 3 – штуцери для входу та виходу теплоносія; 4 – кільцевий простір для теплоносія

Для інтенсифікації теплообміну такі апарати нерідко обладнуються механічними мішалками.

Задля більшої питомої поверхні теплообміну всередині апаратів розміщують одно- чи багаторядні спіральні змійовики, зберігаючи зовнішню сорочку (рис. 6.3).

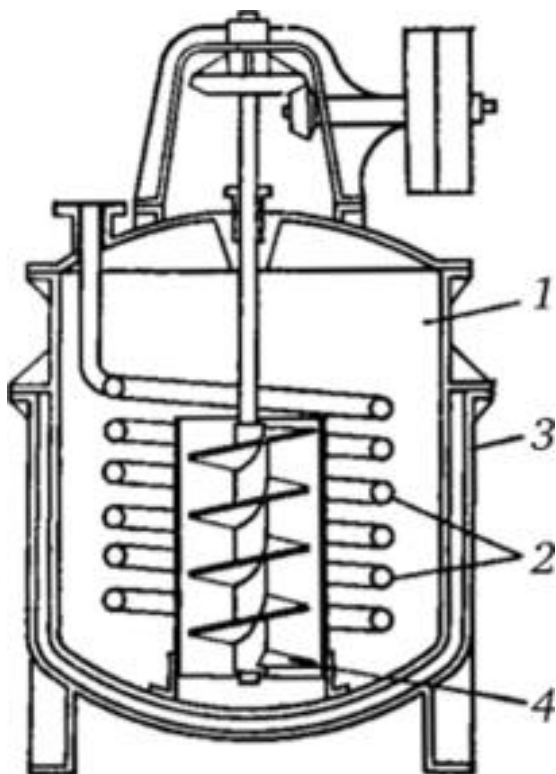


Рис.6.3 – Теплообмінник з елементами у формі змійовика: 1 – апарат; 2 – спіральні змійовики; 3 – сорочка; 4 – гвинтова мішалка

Найбільш широкого поширення набули кожухотрубні теплообмінники, які складаються з пучків труб, укріплених у трубних решітках, кожухів, кришок, камер, патрубків і опор. Трубне і міжтрубне простору в цих апаратах роз'єднані, причому кожне з них може бути розділене перегородками на кілька ходів. На рис. 6.4 показана схема кожухотрубного теплообмінника.

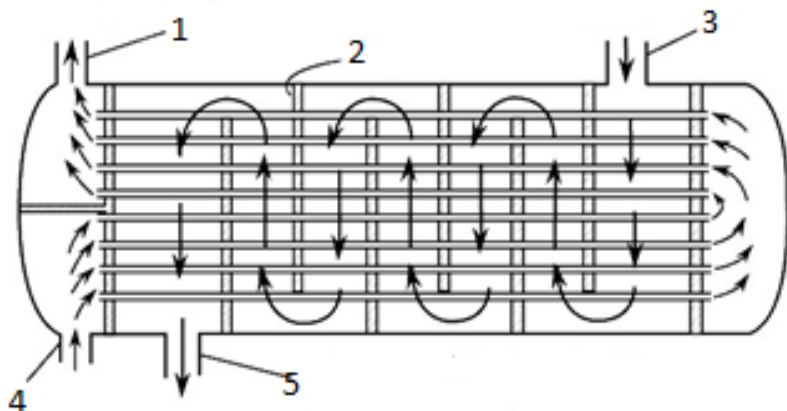


Рис. 6.4 – Принципова схема кожухотрубного теплообмінника: 1 – вихід із трубної решітки; 2 – перегородка; 3 – вхід у міжтрубний простір; 4 – вхід у трубну решітку; 5 – вихід із міжтрубного простору.

На рис. 6.5 наведено конструкцію двоходового апарату жорсткого типу з прямими сталевими або латунними трубками.

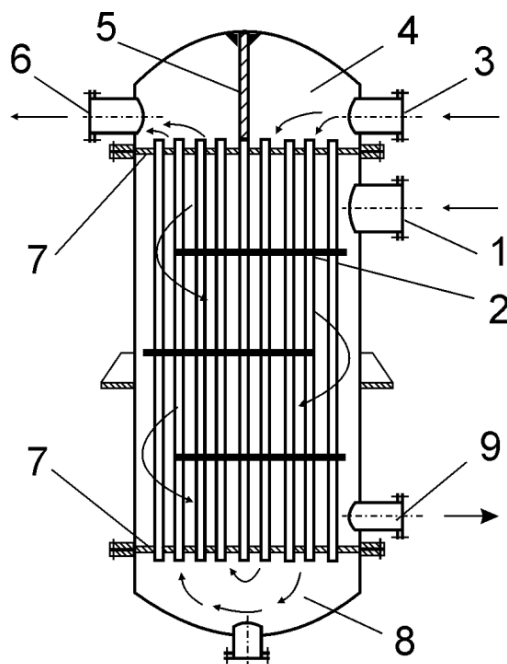


Рис.6.5 – Двохходовий теплообмінник жорсткої конструкції: 1 – патрубок для входу теплоносія; 2 – напрямні перегородки; 3, 6 – патрубки для входу та виходу води; 4, 8 – верхня та нижня водяні камери; 5 – розділова перегородка; 7 – трубні ґрати; 9 – патрубок для відведення конденсату

Гріючий пар через патрубок 1 надходить у міжтрубний простір, де встановлені напрямні перегородки 2, і, конденсуючись, віддає свою теплоту через стінки труб рідини. Конденсат стікає по зовнішніх стінках трубок і через патрубок 9 видаляється з апарату. Рідина, що нагрівається, через патрубок 3 надходить у верхню камеру 4, проходить усередині трубок в нижню камеру 8, піднімається по другій

половині трубного пучка і через патрубок 6 виходить з апарату. Число ходів за рідиною може бути 1, 2, 4, 6. Для забезпечення багаторазового руху рідини в камерах встановлюють розділові перегородки 5.

Різновидом апаратів нежорсткої конструкції є теплообмінники з U-подібними та спіральними трубками. Конструкція апарата з U-подібними трубками наведена на рис.6.6. Поверхня теплообміну зазвичай виконується із латунних трубок.

За рахунок вигнутої форми трубних петель здійснюється компенсація термічних подовжень. Недоліками цієї конструкції є труднощі очищення внутрішньої поверхні трубок та складність розмітки трубної решітки.

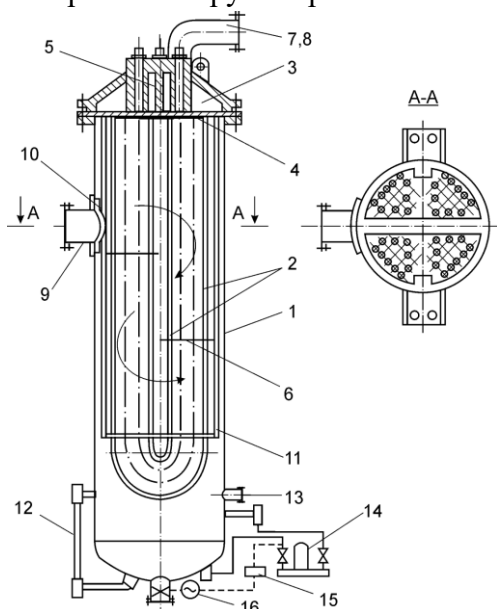


Рис. 6.6 – Схема теплообмінника з U – подібними трубками:

1 – корпус (обичайка); 2 – трубний пучок; 3 – водяна камера; 4 – трубна решетка; 5 – розділова перегородка; 6 – напрямні перегородки; 7,8 – патрубки для входу та виходу води; 9 – патрубок для входу пари; 10 – паровідбійний щиток; 11 – каркас жорсткості; 12 – показчик рівня конденсату (водомірне скло); 13 - відсмоктування повітря; 14 – диференціальний манометр; 15 – електронний датчик; 16 – регулюючий орган

Теплообмінники типу «труба в трубі».

Теплообмінники цього типу є пристроями, створеними двома концентрично розміщеними трубами. Схема теплообмінника "труба в трубі" показана на рис. 6.7.

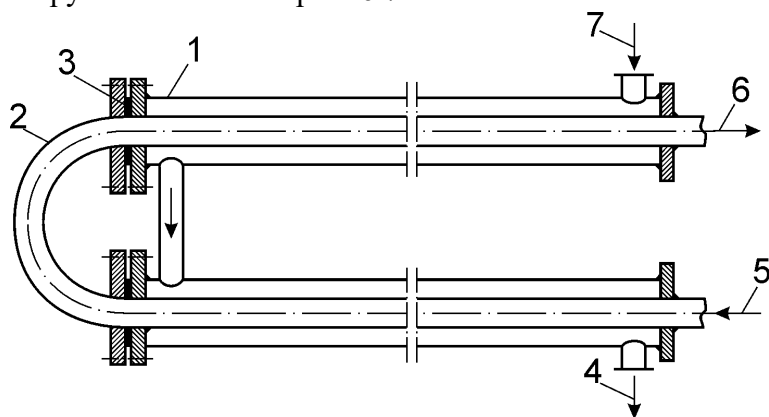


Рис.6.7 – Схема теплообмінника типу “труба у трубі”: 1 – зовнішня труба; 2 – внутрішня труба; 3 – сальникове ущільнення; 4,7 – вихід і вхід води, що нагрівається; 5,6 – вхід і вихід води, що охолоджується.

Працює апарат наступним чином. Один теплоносіє рухається внутрішніми трубами, а інший в кільцевому зазорі між внутрішніми і зовнішніми трубами. В цих

теплообмінниках досягається висока інтенсивність теплообміну за рахунок високих швидкостей теплоносія. Їх недоліком є громіздкість та велика металомісткість. Їх використовують за малих витрат теплоносія

Спіральні теплообмінники. Порівняно широкого поширення у різних галузях промисловості набули спіральні теплообмінники, які мають досить високу компактність, хорошу організацію потоку, можливість реалізації чистого протитечії та малі гідравлічні опори. Апарати виконуються як у горизонтальному, так і вертикальному виконанні. Одна з конструкцій апарата у горизонтальному виконанні та схема руху потоків наведено на рис. 6.8.

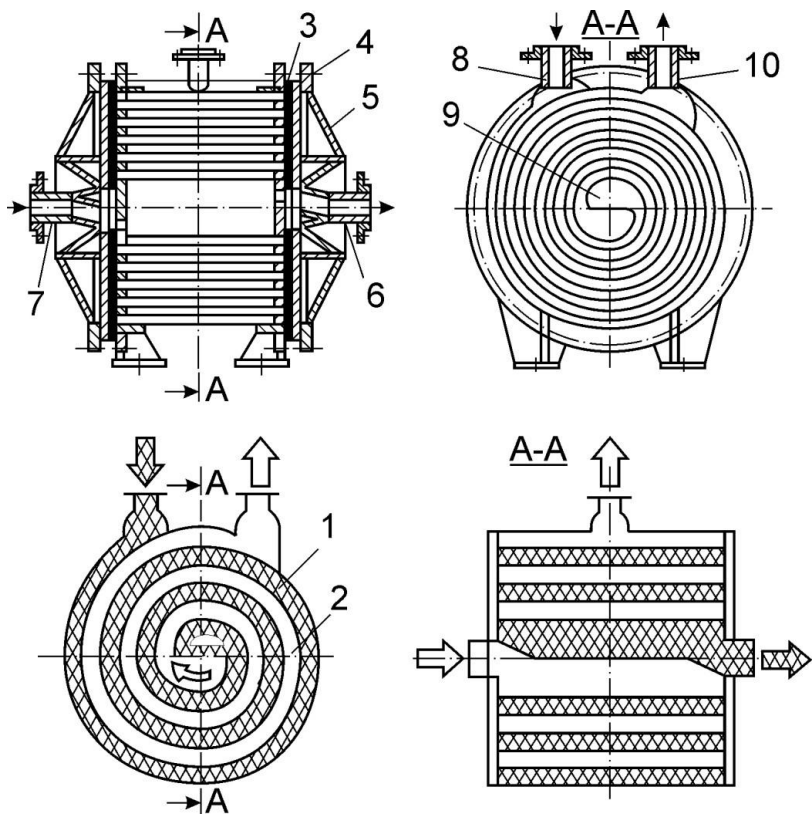


Рис.6.8 – Схема спірального теплообмінника:

1 – канали для проходу гріючої рідини; 2 – канали для проходу нагрівається рідини; 3 – прокладка; 4 – болтовий затискач; 5 – кришка; 6, 8 – патрубки для виходу та входу гріючої рідини; 7, 10 – патрубки для входу та виходу рідини, що нагрівається; 9 – камера

Теплообмінник є навитою рулонною стрічкою з гладкого листового матеріалу, що утворює спіральні канали, замкнену в корпус. Рідина, що гріє, надходить через

патрубок, розташований на периферійній частині корпусу, проходить у спіральному каналі і з камери виходить через патрубок, розташований у центрі однієї з кришок. Рідина, що нагрівається, подається через центральний патрубок, розташований у другій кришці, у суміжний спіральний канал протитечією по відношенню до гріючої рідини і виходить через інший патрубок, розташований на периферійній частині корпусу.

Основними недоліками таких апаратів є складність виготовлення та забезпечення герметичності, а також обмежена можливість розвитку поверхні теплообміну.

Пластинчаті теплообмінники. У пластинчастих теплообмінниках поверхню теплообміну утворюють гофровані пластини, встановлені паралельно один одного (рис. 6.9). У зібраному стані пластини затиснуті між нерухливою та рухомою плитами. Між пластинами розміщують ущільнюючі прокладки.

Продукт, що обробляється в пластинчастому теплообміннику, рухається тонкою плівкою по пластинах. Рифлена поверхня пластин забезпечує турбулентний рух потоку при невеликій швидкості. В результаті такого режиму досягаються високі коефіцієнти теплопередачі при незначительном гидравлическом сопротивлении, что способствует интенсификации процесса.

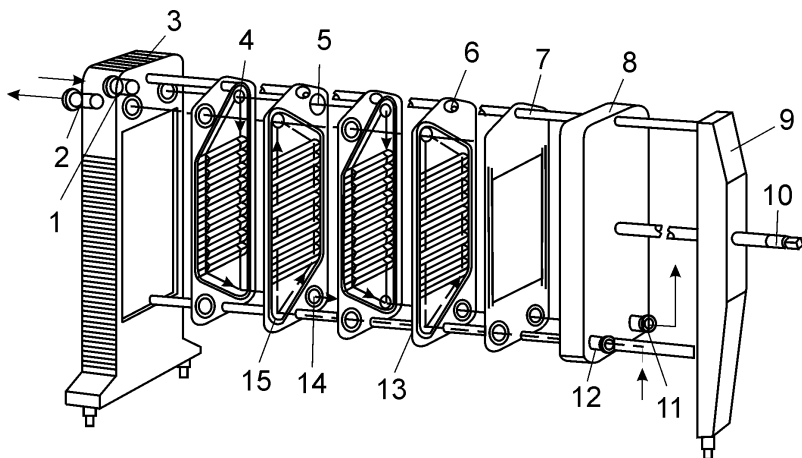


Рис.6.9 – Принципова схема збирання

пластинчастого теплообмінника: 1, 2, 11, 12 – штуцера;

3 – нерухома плита; 4 – верхній кутовий отвір;

5 – кільцева гумова прокладка; 6 – гранична пластина;

7 – штанга; 8 – натискна плита; 9 – задня стійка; 10 – гвинт;

13 – велика гумова прокладка; 14 – нижній кутовий отвір;

15 – теплообмінна пластина

Недоліком пластинчастих теплообмінників є велика кількість прокладок, що ущільнюють.

6.2 Розрахунок теплообмінних апаратів

Метою теплового розрахунку є визначення поверхні теплообміну, а якщо остання відома, то метою розрахунку є визначення кінцевих температур робочих рідин. Основними розрахунковими рівняннями теплообміну при стаціонарному режимі є рівняння теплопередачі та рівняння теплового балансу. Рівняння теплопередачі:

$$Q = k \times F \times (t_1 - t_2), \quad (6.1),$$

де Q – тепловий потік, Вт,

k – середній коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²град),
 F – поверхня теплообміну в апараті, м²,
 t_1 і t_2 – відповідно температури гарячого і холодного теплоносіїв.

Рівняння теплового балансу за умови відсутності теплових втрат та фазових переходів:

$$Q = m_1 \times \Delta t_1 = m_2 \times \Delta t_2, \quad (6.2)$$

або

$$Q = V_1 \rho_1 \times c_{p1} \times (t_1' - t_1'') = V_2 \rho_2 \times c_{p2} \times (t_2'' - t_2'), \quad (6.3)$$

де $V_1 \rho_1$, $V_2 \rho_2$ – масові витрати теплоносіїв, кг/сек,

з c_{p1} і c_{p2} – середні масові теплоємності рідин в інтервалі температур від t_1' до t_1'' , t_1' і t_1'' температури рідин при вході в апарат;

t_2' і t_2'' – температури рідин при виході з апарату.

Величину твору

$$V \times \rho \times c_p = W, \text{ Вт/град}$$

називають *водяним* або *умовним еквівалентом*. З урахуванням останнього рівняння теплового балансу може бути подане у такому вигляді:

$$\frac{t_1' - t_1''}{t_2'' - t_2'} = \frac{W_2}{W_1} \quad (6.4)$$

W_2 , W_1 – умовні еквіваленти гарячої та холодної рідин.

При проходженні через теплообмінний апарат робочих рідин змінюються температури гарячих та холодних рідин. На зміну температур великий вплив надають схема руху рідин та величини умовних еквівалентів.

На рис. 6.10 представлені температурні графіки для апаратів із прямотрумів, а на рис. 6.11 для апаратів із протитечією.

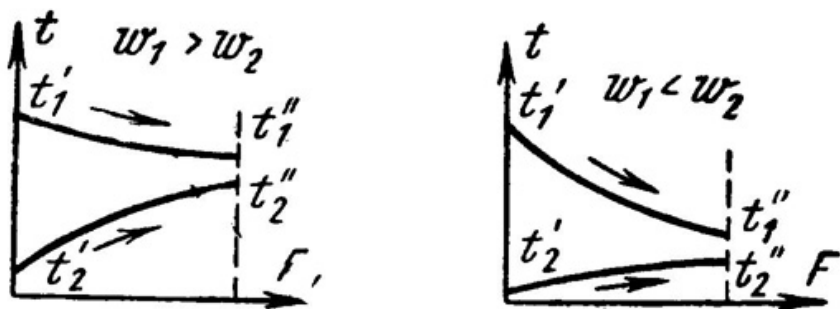


Рис. 6.10 – Температурні графіки для апаратів із прямострумів

Як видно з рис 6.10, при прямотоці кінцева температура холодного теплоносія завжди нижче кінцевої температури гарячого теплоносія. При протитечії (рис. 6.11) кінцева температура холодної рідини може бути значно вищою від кінцевої температури гарячої рідини.

Отже, в апаратах з протитечією можна нагріти холодне середовище, за однакових початкових умов, до вищої температури, ніж в апаратах з прямострумом. Крім того, як видно з малюнків, поряд зі змінами температур змінюється також і різниця температура між робочими рідинами, або температурний напір Δt .

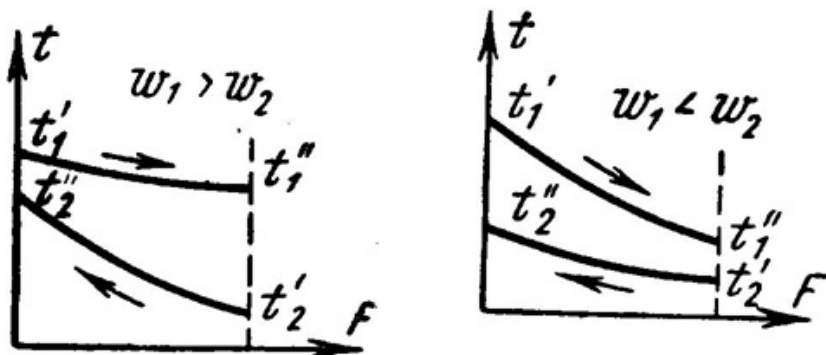


Рис. 6.11 – Температурні графіки для апаратів із протитечією

Величини Δt і k можна прийняти постійними тільки в межах елементарної поверхні теплообміну dF . Тому рівняння теплопередачі для елемента поверхні теплообміну dF справедливе лише у диференційній формі:

$$dQ = k \times dF \times \Delta t, \quad (6.5)$$

Тепловий потік, переданий через всю поверхню F при постійному середньому коефіцієнті теплопередачі k визначається інтегруванням рівняння:

$$Q = \int k \times dF \times \Delta t = k \times F \times \Delta t_{cp}, \quad (6.6)$$

де Δt_{cp} – середній логарифмічний температурний напір по всій поверхні нагріву.

Для випадків, коли коефіцієнт теплопередачі на окремих ділянках поверхні теплообміну значно змінюється, його усереднюють:

$$k_{cp} = \frac{F_1 \times k_1 + F_2 \times k_2 + \dots + F_n \times k_n}{F_1 + F_2 + \dots + F_n}, \quad (6.7)$$

Тоді при $k_{cp} = \text{const}$ рівняння набуде вигляду:

$$Q = \int k_{cp} \Delta t \times dF = k_{cp} \times \Delta t_{cp} \times F, \quad (6.8)$$

Якщо температура теплоносіїв змінюється згідно із законом прямої лінії (рис. 6.12), пунктирні лінії), то середній температурний напір в апараті дорівнює різниці середньо-арифметичних величин:

$$\Delta t_{cp} = \frac{t'_1 + t''_1}{2} - \frac{t'_2 + t''_2}{2} \quad (6.9)$$

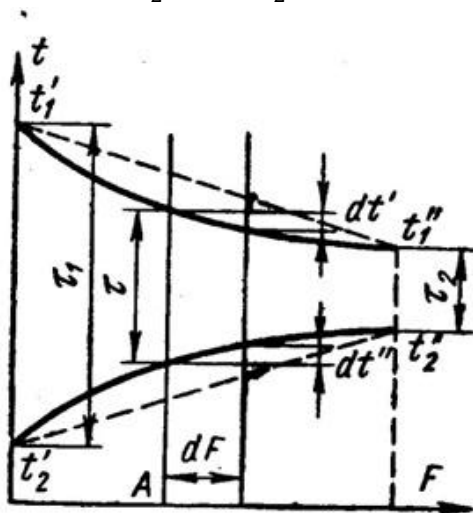


Рис. 6.12 – Температура теплоносіїв

Проте температури робочих рідин змінюються за криволінійним законом. Тому формула (6.8) буде лише наближенням і може застосовуватися за невеликих змін температури обох рідин. При криволінійній зміні температури величину Δt_{cp} називають *середньологарифмічним температурним натиском* і визначається за формулами: для апаратів з прототоком:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t'_{11}-t'_{12})-(t''_{11}-t''_{12})}{\ln \times \frac{t'_{11}-t'_{12}}{t''_{11}-t''_{12}}} \quad (6.10)$$

для апаратів з протитечею:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t'_{11}-t''_{12})-(t''_{11}-t'_{12})}{\ln \times \frac{t'_{11}-t'_{12}}{t''_{11}-t'_{12}}}, \quad (6.11)$$

Чисельні значення Δt_{cp} для апаратів з протитечею за однакових умов завжди більші Δt_{cp} для апаратів з прямотоком, тому апарати з протитечею мають менші розміри.

6.3 Конденсатори

Конденсацією називається процес переходу пари або газу в рідкий стан, що проводиться шляхом охолодження пари (газу) або стиснення та охолодження одночасно.

На рис. 6.13 показано діаграму стану процесу. Конденсація пари або газу може бути здійснена або за допомогою охолодження (лінія 1–2), або стиснення (лінія 1–3), або за допомогою охолодження та стиснення одночасно (лінія 1–4).

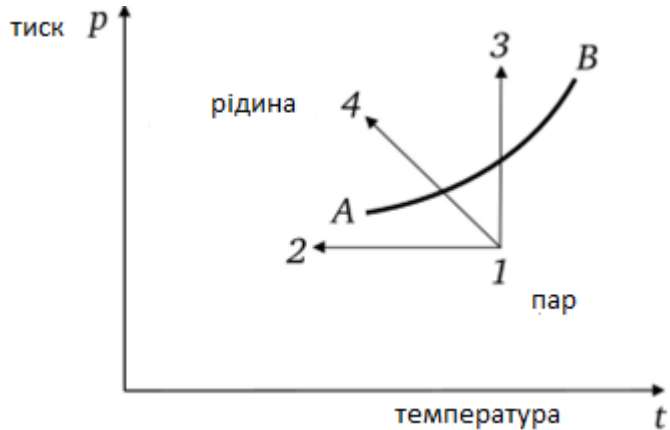


Рис. 6.13 – Діаграма стану. АВ – лінія насичення.

У процесі конденсації обсяг одержуваного конденсату в тисячі і більше разів менший за об'єм водяної пари, з якого він утворився. Тому внаслідок конденсації створюється розрідження.

Апарати, в яких здійснюється процес конденсації, називають *конденсаторами*.

Конструкція конденсаторів залежить від тиску, при якому проводиться процес. Конденсацією часто користуються для створення і підтримки деякого постійного розрідження, наприклад, у процесах випарювання, вакуум-сушіння та ін. у конденсатор з парами або з охолоджувальною водою.

Конденсацію шляхом охолодження холодною водою можна проводити двома способами:

1) у поверхневих конденсаторах, де пара конденсується на зовнішніх або внутрішніх поверхнях труб, що омиваються з іншої сторони холодною водою;

2) в конденсаторах змішування, де пара приводиться в безпосередній зіткнення з охолоджувальною водою, що впорскується в пару.

Поверхневі конденсатори можуть бути:

- 1) з водяним охолодженням;
- 2) з повітряним охолодженням;
- 3) зі зрошенням (зрошувальні).

Як поверхневі конденсатори можуть бути використані будь-які теплообмінні апарати рекуперативного типу. Але процес теплообміну в них складніший, ніж у

теплообмінниках. На рис. 6.14 показано схему поверхневого вертикального конденсатора.

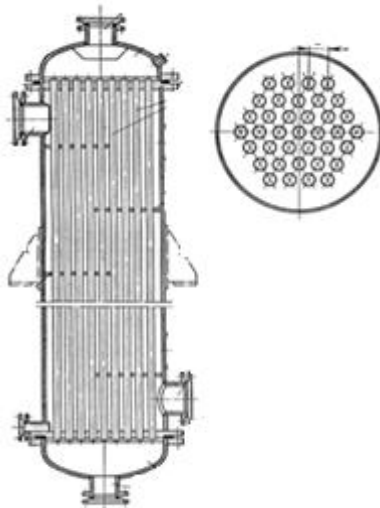


Рис. 6.14 – Схема вертикального поверхневого конденсатора

У поверхневих конденсаторах теплообмін між парою і охолоджувальною водою (або повітрям) здійснюється через розділюючу їх теплопровідну стінку; при цьому простір, в якому відбувається конденсація, може бути під атмосферним або іншим тиском. Якщо конденсаційна установка працює під вакуумом, необхідно створювати розрідження в тому апараті, звідки надходить на конденсацію пар, і постійно підтримувати це розрідження, а також повертати для використання конденсат за можливо більш високої температури.

У конденсаторах цього типу конденсується пара і вода рухаються протитечією один до одного; вода, що охолоджує,

надходить знизу і рухається вгору, пара надходить зверху, а конденсат відводиться знизу.

Поверхня теплообміну, потрібна для конденсації заданої кількості пари, може бути обчислена дослідним шляхом рівняння теплопередачі. Поверхневі конденсатори застосовуються у разі, коли змішання потоків неприпустимо.

У *конденсаторах змішування* пара безпосередньо стикається з охолоджувальною водою. Для покращення теплообміну між парою та водою поверхню зіткнення між ними збільшують шляхом розбризкування води.

Розрізняють *мокрі* та *сухі* конденсатори змішування. У мокрих конденсаторах вода, конденсат і газ, що не конденсуються, відкачуються одним і тим же мокрим насосом. У сухих чи барометричних конденсаторах газ відкачуються окремо за допомогою сухого вакуум-насоса (рис. 6.15).

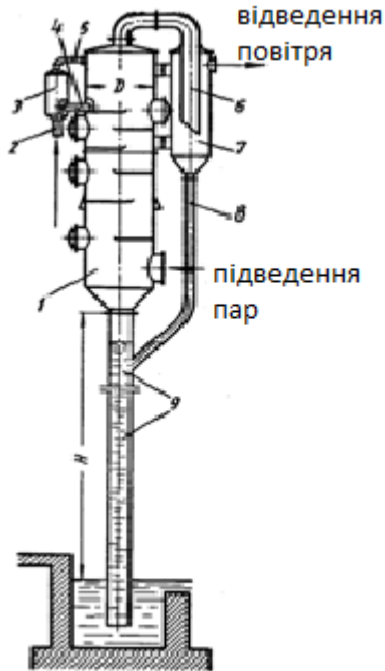


Рис.6.15 – Схема конденсатора, що змішує барометричного типу: 1 – корпус барометричного конденсатора; 2 – труба для подачі охолоджувальної води; 3 – розподільний циліндр для води; 4 – труба для подачі води на верхню тарілку; 5 – труба для вирівнювання тиску; 6 – труба для відведення повітря; 7 – пастка захопленої води; 8 – труба для відведення води, що випала; 9 – барометрична труба.

6.4 Випарні апарати

Випарюванням називається процес концентрування розчинів твердих речовин при температурі кипіння шляхом часткового видалення розчинника в пароподібному стані. У переважній більшості випадків випарювання піддають водні розчини твердих речовин, і розчинник, що видаляється, являє собою водяну пару, що носить назву вторинної пари. Цей процес широко використовується в багатьох галузях промисловості. Іноді випарювання завершують кристалізацією речовин (виділення твердої фази) з розчинів.

Класифікація випарних апаратів. Випарювання проводять у випарних апаратах різних конструкцій. Їх можна класифікувати за такими ознаками:

- за розташуванням поверхні нагріву (на горизонтальні, вертикальні);
- за способом дії (на періодичні та безперервні);
- за характером руху киплячої рідини (з природною та примусовою циркуляцією розчину);
- за кратністю циркуляції (з одноразовою та багаторазовою циркуляцією).

Схеми випарних установок можуть бути однокорпусними, багатокорпусними та з використанням теплових насосів.

Однокорпусні випарні установки. Однокорпусна випарна установка має один випарний апарат (корпус).

На рис. 6.16 показана принципова схема однокорпусного безперервно діє випарного апарату з природною циркуляцією розчину з внутрішньою центральною циркуляційною трубою.

Апарат складається з теплообмінного пристрою – нагрівальної (гріючої) камери 1 і сепаратора 2. Камера обігрівается водяною насиченою парою, що надходить у її міжтрубний простір. Конденсат відводять знизу камери.

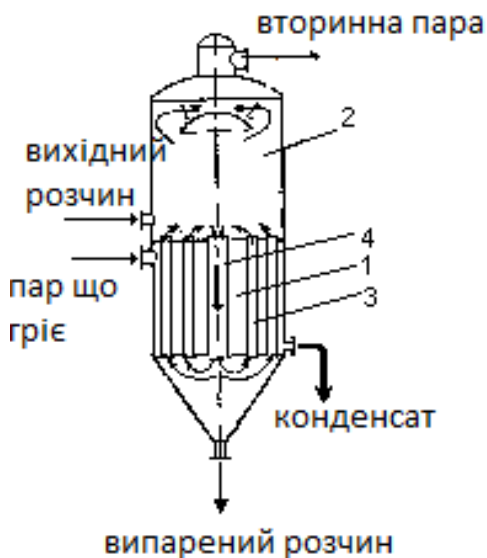


Рис.6.16 – Схема однокорпусного випарного апарату

Піднімаючись по трубах 3, розчин, що випарюється, нагрівається і кипить з утворенням вторинної пари. Відділення пари від рідини відбувається в сепараторі 2. Звільнений від бризок і крапель вторинна пара видаляється з верхньої частини сепаратора.

Частина рідини опускається по циркуляційній трубі 2 під нижні трубні ґрати камери, що гріє. Внаслідок різниці щільностей розчину в трубі 4 і парорідкістної емульсії в

трубах 3 рідина циркулює по замкнутому контуру упарений розчин видаляється через штуцер у днищі апарату.

Багатокорпусні випарні установки. У сучасних випарних установках випаровується дуже велика кількість води. Витрата пари на випарювання можна значно знизити, якщо проводити процеси в багатокорпусній випарній установці. Принцип дії її зводиться до багаторазового використання тепла пари, що гріє, що надходить в перший корпус установки, шляхом обігріву кожного наступного корпусу (крім першого) вторинною парою з попереднього корпусу.

На рис. 6.17 показана схема багатокорпусної вакуум-випарної установки, що працює при прямоточному русі пари, що гріє, і розчину. Установка складається з кількох (у разі трьох) корпусів. Вихідний розчин, зазвичай попередньо нагрітий до температури кипіння, надходить у перший корпус, що обігрівается свіжою (первинною) парою. Вторинна пара з цього корпусу направляється як гріє в другий корпус, де внаслідок зниженого тиску розчин кипить при нижчій температурі, ніж у першому.

Через нижчий тиск у другому корпусі розчин, випарений у першому корпусі, переміщається самотією у другий корпус і тут охолоджується до температури кипіння в цьому корпусі. За рахунок тепла, що виділяється при цьому, утворюється додатково деяка кількість вторинної пари. Таке явище, що відбувається у всіх корпусах установки, крім першого, зветься *самовипаровуванням розчину*.

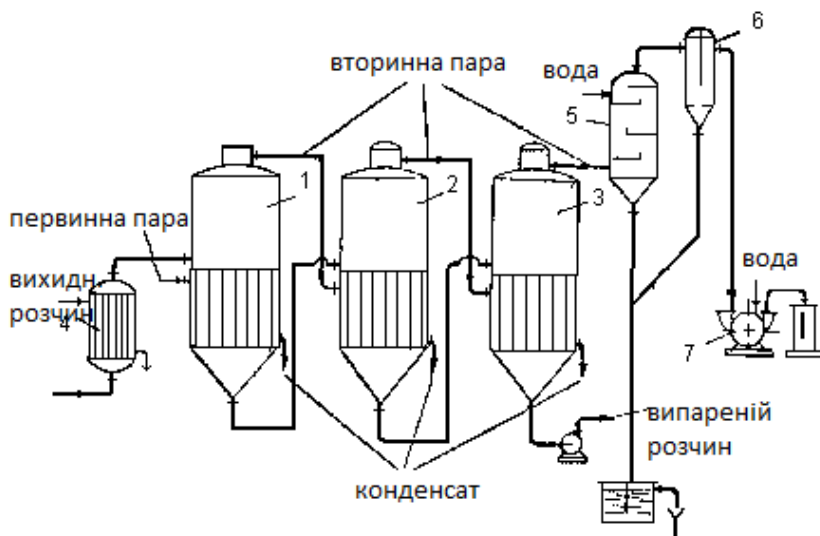


Рис.6.17 – Багатокорпусна прямоточна вакуум-випарна установка

Аналогічно випарений розчин з другого корпусу перетікає самопливом у третій корпус, який обігрівается вторинною парою з другого корпусу.

Попереднє нагрівання вихідного розчину до температури кипіння в першому корпусі проводиться в окремому підігрівачі 4, що дозволяє уникнути збільшення поверхні нагріву в першому корпусі.

Вторинна пара з останнього корпусу (в даному випадку з третього) відводиться барометричний конденсатор 5, в якому при конденсації пари створюється необхідне розрідження. Повітря і гази, що не конденсуються, потрапляють в установку з парою і охолоджувальною водою (в конденсаторі), а також через не щільності трубопроводів і

різко погіршують теплопередачу, відсмоктуються через пастку-бризгоуловлювач 6 вакуум-насосом 7.

За допомогою вакуум-насоса підтримується також стійкий вакуум, так як залишковий тиск у конденсаторі може змінюватися з коливанням температури води, що надходить конденсатор.

Необхідною умовою передачі тепла в кожному корпусі має бути наявність деякої корисної різниці температур, яка визначається різницею температур зріючої пари і киплячого розчину. Разом з тим, тиск вторинного дару в кожному попередньому корпусі має бути більшим за його тиск у наступному. Ці різниці тисків створюються при надмірному тиску в першому корпусі, або вакуумі в останньому корпусі, або при тому й іншому одночасно.

Протиточні випарні установки з паралельним живленням корпусів показані на рис. 6.18. Їх використовують при випарюванні розчинів до високих кінцевих концентрацій, коли в останньому корпусі (по ходу розчину) можливе небажане випадання твердої речовини. Крім того, за такою схемою випарюють розчини, в'язкість яких різко зростає із збільшенням концентрації розчину.

Вихідний розчин надходить одночасно у всі три корпуси установки. Випарений розчин, що видаляється з усіх корпусів, має однакову кінцеву концентрацію.

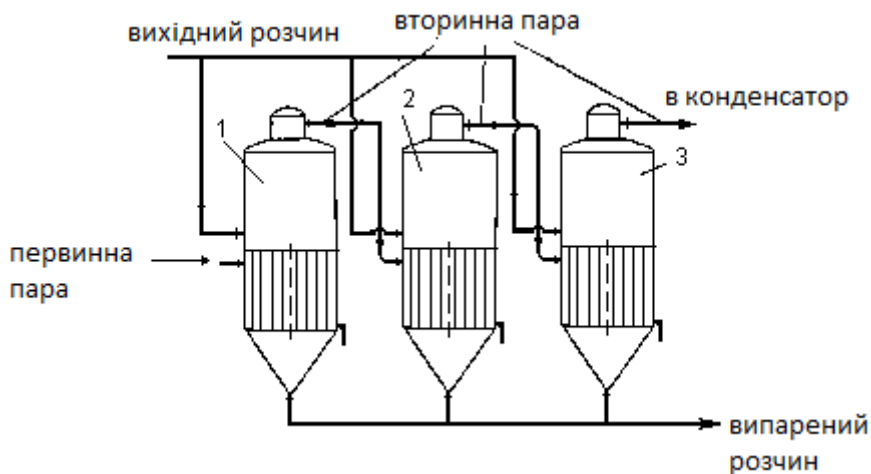


Рис.6.18 – Багатокорпусна випарна установка з паралельним живленням корпусів (1–3)

Установки такої схеми використовують, головним чином, при випаровуванні насичених розчинів, в яких знаходяться частинки твердої фази, що випала (що ускладнює переміщення розчину, що випаровується, з корпусу в корпус), а також у тих процесах випарювання, де не потрібно значного підвищення концентрації розчину.

Основні типи конструкцій випарних апаратів. Апарат з горизонтальною трубчастою камерою, що гріє. Пар, що гріє, в ньому рухається по трубах, забезпечуючи велику питому поверхню теплопередачі (рис. 6.19).

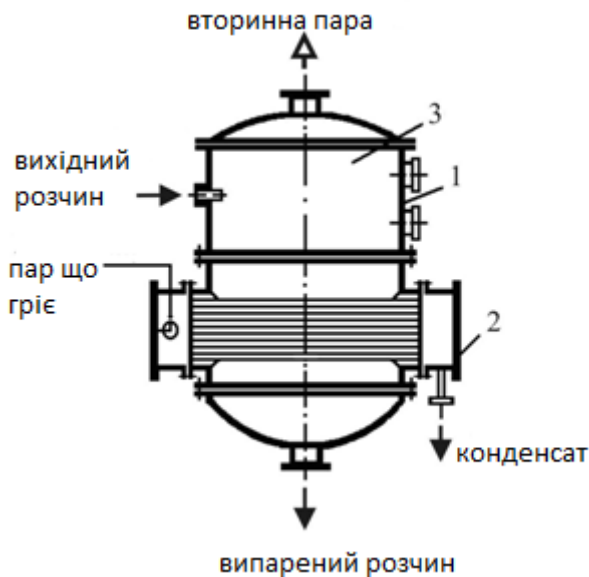


Рис. 6.19 – Випарний апарат з горизонтальною трубчастою гріючою камерою і вертикальним циліндричним корпусом: 1 – корпус; 2 – трубчаста камера, що гріє; 3 – сепараційний простір

Апарати із природною організованою циркуляцією розчину (рис. 6.20). Апараті з сосною гріючою камерою та центральною циркуляційною трубою у вертикальній гріючій камері співвісної з сепаратором встановлена циркуляційна труба, що має більший діаметр, ніж кип'ятільні труби. Вихідний розчин надходить до апарату і через циркуляційну трубу опускається вниз. Піднімаючись вгору кип'ятільними трубами, розчин нагрівається і закипає. При цьому вгору піднімається парорідинна суміш. У міру виходу з кип'ятільних труб пара надходить у сепаратор, де

відокремлюється від бризок розчину і видаляється з апарату. Випарений розчин видаляється знизу апарату.

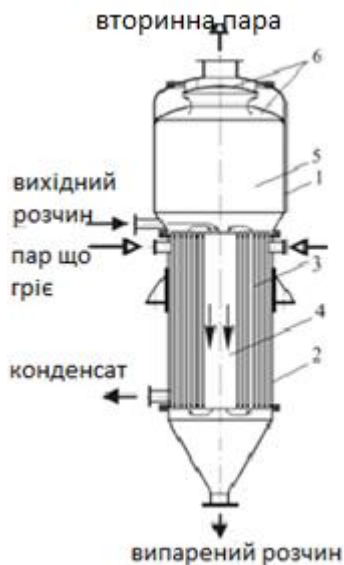


Рис. 6.20 – Випарний апарат із співвісною гріючою камерою та центральною циркуляційною трубою:

- 1 – корпус; 2 – камера, що гріє; 3 – кип'ятільні труби;
4 – циркуляційна труба; 5 – сепаратор; 6 – бризкоуловлювач

Апарат з підвісною камерою, що гріє (рис. 6.21). Роль циркуляційної труби виконує кільцеве простір, утворене обичайкою камери, що гріє, і стінками випарного апарату. Розчин по ньому опускається вниз, а потім піднімається вгору по кип'ятільних трубах, закипає і утворює парорідинну суміш.

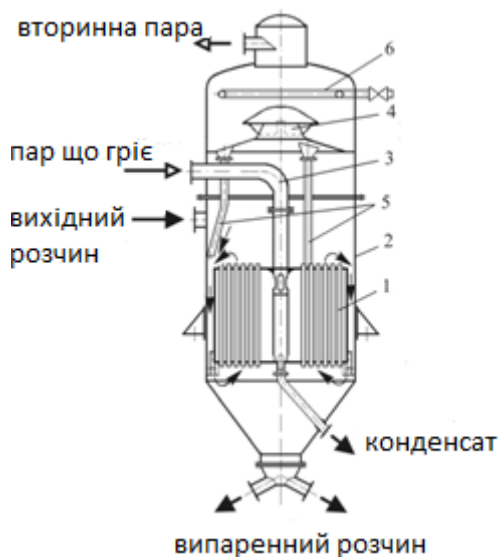


Рис. 6.21 – **Випарний апарат з підвісною камерою, що гріє:** 1 – гріюча камера; 2 – корпус; 3 – парова труба; 4 – бризкоуловлювач; 5 – зливні труби; 6 – перфорована труба для промивання

Апарат із виносною циркуляційною трубою. Її розташовують поза камерою, що гріє (рис. 6.22), що дозволяє інтенсифікувати циркуляцію розчину за рахунок більшої різниці температур і щільностей в кип'ятільних і циркуляційній трубах, так як остання в цьому випадку не обігривається паром, що гріє.

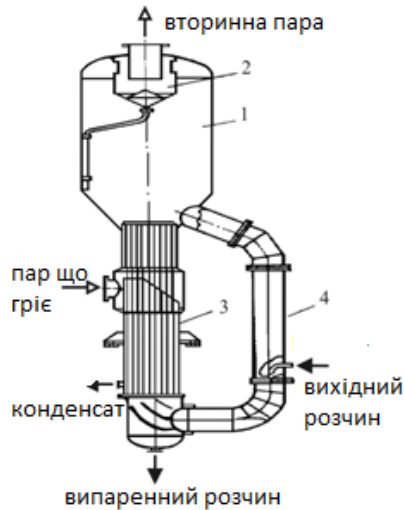


Рис. 6.22 – Випарний апарат із співвісною гріючою камерою та виносною циркуляційною трубою:

1 – сепаратор; 2 – бризкоуловлювач; 3 – камера, що гріє; 4 – циркуляційна труба

Апарати із примусовою циркуляцією розчину (рис. 6.23). Апарати з примусовою циркуляцією можуть використовуватися при концентруванні розчинів до граничної концентрації (стан кристалізації), а також в'язких розчинів.

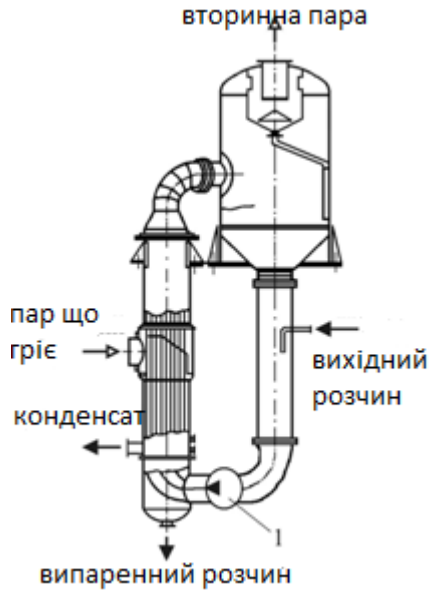


Рис. 6.23 – Випарний апарат із примусовою циркуляцією розчину: 1 – насос

Апарати без циркуляції розчину (прямоточні). У цих апаратах розчин випаровується за один прохід і рухається зазвичай у вигляді тонкої плівки. Плівкові випарні апарати можуть бути горизонтальними; вертикальними з падаючим (низхідним) і висхідним рухом плівки; роторними.

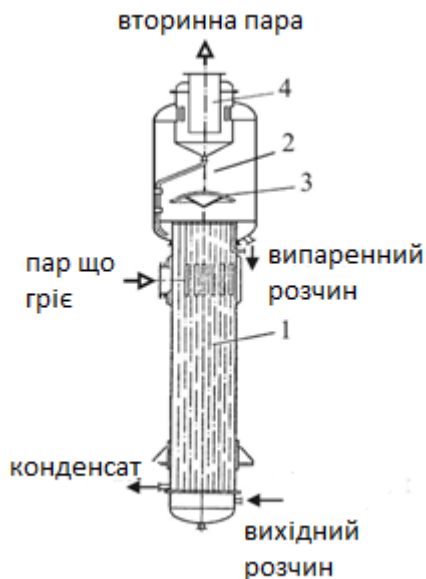


Рис. 6.24 – **Вертикальний плівковий випарний апарат з висхідним рухом плівки:** 1 – камера, що гріє;
2 – сепаратор; 3 – бризковідбійник;
4 – бризкоуловлювач

Вертикальний плівковий апарат з висхідною плівкою (рис. 6.24) складається з довготрубною (6–7 м) вертикальної камери, що гріє, заповненої розчином, що займає близько 1/4 висоти труб. Повторний пар, що утворюється в цій зоні, захоплює тонку плівку розчину і переміщає її вгору. При своєму русі плівка розчину упарюється і на виході з труб разом із вторинною парою надходить у сепаратор. Такий апарат застосовується для випарювання малов'язких розчинів.

Перевагами плівкових апаратів є короткочасний контакт розчину з поверхнею нагріву, низька корисна різниця температур, відносно високий коефіцієнт теплопередачі.

РОЗДІЛ 7. Масопередача

7.1 Основні поняття масопередачі

Технологічні процеси перерозподілу маси між фазами і всередині фаз, що виникають внаслідок прагнення системи перейти у стан рівноваги, називаються масообмінними процесами, а апарати, в яких це відбувається – масообмінними апаратами.

Масообмінні процеси широко використовуються у багатьох галузях промисловості. Основними та найважливішими з них є абсорбція, ректифікація, екстракція, кристалізація, адсорбція, сушіння, іоннообмінні процеси та мембранний поділ.

Абсорбцією називається процес поділу, заснований на вибіркового поглинанні газів або парів рідкими поглиначами – адсорбентами. У процесі абсорбції відбувається перехід речовини або групи речовин із газової (парової) фази в рідку. Зворотний процес називається десорбцією.

Ректифікацією називається процес поділу суміші рідин, що мають різні температури кипіння при відповідному тиску, на чисті або збагачені складові в результаті протиточного руху потоків пари та рідини. У процесі ректифікації відбувається перехід речовини або групи речовин з рідкої фази в парову, і навпаки.

Екстракцією називається процес поділу, заснований на вилучення розчиненої в одній рідині речовини або групи речовин іншою рідиною, яка не змішується або лише частково змішується з першою. Процес застосовується у тих випадках, коли з розчину необхідно витягти розчинену

речовину або групу речовин. У цьому процесі відбувається перехід речовини з однієї рідкої фази до іншої рідкої фази.

Адсорбцією називається процес поділу, заснований на вибіркового поглинанні газів, пар або розчинених у рідинах речовин, твердим пористим поглиначем - адсорбентом, здатним поглинати одну або кілька речовин з їх суміші. У цьому процесі речовини переходять із газової або рідкої фаз у тверду. Зворотний процес називається десорбцією.

Іоннообмінний процес є процес вилучення речовини з розчину, заснований на здатності деяких твердих речовин (іонітів) обмінювати свої рухливі іони на іони видобутої речовини. Процес застосовується для вилучення речовин із розчинів, що мають низьку концентрацію. У цьому процесі речовини переходять з рідкої фази у тверду.

Сушкою називається процес видалення вологи з вологих твердих матеріалів шляхом її випаровування, коли волога переходить з твердого вологого матеріалу в парову або газову фазу.

Кристалізацією називається процес поділу, заснований на виділенні речовини у вигляді твердої фази (кристалів) з рідкої фази. У цьому процесі відбувається перехід речовини з рідкої фази у тверду фазу. Зворотний процес – розчинення.

Мембранний поділ заснований на здатності певних тонких плівок (напівпроникних мембран) пропускати одні речовини та затримувати інші. У цьому процесі речовини переходять через напівпроникну мембрану з вихідної рідини або газу рідку або газову фазу, що знаходиться за мембраною.

Як видно, всім масообмінних процесів характерним є перехід речовини з однієї фази в іншу.

Процес переходу речовини (або кількох речовин) з однієї фази до іншої в напрямку досягнення рівноваги називають масопередачею.

Перенесення речовини всередині фази – з фази до межі поділу фаз або навпаки – від межі поділу у фазу називають масовіддачею.

Процеси масопередачі зазвичай оборотні. Причому напрямок переходу речовини визначається концентраціями речовини у фазах та умовами рівноваги.

Позначимо одну фазу буквою G , іншу L , а компонент M , що розподіляється. Оскільки всі масообмінні процеси оборотні, то розподілювана речовина може переходити в залежності від концентрації цієї речовини в розподільчих фазах з фази G в фазу L і навпаки.

Представимо для першої групи процесів масопередачі, що речовина, що розподіляється, знаходиться спочатку тільки у фазі G і має концентрацію x . У фазі L в початковий момент речовини, що розподіляється, немає і, отже, концентрація його в цій фазі $x=0$.

Якщо розподільні фази привести в дотик, почнеться перехід розподільної речовини з фази G фазу L , і в рідкій фазі з'явиться розподільний компонент з концентрацією, відмінною від нуля. З моменту появи речовини M у фазі L починається зворотний перехід його у фазу G . До деякого моменту часу число частинок M , що переходять в одиницю часу через одиницю поверхні фазового контакту з фази G у фазу L , більше, ніж число частинок, що переходять назад з фази L фазу G .

Через певний проміжок часу швидкості переходу речовини, що розподіляється, з фази G в фазу L і назад стають однаковими. Такий стан називається *рівноважним*. У стані рівноваги існує суворо певна залежність між концентраціями речовини, що розподіляється, у фазах, які при рівновазі системи називаються рівноважними.

Будь-якій концентрації x відповідає рівноважна концентрація y , і навпаки, будь-якій концентрації y відповідає рівноважна концентрація x , тобто мають місце залежності виду:

$$y = f_1(x) \quad \text{або} \quad x = f_2(y)$$

Умови рівноваги та рівноважні залежності можуть бути виражені не тільки через концентрації, але й через інші параметри, наприклад ентальпії, хімічний потенціал.

7.2 Рухаюча сила масопередачі

Рушійною силою масопередачі є різниця між робочою та рівноважною концентраціями або навпаки.

Рушійну силу можна виражати через концентрації розподіленої речовини у фазі G , або L . У зв'язку з цим рівняння масопередачі, записані за фазами, мають вигляд

$$dM = K_y \times \Delta \bar{Y} \times dF \times D\tau \quad (7.1)$$

$$dM = K_x \times \Delta \bar{X} \times dF \times d\tau \quad (7.2)$$

Індекси коефіцієнта швидкості процесу показують, які концентрації прийняті для вираження рушійної сили. У загальному випадку $\Delta \bar{Y} \neq \Delta \bar{X}$ і $K_y \neq K_x$ але завжди виконується рівність

$$K_y \times \Delta \bar{Y} = K_x \times \Delta \bar{X}$$

7.3 Рівняння масопередачі

Основним кінетичним рівнянням масообмінних процесів є рівняння масопередачі, яке ґрунтується на загальних кінетичних закономірностях хіміко-технологічних процесів.

Швидкість процесу (в $\text{кг}/(\text{м}^2 \times \text{с})$) дорівнює рушійній силі D , поділеної на опір R :

$$\frac{dM}{dF} = \frac{D}{R} \quad (7.3)$$

де dM – кількість речовини, що перейшла з однієї фази до іншої в одиницю часу; dF – поверхня контакту фаз.

Позначивши $1/R = K$, отримаємо основне рівняння масопередачі

$$dM = K \times D dF \quad (7.4)$$

де K – коефіцієнтом масопередачі, який характеризує швидкість процесу перенесення речовини з однієї фази в іншу.

Розмірність коефіцієнта масопередачі: коефіцієнт масопередачі K показує, яка кількість речовини, що розподіляється, переходить з фази в фазу в одиницю часу через одиницю поверхні контакту фаз при рушійній силі, що дорівнює одиниці.

Зазвичай рівняння масопередачі застосовують визначення поверхні F контакту фаз, а з цієї поверхні - розмірів масообмінних апаратів:

$$F = \frac{M}{KD} \quad (7.5)$$

Існують два способи перенесення маси: мікроперенесення окремими молекулами та макроперенесення групами молекул у рухомому середовищі.

Перший спосіб називають *молекулярною дифузією*. Він спостерігається лише у нерухомому середовищі. У рухомому середовищі поряд з молекулярною дифузією відбувається перенесення речовини разом із середовищем у напрямку її руху. Таке комплексне перенесення називають *конвективною дифузією*.

Молекулярна дифузія. Молекулярна дифузія – перехід розподіляється в нерухомому середовищі з внутрішніх шарів даної (першої) фази до поверхні розділу фаз і, пройшовши її, розподіл по всьому об'єму іншої фази, що знаходиться в контакт з першою. Вона є наслідком теплового руху молекул (іонів, атомів), якому чинять опір сили внутрішнього тертя.

Молекулярна дифузія описується першим законом Фіка:

$$q = - D \frac{dc}{dn} \quad (7.6)$$

де D – коефіцієнт молекулярної дифузії, $\text{м}^2/\text{с}$;

Знак мінус означає, що напрямок дифузійного потоку протилежний градієнту концентрації.

Коефіцієнт молекулярної дифузії залежить від властивостей дифузної речовини, температури, тиску та концентрації.

Для визначення коефіцієнта молекулярної дифузії у рідких середовищах використовують рівняння Стокса – Ейнштейна:

$$\frac{D_{\mu}}{kT} = \frac{1}{6\pi R} \quad (7.7)$$

де:

μ – коефіцієнт динамічної в'язкості, $\text{Па}\cdot\text{с}$,

k – постійна Больцмана, $\text{Дж}/\text{К}$,

T – абсолютна температура, К,

R – радіус молекул розчиненої речовини.

Коефіцієнт молекулярної дифузії D показує, скільки речовини дифундує в одиницю часу через одиницю поверхні при градієнті концентрації, рівному одиниці. Значення D знаходять за довідниками.

Конвективна дифузія. Конвективна дифузія характеризується перенесенням речовини частинками потоку, що рухаються, в умовах турбулентного руху фаз. Конвективне перенесення речовини під дією турбулентних пульсацій іноді називають *турбулентною дифузією*.

Конвективний масоперенос – процес перенесення речовини під час руху рідини чи газу. Цей процес відбувається хіба що механічно-макрооб'ємними частками рідинного чи газового потоку.

Конвективну дифузію поділяють на *природну* та *вимушену*, або *примусову*. У першому випадку рух рідини відбувається внаслідок різниці щільностей у різних точках рідини, а при вимушеній – внаслідок витрати енергії на рух потоку ззовні за допомогою насоса, мішалки і т.д. Очевидно, що природна масовіддача-процес повільний і в техніці зустрічається рідко, але часто є супутнім процесом вимушеної масовіддачі.

Рівняння конвективної дифузії в стаціонарному потоці при незмінній концентрації у загальному випадку має вигляд:

$$w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) + I_v \quad (7.8)$$

Для нестационарної конвективної дифузії без хімічних перетворень рівняння має такий вигляд:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right), \quad (7.9)$$

де: c – концентрація речовини, кг/м^3 .

це рівняння називають *другим законом Фіка*.

Концепція термодифузії. Основні закони дифузії встановлені умов, коли діє лише одна рушійна сила – градієнт концентрацій робочої речовини. У реальних умовах процес дифузії крім градієнта концентрацій впливають градієнти інших параметрів, присутніх у промислових апаратах. Це може бути температура, тиск, концентрації інших компонентів системи. Найбільш істотний вплив може мати термодифузія, обумовлена градієнтом температур. Це можна спостерігати, наприклад, у процесі сушіння матеріалів. Коефіцієнт термодифузії має негативний знак для важких матеріалів та позитивний – для легень.

Вплив термодифузії найбільше проявляється у газових середовищах. При проектуванні дифузійних апаратів доцільно прагнути, щоб напрям термодифузії і градієнта концентрацій збігалися.

7.4 Критерії подібності до дифузійних процесів

У зв'язку з тим, що аналітичне розв'язання системи диференціальних рівнянь, що описують процес перенесення маси в технологічних апаратах, нині неможливе, тому для визначення коефіцієнта масовіддачі використовують критерії дифузійної подібності та критеріальні залежності:

– критерій Фур'є, який визначає зміну швидкості дифузії у часі:

$$Fo_D = \frac{D\tau}{l^2}$$

– дифузійний критерій Пекле:

$$Pe_d = \frac{wl}{D}$$

який записують також у вигляді:

$$Pe_d = Re \times Pr_d$$

де $Pr_d = \frac{v}{D}$ – дифузійний критерій Прандтля, який визначає подібність фізичних параметрів.

– дифузійний критерій Нуссельта:

$$Nu_d = \frac{\beta l}{D}$$

– дифузійний критерій Біо:

$$Bi_d = \frac{\beta l}{D_m}$$

де D_m – коефіцієнт масопровідності

Дифузійний критерій Нуссельта визначає співвідношення швидкостей конвективного перенесення маси в потоці та молекулярного перенесення у приповерхневому шарі. Цей критерій визначає *коефіцієнт масовіддачі*.

Дифузійний критерій Біо визначає співвідношення швидкостей конвективного та молекулярного перенесення всередині твердого тіла.

Узагальнене критеріальне рівняння масовіддачі має вигляд:

$$Nu_d = f \times (Re, Gr_d, Pr_d, Fo_d, \Gamma) \quad (7.10)$$

де: Gr_d – критерій Грасгофа, який враховує вплив природної конвекції внаслідок різниці концентрацій:

$$Gr_d = Ga \times \frac{\rho_n - \rho}{\rho}$$

де: ρ_n – щільність насиченого розчину;

ρ – щільність середовища;

Γ – симплекс геометричної подоби.

Для систем із твердою фазою використовують узагальнену залежність:

$$E = f \times (Bi_d, Fo_d, \Gamma), \quad (7.11)$$

де E – безрозмірний симплекс концентрацій за різних умов процесу масопередачі.

Критеріальне рівняння стаціонарного масообміну, отримане на основі експериментальних даних, має такий вигляд:

$$Nu_d = A \times Re^m \times Pr_d^n, \quad (7.12)$$

РОЗДІЛ 8. Сушіння

8.1 Загальні відомості

Сушка – це процес видалення вологи з твердих вологих, пастоподібних або рідких матеріалів шляхом її випаровування і відведення пари, що утворилися. Сушіння в харчовій промисловості здійснюється з метою підвищення зберігання продуктів, їх транспортабельності та харчової цінності.

Сушці, як правило, передуює видалення вологи іншими методами: віджимання, відстоювання, фільтрування, центрифугування, випарювання. Такий комбінований спосіб видалення вологи дозволяє підвищити економічність процесу.

Сушіння є поєднанням пов'язаних один з одним процесів тепло-і масообміну, оскільки для здійснення дифузії вологи з глибини матеріалу, що висушується в навколишнє середовище необхідно забезпечити підведення теплоти.

За способом підведення теплоти розрізняють такі види сушіння:

- ✓ конвективна, у якій джерелом теплоти є нагріте повітря чи топкові гази;
- ✓ контактна, в якій передача теплоти від джерела до матеріалу здійснюється через стінку, що їх розділяє;
- ✓ радіаційна – шляхом передачі теплоти інфрачервоними променями;
- ✓ діелектрична – шляхом нагрівання у полі струмів високої частоти;
- ✓ сублімаційна — сушіння в глибокому вакуумі в замороженому стані.

8.2 Основні параметри вологого повітря

При будь-якому способі сушіння матеріал, що висушується, знаходиться в контакті з вологим повітрям (газом), від параметрів якого залежить ефективність сушіння.

Вологе повітря (газ) є сумішшю сухого повітря (газу) і водяної пари і характеризується основними параметрами: абсолютною і відносною вологістю, вмістом води і тепловмістом (ентальпією) і щільністю.

Абсолютна вологість – це маса водяної пари, що міститься в 1 м³ вологого повітря за заданих умов. Вміст водяної пари як компонента газової суміші може бути виражений через парціальний тиск або щільність. ρ кг/м³.

Відносна вологість - це відношення абсолютної вологості повітря за даних умов (температури t і загального барометричного тиску B) до максимально можливої абсолютної вологості:

$$\varphi = \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{max}}}, \quad (8.1)$$

З достатньою для технічних розрахунків точністю вважатимуться, що вологе повітря підпорядковується законам ідеальних газів. Тоді відповідно до закону Менделєєва — Клапейрона отримаємо:

$$\rho_{\text{п}} = \frac{P_{\text{п}} \times M_{\text{п}}}{RT} \quad \text{і} \quad \rho_{\text{max}} = \frac{P_{\text{max}} \times M_{\text{п}}}{RT}, \quad (8.2)$$

де $M_{\text{п}}$ – маса 1 кмоль водяної пари, 18 кг/кмоль;

R – універсальна газова стала, 8,31 кДж/кмоль-К;

T – температура, К,

P – парціальний тиск.

Після перетворення формул отримаємо:

$$\varphi = \frac{P_{\text{п}}}{P_{\text{max}}}, \quad (8.3)$$

Якщо температура повітря нижче або дорівнює температурі насичення ($t = 99,4^{\circ}\text{C}$), що відповідає загальному барометричному тиску ($B = 745$ мм рт.ст.), то p_{max} визначається з властивостей сухої насиченої пари при даній температурі t і дорівнює тиску насичення:

$$\varphi = \frac{P_{\text{п}}}{P_{\text{нас}}}, \quad (8.4)$$

Якщо температура $t > 99,4^{\circ}\text{C}$, то максимально можливий тиск водяної пари дорівнюватиме B . У цьому випадку:

$$\varphi = \frac{P_{\text{п}}}{B}, \quad (8.5)$$

Вологовміст - це маса водяної пари (в кг), віднесена до 1 кг абсолютно сухого повітря:

$$x = \frac{m_{\text{п}}}{m_{\text{с.в}}} = \frac{\rho_{\text{п}}}{\rho_{\text{с.в}}}, \quad (8.6)$$

де m - маса водяної пари і абсолютно сухого повітря в даному обсязі повітря, кг;

ρ – щільність абсолютно сухого повітря, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Ентальпія I , $\text{Дж}/\text{кг}$ вологого повітря - це ентальпія, віднесена до 1 кг абсолютно сухого повітря при даній температурі t . Визначається як сума ентальпій абсолютно сухого повітря ($C_{\text{с.в}} \times t$) і водяного пара ($x i_{\text{п}}$):

$$I = C_{\text{с.в}} \times t + x \times i_{\text{п}}, \quad (8.7)$$

де $C_{\text{с}}$ – середня питома теплоємність абсолютно сухого повітря, $\text{Дж}/\text{кг} \times \text{K}$;

$i_{\text{п}}$ – ентальпія водяної пари, $\text{Дж}/\text{кг}$.

Водяна пара в процесі сушіння перебуває в перегрітому стані в суміші з повітрям. Якщо позначити через i_0 ентальпію пари при $0\text{ }^{\circ}\text{C}$, то:

$$i_{\text{п}} = i_0 + C_{\text{п}} \times t, \quad (8.8)$$

де $C_{\text{п}}$ - середня питома теплоємність перегрітої водяної пари, $C_{\text{п}} \sim 1,97 \cdot 10^3$ Дж/кг-К.

Щільність вологого повітря ρ дорівнює сумі щільностей абсолютно сухого повітря $\rho_{\text{св}}$ і водяної пари $\rho_{\text{п}}$.

$$\rho_{\text{в.в}} = \rho_{\text{с.в}} + \rho_{\text{п}} = \rho_{\text{с.в}} \times (1 + x), \quad (8.9)$$

$$\rho_{\text{с.в}} = \frac{M_{\text{с.в}} \times p_{\text{с.в}}}{RT} = \frac{M_{\text{с.в}} \times (B - p_{\text{п}})}{RT}, \quad (8.10)$$

те й щільність $\rho_{\text{в}}$ також залежить від температури T і парціального тиску водяної пари $p_{\text{п}}$.

8.3 I - x - діаграма вологого повітря.

Для розрахунку сушильних установок використовують графічний метод розрахунку за допомогою I - x - діаграми вологого повітря. Діаграма побудована в координатах I - x за наведеними вище рівняння стану вологого повітря при постійному тиску повітря $p = 745$ мм рт.ст., що вважається середньорічним тиском. Діаграма побудована в косокутній системі координат (135° між осями). Вологовміст x відкладено на похилій осі абсцис, яка для зручності користування діаграмою спроектована на допоміжну вісь, перпендикулярну осі ординат. Ентальпія I відкладена на осі ординат. Лінії $x = \text{const}$ зображують вертикальними прямими, а лінії $I = \text{const}$ - похилими прямими, паралельними до основної лінії абсцис. Крім основних ліній I та x на діаграму нанесені ізотерми вологого повітря, лінії постійної відносної вологості, парціального тиску водяної пари та інші допоміжні лінії.

Лінії $\varphi = \text{const}$ утворюють пучок кривих, що розходяться, що виходять з однієї точки з координатами $t = -273^\circ\text{C}$ і $x = 0$.

Лінія $\varphi = 100\%$ відповідає стану насичення повітря водяною парою при даній температурі t . Ця лінія обмежує знизу розташовану над нею робочу площу діаграми, що відповідає ненасиченому вологому повітрю, що використовується як сушильний агент.

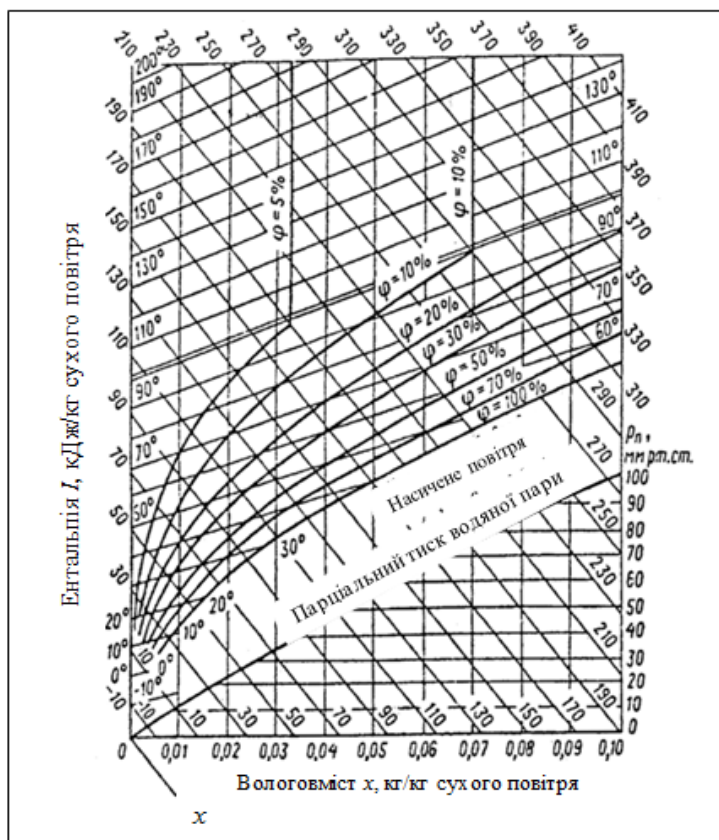


Рис. 8.1 – I - x – діаграма вологого повітря

Площа діаграми, розташована нижче лінії $\varphi=100\%$ відноситься до пересиченого водяною парою повітря, який не може використовуватися як сушильний агент.

Задаючись довільними значеннями x , розраховують p_n і одержують пряму $p_n=const$, яка з початку координат.

Для експериментального визначення відносної вологості повітря використовуються психметри, робота яких заснована на вимірюванні температури мокрого і сухого термометрів.

Якщо розглядати потік ненасиченого вологою повітря, що омиває деяку масу води, що має ту ж температуру, що й повітря, то при зіткненні з повітрям вода починає випаровуватися. Випаровування вимагає джерела енергії, і цю енергію вода спочатку бере з власних ресурсів і тому охолоджується. Через деякий час між повітрям та водою виникає різниця температур. Оскільки температура води нижча за температуру повітря, вода припиняє охолоджуватися і приймає деяке постійне значення, зване температурою мокрого термометра $t_{m.m.}$

Різниця температур сухого та мокрого термометра називають потенціалом сушіння:

$$\varepsilon = (t_{c.t} - t_{m.t}), \quad (8.11)$$

Розмір ε характеризує швидкість випаровування вологи з матеріалу, що залежить стану повітря і температури процесу, тобто. визначається спільним впливом тепло- та масообміну, вона характеризує здатність повітря поглинати вологу.

8.4 Форми зв'язку вологи з матеріалом

За Ребіндер розрізняють такі форми зв'язку вологи з матеріалом: хімічну, фізико-хімічну та механічну.

Хімічно пов'язана волога (наприклад, кристалогідратна вода) – найбільш міцний вид зв'язку. Ця волога може бути видалена тільки при нагріванні до високих температур або внаслідок хімічної реакції. У процесі звичайного сушіння ця волога не видаляється.

Фізико-хімічно пов'язана волога поділяється на такі види:

- адсорбційну (сольватну оболонку міцел);
- осмотичну (вода у рослинних клітинах);
- структурну (вода у холодцях).

Найбільш легко видаляється механічно пов'язана волога. Ця волога поділяється на вологу:

- макрокапілярів, радіусом $r > 10^{-7} \text{ м}$;
- мікрокапілярів, радіусом $r < 10^{-7} \text{ м}$.

При аналізі кінетики сушіння розрізняють *вільну* та *пов'язану* вологу. Під вільною вологою розуміють вологу, швидкість випаровування якої дорівнює швидкості випаровування з вільної поверхні, тобто. за умови $P_{\text{м}} = P_{\text{н}}$. Швидкість випаровування пов'язаної вологи менше швидкості випаровування зі вільної поверхні, і цей процес протікає за умови $P_{\text{м}} < P_{\text{н}}$.

Для характеристики вмісту вологи в матеріалі використовують поняття вологості матеріалу $s_0\%$ і часто виражають її по відношенню до маси абсолютно сухого матеріалу у відсотках.

8.5 Кінетика сушіння

Кінетика сушіння характеризується кривими сушіння та швидкості сушіння. Залежність між вологістю матеріалу, віднесеної до ваги сухої речовини, і часом сушіння називається *кривою сушіння* (крива AE на рис.). На цьому малюнку показана залежність зміни температури від тривалості сушіння ($t = f(\tau)$).

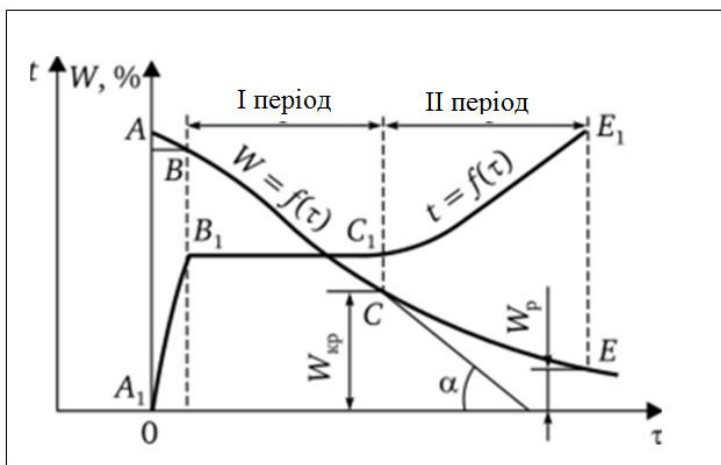


Рис. 8.2 – **Криві: AE - сушіння; A_1E_1 - зміни температури**

Типова крива сушіння складається з кількох ділянок, що відповідають різним періодам сушіння.

Процес сушіння починається з періоду прогрівання матеріалу. Вологість при цьому трохи знижується (крива AB), а температура зростає до температури мокрого термометра – t_{MT} (ділянка A_1B_1).

Після прогріву матеріалу настає період постійної швидкості сушіння (I період). У I період температура

матеріалу набуває значення t_{MT} (ділянка B_1C_1). У цьому вологість матеріалу інтенсивно зменшується і підпорядковується прямолінійному закону (BC). У період сушіння відбувається випаровування вільної вологи.

Цей період продовжується до досягнення критичної вологості (точка C), і після цього настає період падіння швидкості (II період). У цей період зменшення вологості відбувається менш інтенсивно та підкоряється криволінійній залежності (CE). У цьому відбувається видалення пов'язаної вологи. Температура матеріалу підвищується кривою C_1E_1 і в кінці процесу досягає температури сушильного агента (повітря) (точка E_1). Вологість наприкінці II періоду наближається до рівноважної (точка E).

За даними кривої сушіння шляхом графічного диференціювання будується крива швидкості сушіння (рис. 8.3).

Під швидкістю сушіння розуміють зміну вологості матеріалу за одиницю часу, тобто, dw/dx .

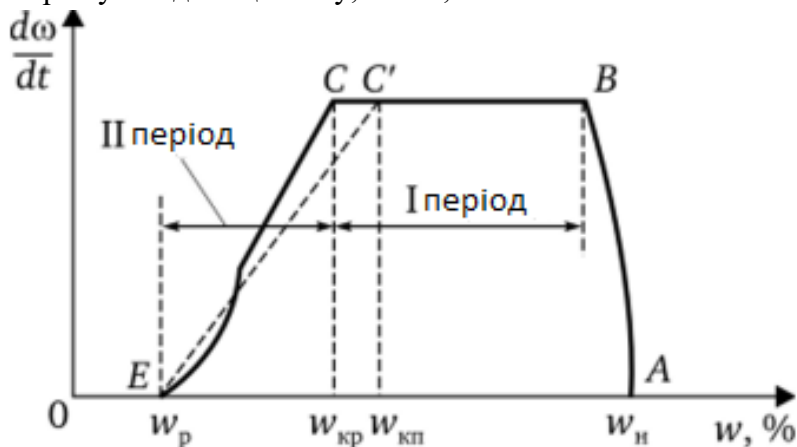


Рис.8.3 – Крива швидкості сушки

Волога з вологого матеріалу до поверхні поділу фаз переміщається за рахунок вологопровідності, а від поверхні поділу фаз у ядро газового потоку – за рахунок конвективної дифузії.

У першому періоді сушіння, як було зазначено раніше, відбувається видалення вільної вологи. В основному видаляється механічно пов'язана волога, що надходить з внутрішніх шарів матеріалу і компенсує спад вільної вологи на поверхні. В результаті поверхні матеріалу постійно підтримується тиск насичення p_n .

У I період сушіння перепад вологості всередині матеріалу настільки великий, що швидкість сушіння у період лімітується зовнішніми гідродинамічними умовами, тобто, вирішальним є зовнішній дифузійний опір чи масовіддача від поверхні матеріалу до потоку повітря.

Швидкість масовіддачі у I період визначається за рівнянням:

$$-\frac{d\omega}{d\tau} = \beta_r \times f \times (p_n - p_\pi), \quad (8.12)$$

де, β_r – коефіцієнт масовіддачі в газовому середовищі;

f – площа поверхні поділу фаз.

У II періоді сушіння визначальний вплив на швидкість надає внутрішня дифузія вологи (вологопровідність). Рух вологи з внутрішніх шарів не забезпечує насичення повітря парами вологи, і в результаті поверхні матеріалу парціальний тиск p_n виявляється нижче тиску насичення. На швидкість процесу починають впливати форми зв'язку вологи з матеріалом, і видаляється як механічна, а й фізико-хімічно пов'язана волога.

Явище перенесення вологи всередині матеріалу носить назву *вологопровідності*. Рушійною силою цього процесу є градієнт концентрацій dc/dn . Основне рівняння вологопровідності має вигляд:

$$m_w = \frac{W}{f\tau} = -k_w \times \frac{dc}{dn}, \quad (8.13)$$

де m_w – потік вологи за рахунок вологопровідності;
 k_w – коефіцієнт вологопровідності.

Значення k_w залежить від форми зв'язку вологи з матеріалом, вологості матеріалу, температури сушіння.

8.6 Матеріальний та тепловий баланси сушіння

Матеріальний баланс сушіння. При розрахунку сушарок заданими величинами зазвичай є: продуктивність сушарок по вологому (m_1) або висушеному (m_2) матеріалу, а також початкова та кінцева вологість матеріалу. Завданням матеріального балансу є розрахунок кількості вологи W , що видаляється.

Для вирішення завдання складають рівняння матеріального балансу:

- за матеріалом:

$$m_1 = m_2 + W, \quad (8.14)$$

- по сухій речовині

$$m_1 \times \frac{100-\omega_1}{100} = m_2 \times \frac{100-\omega_2}{100}, \quad (8.15)$$

Вирішуючи спільно ці рівняння, отримаємо:

$$W = m_1 \left(1 - \frac{100-\omega_1}{100-\omega_2} \right) = m_1 \left(\frac{\omega_1-\omega_2}{100-\omega_2} \right), \quad (8.16)$$

або

$$W = m_2 \times \left(\frac{\omega_1-\omega_2}{100-\omega_1} \right), \quad (8.17)$$

Отримані рівняння балансів є спільними для конвективної, контактної та інших типів сушарок.

При розрахунку конвективних сушарок також складають матеріальний баланс по волозі, з якого розраховують витрату повітря. Нехай на сушіння надходить повітря з вмістом вологи x_1 кг/кг сухого повітря, причому витрата абсолютно сухого повітря становить L кг/с. З сушарки виходить така ж кількість повітря L кг/с з вмістом вологи x_2 , кг/кг сухого повітря. З матеріалу повітря переходить W кг/с вологи. Тоді матеріальний баланс по волозі матиме вигляд:

$$L \times x_1 + W = L \times x_2, \quad (8.18)$$

Звідси витрата повітря становитиме:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_1}, \quad (8.19)$$

Питома витрата повітря на випаровування 1 кг вологи дорівнює:

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_1}, \quad (8.20)$$

Оскільки в процесі нагрівання повітря в калорифері вміст вологи не змінюється, то після нагрівання повітря його вміст дорівнює x_0 .

Тепловий баланс конвективного сушіння. На рис. 8.4 показана принципова схема конвективної сушарки безперервної дії, яка складається з основного калориферу K_1 , сушильної камери та допоміжного калориферу K_2 . Потік повітря L нагрівається в калорифері K_1 і надходить у сушильну камеру.

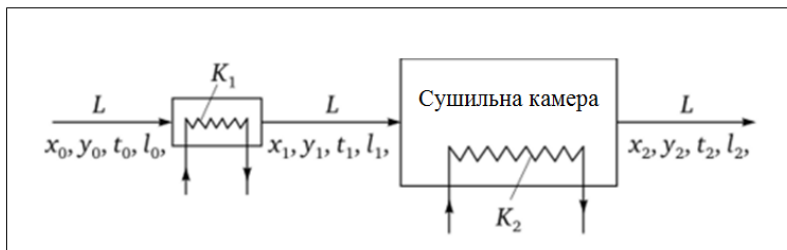


Рис. 8.4 – Принципова схема конвективної сушарки безперервної дії

Позначаємо параметри повітря перед калорифером – x_0, y_0, t_0, l_0 , після калорифера – x_1, y_1, t_1, l_1 , після сушильної камери – x_2, y_2, t_2, l_2 .

Для даних умов рівняння дійсного процесу сушіння має такий вигляд:

$$I_2 = I_1 + \Delta(x_2 - x_1), \quad (8.21)$$

де Δ виражає різницю між приходом та витратою теплоти в сушильній камері без урахування теплоти повітря:

$$\frac{I_2 - I_1}{x_2 - x_1} = \Delta, \quad (8.22)$$

Для теоретичної сушки $\Delta = 0$ і тоді рівняння теоретичної сушки має вигляд:

$$I_1 = I_2, \quad (8.23)$$

Це означає, що теплота, що передається повітрям, повністю повертається до нього з вологою, випарованою з матеріалу.

8.7 Основні конструкції сушарок

За принципом роботи розрізняють сушарки періодичної та безперервної дії; контактні та конвективні.

Конвективні сушарки. У камерній сушарці повітря омиває грати із продуктом. Сушарка періодична

застосовується для сушіння казеїну, що відрізняється тривалістю до 3,5 год.

Барабанна сушарка. Барабанна сушарка (рис. 8.5) являє собою обертовий барабан, що має невеликий нахил до виходу продукту. Повітря, нагріте до 90 °С, і продукт переміщаються у прямотоці. Сушарка відноситься до апаратів безперервної дії, в ній досягається велика поверхня контакту повітря з продуктом. Застосовується для сушіння казеїну, молочного цукру.

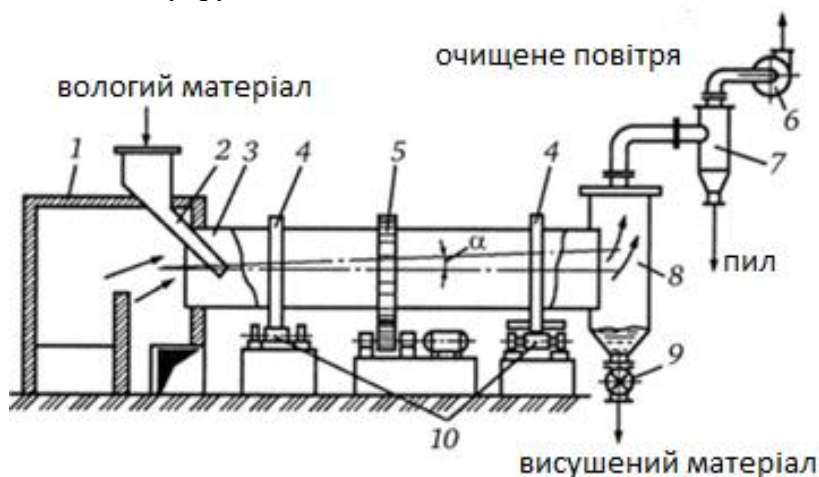


Рис. 8.5 – **Схема барабанної сушарки:** 1 – топка; 2 – бункер; 3 – барабан; 4 – бандажі; 5 – зубчасте колесо; 6 – вентилятор; 7 – циклон; 8 – приймальний бункер; 9 – шлюзовий живильник; 10 – опорні ролики.

Розпилювальні сушарки. У розпилювальних сушарках (рис. 8.6) робочими елементами є диски чи форсунки. Вони призначені для висушування рідких продуктів, тривалість

висушування в них дуже мала і становить лише кілька секунд (4–6 с). Це є основною перевагою апаратів, тому що дозволяє отримати сухий продукт високої якості. У цих сушарках продукт, що висушується у вигляді дрібних крапель безпосередньо контактує з гарячим повітрям. Швидкість сушіння залежить від діаметра крапель. Чим менший діаметр, тим швидше здійснюється процес. Однак дрібні частинки важче уловлюються у циклонах. Особливістю сушіння при розпиленні є період постійної швидкості сушіння, і створюються умови, відповідні періоду падаючої швидкості.

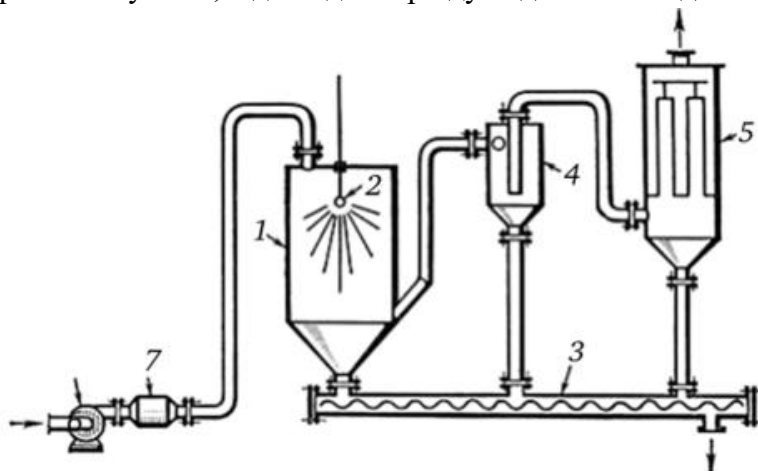


Рис.8.6 – Схема розпилювальної сушарки:

1 – камера сушарки; 2 – форсунка; 3 – шнек для вивантаження висушеного матеріалу; 4 – циклон;
5 – рукавний фільтр; 6 – вентилятор; 7 – калорифер

Сублимаційні сушарки

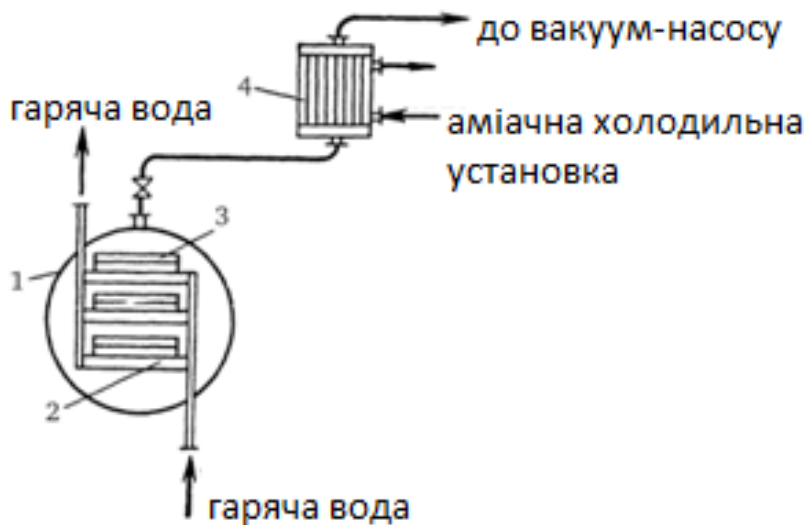


Рис. 8.7 – Сублімаційна сушарка: 1 – субліматор;
2 – пустотіла плита; 3 – деко з продуктом;
4 – конденсатор-виморожувач

Сублімаційні сушарки (рис. 8.7) застосовуються для сушіння цінних харчових продуктів, коли до висушеного продукту висуваються високі вимоги щодо збереження його біологічних властивостей при тривалому зберіганні, наприклад м'яса в замороженому стані, овочів, фруктів та інших продуктів. Сублімаційна сушіння проводиться в глибокому вакуумі при залишковому тиску $133,3\text{--}13,3\text{ Па}$ ($1,0\text{--}0,1\text{ мм рт.ст.}$) і при низьких температурах. При сублімаційному сушінні заморожених продуктів волога, що знаходиться в них, у вигляді льоду переходить безпосередньо в пару, минаючи рідкий стан. Перенесення вологи як пари від поверхні випаровування відбувається шляхом ефузії, тобто,

вільного руху молекул пари без взаємних зіткнень один з одним.

Терморадіаційна сушарка застосовується, наприклад, для термообробки зернових матеріалів, таких як квасоля, горох, ячмінь та ін. При сушінні інфрачервоними променями теплота для випаровування вологи підводиться термовипромінюванням. Генератором, що випромінює теплоту, є спеціальні лампи або нагріті керамічні або металеві поверхні.

Високочастотні сушарки останнім часом знайшли застосування для випікання товстошарових виробів, наприклад тортів. При високочастотному сушінні, можливо, регулювати температуру і вологість як на поверхні, а й у товщині матеріалу.

Вібросушарки застосовуються для сушіння складних матеріалів: вологих тонкодисперсних, полідисперсних, комкуючих і т. д., яких у промисловості більшість. Вплив на шар дисперсного матеріалу низькочастотних коливань інтенсифікує тепломасообмінні процеси в шарі і відкриває широкі можливості для створення високоефективних сушарок перехресного струму, що наближаються по полю розподілу температур і концентрацій до апаратів ідеального витіснення.

Сушарки з псевдозрідженим шаром є апаратами безперервної дії і застосовуються як для видалення поверхневої та слабозв'язаної вологи, так і для видалення пов'язаної вологи з дрібнозернистих та зернових матеріалів.

РОЗДІЛ 9. Сорбція

9.1 Основні поняття сорбції

Сорбція – процес мимовільного поглинання твердим тілом чи рідиною речовин із довкілля; гетерогенний процес, що протікає межі розділу фаз (ТВ – газ, ж – газ, ж – ж). Речовина, яка поглинає називається *сорбентом*, речовина, що поглинається – *сорбатом*. Найчастіше сорбція – зворотний процес: поруч із поглинанням речовини протікає зворотний процес його десорбції сорбенту в довкілля.

Сорбент + сорбат $\leftrightarrow$ (сорбція, десорбція) сорбційний комплекс.

При сорбції речовини з часом встановлюється рівновага, яка відповідає рівності швидкості сорбції та десорбції. Кількісно досягається рівновага характеризується константою сорбційної рівноваги. Сорбція, що супроводжується дифузією речовини вглиб сорбенту, називається *абсорбцією*, а сорбція, яка супроводжується концентруванням речовини на поверхні сорбенту – *адсорбцією*.

Абсорбція відіграє важливу роль в обміні речовин, зокрема в газообміні з сивою навколишнього середовища. Як сорбент виступає рідка фаза, в якій відбувається розчинення газів, або між двома рідинами, що не змішуються, відбувається перерозподіл речовини. Абсорбційна рівновага характеризується константою розподілу, де C_1 і C_2 відповідають константі речовини в абсорбенті та навколишньому середовищі:

$$K_{\text{розп}} = \frac{C_1}{C_2}$$

Значення $K_{розп}$ залежить від природи контактуючих фаз і температури. В цілому виконується правило: подібне розчиняється в подібному, те полярні речовини будуть краще розчинятися в полярних розчинниках, а неполярні – в неполярних (HCl ; NH_3 – дуже добре розчиняються у воді, неполярний кисень добре розчиняється в перфтордекаліні $\text{C}_{10}\text{F}_{22}$, I_2 в CCl_4). Якщо $K_{розп}$ набагато більше 1, то речовина, що сорбується, переважно переходить в абсорбент; якщо набагато менше 1, то практично не сорбується. Якщо речовина, що видобувається, газ, то її абсорбція супроводжується різким зменшенням об'єму системи, що відповідно до принципу Ле-Шательє означає: розчинність газів зростає зі збільшенням порціального тиску (закон Генрі):

$$C = K_2 P(x)$$

K_2 – константа Генрі (константа абсорбційної рівноваги); C – концентрація газу рідини (моль/л); P – порціональний тиск газу x .

Збільшення розчинності газів зі зростанням тиску пояснює кесонну хворобу водолазів, льотчиків, яка спостерігається при переході людини з високого тиску в область низького. Кількісно абсорбція газів рідини характеризується коефіцієнтом абсорбції – обсяг газів, який за стандартних умов може бути поглинений одним обсягом рідини. Якщо абсорбція супроводжується хімічною взаємодією з розчинником, то коефіцієнт абсорбції різко зростає, азот – 0,024 – у 1 л води розчиняється 24 мл азоту, кисень – 0,05, SO_2 – 80, HCl – 500, NH_3 – 1300. При хемосорбції різко змінюється хімічний склад абсорбенту (при

розчиненні SO_2 та NO_2 у воді збільшується кислотність середовища):



При розчиненні аміаку підвищується лужність розчинів:



У присутності електролітів розчинність газів у рідинах різко зменшується (висалювання – закон Сеченова).

Адсорбція. на відміну від абсорбції адсорбція пов'язана з поглинанням речовини на поверхні розділу фаз, що контактують. При адсорбції розрізняють адсорбент – речовина, поверхні якої протікає адсорбція і адсорбат – компонент, який концентрується лежить на поверхні адсорбенту. Адсорбція буває:

Фізична – обумовлена силами міжмолекулярної взаємодії та утворення Н-зв'язків ($E = 4\text{--}40$ кДж/моль). Завдяки незначній енергії фізична адсорбція завжди оборотна та супроводжується екзотермічністю.

Хімічна – не оборотна, пов'язана з хімічною взаємодією адсорбенту та адсорбату ($E_{\text{св}} = 400$ кДж/моль).

На практиці найчастіше використовують для поглинання газів, парів, розчинних речовин – тверді адсорбенти (сажа, активоване вугілля, аморфне SiO_2 , Al_2O_3 і т.д.). кількісно адсорбція характеризується питомою адсорбцією Γ – рівноважна кількість поглинається на одиницю поверхні або маси твердого адсорбенту:

$$\Gamma = \frac{n}{m}, \text{ (ммоль/Гадс), (мекв/Гадс), (мг/Гадс)}$$

Адсорбція – чисто поверхневий процес – молекули речовини, що сорбується, покривають поверхню адсорбенту мономолекулярним шаром. Сорбція протікає на активних центрах сорбенту: виступах, западинах, капілярах, тріщинах, ребрах, кутах – для кристалічних сорбентів.

Кількість поглинається газу або пари в твердих сорбентах залежить від наступних факторів: природи і площі поверхні сорбенту, природи газу або пари, що поглинається, концентрації або щільності газу (пара). Для кристалічної сорбції питома поверхня становить 10м^2 . У пористих сорбентів питома поверхня може сягати $10^3, 10^5 \text{ м}^2/\text{г}$. Чим більша питома поверхня, тим активніший сорбент. Сорбуваність газу або пари визначається його спорідненістю до поверхні сорбенту: полярні молекули краще сорбуються на полярних сорбентах (пари води поглинаються силікогелем SiO_2); неполярні речовини на неполярні сорбенти (мастила вугіллям, що активується). При фізичній адсорбції багатокомпонентної газової суміші краще сорбується газ, який легше стискається (підвищення температури кипіння).

Фізична сорбція – екзотермічний процес, то зі зростанням температури відповідно до принципу Ле-Шательє ефективність адсорбції різко зменшується. Залежність питомої адсорбції від концентрації (тиску) описується ізотермою Ленгв'юра:

$$\Gamma = \Gamma_{\text{нескінч}} \times \frac{Kc}{1 + Kc}$$

$$\Gamma = \Gamma_{\alpha} \times \frac{c}{1 + \beta \times c}$$

де: $\Gamma_{\text{нескінч}}$ – максимальна питома адсорбція,

K – константа сорбційної рівноваги,

C – рівноважна концентрація, що встановилася в розчині.

$$3 \Rightarrow 3$$

При низьких концентраціях в розчині знаменником можна знехтувати $K_c \ll 1$, тоді рівняння набуває вигляду $\Gamma = \Gamma_{\text{нескінч}} \cdot K_c$, тобто питома адсорбція прямо пропорційна рівноважній концентрації. При дуже великих C , $K_c \gg 1$ тоді питома адсорбція $\Gamma \Rightarrow \Gamma_{\text{нескінч}}$

Таким чином, ізотерма Ленгмюра має вигляд:

$$\frac{1}{\Gamma} = f \times \left(\frac{1}{C} \right)$$

$$y = kx + b$$

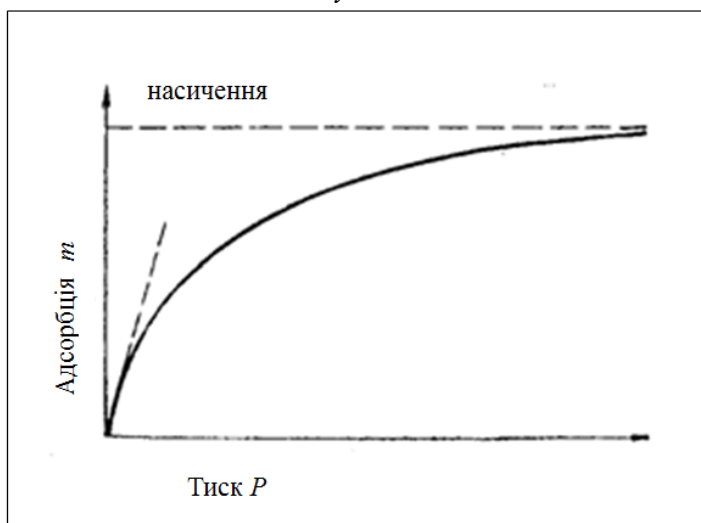


Рис. 9.1 – Ізотерма адсорбції Ленгмюра

9.2 Конструкції абсорберів

Абсорбція протікає поверхні розділу фаз. Тому абсорбери повинні мати розвинену поверхню контакту фаз

між газом та рідиною. За способом утворення цієї поверхні абсорбери можна розділити на чотири основні групи: поверхневі і плівкові; насадкові, в яких поверхнею контакту фаз є поверхня рідини, що розтікається по спеціальній насадці; барботажні абсорбери, в яких поверхня контакту фаз створюється потоками газу (пара) та рідини; розпилювальні абсорбери, в яких поверхня контакту фаз створюється внаслідок розбризкування рідини.

Поверхневі абсорбери. У поверхневих абсорберах газ пропускається над поверхнею рідини, що рухається. Так як у поверхневих абсорберах поверхня контакту фаз невелика, то встановлюють кілька послідовно з'єднаних апаратів, в яких газ і рідина рухаються протитечією один до одного. На рис. показаний зрошувальний абсорбер із горизонтальних труб, усередині яких протікає рідина, а протитечією до неї рухається газ. Рівень рідини у трубах підтримується за допомогою порога. Охолодження абсорбера відбувається з поверхні зрошуваної рідини.

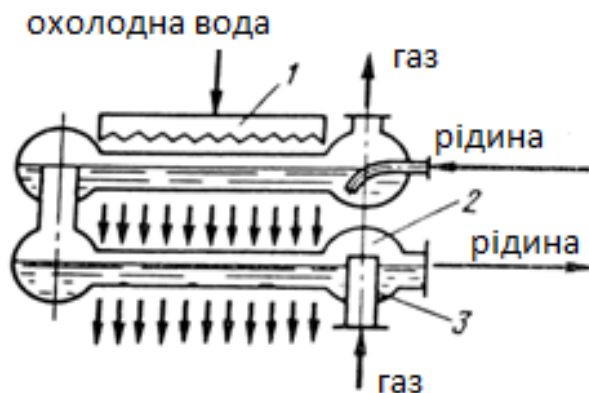


Рис. 9.2 – Поверхневий абсорбер:

1 – розподільник; 2 – труба; 3 – поріг.

Для рівномірного розподілу рідини поверхнями труб встановлений зубчастий розподільник. Такі абсорбери використовують для поглинання добре розчинних газів.

Плівкові абсорбери. Плівкові абсорбери більш компактні та ефективні, ніж поверхневі. У плівкових абсорберах поверхнею контакту фаз є поверхня плівки, що стікає рідини. До абсорберів цього типу належать трубні апарати, в яких рідина стікає по зовнішній поверхні вертикальних труб зверху вниз, а газ подається з низу абсорбера протитечією плівці, що стікає; абсорбери з плоскопаралельною або листовою насадкою; абсорбери зі висхідною плівкою. В останніх абсорберах взаємодія між газом та рідинною плівкою відбувається в умовах прямотоку.

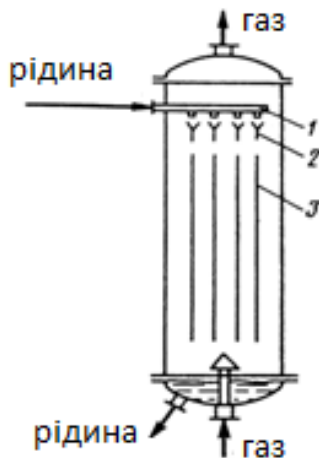


Рис. 9.3 – Плівковий абсорбер:

1 – труба; 2 – розподільний пристрій;

3 – плоскопаралельна насадка.

Насадкові абсорбери. Насадкові абсорбери набули широкого поширення в техніці. Щоб насадка працювала ефективно, вона повинна задовольняти наступним вимогам: мати велику питому поверхню; чинити невеликий гідравлічний опір газовому потоку; добре змочуватися робочою рідиною; рівномірно розподіляти рідину по перерізу абсорбера; бути корозійстійкою по відношенню до робочої рідини та газу; мати високу механічну міцність; бути легкою; мати невисоку вартість.

Деякі типи насадок, що використовуються в промисловості, і способи їх укладання в апарат наведені на рис. 9.4.

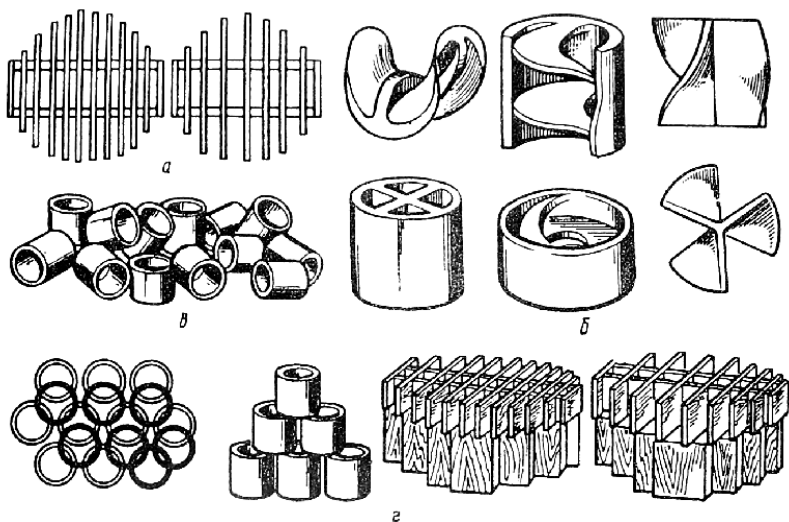


Рис. 9.4 – **Типи насадок:** а – плоскопаралельна; б – фасонні керамічні та способи їх укладання (в – навалом; г – організовано).

Найбільш поширеною насадкою є керамічні кільця Рашига. Вони виготовляються розмірами $15 \times 15 \times 2$, 5 ; $25 \times 25 \times 3$; $50 \times 50 \times 5$ мм.

Тарілчасті барботажні колони. Тарілчасті барботажні колони є ефективними і найпоширенішими апаратами, всередині яких одна під одною розміщено певну кількість горизонтальних перфорованих перегородок – тарілок, що забезпечують перебіг рідини зверху вниз, а пара – знизу вгору.

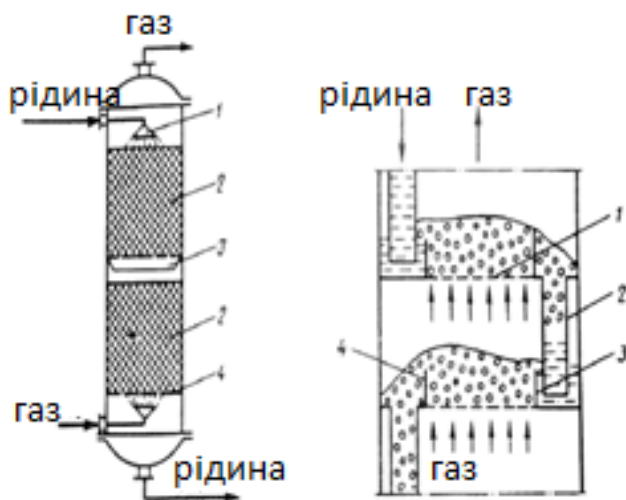


Рис. 9.5 – Ситчасті тарілки з переливними пристроями: 1 – тарілка; 2 – переливний пристрій; 3, 4 – пороги

Тарілчасті колони бувають з ковпачковими, клапанними, провальними ситчастими тарілками, на яких має

місце неорганізований перелив рідини через отвори, і сітчастими тарілками з переливними пристроями.

У колонах з провальними тарілками газ проходить через отвори тарілки та розподіляється у шарі рідини, що знаходиться на тарілці, у вигляді струмків та бульбашок.

На тарілках одночасно відбуваються барботажи пари через шар рідини та частковий прохід рідини через отвори тарілок. Такі конструкції тарілок дуже чутливі до витрати та тиску пари в колоні.

Абсорбери, що розпилюють, працюють за принципом контакту фаз в результаті розпилення або розбризкування рідини в газовому потоці.

Найпростішим прикладом розпилюючих абсорберів є порожнистий абсорбер, що розпилює, з механічними форсунками (рис. 9.6).

Найбільші коефіцієнти масопередачі мають місце в момент розпилення рідини, а потім різко знижуються внаслідок коалесценції крапель і зменшення поверхні фазового контакту. Часто форсунки встановлюють по висоті абсорбера.

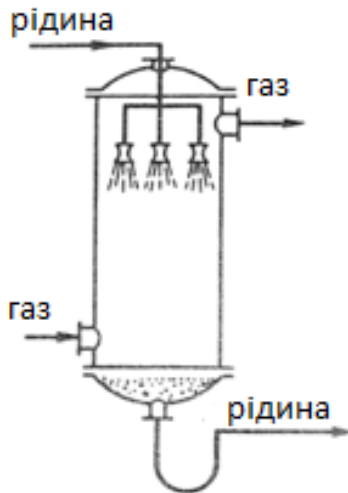


Рис. 9.6 – **Розпилюючий абсорбер**

Розпилюючі абсорбери застосовують для абсорбції добре розчинних газів.

9.3 Основи процесу фізичної адсорбції

Фізична адсорбція обумовлена взаємним тяжінням молекул сорбтиву під дією сил Ван-дер-Ваальса і не супроводжується хімічною взаємодією адсорбованої речовини з поглиначем.

У процесі адсорбції граничним станом для кожної поглинається речовини є стан рівноваги між концентрацією в адсорбенті a_0 і парціальним тиском p адсорбируемого речовини в парогазовій суміші.

Крива рівноваги при постійній температурі

$$a_0 = f(p)$$

називається ізотермою адсорбції і є основною характеристикою статичного процесу.

Між концентрацією C_y адсорбованої речовини в газовій суміші та її парціальним тиском p , згідно з рівнянням Клапейрона, існує залежність:

$$C_y = \frac{p}{RT}$$

Відповідно до теорії Ейкена і Поляні, маючи ізотерму адсорбції пари стандартної речовини для температури T_1 , можна обчислити ізотерму адсорбції іншої пари при температурі T_2 .

Обчислення величин адсорбції виробляють за такою формулою:

$$a_2 = a_1 \times \frac{V_1}{V_2}$$

де, a_1 і a_2 – ординати ізотерми відповідно стандартної речовини (зазвичай бензолу), кг/кг або кмоль/г;

V_1 і V_2 – молярні обсяги стандартної та досліджуваної речовини, м³.

9.4 Характеристики адсорбентів та їх види

Як адсорбенти застосовуються пористі тверді речовини з великою питомою поверхнею. Адсорбенти характеризуються своєю поглинальною або адсорбційною здатністю, яка визначається концентрацією поглинається адсорбату в одиниці маси або обсягу адсорбенту. Поглинальна здатність адсорбенту по відношенню до даної речовини залежить від температури і тиску, при яких виробляється адсорбція, і від концентрації речовини, що поглинається. Максимально можлива за цих умов поглинальна здатність адсорбенту називається його рівноважною активністю.

Адсорбенти можна умовно поділити на три групи:

- неполярні тверді речовини, де відбувається переважно фізична адсорбція;
- полярні тверді речовини, де відбувається хімічна адсорбція без зміни хімічної структури молекул газу та поверхні адсорбенту;
- поверхні з чисто хімічною адсорбцією, які десорбують молекули газу після хімічної реакції або каталітичної, коли поверхня не змінюється, або некаталітичної з атомами адсорбенту, при цьому потрібне їх заміщення.

У промисловості як поглиначі застосовують найчастіше активні вугілля та мінеральні адсорбенти (силікагель, цеоліти та ін), а також синтетичні іонообмінні смоли (іоніти).

9.5 Пристрій адсорберів

Процеси адсорбції можуть проводитися періодично (в апаратах з нерухомим шаром адсорбенту) і безперервно в апаратах з рухомим або киплячим шаром адсорбенту.

Адсорбери з нерухомим шаром по конструкції можуть бути вертикальні, горизонтальні та кільцеві.

При нерухомому шарі адсорбенту процес адсорбції має періодичний характер і протікає в чотири стадії:

- Перша стадія – власне адсорбція, тобто насичення поглинача адсорбуючим компонентом під час тад. Газову суміш подають до адсорберу, пропускають через шар адсорбенту і виводять з апарату.

– Друга стадія – десорбція компонента, що поглинається, з шару адсорбенту за час $t_{дес}$. Подачу газової суміші припиняють. Через барботер в апарат подають водяну пару, при цьому суміш парів десорбованого компонента та води, а також конденсат видаляються через відповідні патрубки.

– Третя стадія – сушіння поглинача під час $t_{суш}$.

– Четверта стадія – подача водяної пари припиняється, після чого поглинач охолоджується холодним повітрям.

Після закінчення четвертої стадії цикл роботи апарату повторюється. Завантаження та вивантаження поглинача проводять періодично через люки. Для того, щоб процес адсорбції не переривався, необхідно мати не менше двох апаратів, що поперемінно працюють.

Найбільш поширені конструкції адсорберів представлені на рис.

Адсорбер полочного типу:

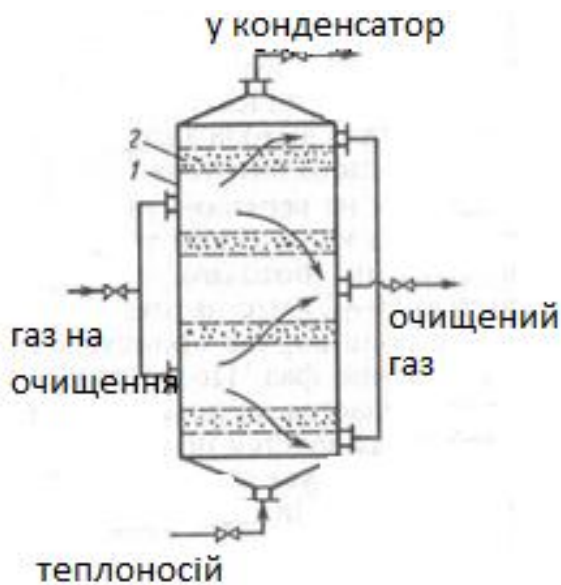


Рис. 9.7 – Адсорбер полочного типу з нерухомими шарами адсорбенту: 1 – корпус; 2 – шар адсорбенту

Адсорбер з рухомим шаром адсорбенту:

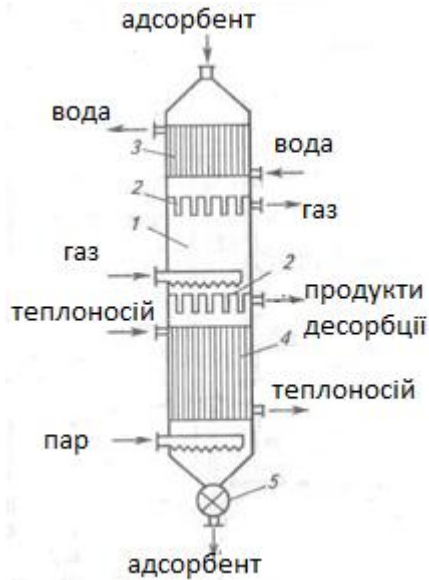


Рис. 9.8 – Адсорбер з рухомим шаром адсорбенту:

1 – зона адсорбції; 2 – розподільні тарілки; 3 – холодильник;
4 – підігрівач; 5 – затвор.

Багатоступінчастий адсорбер з псевдозрідженим шаром

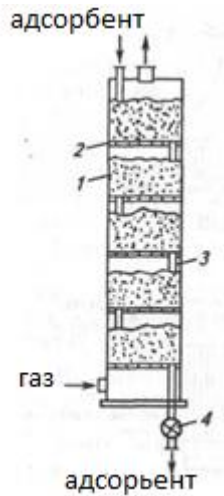


Рис. 9.9 – Схема багатоступінчастого адсорбера з псевдозрідженим шаром: 1 – псевдозріджений шар; 2 – ґрати; 3 – перетікання; 4 – затвор

РОЗДІЛ 10. Перегонка та ректифікація

10.1 Загальні відомості

Перегонка – це процес поділу рідких однорідних сумішей, заснований на різній леткості компонентів за однієї і тієї ж температури. У процесі перегонки утворюється пара збагачується легколеткими (низькокиплячими, ПК) компонентами. У рідину, що не випарувалася, переходять важколеткі (висококиплячі, ВК) компоненти. Ця рідина називається кубовим залишком, а рідина, отримана в результаті конденсації парів, - дистилятом або ректифікатом.

Розрізняють просту перегонку та ректифікацію.

Проста перегонка – це процес одноразового часткового випаровування рідкої суміші та конденсації парів.

Ректифікація – це процес багаторазового часткового випаровування рідини та конденсації пари, що забезпечує більш повний поділ сумішей. Ректифікація застосовується головним чином спиртової та нафтової промисловості, хоча нині має значення у виробництві полімерів та інших галузях хімічної технології.

10.2 Теоретичні основи процесу

У найпростішому випадку при перегонці суміш складається з двох компонентів та двох фаз. Тоді кількість ступенів свободи становитиме

$$C=K+2-\Phi=2+2-2=2$$

Стан системи, як відомо, визначається трьома незалежними параметрами: тиском p , температурою t та концентрацією $x(y)$. При виборі двох параметрів визначається

значення третього. Отже, рівноважні залежності можуть бути перемінними: p - x ; t - x ; p - t ; x - y .

Залежно від взаємної розчинності компонентів розрізняють суміші з необмеженою розчинністю компонентів, із взаємно нерозчинними компонентами та з частковою розчинністю компонентів один в одному.

Суміші з необмеженою розчинністю компонентів поділяються на ідеальні та реальні.

Ідеальні суміші – такі суміші, змішування компонентів яких відбувається без теплового ефекту та без зміни обсягу суміші.

Розглянемо найпростішу ідеальну суміш, що складається з двох компонентів: легколетючого A та важколетючого B .

Ідеальні суміші підпорядковуються закону Рауля, згідно з яким парціальний тиск компонента в парі пропорційно його масовій частці в рідині:

$$p_A = P_A \times x; \quad p_B = P_B \times (1 - x) \quad (10.1)$$

де x , $(1-x)$ – мольні частини компонентів A і B в рідині;

P_A , P_B – тиск насиченої пари над чистими компонентами;

p_A , p_B – парціальний тиск компонентів A і B відповідно.

Загальний тиск P над розчином згідно із законом Дальтона дорівнює сумі парціальних тисків:

$$P = P_A \times x + P_B \times (1 - x) = P_B + (P_A - P_B) \times x \quad (10.2)$$

Графічно прямолінійні залежності P , P_A і P_B від x при t -const представлені на рис. 10.1.

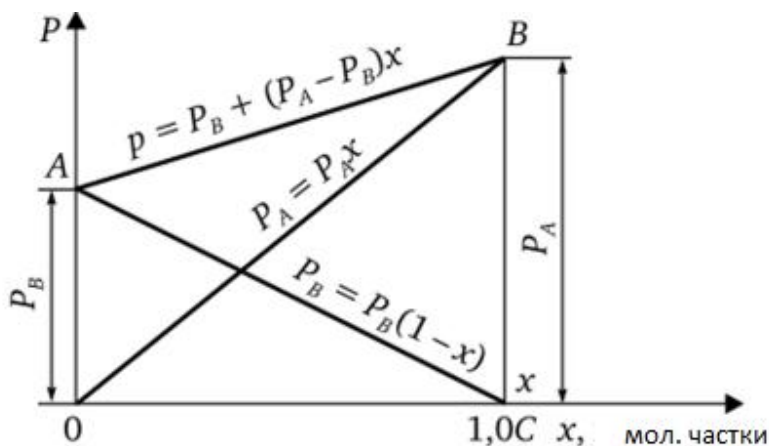


Рис. 10.1 – Ізотерми парціального тиску

Парціальний тиск компонентів у парі згідно із законом Дальтона пропорційно його мольній частці в парі:

$$p_A = P \times y; \quad p_B = P \times (1 - y) \quad (10.3)$$

де y , $(1 - y)$ - мольні частини компонентів А і В в парі відповідно. За умови рівноваги маємо:

$$P_A \times x = P \times y; \quad P_B \times (1 - x) = P \times (1 - y) \quad (10.4)$$

звідки:

$$y = \frac{P_A}{P} \times x \text{ або } 1 - y = \frac{P_B}{P} \times (1 - x) \quad (10.5)$$

Зазвичай процеси перегонки та ректифікації протікають при $P = \text{const}$. У цьому випадку рівноважні залежності можна подати в координатах: t - x , y - x (рис. 10.2 та рис. 10.3).

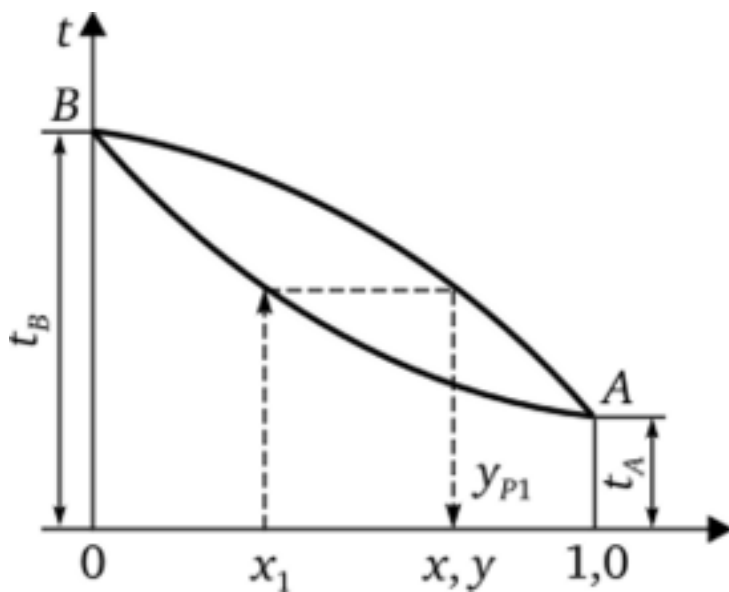


Рис. 10.2 – Діаграма t - x , y

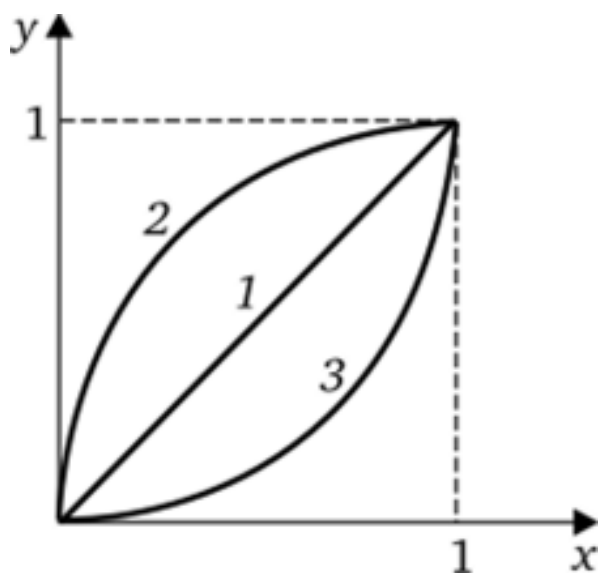


Рис. 10.3 – Діаграма y - x

Нижня лінія на діаграмі (рис. 10.2) визначає температуру кипіння рідкої суміші, верхня – температуру конденсації парової суміші. Відрізки, відкладені осями ординат при $x = 0$ та $ix = 1$, визначають температури кипіння чистих компонентів A і B .

Для визначення складу пари за відомим складом рідкої фази x_1 з точки на осі абсцис проводять вертикаль до перетину з лінією кипіння. Далі проводять горизонталь до перетину з лінією конденсації. Абсцис точки перетину визначить склад рівноважної пари y_{P_H} .

На рис. 10.2 видно, що за однієї і тієї ж температури кипіння вміст легколетючого компонента в парі більше, ніж у рівноважній з ним рідині. Ця властивість системи підпорядковується першому закону Коновалова: пара збагачується компонентом, додавання якого до рідини збільшує тиск над цією рідиною або знижує її температуру кипіння.

Залежність 1, представлена на рис 10.3 відповідає рівнянню (10.5) для ідеальних рідин. Відхилення від закону Рауля може бути як позитивним (рис. 10.3, крива 2), так і негативним (рис. 10.3, крива 3).

10.3 Проста перегонка

Проста перегонка здійснюється з відбором фракцій, дефлегмацією з водяною парою або під вакуумом. На рис. 10.4 представлена фракційна перегонка.

Вихідна суміш підведення теплоти пари закипає в кубі 1 і її пари надходять в конденсатор 2, де конденсуються. Дистилат, що утворюється, збирається в збірниках 3, де здійснюється поділ дистилату на фракції з різним ступенем летючост.

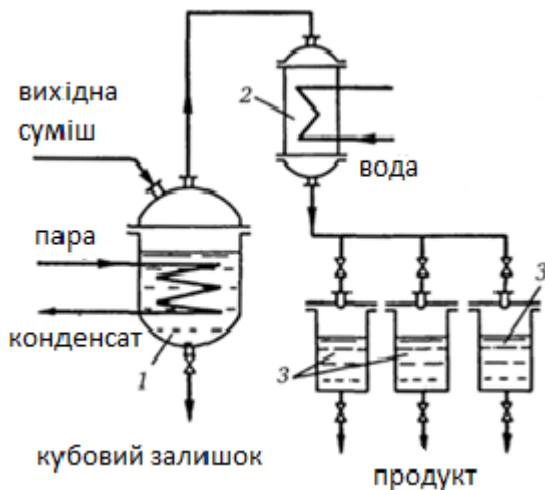


Рис. 10.4 – Установка для простої перегонки:

1 – куб; 2 - конденсатор; 3 - збірники дистилату.

Матеріальний баланс за летючим компонентом:

$$F \times x_f = W \times x_W + (F - W) \times x_D \quad (10.6)$$

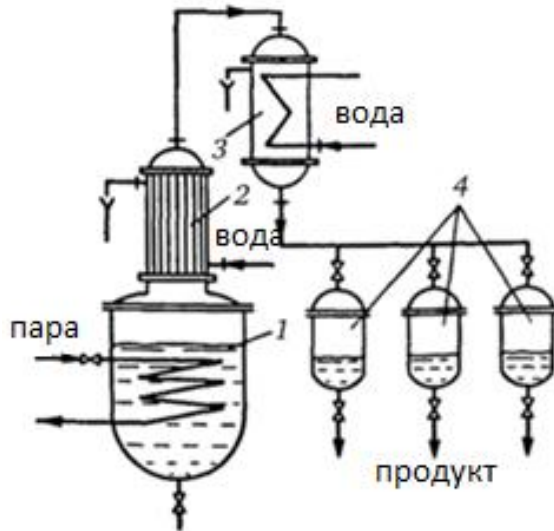


Рис. 10.5 – Установа для перегонки з дефлегмацією:
 1 – куб; 2 – дефлегматор; 3 – конденсатор; 4 – збірники де F , W – маси вихідної суміші та кубового залишку; X_f , x_w , x_D – концентрації легко летючого компонента у вихідній суміші, кубовому залишку та дистиляті відповідно.

З рівняння (10.6) визначають x_D . Для збільшення ступеня поділу вихідної суміші проводять перегонку з дефлегмацією. У цьому випадку пари, що виходять з перегінного куба, надходять у дефлегматор (рис. 10.5). Там вони частково конденсуються, і флегма, що утворюється, збагачується важколетучим компонентом і зливається назад в куб. Пара, збагачена легколетким компонентом, надходить у конденсатор.

10.4 Ректифікація

Ректифікація – це процес поділу суміші в результаті часткового неодноразового випаровування рідини та конденсації пари (рис. 10.6).

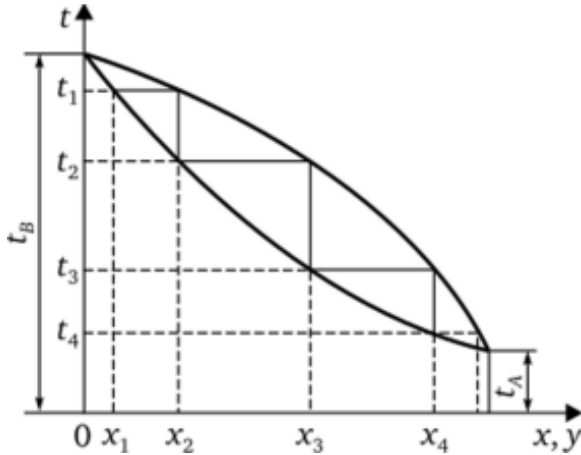


Рис. 10.6 – t - x, y - діаграма

Процес ректифікації здійснюється у колонних апаратах, забезпечених тарілками (рис.10.7).

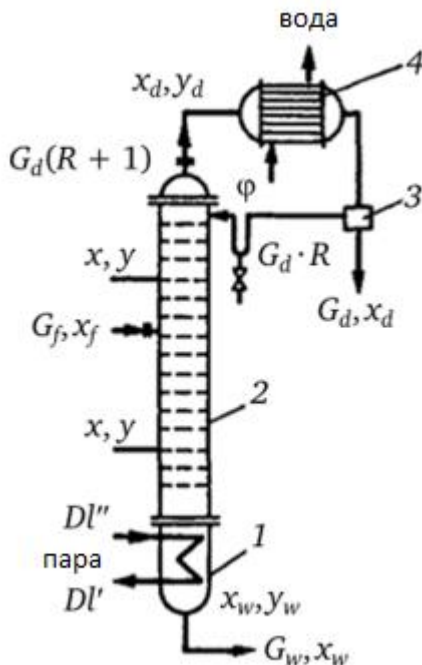


Рис. 10.7 – Схема колони ректифікації:

1 – куб; 2 – колона; 3 – розділовий стакан; 4 – дефлегматор.

Вихідна суміш подається в куб 1, де суміш підігрівається до кипіння і її пари надходять під нижню тарілку колони ректифікації 2. Піднімаючись по колоні, пари збагачуються низькокиплячим компонентом, яким збіднюється стікає вниз флегма, що надходить з дефлегматора 4. Пари з колони де вони повністю або частково конденсуються і рідина розділяється (при повній конденсації) за допомогою дільника 3 на флегму та дистилат.

Матеріальний баланс:

– за продуктами:

$$F=W+D \quad (10.7)$$

де F, W – маси вихідної суміші та кубового залишку; D

- маса дистиляту;

– по легколетючому компоненту:

$$F \times x_f = W \times x_W + D \times x_D \quad (10.8)$$

де, x_f, x_W, x_D – концентрації легколетючого компонента у вихідній суміші, кубовому залишку та дистиляті відповідно.

З рівнянь (10.7) та (10.8) визначають D і W .

Відношення маси флегми Φ до D називається флегмовим числом.

$$R = \frac{\Phi}{D}, \quad (10.9)$$

РОЗДІЛ 11. Екстракція

11.1 Екстракція в системі «рідина – рідина»

Екстракція – це процес вилучення розчиненої речовини з рідини за допомогою іншої рідини, що не розчиняється в першій, але розчиняє речовина, що екстрагується.

Рідина, що використовується для вилучення, називається *екстрагентом*. В результаті взаємодії вихідного розчину (F) з екстрагентом (E) одержують *екстракт* (E) та *рафінат* (R). В екстракт переходять компоненти, що витягуються, а рафінат – це залишковий вихідний розчин (рис. 11.1).

Екстракція використовується для вилучення цінних компонентів з розбавлених розчинів та їх концентрування, наприклад антибіотиків.

Відповідно до правила фаз число ступенів свободи складає:

$$C = K + 2 - \Phi = 3 + 2 - 2 = 3$$

Але оскільки температура і тиск у процесі екстракції постійні, варіантність цієї системи дорівнює одиниці. Отже заданої концентрації речовини, що розподіляється, в одній фазі при рівновазі відповідає певна концентрація в іншій.

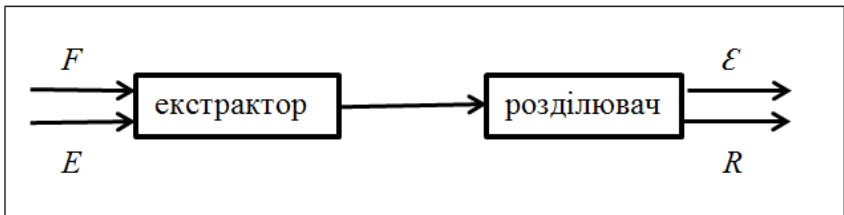


Рис. 11.1 – Схема екстракції

Отже заданої концентрації речовини, що розподіляється, в одній фазі при рівновазі відповідає певна концентрація в іншій.

Рівновага в процесах екстракції в досить розбавлених розчинах підпорядковується закону Бертло-Нернста:

$$y_p = \varphi x, \quad (11.1)$$

де, y_p , x – рівноважні концентрації розподіленої речовини в екстракті та рафінаті відповідно; φ – коефіцієнт розподілу.

Якщо обидві фази нерозчинні одна в одній, то кожна з них являтиме собою X .

При частковій взаємній розчинності рідких фаз кожна з них буде трикомпонентним розчином. Склади трикомпонентних розчинів зазвичай представляють трикутній системі координат (рис. 11.2).

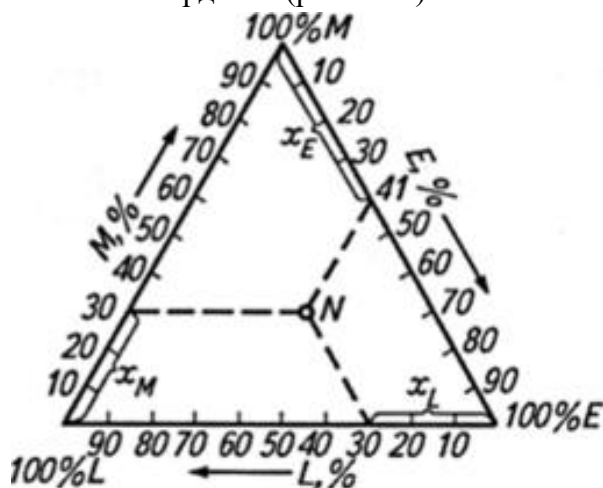


Рис. 11.2 – Трикутна діаграма

У вершинах рівностороннього трикутника LME відкладено склади чистих компонентів: L – розчинник вихідного розчину, M – речовина, що розподіляється, E – екстрагент. Кожна точка на стороні LM , ME , EL відповідає складу двокомпонентних розчинів. Площа трикутника відповідає складам трикомпонентних розчинів. Наприклад, точка N характеризує потрібну суміш, що складається з 30 % розчинника вихідного розчину L , 41 % екстрагенту E і 30 % розподіленої речовини M .

За допомогою трикутних діаграм можливе зображення рівноважних ліній. На рис. 11.3 показана лінія рівноваги фаз за умови, що речовина, що розподіляється, необмежено розчиняється у фазах L і E , а самі фази мають обмежену розчинність одна в одній.

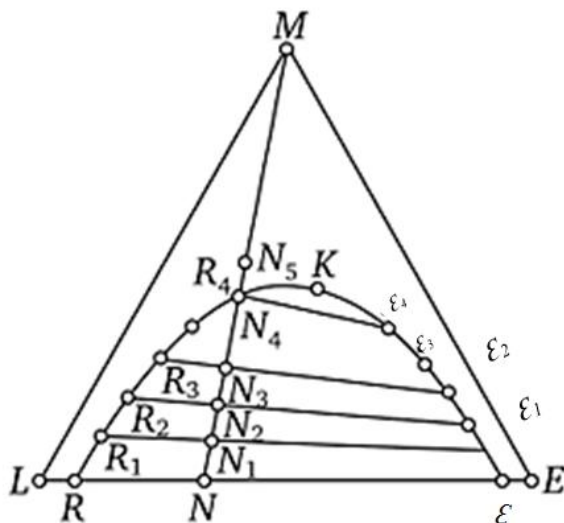


Рис. 11.3 – Лінія рівноваги у трикутній діаграмі

11.2 Масопередача при екстракції

Відповідно до законів масопередачі при екстракції слід збільшувати поверхню контакту фаз. Для цього одну з фаз диспергують у вигляді крапель в іншій суцільній фазі. Речовина, що розподіляється, дифундує з суцільного середовища до поверхні крапель, а потім усередину крапель, або, навпаки, з краплі в суцільну фазу.

Масопередача всередині крапель здійснюється молекулярною та конвективною дифузією. Конвекція усередині краплі здійснюється за рахунок циркуляції рідини.

У випадку коефіцієнти масопередачі визначаються з рівнянь:

$$K'_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_g} + \frac{\phi}{\beta_c}}, \quad (11.2)$$

$$K'_x = \frac{1}{\frac{1}{\beta_g \times \phi} + \frac{1}{\beta_c}}, \quad (11.3)$$

де β_g і β_c – коефіцієнти масовіддачі в дисперсній та суцільній фазах відповідно.

У випадку, коли дифузійний опір зосереджено в суцільній фазі, з формул (11.2) і (11.3) випливає, що $K_x \sim P_c$ та основне рівняння масопередачі матиме вигляд:

$$M = \beta_c \times \Delta x_{cp} \times f, \quad (11.4)$$

Якщо дифузійний опір зосереджено дисперсному середовищі, то $K_y \sim p_s$ і рівняння масопередачі запишеться так:

$$M = \beta_g \times \Delta y_{cp} \times f, \quad (11.5)$$

11.3 Рівняння матеріального балансу

Екстрактор надходить вихідний розчин F у кількості L розчинника з концентрацією екстрагованої речовини x_H і екстрагент E . Після проведення інтенсивного перемішування і завершення екстракції суміш поділяють на екстракт і рафінат. Для поділу використовують відстійники, сепаратори. З урахуванням вищевикладеного рівняння матеріального балансу по речовині, що екстрагується, представляє вигляд:

$$Lx_H = Lx + Ey, \quad (11.6)$$

де x і y – концентрація речовини, що екстрагується в рафінаті і екстракті відповідно.

З урахуванням виразу (11.1) та модуля екстракції m , отримаємо:

$$x = \frac{x_H}{1+m\varphi}; \quad x = \frac{\varphi x_H}{1+m\varphi}, \quad (11.7)$$

Ступінь вилучення складе:

$$\Psi = \frac{Ey}{Lx_H} = \frac{m\varphi}{1+m\varphi} = \frac{\varepsilon}{1+\varepsilon}, \quad (11.8)$$

де, ε – екстракційний фактор.

11.4 Апарати для здійснення екстракції

Змішувально-відстійні екстрактори. Змішувально-відстійні екстрактори складаються з декількох ступенів, кожна з яких включає змішувач та роздільник (рис. 11.4). У змішувачі 1 за рахунок підведення зовнішньої енергії відбувається диспергування однієї з рідких фаз з утворенням дисперсійної фази, яка розподіляється в іншій – суцільній фазі. Дисперсною фазою може бути як легка, і важка фаза.

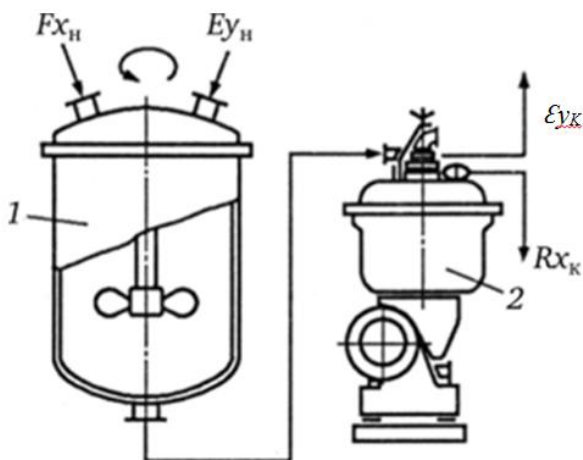


Рис. 11.4 – Змішувально-відстійна екстракційна установка: 1 – екстрактор; 2 – сепаратор.

У розділнику 2, який є сепаратором, відбувається поділ емульсії на рафінат і екстракт. Через з'єднання декількох змішувально-відстійних секцій утворюються різні за схемами екстракційні установки.

Наведена схема через ряд властивих їй недоліків (громіздкості, значної виробничої площі, високої метало- та енергоємності) витісняється більш досконалыми конструкціями.

Тарілчасті екстрактори. Тарілчасті екстрактори (рис. 11.5) являють собою колонні апарати з сітчастими тарілками різних конструкцій, з переливними пристроями. Взаємодія фаз відбувається у перехресному струмі на кожній тарілці.

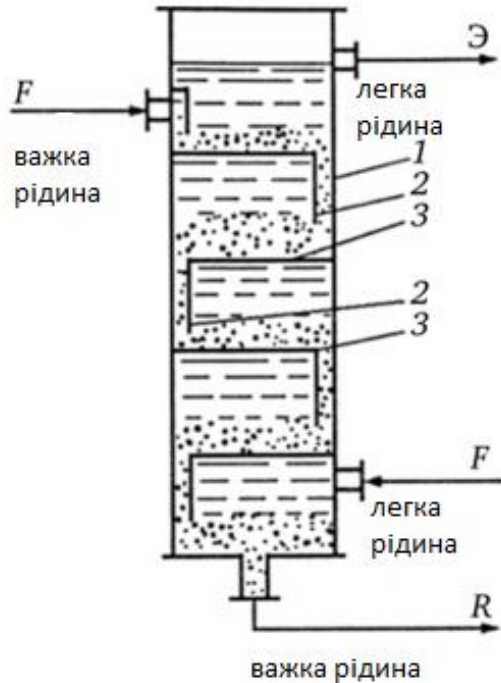


Рис.11.5 – **Тарілчастий екстрактор:** 1 – циліндричний корпус; 2 – переливний пристрій; 3 – ситчасті тарілки

Диспергована фаза (легка або важка) проходить через отвори в тарілках і дробиться на краплі. Суцільна фаза рухається вздовж тарілки від переливу до переливу.

Швидкість дисперсної фази в отворах тарілки визначають за умов створення струминного режиму. Критична швидкість, що відповідає переходу від крапельного режиму до струминного, залежить від діаметра отворів d_0 :

$$v_{KP} = \frac{44}{d_0}$$

Для роботи екстрактора у стійкому струминному режимі швидкість збільшують приблизно на 20 % порівняно з критичною.

11.5 Екстракція в системі «тверде тіло - рідина» (вилуговування)

Вилуговування – процес дифузійного вилучення розчинником речовини з твердого тіла. У харчовій промисловості цей процес застосовується у цукробуряковому виробництві для вилучення цукру з буряка; у спиртовому виробництві – для отримання настоїв; в маслоекстракційному виробництві – для вилучення рослинної олії з олійної сировини (насіння).

Процес вилуговування полягає в тому, що рідина, проникаючи в пори твердого тіла, розчиняє компонент, що видобувається. Потім компонент, що перейшов у розчин, дифундує до поверхні твердого тіла і, нарешті, перетворюється на об'єм рідини.

З перерахованих стадій процесу лімітують останні дві, тобто. дифузія всередині капілярно-пористого тіла та дифузія від його поверхні в ядро потоку екстрагента.

Швидкість внутрішньої дифузії описується рівнянням масопровідності:

$$\frac{dM}{f \times d\tau} = -k \frac{\partial y}{\partial n}, \quad (11.9)$$

де, k – коефіцієнт масопровідності;

y – концентрація речовини, що екстрагується, у твердому тілі.

Коефіцієнт масопровідності залежить від внутрішньої структури твердого тіла, фізичних властивостей екстрагента, температури процесу.

У поверхні твердого тіла дуже швидко встановлюється динамічна рівновага, тому приймають $y_{\text{нв}} = y_{\text{нас}}$.

Швидкість зовнішньої дифузії у разі описується рівнянням масовіддачі:

$$\frac{dM}{f \times d\tau} = \beta_y \times (y_{\text{пов}} - y_{\text{ср}}), \quad (11.10)$$

де, β_y – коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі; $y_{\text{пов}}$, $y_{\text{ср}}$ – концентрація речовини, що екстрагується, біля поверхні тіла і середня концентрація в масі екстрагента.

Швидкість молекулярної дифузії у прикордонному шарі визначається за рівнянням Фіка:

$$\frac{dM}{f \times d\tau} = D \times \frac{y_{\text{пов}} - y_{\text{ср}}}{\delta}, \quad (11.11)$$

де, D – коефіцієнт молекулярної дифузії, $\text{м}^2/\text{с}$;

δ – товщина прикордонного шару.

З (11.10) і (11.11) випливає, що $p_y = \frac{D}{\delta}$.

Таким чином, з викладеного вище можна зробити такі практичні висновки:

- для збільшення p_y слід зменшити δ ;
- для зменшення δ слід збільшити швидкість руху екстрагента щодо твердих частинок;
- для збільшення поверхні масопередачі слід подрібнювати матеріал.

Рівняння матеріального балансу:

– по продуктам:

$$L + E = R + \mathcal{E}, \quad (11.12)$$

– за екстрагованою речовиною:

$$Lx_H + Ey_H = Rx_K + \varepsilon y_K, \quad (11.13)$$

де, L – маса вихідної суміші твердої речовини з концентрацією екстрагованої речовини, x_H ;

E – маса екстрагента з концентрацією y_H ;

R – маса рафінату з концентрацією ЛГК;

ε – маса екстракту з концентрацією y_K .

З рівнянь балансів можна визначити маса екстрагента.

11.6 Влаштування екстракційних апаратів

Апарати із нерухомим шаром твердого матеріалу. У цих апаратах швидкість руху рідини при її фільтруванні крізь шар практично збігається за величиною та напрямом зі швидкістю обтікання. Найпростішим апаратом такого типу є відкритий резервуар з ґратами, подібний до відкритого нутч-фільтру. На решітку завантажується шар твердого матеріалу, який зверху вниз протікає розчинник. При такому напрямку руху рідина рівномірно заповнює перетин апарату і не відбувається змішування концентрованого розчину з розчином низької концентрації, що призводить до зниження рушійної сили. Вивантаження вилуженого твердого залишку здійснюють періодично, найчастіше гідравлічним способом – вимиваючи твердий матеріал з апарату водою.

При русі рідини крізь шар відносно невеликої висоти не вдається одержати розчин досить високої концентрації. Використання циркуляції рідини для зміцнення розчину недоцільне через зазначений вище негативний ефект змішування розчинів різної концентрації. Тому для підвищення ступеня вилучення та збільшення продуктивності

застосовують герметично закриті апарати, подібні до закритих нутч-фільтрів, що отримали назву *дифузорів*.

Колонний екстрактор із псевдозрідженим (киплячим) шаром (рис. 11.6).

Одна з конструкцій колонних апаратів з псевдозрідженим шаром, що кипить, показана на рис. 11.6.

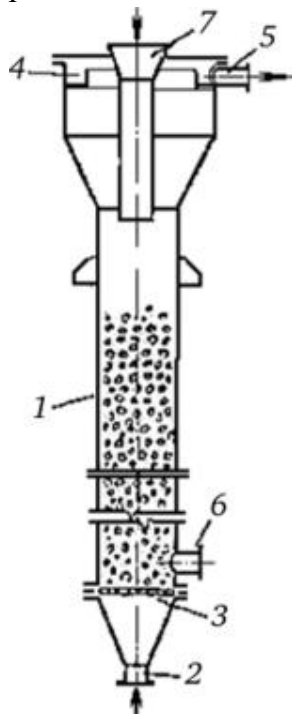


Рис. 11.6 – Колонний екстрактор із псевдозрідженим (киплячим) шаром: 1 – колона; 2 – штуцер для введення свіжого розчинника; 3 – розподільні ґрати; 4 – кільцевий жолоб; 5 – штуцер для відведення концентрованого розчину; 6 – штуцер для відведення твердого залишку; 7 – завантажувальна труба для твердого матеріалу.

Через нижній штуцер 2 безперервно надходить рідина (розчинник), яка, рухаючись з певною швидкістю крізь отвори розподільної решітки 3, наводить шар дрібно роздроблених твердих частинок псевдозріджений стан.

При висоті киплячого шару, що дорівнює кількох метрів, вдається отримати на виході з нього розчин досить високої концентрації, який надходить у верхню, розширену частину колони, переливається в кільцевий жолоб 4 і видаляється через штуцер 5. Твердий залишок безперервно відводиться через штуцер 6, розташований кілька вище ґрат 3. Вихідний твердий матеріал подається безпосередньо в киплячий шар зверху через завантажувальну трубу 7.

Апарати такого типу відрізняються простотою пристрою та невеликою вагою. Вони досягаються значна швидкість процесу досить висока ступінь вилучення цільових компонентів вихідного твердого матеріалу.

РОЗДІЛ 12. Кристалізація та розчинення.

12.1 Основні відомості

Кристалізація – це процес виділення твердих речовин з пересичених розчинів або розплавів. Мета кристалізації – отримання речовин у кристалічному вигляді або їх очищення. Проведення процесів кристалізації з пересичених розчинів ґрунтується або на використанні залежності розчинності речовин від температури (переохолодження) – *ізогідрична кристалізація*, або на видаленні розчинника з розчину (випарювання) – *ізотермічна кристалізація*.

Найчастіше процес охолодження розчину узгоджується з його випарюванням. У виробництві молочного цукру (лактози) застосовуються обидва способи. Кристалізація лактози має місце також у виробництві згущеного молока з цукром.

Процес кристалізації можна розглядати як зворотний процес розчинення. Однак між ними є суттєві відмінності:

- при розчиненні число часток, що розчиняються, або не змінюється, або зменшується, у той час як при кристалізації число зародків, на яких відкладається речовина, безперервно зростає;

- при розчиненні руйнування кристалічних ґрат не лімітує сумарну швидкість процесу, а при кристалізації впровадження мікрочастинок у кристалічну решітку (кристалохімічна реакція) впливає на сумарну швидкість процесу.

12.2 Розчинення

Розчинення твердих речовин можна розглядати як процес, що складається з наступних стадій:

- перенесення молекул розчинника з об'єму до поверхні;

- перехід молекул твердої речовини у рідину;

- перенесення розчинених молекул обсяг розчинника.

Остання стадія найчастіше є лімітованою. Це означає, що найбільший опір масопереносу при розчиненні надає прикордонний дифузійний шар на поверхні твердого тіла. При цьому можна вважати, що на кордоні з твердим тілом насичений розчин. Тоді кінетику процесу можна описати рівнянням:

$$-\frac{dm}{d\tau} = \beta \times f \times (C_{\text{нас}} - C_{\infty}), \quad (12.1)$$

де, m – маса розчиненої речовини;

τ – час;

f – поверхня твердого тіла;

β – коефіцієнт масовіддачі;

$C_{\text{нас}}$, C_{∞} – концентрація розчиненої речовини в насиченому розчині та в обсязі рідини відповідно (рис. 12.1).

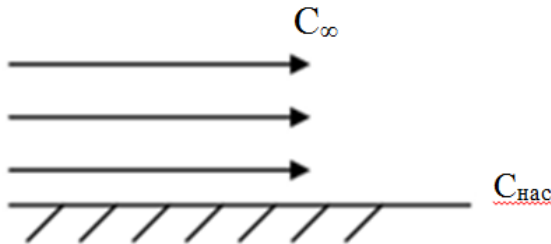


Рис. 12.1 – Схема процесу розчинення

На кордоні "рідина – тверде тіло" виникає дифузійний прикордонний шар (область, в межах якої концентрація змінюється від $C_{нов} = C_{нас}$ до C_{∞}). Чим більше Re , тим менша товщина дифузійного шару, тим більше градієнт концентрації $\partial c / \partial n$, а отже, тим більше p .

Значення p визначають через $Nu' = de \, Nu' = (Re', Pr')$.

Наприклад, при розчиненні лактози:
 $Nu' = 2 \times 10^{-4} \times Re^{1,5} \times Pr'$.

12.3 Рівновага при кристалізації

Розглянемо рівновагу фаз "тверде тіло – рідина". Розчин, що знаходиться в рівновазі з твердою фазою, називається *насиченим*. Між кристалами та розчином виникає рухлива рівновага. За деяких умов концентрація розчиненої речовини може виявитися більшою за її розчинність. Такі розчини називають *пересиченими*. Вони не стабільні і можуть переходити в насичені з виділенням твердої фази. Кристалізація можлива лише з пересичених розчинів.



Рис. 12.2 – Діаграма стану

Зобразимо криву розчинності AB на рис. 12.2. Нижче лінії AB розташована область ненасиченого розчину. Вище – область пересичення, яка умовно поділяється на метастабільну зону (між лініями AB та CD) та лабільну зону (вище лінії CD). Межі метастабільної зони залежить від температури розчину, швидкості охолодження, перемішування, наявності домішок тощо. У лабільній зоні кристалізація протікає миттєво. У метастабільній зоні немає мимовільного утворення центрів кристалізації, і за нормальних умов кристалізація не можлива. Насправді у разі для ініціювання кристалообформування в пересичений розчин вносять *затравку*. Затравка є найдрібнішими кристаликами певних розмірів.

Труднощі при утворенні центрів кристалізації в метастабільній зоні обумовлено низькою величиною пересичення. Як відомо, величина пересичення та критичний радіус зародка r_0 пов'язані між собою рівнянням Томсона - Гіббса:

$$\ln \frac{C_{\text{пер}}}{C_{\text{нас}}} \times \frac{2\sigma}{r_0} \times \frac{v}{RT}, \quad (12.2)$$

де, $C_{\text{пер}}$ – концентрація пересиченого розчину;

σ – поверхневий натяг;

v – мольний обсяг;

R – універсальна газова стала;

T – температура.

З рівняння (12.2) випливає, що нижчий ступінь пересичення, тим більше r_0 . Звідси випливає, що у разі метастабільної зони, яка характеризується невеликими пересиченнями, для утворення стійкого зародка його розмір

має бути досить великим у момент виникнення. Метастабільна область таких умов не створює. Тому необхідно вносити затравку.

Процес кристалізації включає дві стадії:

- зародокутворення;
- зростання кристалів.

При безперервній кристалізації обидві стадії протікають одночасно.

Якщо швидкість освіти зародків невелика, то створюються умови вирощування великих кристалів. При великій швидкості зародка утворення утворюються дрібні кристали.

Отже, з допомогою зміни швидкостей можна регулювати розмір кристалів. Для вирощування великих кристалів потрібно створювати низькі пересичення.

12.4 Зростання кристалів

Утворення нової (твердої) фази в існуючій (рідкій) можливе лише при її пересиченні, оскільки процес вимагає витрати енергії на утворення поверхні поділу фаз. Тому *рушійною силою процесу зростання кристалів є різниця концентрацій пересиченого і насиченого розчинів.*

Кінетику процесу зростання кристалів можна описати рівнянням:

$$\frac{dm}{d\tau} = \beta \times f \times (C_{\text{пер}} - C_{\text{нас}}), \quad (12.3)$$

Проте слід зазначити, що швидкість зростання кристалів не дорівнює швидкості розчинення, оскільки кристалізація – не суто дифузійний процес. Цей процес обмежений швидкістю застосування молекул у кристалічну

решітку, тобто. поряд з дифузійною стадією має місце кристалохімічна реакція на поверхні кристалів. Внаслідок подолання потенційного бар'єру концентрація зменшуватиметься не до $C_{нас}$, а до деякого проміжного значення на поверхні $C_{пов}$.

Таким чином, зміна концентрації відбуватиметься:

- для дифузійної області від концентрації пересиченого розчину обсягом $C_{пер}$ до $C_{пов}$;
- для кристалохімічної реакції від $C_{пов}$ до концентрації насичення $C_{нас}$.

Звідси швидкість процесу зростання кристалів описується рівняннями:

- для дифузійної стадії:

$$\frac{dm}{d\tau} = \beta \times f \times (C_{пер} - C_{пов}), \quad (12.4)$$

- для кристалохімічної реакції:

$$\frac{dm}{d\tau} = K_c \times f \times (C_{пов} - C_{нас})^z, \quad (12.5)$$

де K_c – константа швидкості кристалохімічної реакції;
 z – показник ступеня.

Приймаючи $z=1$ і перетворюючи рівняння (12.4) і (12.5), одержують залежність для швидкості зростання кристалів у вигляді:

$$\frac{dm}{d\tau} = \frac{(C_{пер} - C_{нас}) \times f}{\frac{1}{\beta} + \frac{1}{K_c}}, \quad (12.6)$$

де K_c – коефіцієнт масо передачі.

Рівняння лінійної швидкості росту кристалів має вигляд:

$$\frac{dl}{d\tau} = \frac{K}{\rho} \times (C_{пер} - C_{нас}), \quad (12.7)$$

Кожна грань кристала має свою лінійну швидкість зростання, інакше всі кристали прагнули б сферичної форми. Кожній грані характерне своє значення коефіцієнта масовіддачі K .

12.5 Рівняння матеріального та теплового балансів

Кристалізація з видаленням частини розчинника за рахунок випарювання води (ізогідрична). Введемо позначення: $m_{\text{пер}}$, $m_{\text{кр}}$, $m_{\text{м}}$

– маси вихідного пересиченого розчину, кристалів і маткового (міжкристального) розчину, кг (кг/с); $m_{\text{пер}}$, $m_{\text{м}}$ – масова частка сухих речовин у пересиченому та маточному (міжкристаловому) розчинах, %; $m_{\text{кр}}$ – масова частка сухих речовин у кристалах, %; W – маса води, що видаляється, кг (кг/с).

Тоді матеріальний баланс за продуктами становитиме:

$$m_{\text{пер}} = m_{\text{кр}} + m_{\text{м}} + W, \quad (12.8)$$

Баланс із сухої речовини:

$$\frac{m_{\text{пер}} \times B_{\text{пер}}}{100} = \frac{m_{\text{кр}} \times B_{\text{кр}}}{100} + \frac{m_{\text{м}} \times B_{\text{м}}}{100}, \quad (12.9)$$

Перетворюючи рівняння (12.8) і (12.9), отримують залежність для $m_{\text{кр}}$ в наступному вигляді:

$$m_{\text{кр}} = \frac{m_{\text{пер}} \times \left(1 - \frac{B_{\text{пер}}}{B_{\text{м}}}\right) - W}{\left(1 - \frac{B_{\text{кр}}}{B_{\text{м}}}\right)}, \quad (12.10)$$

При кристалізації без видалення води $W = 0$.

Якщо речовина кристалізується у безводній формі (наприклад, сахароза), то $B_{\text{кр}} = 100$ %.

12.6 Тепловий баланс безперервної кристалізації.

Прихід теплоти:

– з пересиченим вихідним розчином:

$$Q_1 = m_{\text{пер}} \times C_{\text{пер}} \times t_{\text{пер}};$$

– з теплоносієм (насиченою парою):

$$Q_2 = D \times (i_n - i_{\text{конд}});$$

– теплота кристалізації:

$$Q_3 = m_{\text{кр}} \times r$$

Витрата теплоти:

– із кристалами:

$$Q_4 = m_{\text{кр}} \times C_{\text{кр}} \times t_{\text{кр}};$$

– маточним розчином:

$$Q_5 = m_M \times C_M \times t_M$$

– з випареним розчином:

$$Q_6 = W \times i$$

– з охолоджуючим агентом:

$$Q_7 = m_0 \times (t_H \times t_K)$$

– тепловтрати у довкілля: Q_n .

Тоді отримаємо:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_n, \quad (12.11)$$

При кристалізації з охолодженням: $Q_2 = 0$ та $Q_6 = 0$ (ізогідрічна кристалізація).

При вакуум-кристалізації з випаровуванням: $Q_7 = 0$ (ізотермічна кристалізація).

З рівняння теплового балансу визначають:

– при ізотермічній кристалізації витрати пари на випаровування;

– при ізогідричній кристалізації витрати води, що охолоджує.

Розрахунок кристалізатора зводиться визначення поверхні теплопередачі з основного рівняння теплопередачі.

12.7 Конструкції кристалізаторів

Кристалізатори з охолодженням розчину.

Найпростіші кристалізатори періодичної дії з охолодженням розчину являють собою вертикальні циліндричні апарати з охолоджуючими змійовиками (або сорочками) і механічними мішалками для перемішування розчину. Недоліком таких кристалізаторів є низька швидкість процесу кристалізації, обумовлена малою величиною коефіцієнта теплопередачі у зв'язку з інкрустацією теплообмінної поверхні охолоджуючого елемента кристалами, що виділяються. З метою інтенсифікації процесу кристалізації та запобігання інкрустації поверхні охолоджуючого елемента апарат забезпечений джерелом струму, з'єднаним з охолоджуючим елементом одним полюсом і з посудиною з мішалкою - іншим (рис. 12.3)

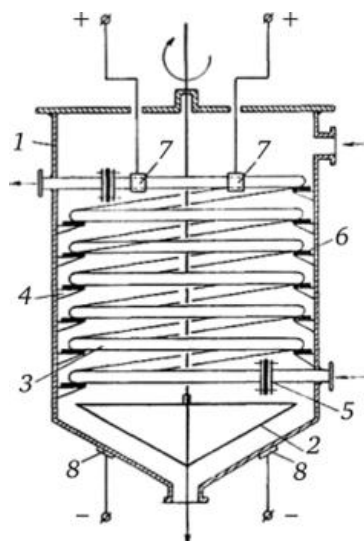


Рис. 12.3 – Пристрій для кристалізації:

1 – циліндричний посуд; 2 – мішалка; 3 – трубчастий змійовик; 4 – кронштейн; 5 – фланцеве з'єднання; 6 – ізоляційна прокладка; 7 – токопідведення; 8 – змійовик.

Секційний кристалізатор. З метою інтенсифікації процесу кристалізації був розроблений кристалізатор, що включає корпус, секційний по висоті похилими перегородками з пристроєм, що перемішує, в кожній секції, характеризується тим, що в нижній секції встановлені дві аксіальні циліндричні перегородки, розділені горизонтальною перфорованою тарілкою, розміщеної вище перемішує пристрою, а між перемішуючим пристроєм та корпусом встановлені вертикальні перфоровані пластини (рис. 12.4).

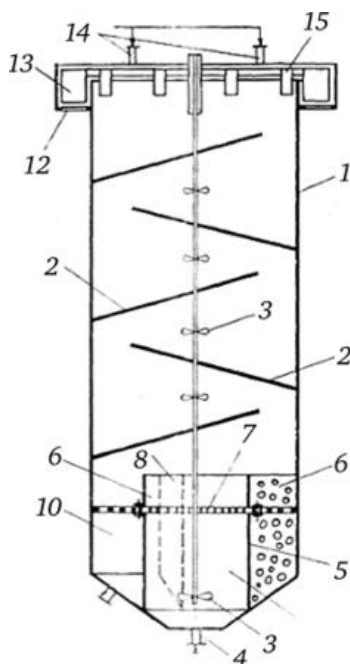


Рис. 12.4 – Секційний кристалізатор:

1 – корпус; 2 – похилі перегородки; 3 – пристрої, що перемішують; 4 – патрубок для подачі кристалізату; 5,6 – циліндричні перегородки; 7 – перфорована тарілка; 8 – перфоровані пластини; 9 – емульсійна камера; 10 – відстійна камера; 11 – патрубок для виведення охолоджуючого засобу; 12 – кільцевий жолоб; 13 – скребки; 14 – форсунка; 15 – мішалка.

Завдяки такій конструкції виключаються утворення монолітних структур продукту, що кристалізується, і запобігається потраплянню кристалів в охолоджувальну рідину.

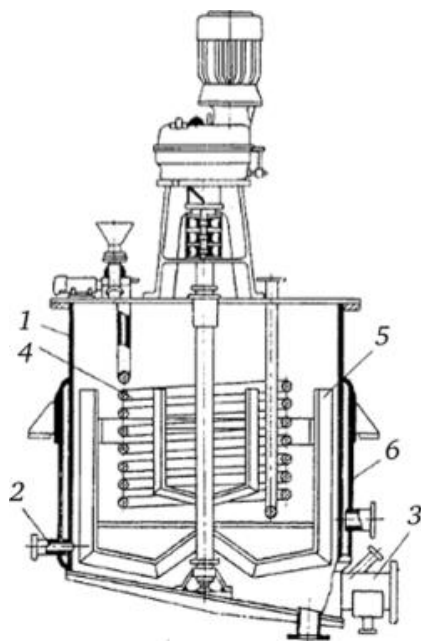


Рис. 12.5 – Каскадний кристалізатор безперервної дії: 1 – корпус; 2 – патрубок для введення суспензії;

3 – патрубок для виведення суспензії; 4 – охолодні елементи;
5 – мішалка; 6 – охолодна сорочка

З метою збільшення часу перебування розчину в установці апарати з охолодженням розчину часто з'єднують послідовно – мають у своєму розпорядженні каскад. У цих кристалізаторах відзначається складність передачі кристалізату із секції до секції. Щоб виключити цей недолік, був розроблений каскадний кристалізатор безперервної дії, який відрізняється тим, що днища ємностей виконані похилими і з'єднані нижні частини ємностей патрубками так,

що патрубки і днища утворюють похилий один жолоб (рис. 12.5) Це спрощує конструкцію і спрощує конструкцію.

Вакуум-кристалізатори. Сучасні промислові вакуум-кристалізатори обладнують системами автоматичного регулювання конденсаційних установок.

Вакуум-апарат для кристалізації сахаросодержащего розчину являє собою вертикальний циліндричний корпус, з технологічними патрубками, вбудовану в нього гріючу камеру з центральним циркуляційним каналом, перекритим на вході перегородкою з соплами (рис. 12.6).

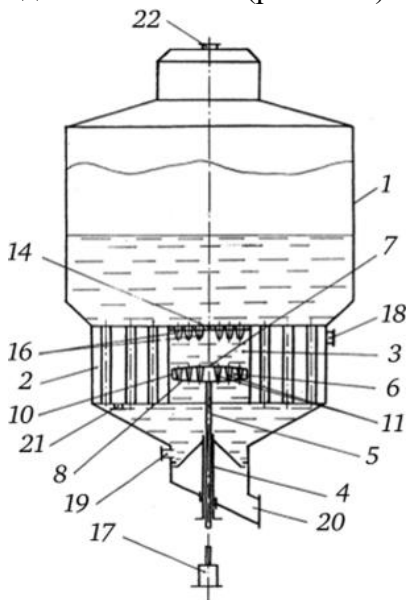


Рис. 12.6 – Схема вакуум-кристалізатора для цукру:

1 – корпус; 2 – камера, що гріє; 3 – циркуляційний канал; 4 – вібраційний перемішуючий пристрій; 5 – шток; 6 – порожнистий штовхач; 7,8 – торцеві поверхні; 9 – отвір; 10 – бічна поверхня штовхача; 11 – конічні сопла; 12, 13 – основи

сопел; 14 – перегородка; 15 – отвори; 16 – конічні сопла; 17 – вібропривід; 18 – патрубок подачі пари; 19 – патрубок подачі розчину; 20-22 – патрубки відведення кристалізатора, конденсату, вторинної пари відповідно.

Апарат забезпечений віброперемішуючим пристроєм для циркуляції кристаломаси, що складається зі штока та укріпленого на ньому перфорованого дискового штовхача із соплами.

Застосування вакуум-кристалізаторів з примусовою циркуляцією дозволяє отримувати більші та рівномірні кристали.

РОЗДІЛ 13. Перемішування

13.1 Загальні відомості

Процесом перемішування називається створення рівномірного розподілу концентрацій, температур, різних компонентів сумішей шляхом або вільного або примусового відносного переміщення окремих обсягів середовища. Це один із найпоширеніших процесів у харчовій промисловості. При перемішуванні частинки середовища багаторазово переміщуються щодо один одного обсягом апарату, забезпечуючи в результаті заданий технологічний результат. Мета перемішування в кожному конкретному випадку визначається призначенням процесу і зазвичай полягає в інтенсифікації теплових та масообмінних процесів, диспергуванні рідин, газів та парів. Основні процеси харчових технологій, які здійснюються при перемішуванні, представлені у таблиці 13.1.

Таблиця 13.1 – Основні процеси харчових технологій, які здійснюються при перемішуванні

Процеси		
Гідромеханічні	Теплові	Масообмінні
Гомогенізація	Нагрівання	Розчинення
Суспензування	Охолодження	Кристалізація
Емульгування	Випарювання	Екстракція
Диспергування		Абсорбція
		Ректифікація
		Електроліз

Методи перемішування, незалежно від агрегатного стану середовища, розрізняють за методом введення енергії в середовище, що перемішується: механічний; циркуляційний; струменевий; пульсаційний; барботажний; газліфтний; електромагнітний; магнітовихревий. Кожен із перерахованих способів перемішування має свої переваги та недоліки, а також певну сферу застосування. Найбільш важливими характеристиками пристроїв, що перемішують, які покладені в основу їх порівняльної оцінки, є: ступінь, інтенсивність і ефективність перемішування.

Ступінь перемішування після закінчення процесу визначається ступенем взаємного розподілу компонентів суміші. У спеціальній літературі використовують інші назви цієї величини, наприклад, ступінь гомогенізації, показник перемішування, ступінь однорідності, ступінь сегрегації і т.д. Розрахунок ступеня перемішування і виконують найчастіше за формулою Хіксона та Тені на основі аналізу взятих проб.

Інтенсивність перемішування зазвичай визначають за такими параметрами:

- 1) числу оборотів мішалки при постійному часі процесу перемішування;
- 2) часу досягнення заданого технологічного результату за постійної частоти обертання мішалки;
- 3) потужності N , що витрачається на перемішування одиниці об'єму V або маси M рідини.

Кожна з цих величин є мірою інтенсивності перемішування для конкретного змішувача, що ускладнює їхнє порівняння. Відносно точніше інтенсивність перемішування визначається за значенням питомої

потужності N/V або N/M . Однак і в цьому випадку внаслідок відмінностей характеру розсіювання енергії в апаратах різних конструкцій показник питомої потужності не можна вважати універсальним.

Ефективність перемішування визначається значенням характерного для даного процесу параметра (ступеня перемішування, характеру диспергування, коефіцієнта тепло- або масопереносу, виходу продукту у конкретних процесах тощо). Ефективність перемішування є зручним параметром для порівняння та вибору оптимального режиму роботи змішувачів. З двох апаратів з мішалками ефективніше працює той, у якому досягається заданий технологічний результат при меншій витраті енергії.

13.2 Механічне перемішування

Найбільшого поширення у промисловості набув механічний спосіб перемішування. Механічне перемішування здійснюють за допомогою мішалок, яким повідомляється від двигуна обертальний або зворотно-поступальний рух.

Процес перемішування зводиться до зовнішнього завдання гідродинаміки - обтікання тіл потоком рідини. При обертанні мішалки в апараті виникає складний рух рідини, який можна розкласти на тангенціальний (щодо кола обертання), радіальний (по радіусу) і аксіальний (паралельне осі мішалки). Мішалки різних конструкцій утворюють потоки з різним відносним розподілом цих складових.

Класифікація та конструкції мішалок. Найбільш універсальними мішалками для вирівнювання концентрацій та температур є лопатеві, пропелерні та турбінні апарати.

Лопатеві мішалки. На рис.13.1 показана схема лопатевої мішалки. Перевагою лопатевих мішалок є простота їх влаштування: на вертикальному або горизонтальному валу закріплені лопаті, встановлені перпендикулярно або під кутом до руху. Кількість лопатей або їх рядів по висоті, а також їх форма, залежать від фізичних властивостей середовища, для якого вони призначені.

Використовуються лопатеві мішалки переважно для перемішування рідин з малою в'язкістю.

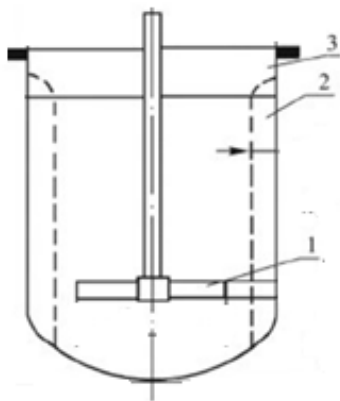


Рис. 13.1 – **Лопатева мішалка:** 1 – лопата,
2 – відбивач перегородки, 3 – посудина.

Рамні мішалки використовуються для перемішування в'язких та високошльких рідин, для суспензування у в'язких середовищах, для інтенсифікації теплообміну щоб уникнути місцевого перегріву середовища біля нагрівальних стін або випадання осаду на дно судини. Форма профілю лопатей повторює профіль дна і стінок апарату, що гріють. Частота обертання цих мішалок невелика. Зазор між мішалкою та

стінками судини не перевищує кількох міліметрів. Схема рамної мішалки показано на рис. 13.2.

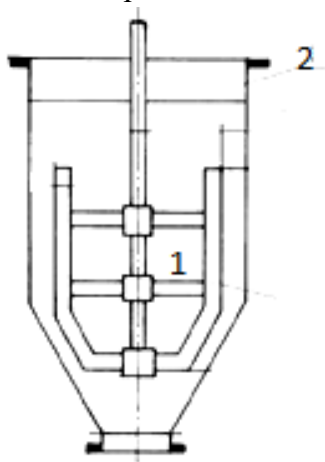


Рис.13.2 – **Рамна мішалка:** 1 – мішалка, 2 – посудина

Турбінні мішалки мають робочий орган у вигляді турбіни, яка встановлюється на вертикальному або горизонтальному валу. Турбіни бувають закритого або відкритого типу. Принцип дії закритої турбіни аналогічний дії відцентрового насоса.

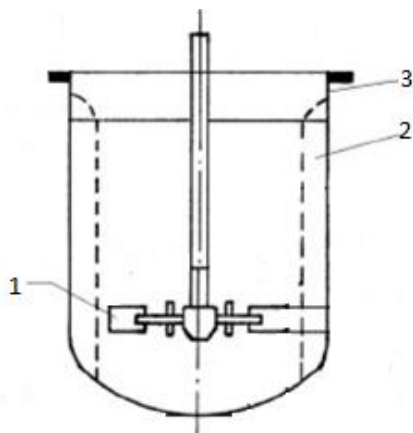


Рис. 13.3 – Турбінна мішалка: 1 – мішалка, 2 – відбивач перегорodka, 3 – посудина.

У турбінах відкритого типу лопаті закріплені на диску та можуть бути прямими або загнутими. На валу можуть бути встановлені дві турбіни. Використовуються турбінні мішалки для зважування та розчинення твердих кристалічних частинок з масовим вмістом до 80 %, для емульгування рідин з великою різницею щільностей, для диспергування газу в рідині, для перемішування неньютонівських рідин. Схема турбінної мішалки представлена на рис. 13.3.

Пропелерні мішалки мають робочий орган у вигляді гвинта (пропелера), насадженого на вертикальний або горизонтальний вал.

Пропелерні мішалки використовуються для макроперемішування рухомих рідин із коефіцієнтом динамічної в'язкості до 0,6 Па.с. Вони ефективніші порівняно з лопатевими, але споживають більше енергії.

Вони також використовуються для емульгування рідин та для інтенсифікації теплообміну. Схема пропелерної мішалки показана на рис.13.4.

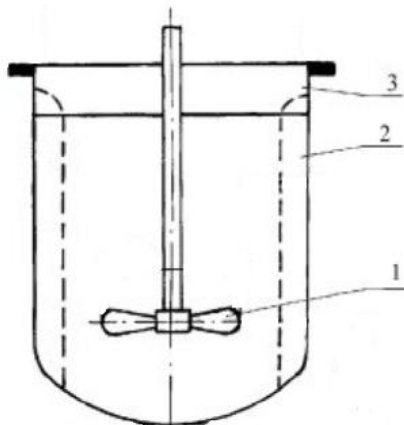


Рис.13.4 – Пропелерна мішалка:

1 – мішалка, 2 – відбиває перегородка, 3 – посудина.

13.3 Рух рідини в апаратах із мішалками

Мішалка, що обертається в посудині з рідиною, передає кількість руху від двигуна до рідини і тим самим викликає її рух, при якому відбувається перемішування. Передача кількості руху відбувається за рахунок тиску лопатей мішалки на рідину. В результаті цього частина рідини обтікає край лопаті і змішується з навколишньою рідиною, яка починає обертатися в напрямку обертання мішалки. За лопатою виникає розрідження, що викликає підсмоктування рідини із навколишнього середовища. Внаслідок обтікання та підсмоктування біля лопатей виникають турбулентні вихори. При обертанні рідини

виникають відцентрові сили, внаслідок яких відбувається рух рідини в радіальному напрямку від мішалки до стінок судини та підсмоктування рідини до центру мішалки.

Течія рідини в посудині, викликана мішалкою, характеризується лініями струму. Залежно від напрямів ліній струму розрізняють три основних типи течії: тангенціальне, радіальне та аксіальне (осьове).

При *тангенціальному* перебігу рідина в посудині рухається, в основному, паралельно шляху, що описується мішалкою; такий рух зображено на рис.13.5 де через W_t позначена тангенціальна швидкість. Випливання рідини з простору між лопатями мішалки та її підсмоктування незначне.

Перемішування у вертикальному напрямку мало. Переважно тангенціальна течія має місце при перемішуванні лопатевими мішалками з малим числом оборотів, при якому ще не виникають яскраво виражені потоки, спричинені відцентровою силою.

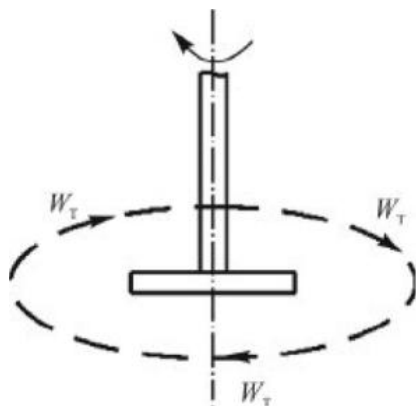


Рис. 13.5 – Лінії струму тангенціального руху

Радіальний перебіг, при якому рідина тече переважно від мішалки перпендикулярно до осі її обертання у напрямку до стінок судини, зображено на рис. 13.6 , де W_r – радіальна швидкість. У цьому випадку мішалка утворює в посудині дві зони течії: у нижній частині судини рідина підсмоктується знизу вгору, а у верхній частині судини зверху вниз. Радіальна течія можлива лише тоді, коли відцентрова сила, яка залежить від діаметра мішалки та числа її оборотів, буде достатньою для подолання опору навколишньої рідини.

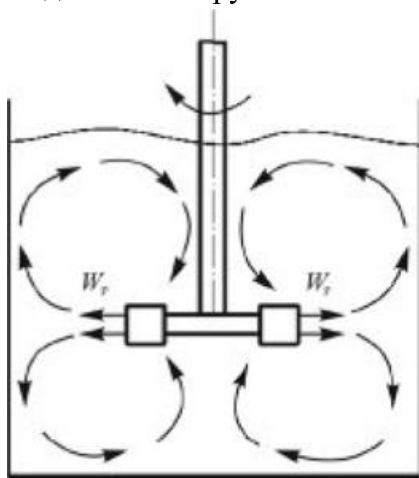


Рис. 13.6 – Радіальне перебіг рідини від периферії мішалки до стінкам судини

У деяких випадках тангенціальний перебіг у посудині можна змінити на радіальне збільшенням кількості обертів.

Аксіальний (осьовий) перебіг, при якому рідина надходить і витікає з мішалки паралельно осі її обертання (W_a – аксіальна швидкість), в основному характерне для пропелерних мішалок (рис.13.7).

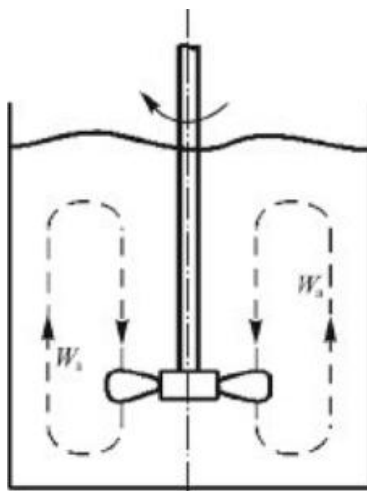


Рис. 13.7 – Аксиальний (осьовий) перебіг рідини

Залежно від повороту лопатей пропелера по відношенню до напрямку обертання (правий або лівий гвинт) розрізняють два типи вертикальних мішалок з осьовим перебігом рідини в посудині:

- а) мішалка, яка засмоктує рідину з дна та нагнітає рідину до поверхні;
- б) мішалка, що засмоктує рідину від поверхні і нагнітає її на дно.

У промислових апаратах з мішалками можливі різні поєднання перерахованих вище типів перебігу рідини. Таким чином, при роботі мішалок виникає складне тривимірне протягом рідини, при якому в залежності від конструкції мішалок і частоти їх обертання може превалювати один з зазначених типів руху (тангенціальний, радіальний, аксиальний).

Утворення вирви. Механічна мішалка, поміщена в центрі судини, викликає обертальний рух всього об'єму

рідини, що знаходиться в посудині, що викликає відцентрову силу, і в цьому випадку вільна поверхня рідини набуде форми параболоїда обертання.

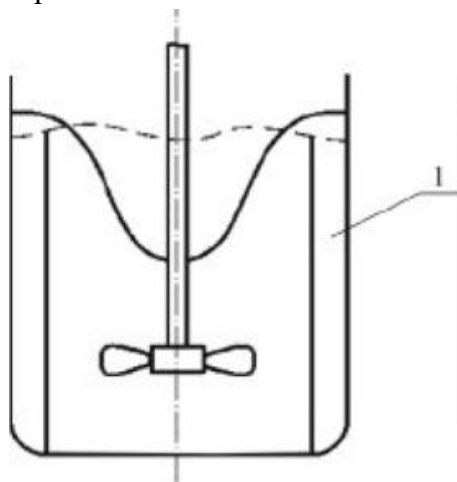


Рис. 13.8 – **Виникнення воронки в посудині з мішалкою:**
1 – вертикальні перегородки

При мінімальних числах оборотів спостерігається невелике зниження рівня рідини біля валу. Зі збільшенням числа оборотів воронка, що виникла, поступово поглиблюється і може досягати лопатей мішалки. З метою запобігання створенню лійки або зменшення її глибини в посудині встановлюють вертикальні відбивні перегородки 1 (рис. 13.8). На малюнку суцільною лінією зображена вирва за відсутності перегородок у посудині, а пунктирною лінією – за наявності перегородок.

13.4 Потужність, що споживається механічними мішалками

Потужність N , що витрачається на перемішування, являє собою енергію, що передається рідині, що перемішується в одиницю часу за допомогою мішалки і затрачувану на утворення вихрів в рідині. Зрештою, ця енергія перетворюється на теплоту. Потужність двигуна визначають за рівнянням:

$$N_{\text{дв}} = \frac{N}{h_n h_y}, \quad (13.1)$$

де, $N_{\text{дв}}$ – потужність двигуна, Вт;

h_n, h_y – к.п.д. передачі та ущільнення, відповідно.

Якщо для приводу використовується електродвигун, його потужність вибирається по каталогу, причому розраховане значення $N_{\text{дв}}$ округляють до найближчого більшого значення, наведеного в каталозі.

Розрахунок потужності виробляють за критеріальним рівнянням:

$$Eu = f \times (Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2), \quad (13.2)$$

Для опису процесу перемішування застосовують модифіковані критерії: Eu, Re, Fr , які отримують шляхом заміни лінійної швидкості в звичайних умовах подібності на величину nd , пропорційну окружній швидкості мішалки:

$$W_{\text{окр}} = p \times n \times d_M$$

де, d_M – діаметр мішалки, м;

n – число оборотів мішалки, с⁻¹.

Як визначальний лінійний розмір у всіх згаданих критеріях використовують діаметр мішалки d_M .

$$Re_{\text{ц}} = \frac{nd_M d_M r}{m} = \frac{nd_M^2 r}{m};$$

$$Fr_{\text{ц}} = \frac{(nd_M)^2}{gd_M} = \frac{n^2 d_M}{g};$$

$$Eu_{\text{ц}} = \frac{Dp}{r(nd_M)^2} \quad (13.3)$$

13.5 Пневматичне перемішування

Пневматичне або барботажне перемішування використовують для рідин з невеликим коефіцієнтом динамічної в'язкості. Для цього використовують повітря чи пару. Перемішування рідини стисненим газом здійснюється двома способами: вільним барботуванням та циркуляційним методом. При вільному барботуванні на дні апарату встановлюють барботер, що є трубою з отворами (рис. 13.9а). У барботер подається стислий газ, який виходить з отворів барботера в рідину у вигляді пухирців. При підйомі пляшечку виштовхує рідина перед собою і в сторони. Крім того, при підйомі бульбашок рідина, що знаходиться в безпосередній близькості до їх поверхні, під дією дотичної напруги наводиться в рух і захоплюється бульбашками. При масовому барботажі відбувається як злиття, і руйнування бульбашок. Всі ці явища ведуть до перемішування рідини.

При циркуляційному пневматичному перемішуванні газ подається до циркуляційної труби (рис. 13.10). Бульбашки газу захоплюють за собою вгору по трубі рідина, що знаходиться в посудині, яка після виходу з труби потім опускається вниз кільцевим простором між трубою і стінками апарату, забезпечуючи циркуляційне перемішування рідини.

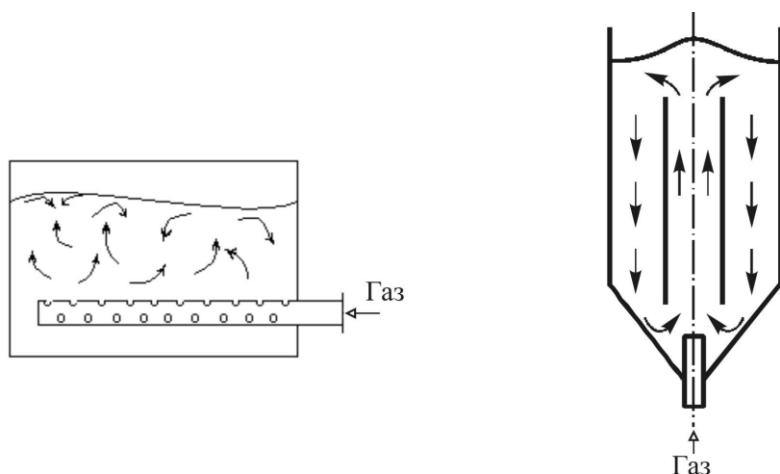


Рис. 13.9 – Барботажний змішувач: а – з вільним барботуванням; б – із циркуляційною трубою.

Тиск газу на вході в барботер p визначається за формулою:

$$p = p_{0ж} + r ; \quad gH + \overset{\circ}{a} ; \quad z \frac{r_{\Gamma} W_{0,\Gamma}^2}{2} \quad (13.4)$$

$$p = p_{0ж} + r \quad gH + \overset{\circ}{a} z \frac{r_{\Gamma} W_{0,\Gamma}^2}{2}$$

де p_0 – Тиск над шаром рідини в апараті, Н/м²;

H – висота шару рідини над барботером, м;

$\rho_{ж}, \rho_{г}$ – щільності рідини та газу, кг/м³;

$\overset{\circ}{a}, z$ – сумарний коефіцієнт опору барботера;

$W_{0,\Gamma}$ – швидкість газу на виході з отворів барботера, м/с.

Пневматичне перемішування стисненим інертним газом чи повітрям є малоефективним процесом. Витрата енергії при пневматичному перемішуванні більша, ніж при механічному.

13.6 Інші способи перемішування

Під іншими способами перемішування мається на увазі перемішування рідин (іноді газів) в трубопроводах, інжекційних змішувачах і циркуляційне перемішування за допомогою насосів.

Перемішування у трубопроводах є найпростішим видом здійснення цього процесу. У цьому випадку використовується енергія турбулентного потоку рідини (газу), що рухається в трубі, де за рахунок турбулентних пульсацій швидкості здійснюється перемішування.

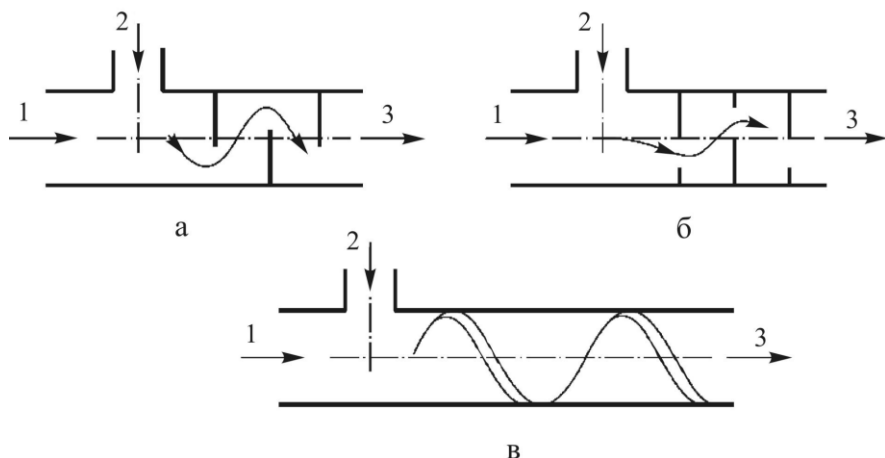


Рис. 13.10 – Пристрої для перемішування потоці:

а – вставка з напівперегородок; б – діафрагмова вставка; в – гвинтова вставка; 1, 2 – входи компонентів суміші; 3 – вихід суміші.

У ряді випадків перемішування рідин та газів здійснюють у трубопроводах шляхом створення штучної турбулізації потоку. Для цієї мети в трубопроводі після

введення компонентів 1 і 2 (рис. 13.10) розміщуються відповідні нерухомі деталі, що забезпечують багаторазову зміну величини та напрямки швидкості потоку з метою отримання суміші вихідних компонентів 3. Як такі деталі, що викликають турбулізацію потоку, використовують напівперегородки (рис. 13.10а) та діафрагми зі зміщеними по осі труби отворами (рис. 13.10 б); тут потік багаторазово розширюється, звужується та змінює свій напрямок. Розміщення у трубопроводі гвинтових вставок, часто з чергуванням напрямку гвинтового ходу (вправо та вліво), призводить до багаторазового різноспрямованого закручування потоку (рис. 13.10в).

Зазначені методи перемішування застосовні у разі взаємної розчинності та невисокої в'язкості компонентів суміші при великих швидкостях їх руху та достатньої довжини трубопроводу. Вони вимагають значних витрат енергії за порівняно невисокої ефективності змішування. У розрахунку такого трубопроводу турбулізатори, що використовуються, розглядаються як місцеві опори.

Інжекційні змішувачі, як і струменеві насоси, працюють за принципом труби Вентурі у поєднанні з гвинтовими вставками для закрутки потоку при його подальшому русі.

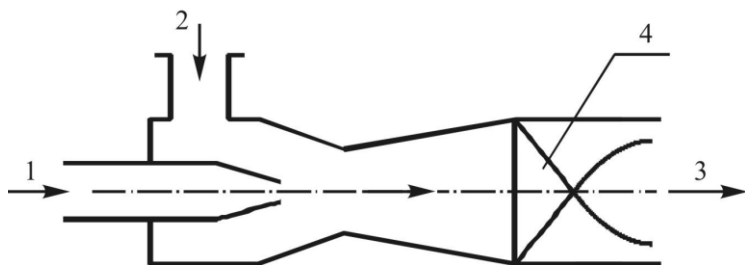


Рис. 13.11 – **Інжекційний змішувач**: 1, 2 – входи компонентів; 3 – виходи суміші; 4 – гвинтова вставка

Закручування потоку суміші підвищує процес перемішування. Інжекційні змішувачі раціонально можна використовувати в тих випадках, коли одночасно потрібно перекачування рідин, і їх перемішування.

Змішувачі циркуляційного типу (рис. 13.12) широко поширені у промисловості. Вони складаються з ємності (резервуару) та відцентрового насоса, який забирає рідину з нижньої частини ємності та подає у верхню частину, здійснюючи її циркуляцію. Для посилення турбулізації в ємність іноді поміщають решітку або перфорований трубопровід, що забезпечує ще й рівномірне розподілення рідини по перерізу ємності. У ряді випадків циркулююча рідина після насоса подається для нагрівання або охолодження теплообмінний апарат, а потім вже надходить в ємність. Такий спосіб вимушеної циркуляції рідини у поєднанні з теплообміном використовують для підтримки в резервуарі певної температури.

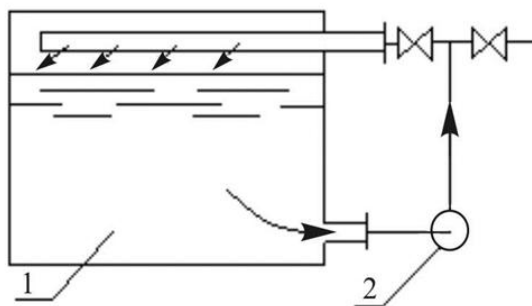


Рис. 13.12 – **Циркуляційний змішувач:** 1 – резервуар;
2 – циркуляційний насос

РОЗДІЛ 14. Подрібнення

14.1 Фізичні засади подрібнення

Процес подрібнення твердих матеріалів умовно поділяють на дроблення та помел. По фізичної суті ці процеси різняться між собою. Подрібнення – це руйнування твердого матеріалу під впливом зовнішніх сил. Помел – це тонке дроблення твердого матеріалу до розмірів менше 5 мм.

Процес деформації та подрібнення твердих тіл супроводжується витратою енергії. Вона витрачається на утворення пружних та пластичних деформацій, подолання сил молекулярного зчеплення, після чого тіло руйнується, і утворюються нові тіла з більшою сумарною поверхнею.

Отримуючи пружну деформацію, тіло накопичує енергію. Після припинення дії зовнішніх сил воно повертає не всю витрачену енергію, а лише її частину. Як при пружній, так і при пластичній деформації відбувається часткове перетворення механічної енергії на теплову. В результаті температура тіла, що деформується, підвищується. У процесі подрібнення деяка частина енергії витрачається на електризацію частинок продукту та робочих поверхонь машин. Крім того, енергія витрачається і на подолання опорів у подрібнювальній машині (тертя та деформація деталей, їх нагрівання тощо).

Подрібнення поділяють такі способи: (рис.14.1) здавлювання; розколювання; розламування, різання; розпилювання; стирання; подрібнення за допомогою удару.

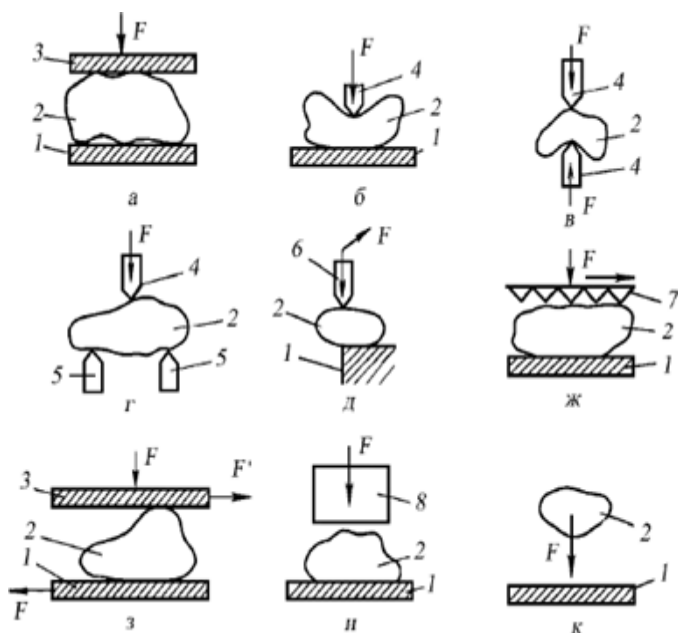


Рис.14.1 – Способи подрібнення продуктів: 1 – опорна

плита; 2 – продукт, що подрібнюється; 3-8 – інструменти дії

У кожній машині, що подрібнює, реалізуються, як правило, всі способи подрібнення, але головну роль відіграє той, для якого вона створена.

При *роздавлюванні* (рис. 14.1а) під дією статичного навантаження, що створюється силою F на натискну плиту, визначальними є напруження стиснення.

При (рис. 6.1, б, в) в матеріалі виникають в основному *згинальні* напруги.

Процес *розламування* (рис. 6.1, г) здійснюється за рахунок впливу згинальних сил F . Розміри та форма одержуваних частинок приблизно такі самі, як і при розколюванні.

Процес *різання* (рис. 6.1, б) здійснюється лезами (ножами), під дією яких створюється зусилля F , спрямоване під певним кутом до матеріалу, що подрібнюється. Крім того, ножі здійснюють рух у площині, паралельній площині поділу матеріалу. При різанні в матеріалі виникає напруження зсуву. Різання використовується у подрібнювачах для плодів фруктів та овочів, а також туш тварин, причому сировину можна подрібнити на частини заздалегідь вибраних розмірів та форм.

Розпилювання (рис. 14.1, ж) здійснюється за рахунок використання пилок, зубці яких являють собою ножі. Подрібнення матеріалу відбувається при натиску на пилку та її переміщенні у площині подрібнення. Процес розпилювання дозволяє отримати шматки необхідних розмірів.

Процес *стирання* застосовується при тонкому та колоїдному помелі. При стиранні (рис. 14.1, з) руйнація відбувається головним чином від напруг зсуву. На матеріал діють сили, що виникають при переміщенні опорної та натискної плит у протилежні сторони.

Процес *дроблення* за рахунок удару здійснюється під дією динамічних навантажень на продукт, в результаті яких виникають динамічні напруження, що призводять до його руйнування. У продуктах подрібнення повинні бути відсутні металеві, мінеральні та інші домішки, які є випадковими або утворюються внаслідок зносу робочих органів машин.

Процеси подрібнення поділяються на дроблення (велике, середнє та дрібне), поміж (грубий, середній, тонкий та надтонкий) та різання. Різання застосовують, коли потрібно не тільки зменшити розмір шматків, але й надати їм

певної форми (овочі та фрукти, цукеркова та тестова маса, м'ясо та інші продукти).

Ступінь подрібнення і дорівнює:

$$i=D/d,$$

де, D – середній характерний розмір частинки продукту до подрібнення, м;

d – середній характерний розмір часток продукту після подрібнення, м.

Для зменшення енергоємності процесу подрібнення необхідно знижувати оборот продукту в технологічному процесі, використовувати раціональні режими підготовки та подрібнення продукту, скорочувати довжину технологічного циклу, правильно підбирати геометричні та кінематичні параметри подрібнювальних машин.

У Таблиці 14.1 представлена класифікація дроблення та помолу.

Таблиця 14.1 – Класифікація подрібнення і помолу

Клас подрібнення	Розмір частинок, мм	
	До подрібнення d_n	Після подрібнення d_k
Подрібнення:		
крупне	1000	250
середнє	250	20
дрібне	20	1–5
Помел:		
грубий	1–5	0,10–0,04
середній	0,10–0,04	0,015–0,005
тонкий	0,10–0,04	0,005–0,001
дуже тонкий	0,100	< 0,001

14.2 Узагальнений закон процесу подрібнення

Процес деформації та подрібнення твердих тіл супроводжується витратою енергії. Вона витрачається на утворення пружних та пластичних деформацій, подолання сил молекулярного зчеплення, після чого тіло руйнується, і утворюються нові тіла з більшою сумарною поверхнею.

Отримуючи пружну деформацію, тіло накопичує енергію. Після припинення дії зовнішніх сил воно повертає не всю витрачену енергію, а лише її частину. Як при пружній, так і при пластичній деформації відбувається часткове перетворення механічної енергії на теплову. В результаті температура тіла, що деформується, підвищується. У процесі подрібнення деяка частина енергії витрачається на електризацію частинок продукту та робочих поверхонь машин. Крім того, енергія витрачається і на подолання опорів у подрібнювальній машині (тертя та деформація деталей, їх нагрівання тощо).

Кут між швидкістю і точкою леза і нормаллю до нього в цій точці називається *кутом ковзання леза p* .

Тангенс кута ковзання леза називається *коефіцієнтом ковзання*.

14.3 Технології подрібнення

Гомогенізація. Гомогенізацією називається процес подрібнення рідких та пюреподібних харчових продуктів за рахунок пропускання під великим тиском з високою швидкістю через вузькі кільцеві щілини. Внаслідок впливу на продукт різних гідродинамічних факторів відбувається дроблення твердих частинок продуктів та їхня інтенсивна механічна обробка. Гомогенізація не тільки змінює

дисперсність компонентів продукту, а й впливає на фізико-хімічні властивості продукту (щільність, в'язкість, однорідність складу та ін.). Основними робочими органами гомогенізуючої головки є сідло та клапан, від конструкції яких певною мірою залежить ступінь дисперсності частинок при гомогенізації. Різноманітність конструкцій гомогенізуючих пристроїв обумовлена прагненням підвищити гомогенізуючий ефект за рахунок підвищення турбулентності потоку рідини, що гомогенізується, посилення явищ кавітації, підвищення швидкості руху рідини на вході в клапанну щілину. Клапанна щілина може бути гладкою та хвилеподібною з постійним або змінним перерізом. Гомогенізатори поділяються на клапанні, дискові, або відцентрові, та ультразвукові.

Протирання – це процес відокремлення маси плодоовочевої сировини від кісточок, насіння, шкірки шляхом продавлювання на ситах через отвори з діаметром 0,7–5,0 мм.

Фінішування – це тонше подрібнення протертої маси шляхом пропускання через сито з діаметром отворів менше 0,4 мм.

У процесі протирання або фінішування маса, що переробляється, потрапляє на поверхню рухомого бича. Під впливом відцентрової сили вона притискається до робочого ситу. Напівфабрикат через отвори проходить у збірник, а відходи під дією сили, обумовленої кутом випередження бичів, просуваються до виходу робочого сита.

14.4 Основні види подрібнювальних машин

Подрібнювальні машини, що застосовуються в харчовій промисловості, характеризуються великою різноманітністю конструктивних форм (табл. 14.2). Вони поділяються такі типи: дробарки, гомогенізатори, протибочні машини; валкові млини, різальні машини, млина, дзиги, кутера і т.д.

Таблиця 14.2 – Класифікація обладнання для подрібнення харчової сировини

Протирчн і машини	Дробарки	Млини	Різальні машини	М'ясо- ру бки	Гомогені- затори
Конічні. Цилінд- ричні.	Дискові. Валкові. Молоткові. Штифтові.	Шарові. Комбіно- вані. Молоткові. Штифтові.	Роторні. Струнні. Пластин- часті. Дискові.	Дроба- рки. Вовчки. Куттери. Колоїдні млини.	Клапанні. Дискові. Ультраз- вукові.

Різальні машини бувають пластинчастими, дисковими, роторними, струнними та ін. Різальні машини призначені для подрібнення рослинної сировини на частинки правильної форми (стовпчики, кружки, кубики) та певних розмірів для дотримання однакових режимів при подальшій обробці та дозуванні. Якість різання залежить від конструктивних особливостей машини, режиму її експлуатації, від виду та стану сировини.

Вальцові верстати застосовують на борошномельних заводах для розмелювання зерна та продуктів його переробки. Ефективність роботи вальцових верстатів визначається ступенем подрібнення зерна або його частинок,

продуктивністю кожної пари вальців та питомою витратою електроенергії.

Дробарки використовують для дроблення зерна, бобів, кристалічного цукру та інших компонентів при приготуванні харчових сумішей.

Валкові млини призначені для тонкого подрібнення жиромісних рецептурних сумішей при виробництві кондитерських виробів.

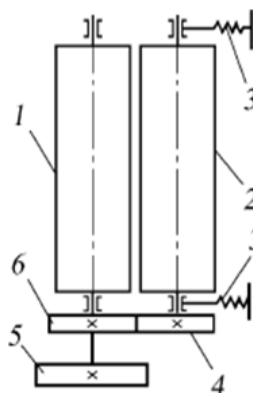


Рис. 14.2 – Схема валкової дробарки:

1, 2 – рифлені валки; 3 – пружина; 4, 5, 6 – шестерні

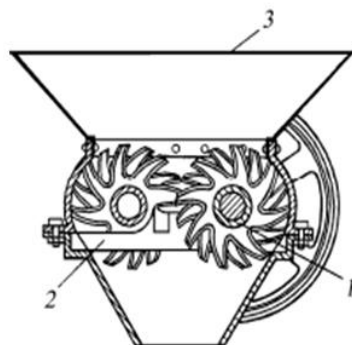


Рис.14.3 – Схема двобарабанної дробарки:

1 – зубчасті диски; 2 – колосникові ґрати; 3 – бункер

Валкова дробарка (рис. 14.2) застосовується для подрібнення винограду з гронами, які потім відокремлюються від ягід і прямують на соковиділення. У ножовій дробарці (рис. 14.3), призначеної для подрібнення сушених овочів, картоплі, прямої зелені, процес подрібнення носить більшою мірою характер стругання, ніж дроблення.

Штифтові млини мають штифти або біла, розташовані на одному або двох дисках, що обертаються. Дискові штифтові млини з одним диском, що обертається, називаються дисмембраторами. Дисмембратор призначений для подрібнення прянощів та інших продуктів.

Колоїдний млин є дисковим млином, що подрібнює механізм якого має різне виконання.

Протиральна машина призначена для протирання м'якоті вишень, слив, абрикосів та персиків із відділенням кісточок від м'якоті.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1 Гулий І.С. Обладнання підприємств переробної і харчової промисловості. / І.С. Гулий, М.М. Пушанко, Л.О. Орлов, В.Г. Мирончук та ін. Вінниця.: Нова книга. 2001. – 576 с.

2 Мирончук В.Г. Розрахунок обладнання підприємств переробної і харчової промисловості. / В.Г. Мирончук, Л.О. Орлов, Л.О. Пушанко та ін. Вінниця.: Нова книга. 2004. – 288 с.

Розділ 1. Основні закони технологічних процесів

1.Процеси і апарати харчових виробництв / За ред. В.М. Стабнікова. – К.:Вища шк., 1975. – 376 с.

2.Процеси і апарати харчових виробництв / За ред. проф. І.Ф. Малежика. – К,: НУХТ, 2003. – 400 с.

Розділ 2. Основи гідравліки

1.Рогалевич Ю.П. Гідравліка: підручник. К.: Вища школа. 2010. 431 с.

2.Науменко І.І. Гідравліка: підручник. Рівне: НУВГП, 2005. 475 с.

3. Дідур В.А., Савченко О.Д., Журавель Д.П., Мовчан С.І. Гідравліка та її використання в агропромисловому комплексі. – К.: Аграрна освіта, 2008. – 577 с. (с. 444-477).

Розділ 3. Транспортування рідин та газів

1.Шлипченко З.С. Насосы, компрессоры, вентиляторы. – К.: Техника,1976. – 368 с.

2.Справочник по гидравлике / под. ред. Большаков В.А.: Вища школа. 1984. 343 с.

3.Буренніков Ю.А., Немировський І.А., Козлов Л.Г. Гідравліка і гідропневмопривод. Навч. посіб.- Вінниця: ВНТУ, 2003 – 123 с.

4. Фінкельштейн З. Л. Надійність та експлуатація гідромашин та гідроприводів : навч. посіб. / З. Л. Фінкельштейн, П. М. Андренко, О. В. Дмитрієнко; Під. ред. П.М. Андренко. – Алчевськ: ДонДТУ, 2013. – 142 с

Р о з д і л 4. Поділ неоднорідних систем

1. Гетерогенна система - Вікіпедія

2 «Гідромеханічні та тепло-масообмінні процеси хімічних технологій». Методичні вказівки до практичних занять для здобувачів вищої освіти/ Укл. Волошин М.Д.. – Кам'янське: ДДТУ, 2018 р. – 24 с

3. Gavryushenko D. Bulavin L, Sysoev's V. Critical phenomena in non-uniform systems. K. PC. Kiev national university. 1999. 84 с.

4.Брык М.Т.,Голубев В.Н., Чагаровский А.П. Мембранная технология в пищевой промышленности. – К.: Урожай.1991. – 222 с.

Р о з д і л 5. Основи теплообміну у промислових апаратах

1.Толубинский В.И. Теплообмен при кипении. – К: Наук. думка.. 1980. – 316 с.

2.Гулый С.И. Тепломассоперенос и гидродинамика при адиабатном вскипании и конденсации в вакуумных

диспергаторах. Автореф. Канд..техн. наук. Киев, ИТТФ НАНУ. 1994. 20с.

3. Драганов Б.Х. та ін. Теплотехніка, К., 2005.

4. Тепло- та масообмін [Текст]: текст лекцій / Р.Г.Акмен.-Харків: НТУ «ХП», 2009.

Розділ 6. Теплообмінні апарати

1. Проектирование процессов и аппаратов пищевых производств. / Под ред. Проф. Стабникова В.Н., Вища школа., К.: - 1982, - 199 с.

2. Тепло- и массообменные аппараты и установки промышленных предприятий. Часть 1 (Под ред.. Б.А. Левченко) Харьков ХДПУ 1999. – 388с.

3. Основні залежності та приклади розрахунків теплообмінних апаратів. : навчальний посібник / уклад. Л.Г. Воронін, А.Р. Степанюк, Л.І. Ружинська,. - Київ : НТУУ „КП”, 2011. - 68 с.

4. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології : підруч. / Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок та ін. - К.: НТУУ "КП", 2011. -Ч. 2. - 416 с

Розділ 7. Масопередача

1. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник. В 2-х частях. / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, А.П. ГОТЛИНСКАЯ. – Харьков: НТУ. «ХПИ». 2005 – 532 с

2. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. К.: Наукова думка. 2008. 382 с.

3. Лабай В.Й. Тепломасообмін : підруч. для ВНЗ / В.Й. Лабай. – Львів: Тріада Плюс, 1998. – 260с

4.Методичні вказівки самостійного вивчення дисципліни «Масопередача» та виконання розрахунково-графічної роботи –Укл.: ТкачовВ.О., Чуб І.М. - Харків: ХНАМГ, 2009. - 39 с

Розділ 8. Сушіння

1.Енергоефективність процесів сушіння: Тематичний збірник статей у 2-х томах / за ред. Ю.Ф. Снежкіна, Р.О. Шапар. – Київ: Тропеа, 2021. – Т. 1 – 344 с., Т. 2. – 268 с.

2. Долинский А.А., Малецкая К.Д. Распылительная сушка: В 2-х т. Т. 1. Теплофизические основы . Методы интенсификации и энерго сбережения. / А.А. Долинский , К.Д. Малецкая. — Киев: Академперіодика, 2011. - 376 с.

3.Станкевич Г. М. Сушіння зерна: Підручник / Г. М. Станкевич, Т. В.Страхова, В.І. Атаназевич – К.: Либідь, 1997. – 352 с.

4.Burdo, O.G. (2007) Evolyutsiya sushil'nykh ustanovok . Odessa, 368.

5.Машины та обладнання переробних виробництв. За редакцією проф.. Дацишина О.В. Київ. Вища освіта. 2005.

6.Кодра Ю.В., Стоцько З.А. Технологічні машини. Розрахунок і конструювання: Навч. посібник. – Вид. 2-ге, доп. – Львів: Бескид Біт, 2004. – 466 с.

Розділ 9. Сорбція

1.Корольков Н.М. Массообменные процессы химической технологии. Жидкостная сорбция. Рига: Лиесма, 1970. – 247с.

2.Borvankar R.P., Wasan D.T. Кинетика адсорбции ПАВ на поверхности газ-жидкость//Chem. Engng. Sci. – 1983. – 38, N 10 – P.1637 – 1649.

Розділ 10. Перегонка та ректифікація

1. Бубликова Є. В. Закономірності гідродинаміки та масопередачі процесу ректифікації у відцентровому апараті [Текст] : дис. канд. техн. наук / Є. В. Бубликова. — Х., 2008. — 182 с.

Розділ 11. Екстракція

1. Врагов А. П. Масообмінні процеси та обладнання хімічних і газонафтопереробних виробництв : навчальний посібник / А. П. Врагов. –Суми : ВТД “Університетська книга”, 2007. – 284 с.

Розділ 12. Кристалізація та розчинення

1. Alvarez A., Myerson A. Continuous plug flow crystallization of pharmaceutical compounds // Crystal Growth and Design. 2010. Vol. 10(5). pp. 2219-2228. DOI: 10.1021/cg901496s

2. Деркач Ф. А. Хімія. – Львів: Львівський університет, 1968. — 312 с.

Розділ 13. Перемішування

1. Корчинский А.А., Иваницкий Г.К. Энергосберегающая технология перемешивания и гомогенизации высоковязких суспензий на основе импульсного пульсатора. Одесса. 1996. – Ч.7. – с. 41-43.

Р о з д і л 14. Подрібнення

1. Kanda, Yoshiteru; Kotake, Naoya (2007). У Salman, Agba D.; Hounslow, Michael J. Handbook of Powder Technology, Volume 12: Particle breakage. Elsevier. с. 529–551. Процитовано August 20, 2010.

НАВЧАЛЬНЕ ВИДАННЯ

Шурчкова Юлія Олександрівна
Мерзлов Сергій Віталійович
Мерзлова Галина Вікторівна

**ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ
ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ**

НАВЧАЛЬНИЙ ПОСІБНИК
для студентів технологічних спеціальностей вищих
навчальних закладів, які готують спеціалістів напрямку
підготовки 181 – Харчові технології та
суміжних галузей промисловості