

ВОЛИНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ІМЕНІ ЛЕСІ УКРАЇНКИ
КАФЕДРА ХІМІЇ ТА ТЕХНОЛОГІЙ

О.О. ОНИЩУК, Ж.О. КОРМОШ

Процеси і апарати хімічних виробництв

Курс лекцій

для студентів спеціальності 161 «Хімічна технологія та інженерія»

Луцьк

2020

УДК 664(628)

М90

Рекомендовано до друку науково-методичною радою Волинського національного університету імені Лесі Українки (протокол від 2020 року)

Рецензенти: Супрунович С.В. кандидат хімічних наук, доцент кафедри органічної та біорганічної хімії ВНУ імені Лесі Українки

Євсюк М.М. – кандидат технічних наук, доцент кафедри електроніки та телекомунікацій Луцького НТУ.

М90

ОНИЩУК О.О., КОРМОШ Ж.О.

Процеси та апарати хімічних виробництв: курс лекцій / Онищук Оксана Олександрівна, Жолт Олександрович Кормош. - Луцьк : Вежа-Друк, 2020 – 155 с.

Анотація: В курсі лекцій з дисципліни «Процеси та апарати хімічних виробництв» розглядаються загальні відомості про засоби і системи автоматизації технологічних процесів, мікропроцесорну техніку і її роль у системах управління процесами, сучасні системи автоматичного контролю, регулювання і управління на базі мікропроцесорної техніки. Розглянуті основні процеси хімічної технології та обладнання для їхнього здійснення.

Курс лекцій призначений для вивчення дисципліни студентами–хіміками і технологами. Рекомендовано студентам хімічного факультету за спеціальністю 161 „Хімічні технології та інженерія”.

УДК 664(628)

© Онищук О.О, 2020

© Волинський національний університет імені Лесі Українки, 2020

ВСТУП

Запропонований конспект лекцій з дисципліни “Процеси і апарати хімічних виробництв” призначений для вивчення курсу студентами–хіміками і студентами–механіками зі спеціальності “Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів”.

Курс “Процеси і апарати хімічних виробництв” традиційно включає лекції, практичні заняття, лабораторні роботи і виконання курсового проекту, які органічно пов’язані між собою.

Наведений у конспекті матеріал є найнеобхіднішим мінімумом теоретичних знань. Засвоєння курсу планується шляхом вивчення цього конспекту з подальшим слуханням окремих розділів або питань, які потребують розширення і поглиблення уявлень про процеси та обладнання, що використовується для їхнього проведення.

Виникнення дисципліни “Процеси і апарати хімічних виробництв” слід віднести до 1909 р., коли професор Петербурзького технологічного інституту О.К.Крупський опублікував свою працю “Початкові глави вчення про проектування”. У 1912 р. професор І.О.Тищенко впровадив на хімічному факультеті МВТУ вивчення курсу ПАХТ (“Процеси та апарати хімічної технології”) як спеціальної дисципліни. З того часу навчальний предмет “Процеси і апарати хімічних виробництв” посів чільне місце в структурі підготовки інженерів-технологів та інженерів-механіків, що зайняті у хімічному виробництві. На базі цієї дисципліни виникли такі предмети, як “Процеси і апарати харчових виробництв”, “Процеси і апарати фармацевтичних виробництв” та інші, які, по суті, майже цілком аналогічні “Процесам і апаратам хімічних виробництв”.

Сучасна вища освіта характеризується прагненням більшої сумісності та порівнянності систем вищої освіти національних шкіл.

Приєднання України до Болонського процесу вимагає впровадження європейської системи обміну (трансферу) та накопичення залікових балів (кредитів) – European Credit Transfer and Accumulation System (ECTS).

Згідно з європейською системою, курс “Процеси і апарати хімічних виробництв” складається з 10,5 кредитів ECTS і включає 4 залікових модулі (по 2 модулі в кожному семестрі). Питання залікових модулів разом із сіткою завдань наведені у кінці конспекту лекцій. Успішна здача модулів (оцінки – “відмінно” та “добре”) звільняє студентів від здачі семестрового іспиту.

1. Класифікація основних процесів хімічної технології

1.1. Основні типи процесів

а) Гідромеханічні процеси, швидкість яких залежить тільки від законів гідродинаміки. До них відносяться: осадження зважених частинок, фільтрування рідин або газів, перемішування, псевдозрідження твердого зернистого матеріалу;

б) теплові процеси, швидкість яких визначається законами теплопередачі (нагрівання, охолодження, випарювання, конденсація);

в) масообмінні процеси; їхня швидкість визначається законами масопередачі (абсорбція, адсорбція, екстракція, сушіння);

г) хімічні процеси, пов'язані з перетворенням речовин; їхня швидкість визначається законами хімічної кінетики. У зв'язку зі специфічністю хімічних реакцій традиційно ці процеси та обладнання для їхнього проведення вивчаються в курсі "Загальна хімічна технологія" або у спеціальних дисциплінах, призначених для ознайомлення студентів з технологією та обладнанням конкретних хімічних виробництв. В деяких вищих навчальних закладах читається спеціальний курс "Хімічні реактори";

д) механічні процеси (подрібнення твердих матеріалів, класифікація).

1.2. Кінетичні закономірності

Кінетика усіх процесів підкоряється закону:

Швидкість процесу прямопропорційна рушійній силі і обернено - опорю даному процесу. Величину, обернену опорю R , називають константою швидкості K .

Кінетичні рівняння мають вигляд:

а) для гідромеханічних процесів

$$\frac{dV}{dF_1 d\tau} = \frac{\Delta p}{R_1} = K_1 \Delta p \quad (1.1)$$

де V – об'єм рідини;

F_1 – площа перерізу апарату;

R_1 – гідравлічний опір;

Δp – перепад тиску (рушійна сила);

τ – час.

(1.1), вирішене відносно dV , дає основне рівняння гідромеханічних процесів:

$$dV = K_1 \Delta p dF_1 d\tau \quad (1.1a)$$

б) для теплових процесів

$$\frac{dQ}{dF_2 d\tau} = \frac{\Delta t}{R_2} = K_2 \Delta t \quad (1.2)$$

де Q – кількість тепла, що передається у процесі;

F_2 – площа поверхні теплообміну;

Δt – різниця температур (рушійна сила);

R_2 – термічний опір;

K_2 – коефіцієнт теплопередачі.

(1.2), вирішене відносно dQ , дає *основне рівняння процесу теплопередачі*:

$$dQ = K_2 \Delta t dF d\tau \quad (1.2a)$$

в) для масообмінних процесів

$$\frac{dM}{dF_3 d\tau} = \frac{\Delta C}{R_3} = K_3 \Delta C \quad (1.3)$$

де M – кількість речовини, що переходить з однієї фази в іншу;

F_3 – поверхня контакту фаз;

K_3 – коефіцієнт масопередачі;

ΔC – різниця концентрацій.

(1.3), вирішене відносно dM , дає *основне рівняння процесів масообміну*:

$$dM = K_3 \Delta C dF d\tau \quad (1.3a)$$

K_1, K_2, K_3 , - коефіцієнти швидкості різних процесів - в значній мірі залежать від умов руху потоку, тому виведення усіх кінетичних закономірностей базується на законах руху матеріальних потоків; ці закони вивчаються гідравлікою.

2. Гідравліка

Гідравліка складається з двох основних розділів: гідростатики і гідродинаміки.

2.1. Гідростатика

В цьому розділі вивчається рівновага рідини, яка знаходиться у стані абсолютного або відносного спокою. Відносним спокоєм називається стан, при якому у рідині, що рухається, її частинки не переміщуються одна відносно одної (вода в цистерні, яка рухається). При виведенні закономірностей гідростатики рідину вважають ідеальною (відсутні сили внутрішнього тертя).

2.1.1. Диференціальні рівняння Ейлера

В об'ємі рідини виділяємо паралелепіпед масою dm з ребрами dx , dy , dz (рис. 1) і розглядаємо сили, які діють на нього.

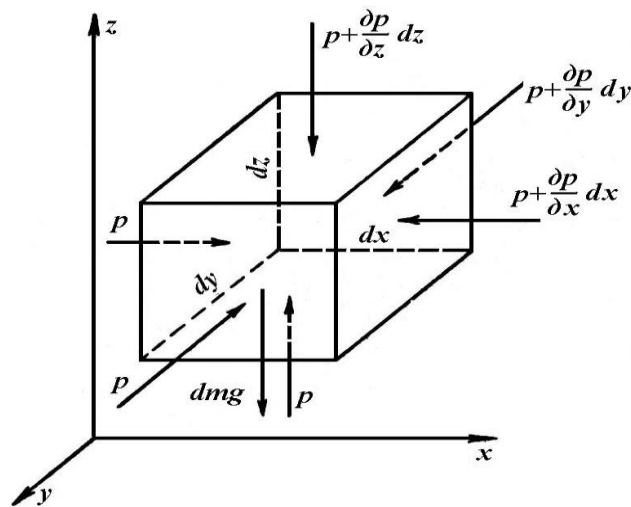


Рис. 1. До виведення диференціальних рівнянь Ейлера.

Це **сила тяжіння** $gdm = g\rho dV = \rho g dx dy dz$ і

сила гідростатичного тиску (P), яка дорівнює добутку гідростатичного тиску (p) на площу грані:

на нижню грань $p dx dy$

на верхню грань: $\left(p + \frac{\partial p}{\partial z} dz \right) dx dy$

Згідно з основним законом статки **сума проєкцій на осі координат усіх сил, які діють на елементарний об'єм, дорівнює 0**.

Сума проєкцій сил:

на вісь z :

$$-\rho g dx dy dz + \rho dx dy - \rho dx dy - \frac{\partial p}{\partial z} dx dy dz = 0$$

$$-\rho g - \frac{\partial p}{\partial z} = 0 \quad (2.1) \quad \left. \vphantom{\frac{\partial p}{\partial z}} \right\} (2.4)$$

$$\text{на вісь } x: \quad -\frac{\partial p}{\partial x} = 0 \quad (2.2)$$

$$\text{на вісь } y: \quad -\frac{\partial p}{\partial y} = 0 \quad (2.3)$$

(2.1) - (2.3) утворюються систему (2.4) – диференціальні рівняння Ейлера.

2.1.2. Основне рівняння гідростатики

виводиться з (2.4). Оскільки часткові похідні $\frac{\partial p}{\partial x}$ і $\frac{\partial p}{\partial y}$ дорівнюють нулю, то часткову похідну $\frac{\partial p}{\partial z}$ замінюють на повну $\frac{dp}{dz}$.

Тоді рівняння (2.1) можна записати: $dz + \frac{dp}{\rho g} = 0$, а вважаючи, що $\rho = \text{const}$: $d\left(z + \frac{p}{\rho g}\right) = 0$

$$\text{Після інтегрування маємо:} \quad z + \frac{p}{\rho g} = \text{const} \quad (2.5)$$

$$\text{або} \quad z_1 + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} \quad (2.6)$$

(2.6), записане у вигляді

$$p_2 = p_1 + \rho g (z_2 - z_1) \quad (2.7)$$

відоме як закон Паскаля:

Тиск, який утворюється у будь-якій точці рідини, що покоїться, передається однаково усім точкам її об'єму, або: при будь-якій зміні тиску p_1 тиск p_2 у будь-якій іншій точці рідини змінюється на стільки ж.

2.1.3. Деякі застосування основного рівняння гідростатики

1) Принцип посудин, що сполучаються

$$\frac{z_1}{z_2} = \frac{\rho_2}{\rho_1} \quad (2.8)$$

(модифікована (2.8) використовується для розрахунку висот відвідних патрубків при поділу рідин – дивись розділи “Поділ неоднорідних систем”, “Екстракція”).

2) Пневматичний вимір рівню рідини в резервуарах (рис. 2).

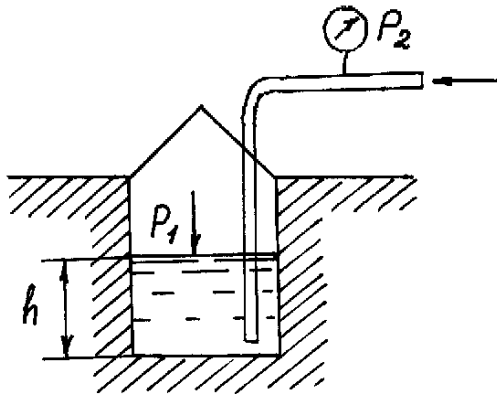


Рис. 2. Пневматичний вимір рівню рідини в резервуарах.

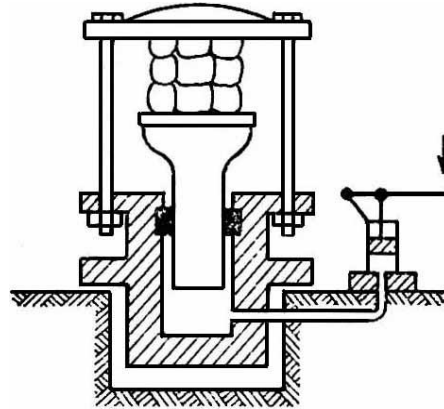


Рис. 3. Гідравлічний прес.

По трубці подають повітря, збільшуючи його тиск. Коли повітря подолає опір стовпчика рідини і почне барботувати крізь рідину, тиск p_2 , який фіксується манометром, перестає зростати.

$$h = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} \quad (2.9)$$

3) Гідростатичні машини, які використовуються для пресування різних матеріалів (рис. 3). Робота таких машин основана на тому, що, згідно з законом Паскаля, тиск (Па) у будь-якій точці системи буде однаковий, але сила тиску (Н) зростає із збільшенням площі, на яку вона діє.

2.2. Гідродинаміка

Рушійною силою при русі рідин та газів є різниця тисків, котра створюється за допомогою насосів та компресорів або внаслідок різних рівнів або питомих мас рідини.

2.2.1. Основні характеристики руху рідин

Розглядається рух рідини по трубці постійного перерізу.

а) Швидкість і витрата рідини

Витрата – кількість рідини, яка протікає крізь переріз потоку за одиницю часу. Бувають: об’ємна витрата (V , м³/с) і масова (M , кг/с). В різних точках живого перерізу труби швидкість частинок рідини неоднакова. Біля осі труби

вона максимальна, а біля стінок мінімальна, тому користуються не дійсною, а середньою (фіктивною) швидкістю:

$$\omega = \frac{V}{F} \quad (2.10)$$

де F - площа перерізу;
 V - об'ємна витрата

або
$$V = \omega F \quad (2.11)$$

Масова витрата

$$M = \rho \cdot \omega \cdot F \quad (2.12)$$

Масова швидкість
$$W = \rho \cdot \omega \quad (2.13)$$

б) Гідравлічний радіус і еквівалентний діаметр - це основні розрахункові розміри.

Гідравлічний радіус – це відношення площі затопленого перерізу каналу до змоченого периметру:

$$r_r = \frac{F}{\Pi} \quad (2.14)$$

Для труби круглого перерізу

$$r_r = \frac{\pi d^2}{4\pi d} = \frac{d}{4} \quad (2.15)$$

Діаметр, виражений через гідравлічний радіус, називається **еквівалентним діаметром**

$$d_e = 4 r_r \quad (2.16)$$

$$d_e = \frac{4F}{\Pi} \quad (2.17)$$

в) Сталі й несталі потоки.

◆ Потік, який встановився (сталий) – це потік, у будь-якій точці простору якого швидкість не змінюється з часом. Такий потік характерний для безперервних процесів.

◆ Потік, який не встановився (несталий), характерний для періодів зупинки, пуску, зміни режиму роботи.

Для характеристики зміни будь-якого параметру в часі при переміщенні в просторі використовують субстанціональні похідні (дивись далі).

г) **Режими руху рідини.** Їх можна дослідити, якщо вводити у потік підфарбовану струминку рідини. Якщо струминка не змішується з основною масою рідини, то режим *ламінальний*. Якщо змішується, то режим *турбулентний*.

Для кількісної характеристики режиму руху використовують критерій Рейнольдса.

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d_e \cdot \rho}{\mu} = \frac{\omega \cdot d_e}{\nu} \quad (2.18)$$

де μ - динамічний коефіцієнт в'язкості, Па·с;

ν - кінематичний коефіцієнт в'язкості, м²/с.

Критерій Рейнольдса – це безрозмірний критерій гідродинамічної подібності потоків. Є мірою відношення сил інерції і в'язкості (або внутрішнього тертя) в потоці.

Для потоків рідин, що протікають по прямих трубах і каналах, Re має такі значення:

ламінальний потік	$\text{Re} < 2300$
перехідний	$2300 < \text{Re} < 10000$
турбулентний	$\text{Re} > 10000$

Для потоків, що проходять по вигнутих трубах, критичні значення Re більші, й залежать від співвідношення d/D , де d – діаметр труби зміювика, а D – діаметр витків.

2.2.2. Розподіл швидкостей і витрата рідини при ламинарному русі

У потоці виділяємо циліндр радіусом R , а в ньому - циліндричний шар товщиною dr і внутрішнім радіусом r (рис. 4). Рух шару відбувається під дією різниці сил тисків P_1 і P_2 з обох торцевих боків циліндру.

$$\Delta P = P_1 - P_2 = (p_1 - p_2) \Delta \Delta \Delta \Delta r^2 \quad (2.19)$$

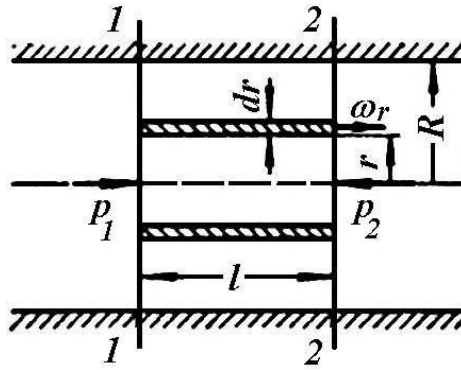


Рис. 4. До розрахунку розподілу швидкостей рідини по перерізу труби.

Рухові складає опір сила внутрішнього тертя

$$T = -\mu F \frac{d\omega_r}{dr} \quad (2.20)$$

де F – площа бокової поверхні; $F = 2\pi rl$ (для циліндру).

Сума проекцій всіх сил на осьову лінію

$$(p_1 - p_2)\pi r^2 - \left(-\mu F \frac{d\omega_r}{dr}\right) = 0 \quad (2.21)$$

$$(p_1 - p_2)\pi r^2 = -\mu 2\pi r l \frac{d\omega_r}{dr} \quad (2.22)$$

Після поділу перемінних і скорочення отримуємо:

$$\frac{p_1 - p_2}{2\mu l} r dr = -d\omega_r \quad (2.23)$$

$$\int_r^R \frac{p_1 - p_2}{2\mu l} r dr = -\int_{\omega_r}^0 d\omega_r \quad (2.24)$$

$$\frac{p_1 - p_2}{2\mu l} \left(\frac{R^2}{2} - \frac{r^2}{2}\right) = \omega_r \quad (2.25)$$

$$\omega_r = \frac{P_1 - P_2}{4\mu l} (R^2 - r^2) \quad (2.26)$$

Біля осі труби ($r = 0$) швидкість максимальна

$$\omega_{\max} = \frac{P_1 - P_2}{4\mu l} R^2 \quad (2.27)$$

Порівнюючи (2.26) з (2.27), отримуємо формулу закону Стокса

$$\omega_r = \omega_{\max} \left(1 - \frac{r^2}{R^2} \right) \quad (2.28)$$

Він характеризує параболічний характер розподілу швидкостей по перерізу трубопроводу при ламінарному русі. При даному режимі ($\omega_{\text{ср}} = 0,5 \omega_{\text{макс}}$).



Рис. 5. Епюри розподілу швидкостей при ламінарному і турбулентному русі:
а - ламінарний рух; б - турбулентний рух.

Для турбулентного потоку у зв'язку зі складним характером руху неможливо отримати теоретично профіль розподілу швидкостей. Тут $\omega_{\text{ср}} \approx f(\text{Re})$. Так, при $\text{Re} = 10^4$ $\omega_{\text{ср}} \approx 0,8 \omega_{\text{макс}}$.

З (2.11) і (2.26) виводять формулу Пуазейля для витрати рідини при ламінарному русі по круглій трубі:

$$V = \frac{\pi d^4 \Delta p}{128 \mu l} \quad (2.29)$$

2.2.3. Диференціальні рівняння руху Ейлера. Рівняння Бернуллі

Диференціальні рівняння руху Ейлера виводять аналогічно рівнянням рівноваги, але беруть до уваги рух рідини за допомогою складових швидкостей уздовж осей - ω_x , ω_y , ω_z , а також враховують принцип динаміки, згідно з яким сума проєкцій сил, які діють на елементарний об'єм рідини, яка рухається, дорівнює добутку маси рідини на її прискорення.

Диференціальні рівняння руху ідеальної рідини, записані для векторів швидкостей на відповідні координатні осі, мають вигляд (2.30)

$$\left. \begin{aligned} \rho \frac{d\omega_x}{d\tau} &= -\frac{\partial \rho}{\partial x} \\ \rho \frac{d\omega_y}{d\tau} &= -\frac{\partial \rho}{\partial y} \\ \rho \frac{d\omega_z}{d\tau} &= -\rho g - \frac{\partial \rho}{\partial z} \end{aligned} \right\} \quad (2.30)$$

звідки виводять рівняння Бернуллі для руху ідеальної рідини:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} \quad (2.31)$$

для неідеальної (реальної) рідини:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} + h_{\text{втр}} \quad (2.32)$$

де $h_{\text{втр}}$ – втрати тиску внаслідок наявності внутрішнього тертя між шарами рідини (в'язкості).

Для горизонтального трубопроводу $z_1 = z_2$ і

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} \quad (2.33)$$

Рівняння Бернуллі використовують для визначення швидкостей, витрат, часу витоку рідини з резервуарів, а також при розрахунку насосів.

2.2.4. Гідравлічні опори

Гідравлічні опори вимірюються величиною різниці тисків (Δp) Повний тиск, що необхідний для подолання усіх гідравлічних опорів мережі, включаючи трубопровід і апаратуру, при ізотермічній течії потоку

$$\Delta p = \Delta p_{\text{шв}} + \Delta p_{\text{тер}} + \Delta p_{\text{під}} + \Delta p_{\text{м.о}} + \Delta p_{\text{ап}} + \Delta p_{\text{дод}} \quad (2.34)$$

1 2 3 4 5 6

1) тиск, необхідний для створення швидкості потоку на виході з трубопроводу

$$\Delta p_{\text{шв}} = \frac{\rho \omega^2}{2} \quad (2.35)$$

2) тиск, необхідний для подолання тертя в прямій трубі довжиною L і діаметром d_e

$$\Delta p_{\text{тер}} = \lambda \frac{L}{d_e} \cdot \frac{\rho \omega^2}{2} \quad (2.36)$$

3) тиск, який витрачається на подолання місцевих опорів (місцеві опори – коліна, засувки, відводи)

$$\Delta p_{\text{м.о}} = \sum \zeta_{\text{м.о.}} \frac{\rho \omega^2}{2} \quad (2.37)$$

Місцеві опори можна додавати лише у разі розділення їх прямолінійними ділянками труб довжиною $\square \square \square d$. При безпосередньому з'єднанні загальна втрата напору буде більшою за суму окремих втрат.

3) тиск, необхідний для підйому рідини або для подолання гідростатичного тиску

$$\square p_{\text{під}} = \rho g H \quad (2.38)$$

4) тиск, необхідний для подолання гідравлічного опору апарату, розраховується для кожного виду апаратів окремо;

5) додатковий тиск в кінці трубопроводу, необхідний для подачі рідини в апарат, тиск в якому перевищує атмосферний, для розпилення рідини в апараті.

Коефіцієнт тертя для прямих труб при ламінарному русі

$$\lambda = \frac{A}{\text{Re}} \quad (2.39)$$

Коефіцієнт A залежить від форми перерізу; для круглого перерізу $A = 64$, для квадратного $A = 57$.

Характеристиками шорстких труб є абсолютна геометрична шорсткість (e) і відносна шорсткість (ϵ)

$\epsilon = e/d_e$ – середня висота виступів на стінках труби (мм); $\epsilon = e/d_e$.

Для розрахунку коефіцієнту тертя в шорстких трубах використовують різні формули (див. літературу). Можна для будь-яких режимів і будь-яких труб користуватися залежністю

$$\lambda = f\left(\text{Re}, \frac{d_e}{e}\right) \quad (2.40)$$

Наведені вище формули придатні для ізотермічного потоку.

Для неізотермічного потоку, коли рідина, яка протікає по трубі, нагрівається або охолоджується, праві частини формул для розрахунку λ помножаються на безрозмірні поправочні коефіцієнти (x):

для ламінарного руху

$$x = \left(\frac{\text{Pr}_{cm}}{\text{Pr}_p}\right)^{1/3} \left[1 + 22 \left(\frac{\text{Gr}_p \text{Pr}_p}{\text{Re}_p}\right)^{0,15}\right] \quad (2.41)$$

cm – стінка;

p – рідина;

Pr_{cm} – критерій Прандтля для рідини при температурі стінки;

Gr – критерій Грасгофа.

Для турбулентного режиму в технічно гладких сталевих трубах

$$x = \left(\frac{\text{Pr}_{cm}}{\text{Pr}_p}\right)^{1/3} \quad (2.42)$$

2.2.5. Розрахунок діаметру трубопроводу

З рівняння витрати (2.11) для круглого перерізу, де

$$V = \omega \frac{\pi d^2}{4} \quad (2.43)$$

можна розрахувати діаметр трубопроводу:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi\omega}} \quad (2.44)$$

Як бачимо з (2.44), зі збільшенням швидкості потоку зменшується діаметр трубопроводу і необхідна кількість матеріалів для його виготовлення. Але при цьому, як це видно з (2-35) - (2-37), зростають гідравлічні опори, внаслідок чого збільшуються витрати енергії на переміщення рідини. Тому визначають оптимальні швидкості руху:

малов'язкі рідини – не більш як 3 м/с;

в'язкі рідини $\square\square\square\square$ м/с;

пари і газу 8 – 15 м/с;

газу під тиском 15-25 м/с;

насичена водяна пара 20 – 30 м/с;

перегріта водяна пара 30 – 50 м/с.

2.2.6. Втрата напору

Внаслідок того, що трубопроводи й апарати чинять опір потокам, відбувається втрата напору $\square h$ (H). Її визначають за допомогою (2.38). Формулам (2-35) - (2-37) відповідають втрати напору:

$$\Delta h_{\text{тер}} = \lambda \frac{L}{d_e} \frac{\omega^2}{2g} \quad (2.45)$$

$$\Delta h_{\text{м.о.}} = \sum \zeta_{\text{м.о.}} \frac{\omega^2}{2g} \quad (2.46)$$

$$\Delta h = \Delta h_{\text{тер}} + \Delta h_{\text{м.о.}} = \left(\lambda \frac{L}{d_e} + \sum \zeta \right) \frac{\omega^2}{2g} \quad (2.47)$$

2.3. Переміщення рідин (насоси)

2.3.1. Види насосів

Насоси – це гідравлічні машини, які перетворюють механічну енергію двигуна в енергію рідини, що переміщується, підвищуючи її тиск.

Різниця тисків рідини в насосі й у трубопроводі обумовлює її переміщення. Існують два типи насосів:

1. **Динамічні** – рідина переміщається при дії сил на незамкнений об'єм рідини, який безперервно сполучається зі входом і виходом з насосу.

2. **Об'ємні** – рідина переміщається, або витісняється, при періодичній зміні замкненого об'єму рідини, який періодично сполучається із входом в насос і виходом з нього.

Динамічні насоси за видом сил, які діють на рідину, діляться на:

- лопатеві
- насоси тертя

В лопатевих енергія передається рідині при обтіканні лопаток робочого колеса насоса, що обертається.

Лопатеві насоси діляться на:

- відцентрові
- осьові.

У відцентрових насосах рідина рухається через робоче колесо від центру до периферії. В осьових - у напрямку осі колеса.

Насоси тертя – динамічні насоси, в яких рідина переміщається під дією сили тертя (вихрові, струминні).

Група **об'ємних** насосів охоплює насоси, в яких рідина витісняється з замкненого простору тілом, яке рухається зворотно – поступально (поршневі, плунжерні) або ті, що мають обертальний рух (шестеренні, пластинчасті, гвинтові).

2.3.2. Основні параметри насосів

Продуктивність (Q , м³/с) - це об'єм рідини, який подається насосом в нагнітальний трубопровід в одиницю часу.

Напір (H , м) – характеризує питому енергію, котра надається насосом одиниці ваги рідини, що перекачується. Визначається за допомогою рівняння Бернуллі. Напір можна уявити як висоту, на яку можна підняти 1 кг рідини за рахунок енергії, яку надає їй насос.

Потужність.

Корисна потужність (N_k) витрачається на надання рідині енергії

$$N_k = \gamma QH = \rho g QH = \Delta p Q \quad (2.48)$$

де Δp – втрата напору в трубопроводі [див. (2-35) – (2-37)].

Потужність на валу N_b більша за корисну у зв'язку зі втратами в насосі, які враховуються за допомогою коефіцієнту корисної дії (η_H):

$$N_b = \frac{N_k}{\eta_H} \quad (2.49)$$

$$\eta_H = \eta_Q \eta_z \eta_{мех} \quad (2.50)$$

Поршневі насоси доцільно використовувати лише при порівняно невеликих подачах і високих тисках (50–1000 ат) для перекачування високов'язких, вогне- і вибухонебезпечних рідин (парові насоси), а також при дозування рідких середовищ.

Для перекачування високов'язких рідин, палив, нафтопродуктів використовують гвинтові насоси. Якщо рідина не містить твердих частинок, то можна використовувати шестеренні насоси.

□□□□□□□□ 2.4. Переміщення і стиск газів. Компресорні машини

Переміщення використовують для подачі й відведення газів. Стиск – для підвищення швидкості реакції і зменшення реакційного об'єму апарату, для перемішування або розпилювання рідини.

Інтервал тиску, що використовується в хімічній промисловості - 10^{-3} - 10^8 Па. Машини, які призначені для переміщення і стиску газів, називаються **компресорні машини**.

Відношення кінцевого тиску p_2 , який створює компресор, до початкового тиску p_1 , при якому відбувається всмоктування газів, називається *ступенем стиску*.

В залежності від ступеню стиску компресорні машини підрозділяються на:

вентилятори ($p_2/p_1 < 1,1$) використовують для переміщення великих кількостей газів;

газодувки ($1,1 < p_2/p_1 < 3$) - для переміщення газів при відносно високому опорі мережі;

компресори ($p_2/p_1 > 3$) - для створення високого тиску;

вакуум-насоси - для всмоктування газу при тиску, який менший за атмосферний.

За принципом дії компресорні машини розподіляються на:

1) поршневі; 2) ротаційні; 3) відцентрові; 4) осьові.

Ці типи компресорних машин розглядаються самостійно, у тому числі при виконанні курсових проектів.

3. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

3.1. Класифікація неоднорідних систем і гідромеханічних процесів

3.1.1. Види неоднорідних систем

Неоднорідна система складається щонайменше з 2-х фаз:

внутрішньої, (дисперсна фаза), яка знаходиться у тонко-подрібненому стані; *зовнішньої* (дисперсійне середовище), яка оточує частинки внутрішньої фази.

Бувають такі неоднорідні системи:

Пил – система, що складається з газу (Г) і твердих частинок (Т) розміром $5\div 50$ мкм ($1 \text{ мкм} = 10^{-6} \text{ м}$); утворюється при подрібненні і транспортуванні твердих матеріалів.

Дим – система, яка складається з Г і Т розміром $0,3\div 5$ мкм; утворюється при конденсації та твердінні рідких речовин.

Туман – газ із краплинами рідини (Р) розміром $0,3\div 3$ мкм; утворюється при конденсації.

Суспензії – системи, що складаються з рідини і твердих частинок. У залежності від розмірів частинок суспензії підрозділяються на

- грубі ($100\div 1000$ мкм)
- тонкі ($100\div 0,1$ мкм)
- колоїдні розчини ($< 0,1$ мкм).

Емульсія – система, що складається з P_1 і краплин другої рідини (P_2), що не змішується з першою.

Піна – складається з рідини і пухирців газу.

У більшості випадків розміри частинок дисперсної фази неоднакові – системи полідисперсні.

Дисперсна фаза характеризується фракційним, або дисперсним, складом, або процентним вмістом частинок різного розміру.

3.1.2. Види гідромеханічних процесів

Осадження – це процес поділу рідких або газоподібних неоднорідних систем шляхом виділення з газової фази твердих або рідких частинок. Цей поділ здійснюється під дією сил тяжіння, відцентрової сили або сили електричного поля.

Розрізняють:

- відстоювання;
- циклонний процес;
- відстійне центрифугування;
- електроочищення.

Фільтрування – процес поділу рідких або газових неоднорідних систем шляхом пропускання їх через пористу перегородку. Рушійною силою може бути або різниця тисків, або відцентрова сила, тому процеси називаються або фільтруванням або відцентровим фільтруванням.

Змішування – це одержання однорідних і неоднорідних систем.

Псевдозрідження використовується при роботі з твердим зернистим матеріалом і являє собою приведення його в такий стан, при якому властивості маси твердого матеріалу наближаються до властивостей рідин (набуває текучості). Такого стану досягають в результаті пропускання крізь шар зернистого матеріалу знизу наверх потоку газу або рідини (псевдозріджуючий агент).

3.2. Осадження

3.2.1. Кінетика осадження

Для отримання диференціального рівняння процесу осадження частинки під дією сили тяжіння розглядаємо сили, які діють на неї.

При осадженні під дією сили тяжіння на частинку діють: сила тяжіння G , сила тертя T і архімедова (підйомна) сила A (рис. 6).

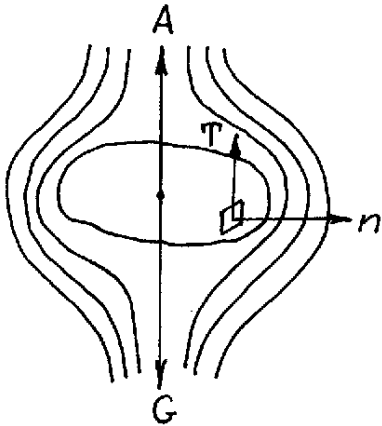


Рис. 6. До виведення диференціального рівняння осадження частинки під дією сили тяжіння.

Об'єм частинки пропорційний кубу її лінійного розміру (l):

$$V = C_1 \square l^3 \quad (3.1)$$

Площа поверхні частинки пропорційна квадрату її лінійного розміру:

$$S = C_2 \square l^2 \quad (3.2)$$

C_1, C_2 – коефіцієнти, які залежать від форми частинки.

Питома вага частинки $\square\square\square$; рідини - γ_c (середовище).

$$G = C_1 l^3 \gamma \quad (3.3)$$

$$A = C_1 l^3 \gamma_c \quad (3.4)$$

$$T = C_2 l^2 \mu \frac{\partial \omega}{\partial n} \quad (3.5)$$

Згідно основному закону динаміки *сума проєкцій сил дорівнює добутку маси на прискорення*

$$C_1 l^3 (\gamma - \gamma_c) - C_2 l^2 \mu \frac{\partial \omega}{\partial n} = C_1 l^3 \frac{\gamma_\tau}{g} \frac{d\omega}{d\tau} \quad (3.6)$$

(3.6) – диференціальне рівняння осадження частинки під дією сили тяжіння.

Це рівняння, як і інші диференціальні рівняння, не може бути вирішене у загальному вигляді. Тому для визначення швидкості осадження $\square\square\square$ потрібні експериментальні дані, які подаються у вигляді критеріальних рівнянь.

Як диференціальні рівняння перетворюються на критеріальні, розглядається наукою, яка називається **“Теорія подібності”**. Зараз ми на прикладі процесу осадження розглянемо елементи теорії подібності.

Подібність процесів. Критерії подібності. Критеріальні рівняння

Подібність процесів

Головною метою розрахунків хімічної апаратури є визначення її розмірів. Теорія постановки дослідів і обробки їхніх результатів вивчається теорією подібності. Вона відповідає на питання: як треба організувати дослід і обробити отримані дані, щоб їх можна було б обґрунтовано розповсюджувати на процеси, які протікають в умовах, що відрізняються від умов досліду.

Уяви про теорію подібності дозволяють:

- 1) встановити умови експериментальних робіт, при яких кількість дослідів буде найменшою;
- 2) визначити найменшу кількість величин, які треба виміряти при проведенні дослідів;
- 3) встановити області, на які можна розповсюджувати дані, що отримані при досліді.

Висновки теорії подібності будуються на базі особливих форм дослідження диференціальних рівнянь, які описують перебіг процесу, що досліджується.

При складанні диференціальних рівнянь відволікаються від часткових особливостей процесу і тому вони описують цілий клас процесів, у межах яких діють певні фізичні закони.

Для описання одиничного процесу диференціальне рівняння доповнюється даними, які характеризують цей процес. Ці додаткові дані називають *умовами однозначності*. До умов однозначності відносяться:

- 1) геометричні умови, які характеризують розміри і форму об'єкту, в якому протікає процес;
- 2) властивості середовища (тиск, густина);
- 3) граничні умови, які характеризують взаємодію середовища з тілами, що обмежують об'єм, в якому протікає процес;
- 4) початковий стан системи.

Подібність умов однозначності включає:

- 1) геометричну подібність,
- 2) часову,
- 3) фізичних величин,
- 4) граничних та початкових умов.

1. *Геометрична подібність* - коли відношення всіх лінійних розмірів двох апаратів є сталою величиною

Виконуємо операції п.п. 1)-3) для 2 складової (3.8):

$$\frac{C_2}{C_1} \frac{g}{\gamma_c} \frac{\mu}{l} \frac{\omega}{l} \frac{\tau}{\omega} \rightarrow \frac{C_2}{C_1} \frac{\mu}{\rho_c \cdot l \cdot \omega} \rightarrow \Psi \frac{1}{\text{Re}} \quad (3.9)$$

Коефіцієнт форми $\Psi = \frac{C_2}{C_1}$ (3.10)

Для 1 складової:

$$\frac{g \cdot \tau}{\omega} \frac{\gamma - \gamma_c}{\gamma_c} \cdot \frac{l}{l} \rightarrow \frac{g \cdot l}{\omega^2} \frac{\gamma - \gamma_c}{\gamma_c}$$

домножимо на Re^2 і отримаємо критерій Архімеда

$$\text{Ar} = \frac{gl^3}{\nu^2} \left(\frac{\rho - \rho_c}{\rho_c} \right) = \frac{l^3 (\rho - \rho_c) \rho_c g}{\mu_c^2} \quad (3.11)$$

Критерій Архімеда характеризує відношення різниці сил тяжіння і підйомної сили до підйомної.

Складова 3 - параметричний критерій, він не враховується в критеріальному рівнянні окремо, оскільки входить в Ar.

Як бачимо з рівнянь (3.9) - (3.11), процес осадження визначається критеріями Re і Ar, тобто

$$\text{Re} = a (\psi \text{Ar})^n \quad (3.12)$$

(3.12) - критеріальне рівняння осадження під дією сили тяжіння. У залежності від характеру процесу воно набуває конкретних форм:

Ламінарний процес ($\text{Re} < 0,2$)

$$\text{Re} = \frac{1}{18} \psi \text{Ar} \quad (3.13)$$

Перехідний процес

$$\text{Re} = 0,152 (\psi \text{Ar})^{0,715} \quad (3.14)$$

Турбулентний процес ($\text{Re} > 500$)

$$\text{Re} = 1,74 (\psi \text{Ar})^{0,5} \quad (3.15)$$

Порівнюючи (2.18) з (3.13), отримують рівняння для швидкості осадження частинок сферичної форми під дією сили тяжіння:

$$\omega_o = \frac{1}{18} \cdot \frac{d^2(\gamma - \gamma_c)}{\mu} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d^2(\rho - \rho_c)}{\mu} g \quad (3.16)$$

(3.16) – формула закону Стокса: *При ламінарному русі швидкість осадження сферичних частинок пропорційна квадрату їхнього діаметру, різниці густин частинок і середовища і обернено пропорційна в'язкості середовища.*

Швидкість осадження частинки неправильної форми менша.

Більш зручною формою критеріальною залежністю вважають:

$$Ly=f(Ar) \quad (3.17)$$

Критерій Лященко

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{\omega_o^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g} \quad (3.18)$$

За критерієм Лященко знаходять швидкість осадження:

$$\omega_o = \sqrt[3]{\frac{Ly \mu_c (\rho - \rho_c) g}{\rho_c^2}} \quad (3.19)$$

Провівши експерименти по визначенню Re , Ar , Ly , побудували залежність між ними. По цій залежності визначають критерій Лященко, а по ньому – швидкість осадження.

3.2.2. Процеси осадження

а) Відстоювання – відбувається під дією сил тяжіння; використовується для поділу пилу, суспензій, емульсій. Цей процес не забезпечує витягання тонкодисперсних частинок і характеризується невеликою швидкістю, тому використовують його для часткового, або попереднього, поділу.

Переваги:

- простота обладнання,
- невеликі енергетичні затрати.

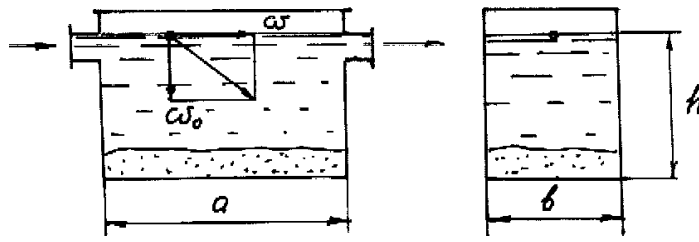


Рис. 7. Будова найпростішого відстійника.

При відстоюванні повинні дотримуватися дві основні умови:

1) час перебування елемента потоку в апараті повинен дорівнювати або бути більшим за час осадження;

2) лінійна швидкість ($\square \square \square$ повинна бути меншою за ω_0 , щоб вихрові потоки не підіймали частинок.

Швидкість осадження частинок у відстійній камері пов'язана з продуктивністю співвідношенням

$$V_{сек} = \omega'_0 \cdot F \quad (3.20)$$

ω'_0 – дійсна швидкість осадження, $\omega'_0 \approx 0,5\omega_0$; ω_0 – теоретична швидкість осадження, розраховується за (3.16);

$$F = a \cdot b.$$

Апарати для відстоювання – відстійники. Вони бувають для пилів, суспензій, емульсій.

Відстійники для пилів – це безперервно або напівбезперервно працюючі апарати. Термін “напівбезперервно” означає, що газовий потік рухається безперервно, а тверді частинки вивантажуються періодично.

Найпростішим апаратом для поділу пилів є відстійний газохід (рис. 8).

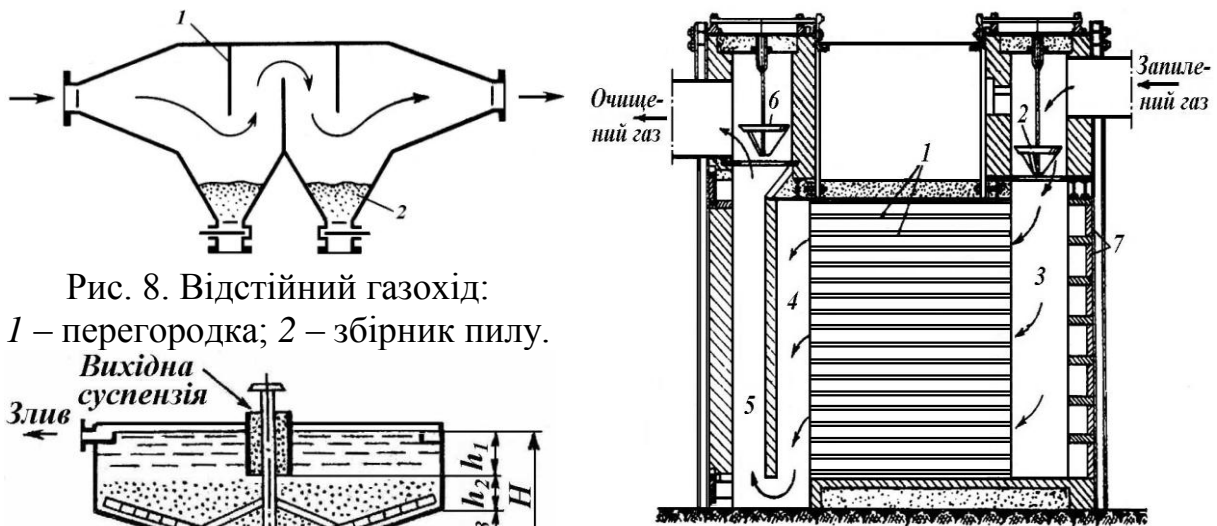


Рис. 8. Відстійний газохід:

1 – перегородка; 2 – збірник пилу.

Порівнюємо $G_{вц}$ з силою тяжіння (G_T):

$$G_T = mg \rightarrow m = G_T / g \quad \text{підставляємо в (3.21)}$$

$$G_{вц} = G_T \cdot \frac{\omega_r^2}{g \cdot r} \quad (3.22)$$

З (3.22): Відцентрова сила більша за силу тяжіння у ω_r^2/rg разів. У виробничих апаратах співвідношення між ω_r і r таке, що відцентрова сила не менш як на 2 порядки перевищує силу тяжіння.

Швидкість осадження частинок у полі відцентрових сил:

$$\omega_o = \frac{dr}{d\tau_o} \quad (3.23)$$

$$d\tau_o = \omega_o dr \quad (3.24)$$

$$\tau_o = \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{\omega_o} \quad (3.25)$$

Інтеграл знаходять графічним способом як площу під кривою, зображеною на рис. 12.

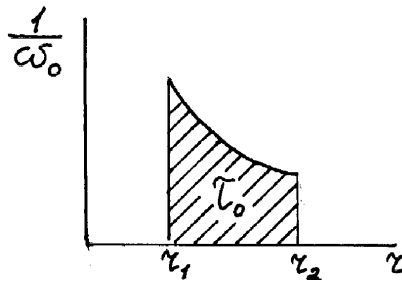


Рис. 12. До розрахунку часу осадження.

ω_o знаходять з (3.16), замінивши прискорення сили тяжіння g на відцентрове прискорення $W^2 r$:

$$\omega_o = \frac{1}{18} \cdot d^2 \frac{(\rho - \rho_c)}{\mu} W^2 r \quad (3.26)$$

Циклонний процес використовують для поділу газових і рідинних (гідроциклони) систем. Потік, який несе тверді частинки, вводять в апарат тангенціально крізь вхідну трубу зі швидкістю:

для газів 10 – 40 м/с, для рідин 5-25 м/с.

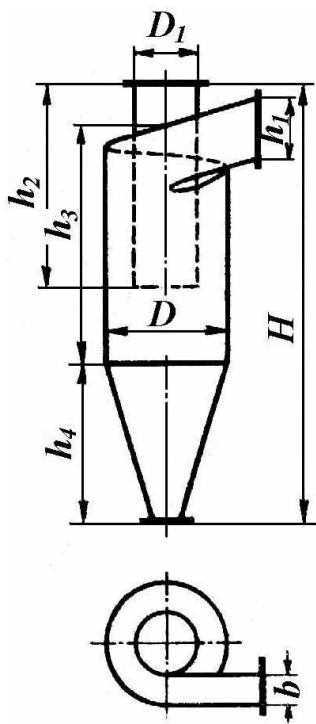


Рис. 13. Будова циклону типу НДІОГаз.

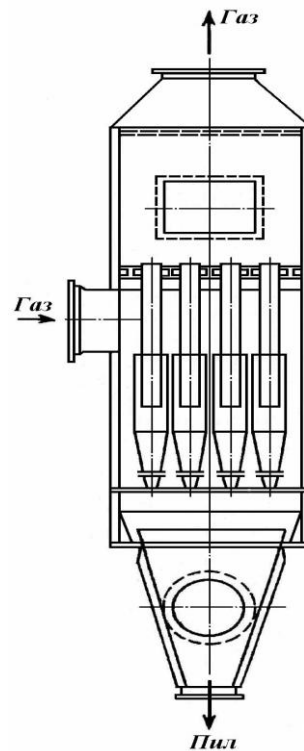


Рис. 14. Батарейний циклон.

Мінімальний діаметр частинок, які осідають в циклоні

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{\mu R}{2\pi n \rho \omega_r}} \quad (3.27)$$

n – кількість обертів газового потоку навколо центральної труби циклону ($n = 1,5$).

Відстійне центрифугування – це відстоювання під дією відцентрових сил. Напруженість відцентрового поля, що створюється у центрифугі, характеризується чинником поділу Φ , який показує, у скільки разів прискорення відцентрових сил перевищує прискорення сили тяжіння.

$$\Phi = \frac{W^2 r}{g} \quad (3.28)$$

де r - радіус барабану.

Існують номограми для визначення Φ і ω_r .

У залежності від Φ центрифуги підрозділяються:

- на нормальні ($\Phi < 3500$)
- надшвидкісні, або ультрацентрифуги ($\Phi > 3500$).

Ротори нормальних центрифуг мають відносно великі розміри, і часто вони використовуються як фільтрувальні. У цьому разі ротори повинні бути сітчасті.

Надцентрифуги мають суцільні ротори невеликих розмірів і використовуються як відстійні.

Центрифуги поділяються

- 1) за принципом дії (на періодичні і безперервні);
- 2) за способом вивантаження матеріалу (з ручним і механічним);
- 3) за розташуванням валу (вертикальні, горизонтальні, нахилені).

Як приклад, розглядаємо роботу безперервнодіючої горизонтальної центрифуги з механізованим вивантаженням осаду (рис. 15). Вихідна суспензія уводиться по трубі усередину шнеку і під дією відцентрової сили відкидається крізь вікна 3 у внутрішню порожнину барабану 1. В барабані відбувається відстоювання суспензії. Освітлена рідина під дією відцентрової сили переміщається до вікон 5, перетікає в кожух 4 і видаляється через нижній патрубок. Осад безперервно переміщається у барабані наліво за допомогою шнеку, який обертається зі швидкістю, дещо меншою, ніж швидкість барабану. Через вікна 3 осад викидається в кожух і відводиться через розташований внизу патрубок.

При проектуванні або при оцінці ефективності роботи центрифуги визначають час осадження τ_0 і найменші розміри частинок d_{\min} , що можуть осідати у даній центрифугі.

Для визначення τ_0 користуємося (3.24) і (3.26)

$$d\tau_0 = \frac{18\mu}{(\rho - \rho_c)d^2W^2} \cdot \frac{dr}{r} \quad (3.29)$$

$$\tau_0 = \frac{18\mu}{(\rho - \rho_c)d^2W^2} \ln \frac{r_2}{r_1} \quad (3.30)$$

Мінімальний діаметр частинок, які осідають у відстійній центрифугі:

$$d_{\min} = 3 \sqrt{\frac{2\mu}{W^2(\rho - \rho_c)} \cdot \frac{V}{L} \cdot \frac{\ln(r_2/r_1)}{\pi(r_2^2 - r_1^2)}} \quad (3.31)$$

Позначення до рівнянь показані на рис. 16.

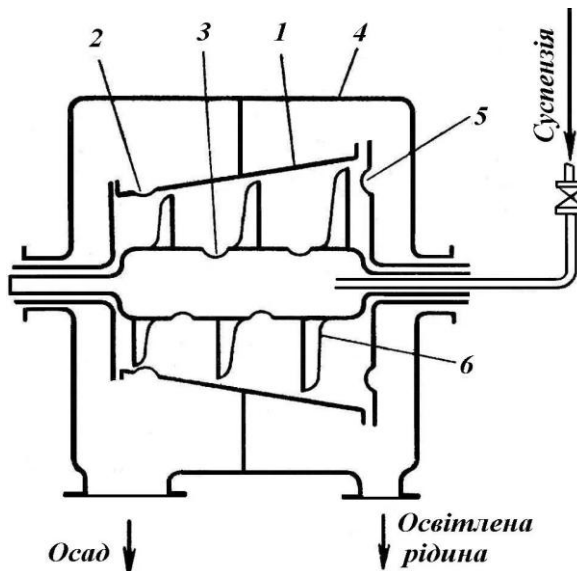


Рис. 15. Схема безперервної горизонтальної відстійної центрифуги з механічним вивантаженням осаду: 1 – ротор; 2, 3, 5 – отвори (вікна); 4 – кожух; 6 – розвантажувальний шнек.

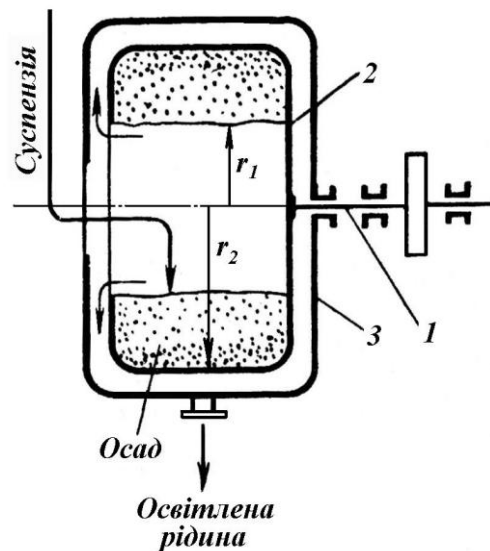


Рис. 16. Схема відстійної центрифуги періодичної дії з ручним вивантаженням осаду: 1 – вал; 2 – барабан; 3 – кожух.

в) Осадження під дією електричного поля

Цей метод дозволяє осаджувати дуже малі частинки. Газовий потік, який містить тверді частинки, попередньо іонізується, внаслідок чого частинки набувають заряду. При проходженні іонізованого газового потоку в електричному полі між двома електродами зарядженні частинки переміщуються до протилежно зарядженого електроду.

Іонізація здійснюється двома способами:

1. *самостійно* – при достатньо великій різниці потенціалів на електродах;
2. *не самостійно* – при дії випромінювання рентгенівських променів і т. ін.

Частіше використовується самостійна іонізація. Зовнішньою ознакою іонізації є світіння електродів. Електрод, який світиться, називається коронуючим.

Форми електродів бувають пластинчасті та трубчасті (рис. 17).

При різниці потенціалів $\Delta E = (4 \div 6)$ кВ/м і щільності електричного струму $i = (0,005 \div 0,5)$ мА/м спостерігається повне звільнення газів від твердих частинок. Швидкість осадження визначають приблизно. Вона залежить від щільності струму, рухливості іонів, радіусу коронуючого електроду, густини повітря тощо.

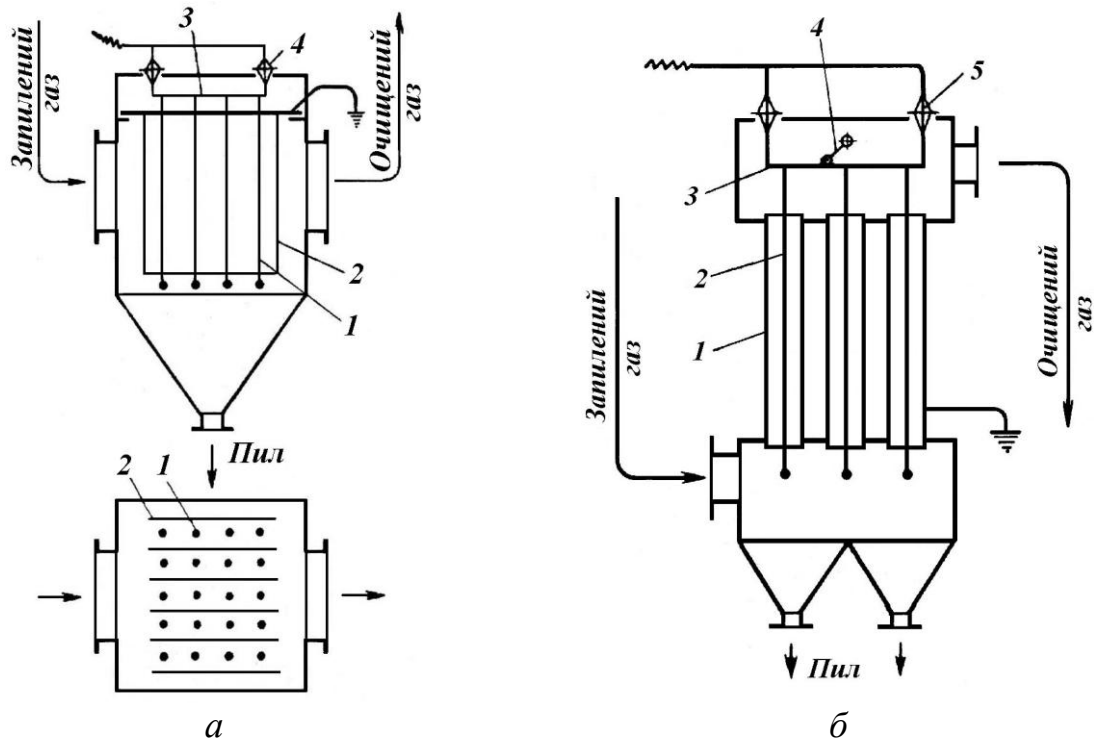


Рис. 17. Форми електродів: а – пластинчастий; б – трубчастий.

Апарати, в яких проводиться осадження під дією електричного поля, мають назву електрофільтри.

4. ФІЛЬТРУВАННЯ

На відміну від осадження фільтрування забезпечує майже повне звільнення рідин або газів від зважених частинок.

Розрізняють фільтрування з відкладенням осаду і з забиванням пор фільтру.

Рушійною силою процесу фільтрування є різниця тисків (p або Δp) перед і після фільтру або відцентрова сила. У зв'язку з цим розрізняють: фільтрування під дією перепаду тисків і відцентрове фільтрування.

Фільтрувальні матеріали: пісок, гравій, тканини, сітки, пориста кераміка.

4.1. Фільтрування під дією перепаду тисків з відкладенням осаду

4.1.1. Кінетика фільтрування

Для отримання диференціального рівняння руху в'язкої рідини виділяють в потоці рідини, що рухається по каналу (пора фільтру), плоский елементарний паралелепіпед і розглядають його одновимірний рух. На паралелепіпед діють сили:

тяжіння

$$G_T = \rho g dx dy dz \quad (4.1)$$

тиску [розраховується по різниці між силою тиску на верхню грань $pdydz$ і на нижню $(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx)dydz$]:

$$G_{\text{тис}} = -\frac{\partial p}{\partial x} dx dy dz \quad (4.2)$$

тертя:

$$T = \mu \frac{\partial^2 \omega_x}{\partial y^2} dx dy dz \quad (4.3)$$

Використовуємо другий закон механіки для одновимірного руху і маємо:

$$\rho g - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu \frac{\partial^2 \omega_x}{\partial y^2} = \rho \frac{\partial \omega_x}{\partial \tau} \quad (4.4)$$

(4.4) - рівняння Нав'є – Стокса.

З (4.4) отримуємо критеріальне рівняння. Для цього (4.4) ділимо на праву частину.

$$\frac{\rho g \partial \tau}{\rho \partial \omega_x} - \frac{\partial p \partial \tau}{\partial x \rho \partial \omega_x} + \frac{\mu \partial \tau \partial^2 \omega_x}{\rho \partial \omega_x \partial y^2} = 1$$

1 2 3

1 складова:

$$\frac{g \partial \tau}{\partial \omega_x} \rightarrow \frac{g \tau}{\omega} \cdot \frac{l}{l} \rightarrow \frac{gl}{\omega^2} = Fr \quad (4.5)$$

Fr - критерій Фруда; характеризує відношення сил тяжіння до сил інерції.

2 складова:

$$\frac{\partial p \partial \tau}{\partial x \rho \partial \omega_x} \rightarrow \frac{p \tau}{l \rho \omega} \rightarrow \frac{p}{\rho \omega^2} = Eu \quad (4.6)$$

Eu - критерій Ейлера; характеризує відношення сил тиску до сил інерції.

3 складова

$$\frac{\mu \partial \tau \partial^2 \omega_x}{\rho \partial \omega_x \partial y^2} \rightarrow \frac{\mu \tau \omega}{\rho \omega l} \rightarrow \frac{\mu}{\rho \omega l} = \frac{1}{Re}$$

В критеріальне рівняння Fr не вводять, оскільки при фільтруванні сили тяжіння малі у порівнянні з силами тиску і тертя, але вводять параметричний критерій l/d_e , який характеризує геометричні особливості системи.

Критеріальне рівняння:

$$Eu = C Re^n \left(\frac{l}{d_e} \right)^m \quad (4.7)$$

Для ламінарного руху ($Re \leq 35$)

$$Eu = \frac{110}{Re} \cdot \frac{l}{d_e} \quad (4.8)$$

d_e - еквівалентний діаметр шару зернистого матеріалу.

$$d_e = 4\varepsilon/\sigma \quad (4.9)$$

де ε – частка порожнин у шарі;

σ – питома поверхня зерен (поверхня в одиниці об'єму).

d_e – можна виразити через d_3 частинок (зерен).

Для сферичної форми

$$d_e = \frac{2}{3} \cdot \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} d_3 \quad (4.10)$$

Для неправильної форми

$$d_e = \Phi \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} d_3 \quad (4.11)$$

Φ – коефіцієнт форми.

4.1.2. Розрахункові формули для процесу фільтрування

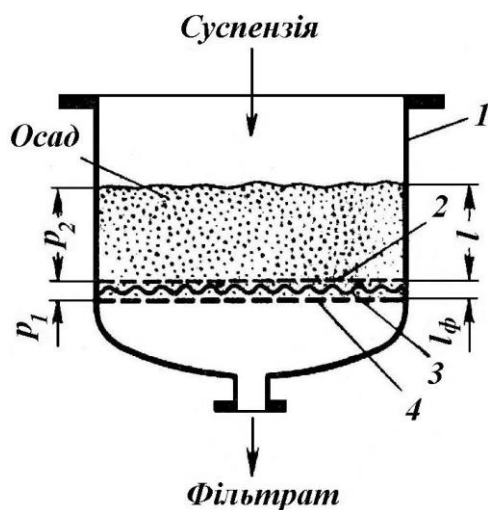


Рис. 18. Схема фільтру:

- 1 – ємність;
- 2 - фільтрувальний матеріал;
- 3 - опорна решітка;
- 4 - дренажна сітка.

Основне рівняння гідромеханічних процесів:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{p}{R} \quad (4.12)$$

Тут загальний перепад тиску складається з перепаду тиску на осаді і на фільтрувальній перегородці: $p = p_1 + p_2$, а загальний опір – з опору шару осаду і опору фільтрувальної перегородки:

$$R = R_\phi + R_{\text{осаду}} \quad (4.13)$$

Опір шару осаду визначається як добуток питомого опору осаду r , який залежить від природи матеріалу осаду, на товщину шару l :

$$R_{\text{осаду}} = l \cdot r \quad (4.14)$$

З урахуванням (4.13) і (4.14) рівняння (4.12) набуває вигляду:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{p}{R_\phi + lr} \quad (4.15)$$

Якщо з 1 м³ рідини, що пройшла крізь фільтр (фільтрату), відкладається x м³ осаду, то висота шару осаду

$$l = \frac{Vx}{F} \quad (4.16)$$

(4.16) підставляємо у (4.15):

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{p}{R_\phi + \frac{V \cdot r \cdot x}{F}} \quad \text{або} \quad \frac{xr}{F} V dV + R_\phi dV = p F d\tau \quad (4.17)$$

Фільтрування проводять:

- 1) при постійному перепаду тисків,
- 2) при постійній швидкості

1) $p = \text{const.}$ (4.17) інтегруємо у межах 0- V і 0- τ .

Отримуємо:

$$V^2 xr + 2R_\phi VF = 2pF^2 \tau \quad (4.18)$$

τ - час фільтрування, F – поверхня фільтру.

(4.18) записують у вигляді:

$$V^2 + 2VC = K\tau \quad (4.19)$$

C - константа фільтрування, яка характеризує гідравлічний опір фільтрувальної перегородки ($\text{м}^3/\text{м}^2$),

K – константа фільтрування, яка враховує режим процесу і фізико–хімічні властивості осаду і рідини ($\text{м}^2/\text{с}$).

V – об'єм фільтру, отриманий з одного м^2 поверхні фільтру за час τ .

Швидкість фільтрування можна розрахувати через константи фільтрування:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)}, \text{ м}^3/\text{м}^2\text{с} \quad (4.20)$$

$$K = \frac{2\Delta p}{\mu \cdot c \cdot r} \quad (4.21)$$

c – маса сухої твердої речовини, яка відкладається на фільтрі при проходженні крізь його поверхню 1 м^3 фільтрату [$\text{кг}/\text{м}^3$];

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx} \quad (4.22)$$

m – маса вологого осаду в розрахунку на 1 кг сухої речовини, що міститься в ньому, $\text{кг}/\text{кг}$;

ρ - густина фільтрату, $\text{кг}/\text{м}^3$;

x – масова концентрація твердої фази в суспензії, $\text{кг}/\text{кг}$.

$$C = \frac{r_{mk}}{cr} \quad (4.23)$$

або з урахуванням (4.22)

$$C = \frac{r_{mk}(1 - mx)}{rx\rho} \quad (4.24)$$

$$2) \frac{dV}{Fd\tau} = \frac{V}{F\tau} = \text{const} \Rightarrow \quad (4.17) \text{ буде мати вигляд:}$$

$$V^2 rx + R_\phi VF = pF^2 \tau \quad (4.25)$$

При промивці осаду вважають, що швидкість промивки дорівнює швидкості фільтрування у кінці процесу.

4.2. Відцентрове фільтрування (з відкладенням осаду)

Барабанні фільтрувальні центрифуги мають сітчасті стінки, які обкладаються пористими матеріалами. Швидкість фільтрування залежить від часу. На кривій залежності швидкості фільтрування від часу можна виділити 3 періоди:

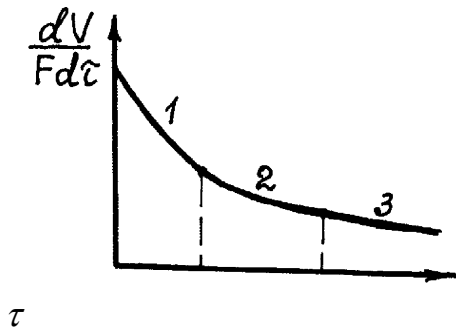


Рис. 15. Зміна швидкості фільтрування у часі:

- 1 - утворення осаду;
- 2 - ущільнення осаду;
- 3 - механічне "сушіння".

Період 1: Використовуються розглянуті вище закономірності кінетики фільтрування.

В шарі осаду виділяємо елементарне кільце, яке має об'єм

$$dV = 2\pi r H dr \quad (4.26)$$

Відцентрова сила

$$dG_{\text{вц}} = \frac{dm \cdot \omega^2}{r} = dm W^2 r \quad (4.27)$$

$$dm = \rho dV = \rho F dr \quad (4.28)$$

Тиск на шарі, що прилягає до кільця:

$$dp_{\text{вц}} = \frac{dG_{\text{вц}}}{F} = \frac{F \rho dr W^2 r}{F} = \rho W^2 r dr \quad (4.29)$$

Після інтегрування (4.29) у межах $r_1 - r_2$ отримаємо:

$$p_{\text{вц}} = \frac{W^2 \rho}{2} (r_2^2 - r_1^2) \quad (4.30)$$

Знаючи $p_{вц}$, з (4.18), (4.19) знаходять τ .

Для 2 і 3 ділянок тривалість процесу визначається приблизно за формулою:

$$\tau = a \ln \frac{X_{ноч} - b}{X_{кін} - b} \quad (4.31)$$

X – вологість осаду

a, b – константи, визначені експериментально.

4.3. Фільтрування із забиванням пор фільтру

Це складний і мало досліджений процес. Залежність для опору фільтру від об'єму фільтрату:

$$r_{\phi} = aV^b \quad (4.32)$$

Більшість процесів фільтрування проводиться при постійному перепаду тисків.

Для визначення продуктивності V використовують рівняння:

$$\frac{V}{F\tau} = \frac{P}{r_{\phi}} \quad (4.33)$$

4.4. Фільтрувальна апаратура

Фільтрувальна апаратура підрозділяється на:

- газові фільтри,
- рідинні фільтри,
- фільтрувальні центрифуги.

Газові фільтри відносяться до безперервно діючих апаратів, однак через деякі (досить великі) проміжки часу їхня робота переривається для очищення або заміни фільтрувального матеріалу.

Підрозділяються на

1. фільтри з плоскою фільтрувальною перегородкою (рис. 19);
2. батарейні фільтри (рукавний – рис. 20) та ін.

Є фільтри з твердими фільтрувальними матеріалами (патронний фільтр – рис. 21).

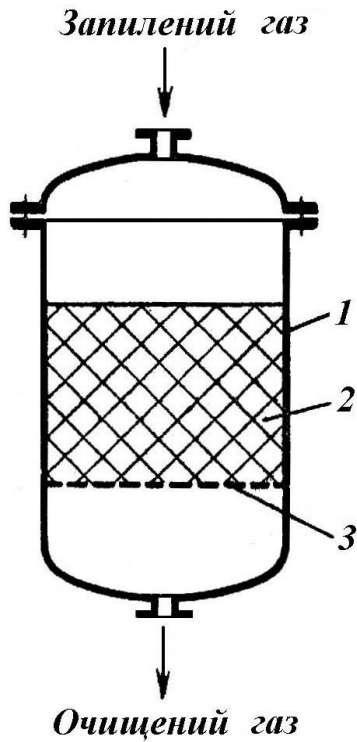


Рис. 19. Фільтри з плоскою фільтрувальною перегородкою:
1 – корпус; 2 – фільтрувальний матеріал; 3 – опорна решітка.

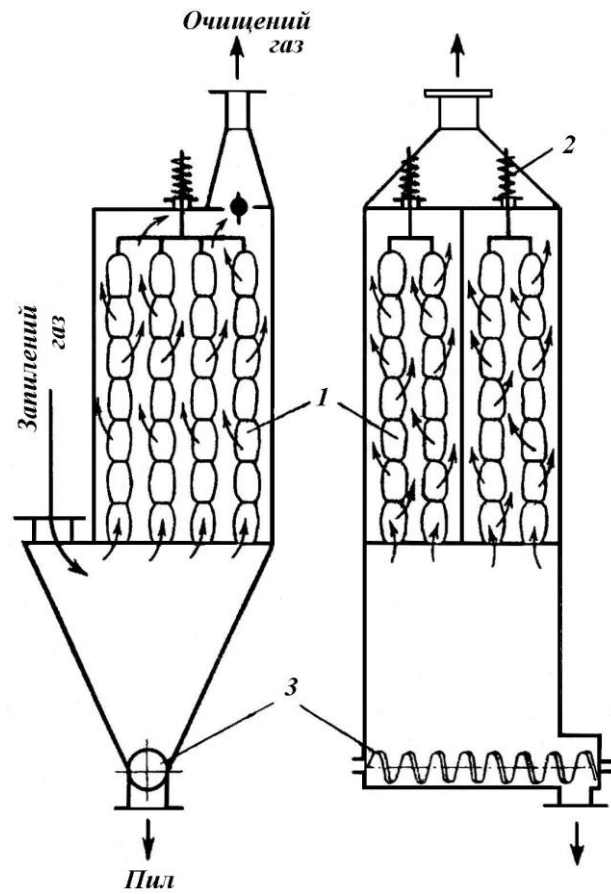


Рис. 20. Рукавний фільтр:
1 – рукави з фільтрувального матеріалу;
2 – струшуючий пристрій;
3 – шнек для вивантаження твердих частинок.

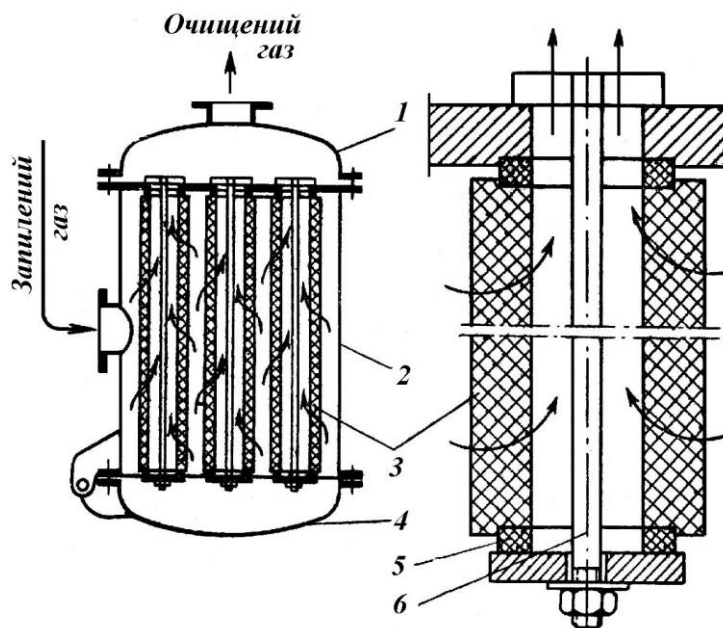


Рис. 21. Патронний фільтр:
1 – кришка; 2 – корпус; 3 – керамічний патрон; 4 – відкидна кришка; 5 – прокладка; 6 – стягуючий болт.

складається з тривалості власне фільтрування τ і тривалості допоміжних операцій (промивка, продувка осаду) - τ_d .

На практиці час фільтрування τ , як правило, визначається необхідністю отримання заданої раціональної товщини шару осаду:

- для фільтрів з плоскою горизонтальною перегородкою - 50-250 мм,
- для наливних батерейних фільтрів – 10-40 мм,
- для багатокамерних – 20-80 мм.

Тривалість допоміжних операцій τ_d визначається за виробничими даними.

Час, потрібний для утворення осаду товщиною l (час фільтрування), визначають за (4.17) і (4.18). Час, потрібний для проведення допоміжних операцій, визначають за виробничими даними. $\tau_{zar.} = \tau + \tau_d$.

Кількість фільтрату V , що утворився за цей час, визначають з (4.16), а середня продуктивність фільтру дорівнює

$$V_{\tau \text{ сep}} = \frac{V_{\tau a}}{Fl} \quad (4.36)$$

За заданою продуктивність фільтрувального агрегату $V_{\square a}$ знаходять по таблицях (нормах) фільтрувальну поверхню одного фільтру і товщину шару осаду. Далі розраховують кількість циклів фільтрування, котрі треба здійснити за добу:

$$a = \frac{V_{\tau a} x}{Fl} \quad (4.37)$$

Кількість циклів фільтрування, які можна провести на одному фільтрі за добу:

$$b = \frac{24}{\tau + \tau_d} \quad (4.38)$$

а необхідна кількість фільтрів

$$n = \frac{a}{b} \quad (4.39)$$

Схеми безперервнодіючих рідинних фільтрів

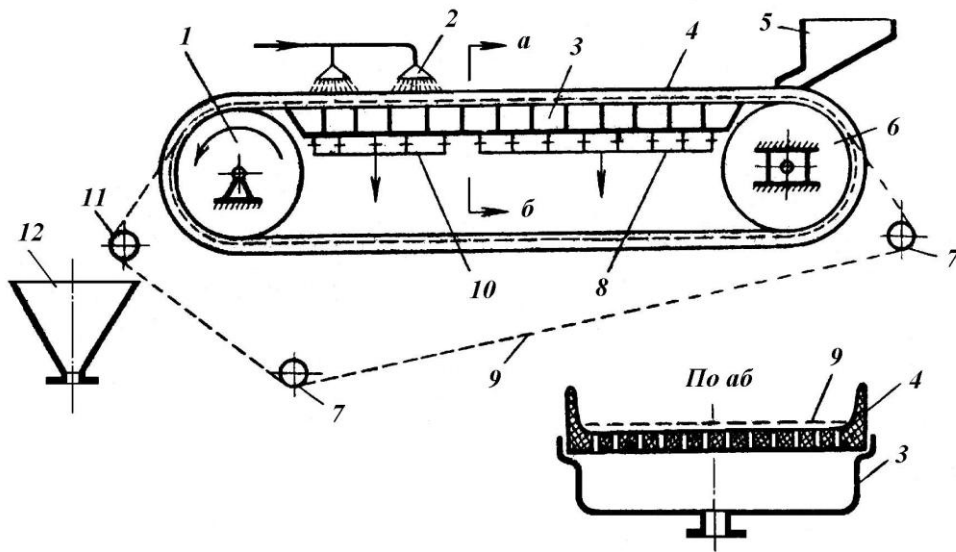


Рис. 23. Схема стрічкового вакуум – фільтру:

1 - привідний барабан; 2 - форсунки; 3 – вакуум - камери; 4 - фільтрувальна тканина; 5 - бункер для суспензії; 6 – натяжний барабан; 7 – натяжні ролики; 8 – валик для знімання осаду; 9 – бункер для осаду; 10 – колектори промивної води.

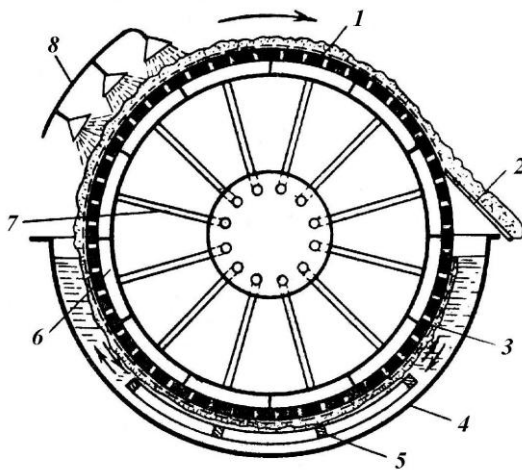


Рис. 23. Схема барабанного вакуум-фільтру:

1 – фільтрувальний матеріал;
2 – ніж для знімання осаду;
3 – осад;
4 – корито;
5 – мішалка;
6 – камера (комірка);
7 – трубки для з'єднання камер з розподільчою голівкою;
8 – форсунки.

Розрахунок фільтрів безперервної дії. За заданою продуктивністю визначають довжину і площу фільтрувальної поверхні, швидкість її руху. А у випадку установки кількох фільтрів розраховують їхню кількість.

Вводимо позначення:

L – загальна робоча довжина стрічки,

$L_{\text{ф}}$, $L_{\text{пр}}$, $L_{\text{д}}$ – довжини ділянок фільтрування, промивки, допоміжних операцій,

$F_{\text{ф}}$, $F_{\text{пр}}$, $F_{\text{д}}$ – площі цих ділянок,

v – ширина стрічки.

Фільтрувальні центрифуги

За своєю будовою вони подібні осадним, але, як уже відмічалось раніше, як фільтрувальні використовуються нормальні центрифуги, ротори яких мають достатньо великі розміри і виготовляються з перфорованих листів або сіток.

Фільтрувальні центрифуги поділяються:

- 1) *За режимом дії:*
 - а) періодичні
 - б) безперервно діючі.
- 2) *За способом вивантаження осаду:*
 - а) з ручним вивантаженням
 - б) автоматичні
 - в) гравітаційні
 - г) з пульсуючим поршнем
 - д) з відцентровим вивантаженням.

5. ПЕРЕМІШУВАННЯ В РІДКОМУ СЕРЕДОВИЩІ

5.1. Інтенсивність і ефективність перемішування

Перемішування проводиться з метою отримання розчинів, емульсій і суспензій, а також інтенсифікації теплових, дифузійних і хімічних процесів.

Основні питання, які розглядаються при вивченні цього процесу, - інтенсивність та ефективність перемішування, а також витрата енергії.

Інтенсивність обумовлюється характером руху рідини в апараті й характеризується Re . Зі збільшенням інтенсивності пропорційно зростають енергетичні витрати, в той час як технологічний ефект обмежений.

Ефективність є характеристикою якості перемішування, вона виражається по-різному у залежності від технологічного призначення. Ефективність можна характеризувати відношенням швидкостей процесу при перемішуванні і без нього. При отриманні неоднорідних систем якість перемішування характеризується рівномірністю розподілу фаз.

5.2. Способи перемішування

1) *Пневматичний* – шляхом пропускання газу крізь шар рідини. Стиснений газ розподіляється барботером (горизонтально розташовані біля днища перфоровані труби, які зігнуті в окружності або спіралі).

Витрати газу

- Слабке перемішування $0,4 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ хв.}$
- Середнє $0,8 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ хв.}$
- Інтенсивне $1,2 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ хв.}$

2) *Циркуляційний* - проводиться багаторазовим прокачуванням рідини крізь систему апарат - циркуляційний насос – апарат.

3) *Механічний* - здійснюється за допомогою механічних перемішуючих пристроїв (мішалок).

5.3. Будова механічних перемішуючих пристроїв

Вони складаються з мішалки, валу і приводу (рис. 24).

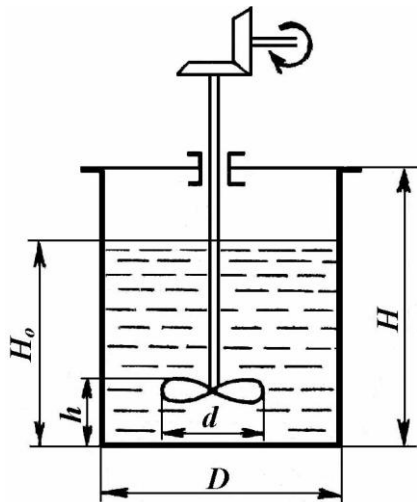


Рис. 24. Схема механічного перемішуючого пристрою.

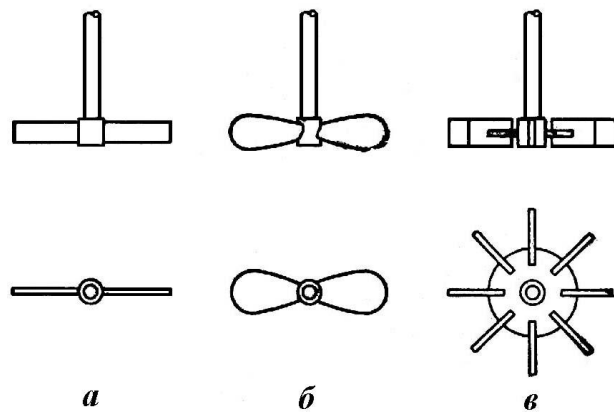


Рис. 25. Види мішалок:
а – лопатева; б – пропелерна;
в – турбінна відкритого типу.

Тип мішалки обирають у залежності від області використання (довідник).

Найбільш поширеними мішалками є лопатеві, пропелерні, турбінні, рамні, якірні, дискові (рис. 25, 26).

За розташуванням валу мішалки підрозділяються на вертикальні, горизонтальні та похилі.

Для багатьох типів мішалок $D \approx 3d$. Така мішалка називається нормалізованою.

Однією з характеристик мішалки є лінійна швидкість кінця лопатки - наприклад, для лопатевої мішалки вона складає 1-5 м/с, для пропелерної - 5-10 м/с. Всі розміри мішалки виражають через її діаметр d [див. формули (5.5) – (5.8)].

При перемішуванні виникає багато проблем, пов'язаних з необхідністю попередження осадження твердих частинок при отриманні суспензій, утворення на поверхні рідини лійки, тощо. З метою попередження осадження твердих частинок використовують лопатеві мішалки з нахиленими лопатками. При цьому виникають вихрові потоки рідини, що сприяють підйому твердих частинок з дна апарату.

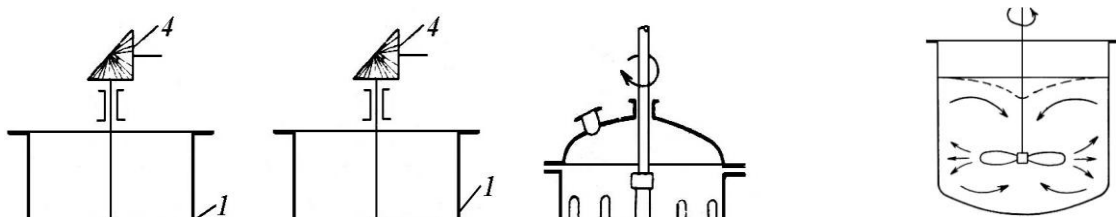


Рис. 27. Напрямок потоків у судині з мішалкою.

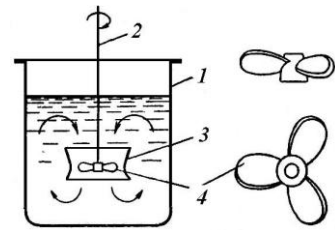


Рис. 26. Розташування мішалок у ємностях:
а – лопатева мішалка; б – лопатева мішалка у судині з перегородками; в – якірна мішалка.

Рис. 28. Судина з мішалкою і дифузorzом:
1 – судина; 2 – вал;
3 – мішалка; 4 – дифузorz.

Для попередження утворення лійки на поверхні рідини при використанні швидкохідних перемішувачів і для того, щоб основна маса густої рідини не оберталась разом із лопатками, в ємностях встановлюють нерухомі перегородки шириною $(0,05-0,12)D$ (рис. 26, б).

При використанні пропелерних мішалок треба мати на увазі, що один пропелер забезпечує інтенсивне перемішування рідини в зоні висотою D . Якщо робоча висота більша за D , то на вертикальному валу встановлюють кілька пропелерів.

Для створення інтенсивних вертикальних струмів рідини в ємності встановлюють дифузorz - коротку циліндричну або конічну склянку (рис. 28).

5.4. Критерії гідродинамічної подібності для процесу перемішування

Для характеристики процесу перемішування використовують відцентрові критерії:

$$Re_{вц} = \frac{\rho n d^2}{\mu} \quad (5.1) \quad Fr_{вц} = \frac{n^2 d}{g} \quad (5.3)$$

$$Ar_{вц} = \frac{d^3 \rho \Delta \rho g}{\mu^2} \quad (5.2) \quad K_N = \frac{N}{\rho n^3 d^5} \quad (5.4)$$

($\Delta \rho$ - різниця густин речовин, які перемішуються)
і симплекси геометричної подібності (параметричні критерії):

$$\Gamma_{dч} = d_ч/d \quad (5.5) \quad \Gamma_D = D/d \quad (5.6)$$

$$\Gamma_{h_{лійки}} = h_{лійки}/d \quad (5.7) \quad \Gamma_h = h/d \quad (5.8)$$

5.5. Критеріальні рівняння

Їхній вигляд залежить від характеру процесу.
Наприклад, для отримання суспензії:

$$\text{Re}_{\text{вц}} = C_1 Ar_{\text{вц}} \Gamma_{d_c}^{0,5} \Gamma_D^{x_1} \quad (5.9)$$

$$n_0 = C_2 \frac{\Delta \rho^{0,5} d_c^{0,5} D^{x_1}}{\rho_c^{0,5} d^{y_1}} \quad (5.10)$$

n_0 – число обертів, при якому досягають практично рівномірного розподілу дисперсної фази по всьому об'єму.

Коефіцієнти і показники степені до (5.9) і (5.10) наведені в довідниках.

Для емульгування, гомогенізації легкорухливої рідини та інших процесів використовують інші критеріальні рівняння.

6. ТЕЧІЯ ГАЗУ, ПАРИ АБО РІДИНИ КРІЗЬ ШАР ТВЕРДОГО ЗЕРНИСТОГО МАТЕРІАЛУ

Розглядаються такі випадки:

1. При малих швидкостях газового або рідинного потоку частинки шару нерухомі – відбувається фільтрація газу крізь шар, який залишається суцільним до деякої критичної швидкості потоку $\omega_{\text{кр}}$. Такий суцільний (щільний) шар може бути або нерухомим, або компактно переміщатися.

2. При швидкостях, що перевищують $\omega_{\text{кр}}$, тверді частинки починають переміщатись. Шар набуває текучості – це стан *псевдозрідження*. Цей стан може існувати при швидкостях потоку від $\omega_{\text{кр}}$ до $\omega_{\text{виносу}}$. $\omega_{\text{винос}}$ – це мінімальна швидкість, при якій починається винос частинок з апарату.

3. Якщо швидкість потоку перевищує $\omega_{\text{винос}}$, настає режим пневмотранспорту.

6.1. Нерухомий щільний шар

6.1.1. Порізність шару ε

Порізність вільно насипаного нерухомого шару твердих частинок

$$\varepsilon = \frac{V_{\text{нас}} - V}{V_{\text{нас}}} \quad (6.1)$$

$V_{\text{нас}}$ - об'єм шару, V - об'єм, який займають частинки.
Якщо крізь шар фільтрується рідина, то

$$\rho_{\text{ш}} = (1 - \varepsilon_0)\rho_{\text{т}} + \varepsilon_0\rho_{\text{с}} \quad (6.2)$$

$\rho_{\text{ш}}$ - середня густина шару (рідина + тверда речовина);
 $\rho_{\text{с}}$ – густина середовища (рідини).

Порізність при фільтрації рідини

$$\varepsilon = \frac{\rho_T - \rho_{ш}}{\rho_T - \rho_c} \quad (6.3)$$

Якщо фільтруються газ або пара, то $\rho_T \gg \rho_{ш}$, тому можна записати:

$$\varepsilon_o = 1 - \frac{\rho_{ш}}{\rho_T} \quad (6.4)$$

Для нерухомого шару $\varepsilon_o \approx 0,4$.

При розрахунках користуються залежністю критерію Лященко від критерію Архімеда і порізності шару, яка наведена в довідниках.

6.1.2. Опір шару (Δp)

Існує кілька формул для розрахунку Δp . Наводимо формулу Акопяна і Касаткіна:

$$\Delta p = \lambda_{зер} \frac{h_0}{d_{зер}} \cdot \frac{\omega_\phi^2 \rho_c}{2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \varphi, \text{ Па} \quad (6.5)$$

де Δp - перепад тиску в шарі;

$\lambda_{зер}$ - коефіцієнт опору шару;

h_0 - висота шару;

$d_{зер}$ - середній діаметр зерен;

ω_ϕ - фіктивна швидкість (віднесена до вільного перерізу апарату);

φ - коефіцієнт форми зерен.

Для $\lambda_{зер}$ дослідним шляхом визначені залежності:

При $Re < 35$ (ламінальний рух)
$$\lambda_{зер} = \frac{220}{Re_{зер}} \quad (6.6)$$

При $70 < Re < 7000$

$$\lambda_{зер} = \frac{11,6}{\sqrt[4]{Re_{зер}}} \quad (6.7)$$

При $Re > 7000$ (турбулентний режим)

$$\lambda = \text{const} \approx 1,26 \quad (6.8)$$

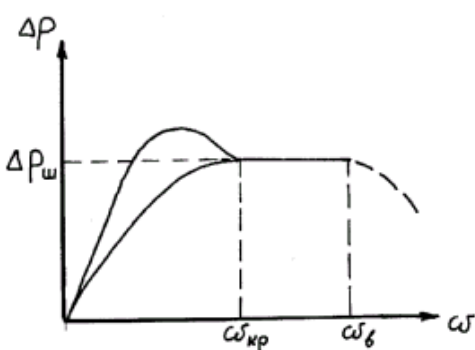
В умовах псевдозрідження $Re_{зер}$ не перевищує 600-700.

$$\text{Re} = \frac{\omega_{\phi} d_e \rho_c}{\mu_c}; \quad d_e = \phi d_{\text{кулі}}$$

де d_e – еквівалентний діаметр зерна, тобто діаметр кулі з таким само об'ємом, як і частинки, що досліджуються;
 ϕ – коефіцієнт форми.

6.2. Псевдозріджений шар

В момент початку псевдозрідження вага зернистого матеріалу, яка припадає на одиницю площі перерізу апарату, врівноважується силою гідравлічного опору шару:



$$\Delta p_{\text{шару}} = \frac{G_{\text{шару}}}{F} \quad (6.9)$$

З урахуванням Архімедової сили

$$\Delta p_{\text{шару}} = (\gamma_m - \gamma_c)(1 - \varepsilon_0)h_0 \quad \text{або}$$

$$\Delta p_{\text{шару}} = (\rho_m - \rho_c)(1 - \varepsilon_0)gh_0 \quad (6.10)$$

Рис. 29. Вплив швидкості потоку на гідравлічний опір шару твердого матеріалу.

Для першого псевдозрідження спостерігається петля, яка відсутня при повторних досліджах.

Висота псевдозрідженого шару:

$$h = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} h_0 \quad (6.11)$$

Існує велика кількість формул для розрахунку критичної швидкості псевдозрідження монодисперсних шарів. Для полідисперсних $\omega_{\text{кр}}$ визначається дослідним шляхом. Наприклад, критична швидкість для шару сферичних частинок розраховується з Re , а сам Re визначається з критеріального рівняння:

$$\text{Re}_{\text{кр}} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} \quad (6.12)$$

$$\text{Re}_{\text{кр}} = \frac{\omega_{\text{кр}} d_{\text{зер}}}{\nu_c} \quad (6.13)$$

Верхня межа псевдозрідженого стану відповідає швидкості витання поодиноких частинок ($\varepsilon \approx 1$).

$$\text{Re}_{\text{вит}} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} \quad (6.14)$$

$$\text{Re}_{\text{вит}} = \frac{\omega_{\text{в}} d_{\text{з}}}{\nu_c} \quad (6.15)$$

В режимі псевдозрідження провадиться багато процесів: сушіння, низка хімічних процесів (випалювання) та ін.

7. ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ

7.1. Теплопередача

7.1.1. Загальна характеристика теплових процесів

В теплових процесах беруть участь не менш як два середовища з різними температурами. Середовище з більш високою температурою, яке віддає при теплообміні тепло, називається теплоносієм, середовище з більш низькою температурою – холодильним агентом (холодоагентом).

Основною характеристикою будь-якого теплового процесу є кількість теплоти, що передається; від цієї величини залежать розміри теплообмінної апаратури. Основним розміром є поверхня теплообміну. Зв'язок між кількістю тепла, що передається в апараті, і поверхнею теплообміну F визначається основним кінетичним рівнянням (1.2).

Основне рівняння теплопередачі:

$$dQ = K \cdot \Delta t \cdot dF \cdot d\tau \quad (7.1)$$

Для сталого процесу в одиницю часу:

$$Q = K \cdot \Delta t_{\text{сер}} \cdot F \quad (7.2)$$

Q – кількість теплоти, яка передається через всю поверхню теплообміну;

K – коефіцієнт теплопередачі між середовищами, середній для всієї поверхні теплообміну;

$\Delta t_{\text{сер}}$ – середня різниця температур.

З (7.2) визначають F , але для цього ще треба знайти величини Q , K і $\Delta t_{сер}$.

Найбільш складною задачею є визначення K і $\Delta t_{сер}$. Цією задачею займається наука теплопередача.

Основними способами розповсюдження тепла є теплопровідність, конвекція і теплове випромінювання.

Теплопровідністю називається процес розповсюдження тепла між частинками тіла, які знаходяться у безпосередньому контакті. Спостерігається в твердих тілах і в тонких шарах рідин або газів.

Конвекція – процес перенесення тепла внаслідок руху й перемішування макроскопічних об'ємів газів або рідин.

Теплове випромінювання – процес розповсюдження тепла у вигляді електромагнітних коливань.

На практиці, як правило, доводиться мати справу зі складним теплообміном.

7.1.2. Теплопровідність

7.1.2.1. Основний закон теплопровідності

Закон Фур'є:

Кількість тепла dQ , що передана теплопровідністю, пропорційна градієнту температури $\frac{\partial t}{\partial n}$, часу $d\tau$ і площі перерізу dF , перпендикулярній напрямку теплового потоку, тобто:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau \quad (7.3)$$

λ - коефіцієнт теплопровідності, $\frac{\text{кДж}}{\text{м} \cdot \text{год} \cdot \text{К}}$, або $\frac{\text{кВт(Вт)}}{\text{м} \cdot \text{К}}$.

λ показує, яка кількість теплоти проходить внаслідок теплопровідності через 1 м^2 поверхні теплообміну за одиницю часу при різниці температур в 1 градус, що припадає на 1 м довжини нормалі до ізотермічної поверхні.

λ залежить від природи й агрегатного стану речовини, а також від умов. Так, для газів і твердих речовин з підвищенням температури λ , як правило, зростає, а для рідин – зменшується (виняток складають вода і гліцерин). Тиск, коли його значення не дуже великі, на коефіцієнт теплопровідності впливає мало.

7.1.2.2. Диференціальне рівняння теплопровідності

Це рівняння виводять на основі закону збереження енергії, при цьому припускаються, що тепло розповсюджується в тілі (середовищі), яке має густину ρ , теплоємність c , теплопровідність λ . Причому, ці параметри сталі за напрямками й у часі.

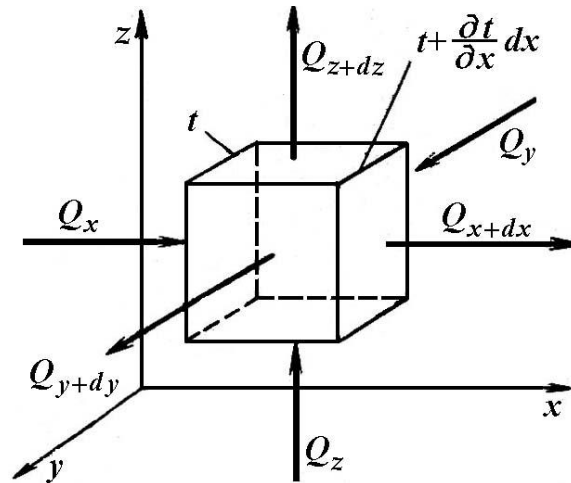


Рис. 30. До виведення диференціального рівняння теплопровідності.

Для виведення диференціального рівняння теплопровідності у середовищі виділяємо паралелепіпед з ребрами довжиною dx , dy і dz . В паралелепіпед входить тепла уздовж осі x Q_x , виходить $-Q_{x+dx}$

Різниця між кількістю тепла, що входить в паралелепіпед, і виходить з нього (тепло, яке залишається в об'ємі):

$$dQ = (Q_x - Q_{x+dx}) + (Q_y - Q_{y+dy}) + (Q_z - Q_{z+dz})$$

Згідно із законом Фур'є

$$Q_x = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dy dz d\tau \quad \text{і}$$

$$Q_{x+dx} = -\lambda \frac{\partial \left(t + \frac{\partial t}{\partial x} dx \right)}{\partial x} dy dz d\tau = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dy dz d\tau - \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx dy dz d\tau$$

Аналогічно

$$Q_y - Q_{y+dy} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dx dy dz d\tau \quad \text{і} \quad Q_z - Q_{z+dz} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dx dy dz d\tau$$

Складаємо ліві і праві частини:

$$dQ = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) dx dy dz d\tau \quad (7.4)$$

На основі закону збереження енергії кількість тепла, котра йде на зміну ентальпії паралелепіпеду за час τ

$$dQ = c\rho dx dy dz \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau \quad (7.5)$$

Зіставляючи (7.4) і (7.5), отримуємо диференціальне рівняння теплопровідності Фур'є:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{c\rho} \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (7.6)$$

$\underbrace{\hspace{10em}}$
 $\nabla^2 t$ – оператор Лапласа

$$\frac{\lambda}{c\rho} = a \quad (7.7)$$

a – коефіцієнт температуропровідності, м²/с.

Таким чином, (7.6) можна записати у вигляді:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \nabla^2 t \quad (7.8)$$

7.1.2.3. Теплопровідність плоскої одношарової стінки

Розглядається плоска стінка товщиною δ з однорідного матеріалу, який має коефіцієнт теплопровідності λ . Температура на протилежних зовнішніх поверхнях стінки $t_{\omega 1}$ і $t_{\omega 2}$ ($t_{\omega 1} > t_{\omega 2}$).

Для виведення рівняння теплопровідності плоскої стінки використовується диференціальне рівняння Фур'є (7.6). При цьому отримане рівняння:

$$dQ = \lambda \frac{t_{\omega 1} - t_{\omega 2}}{\delta} dF d\tau$$

або

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{\omega 1} - t_{\omega 2}) F \tau \quad (7.9)$$

$\frac{\lambda}{\delta}$ - теплова провідність стінки, $\frac{\delta}{\lambda}$ - термічний опір.

7.1.2.4. Теплопровідність плоскої багатошарової стінки

Рівняння для теплопровідності плоскої багатошарової стінки виводиться з (7.9) і має вигляд:

$$Q = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}} (t_{\omega 1} - t_{\omega 2}) F \tau \quad (7.10)$$

n - кількість шарів, i – номер шару.

7.1.2.5. Теплопровідність циліндричної стінки (труби)

Для циліндричної одношарової стінки середня площа теплообміну:

$$F_{\text{сер}} = \pi d_{\text{сер}} L = \frac{\pi(d_2 - d_1)L}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (7.11)$$

d_1 і d_2 – внутрішній і зовнішній діаметри.

Рівняння теплопровідності для сталого теплового потоку крізь одношарову циліндричну стінку:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_r - t_x) F_{\text{сер}} = \frac{2\pi\lambda(t_r - t_x)L}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (7.12)$$

де L – довжина циліндру, м.

Якщо відношення $d_1/d_2 < 2$, можна середню площу підрахувати за формулою:

$$F_{\text{сер}} = \frac{\pi(d_1 + d_2)L}{2} \quad (7.13)$$

Рівняння теплопровідності для сталого теплового потоку крізь багатошарову циліндричну стінку:

$$Q = \frac{2\pi L(t_r - t_x)}{\sum \frac{1}{\lambda} \ln \frac{d_3}{d_{\text{вн}}}} = \frac{2\pi L(t_r - t_x)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \dots} \quad (7.14)$$

Тут $d_{\text{вн}}$ і d_3 – внутрішній і зовнішній діаметри кожного циліндричного шару.

7.1.3. Теплове випромінювання і променевий теплообмін

Здатність тіла до теплового випромінювання E_0 визначається за законом Стефана – Больцмана:

$$E_0 = c_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad (7.15)$$

Цей закон виведений для абсолютно чорного тіла (індекс “0”).

c_0 – коефіцієнт випромінювання абсолютно чорного тіла;

$c_0 = 20,48 \text{ кДж/м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{К}^4$.

Цей закон справедливий також для будь-якого тіла:

$$E = c \left(\frac{T}{100} \right)^4 \quad (7.16) \quad c = \varepsilon c_0 \quad (7.17)$$

$\varepsilon = 0 \div 1$ – відносна здатність до випромінювання, або ступінь чорноти тіла (наведена у довідниках).

Для розрахунку променевого теплообміну між двома тілами використовують рівняння:

$$Q_{1-2} = c_{1-2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] F \quad (7.18)$$

c_{1-2} – приведений коефіцієнт променевипромінювання системи тіл; дорівнює для плоских тіл, які розташовані паралельно:

$$c_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{c_1} + \frac{1}{c_2} - \frac{1}{c_0}} \quad (7.19)$$

для випадку, коли одне тіло (площа поверхні F_2) повністю охоплює інше тіло (площа поверхні F_1) (приклад – піч, встановлена у приміщенні):

$$c_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{c_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{c_2} - \frac{1}{c_0} \right)} \quad (7.20)$$

7.1.4. Конвективний теплообмін (тепловіддача)

Під конвективним теплообміном розуміють процес розповсюдження тепла у рідині (газі) від поверхні твердого тіла або до його поверхні одночасно конвекцією і теплопровідністю. Конвективний теплообмін інакше називається тепловіддачею зіткненням або просто тепловіддачею.

Тепло розповсюджується від поверхні твердого тіла до рідини крізь граничний шар за рахунок теплопровідності, а від граничного шару в масу рідини - переважно конвекцією.

На тепловіддачу суттєво впливає характер руху рідини. Вільний рух рідини, або вільна конвекція, виникає внаслідок різниці густин нагрітих і холодних частинок рідини. Примусовий рух виникає під дією насоса або вентилятору і визначається фізичними властивостями рідини, швидкістю її руху, формою й розмірами каналу. При турбулентному русі теплообмін протікає більш інтенсивно, ніж при ламінарному.

7.1.4.1. Основний закон тепловіддачі

Основний закон тепловіддачі – закон Ньютона:

Кількість тепла dQ , що передається від поверхні теплообміну до оточуючого середовища, прямопропорційна поверхні теплообміну dF , різниці температур поверхні t_ω і оточуючого середовища t_f та часу $d\tau$.

$$dQ = \alpha(t_\omega - t_f)dFd\tau \quad (7.21)$$

α - коефіцієнт тепловіддачі, $\frac{\text{кДж}}{\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{К}}$ або $\frac{\text{Вт(кВт)}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$.

При сталому процесі за одиницю часу:

$$Q = \alpha(t_\omega - t_f)F \quad (7.22)$$

Основною задачею при розрахунках процесу тепловіддачі є визначення α . Це досить складна задача, оскільки α залежить від багатьох чинників – режиму і швидкості руху рідини, її фізичних параметрів, форми й розмірів поверхні теплообміну і т. ін.

7.1.4.2. Диференціальне рівняння конвективного перенесення тепла

За рахунок теплопровідності відбувається зміна температури нерухомого елемента [дивись (7.6) – (7.7)].

При конвективному теплообміні температура елемента змінюється як у часі, так і у просторі. У таких випадках зміну величини виражають за допомогою субстаціональної похідної. Позначивши проекції вектору швидкості на відповідні осі $\omega_x, \omega_y, \omega_z$, запишемо рівняння для субстаціональної похідної:

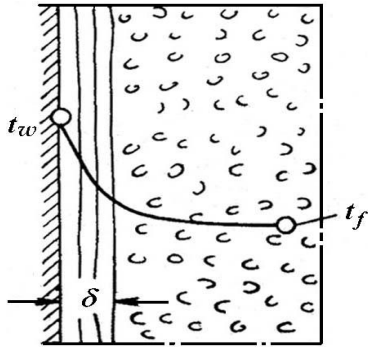


Рис. 31. Будова шару рідини, що примикає до поверхні стінки.

$$\frac{Dt}{\partial \tau} = \underbrace{\frac{\partial t}{\partial \tau}}_I + \underbrace{\left(\frac{\partial t}{\partial x} \omega_x + \frac{\partial t}{\partial y} \omega_y + \frac{\partial t}{\partial z} \omega_z \right)}_II \quad (7.23)$$

I – локальна зміна температури; II – конвективна зміна температури.

Якщо в рівнянні теплопровідності (7.6) замінити локальну зміну температури на повну, то отримаємо диференціальне рівняння конвективного перенесення тепла Фур'є-Кірхгофа:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} \omega_x + \frac{\partial t}{\partial y} \omega_y + \frac{\partial t}{\partial z} \omega_z = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (7.24)$$

(7.24) – математичне описання процесу розповсюдження тепла в середовищі, яке рухається, одночасно теплопровідністю й конвекцією. Для повного математичного описання конвективного теплообміну це рівняння повинне бути доповнене рівнянням, яке характеризує умови на границі поділу фаз середовища, що рухається, і твердим тілом.

Біля поверхні твердого тіла завжди є граничний шар товщиною δ , крізь який тепло розповсюджується теплопровідністю. Ця кількість тепла визначається законом Фур'є:

$$dQ = -\lambda \frac{dt}{dn} dF d\tau$$

Цю ж кількість тепла можна знайти за законом Ньютона:

$$dQ = \alpha(t_w - t_f) dF d\tau$$

Тобто,
$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial n} = \alpha(t_{\omega} - t_f) \quad (7.25)$$

(7.24) і (7.25) повністю описують конвективний теплообмін.

7.1.4.3. Критеріальне рівняння тепловіддачі

Для отримання критеріїв подібності (7.25) ділимо на ліву частину і отримуємо безрозмірний комплекс:

$$\frac{\alpha(t_{\omega} - t_f)dn}{\lambda dt} = \frac{\alpha \Delta t dn}{\lambda d\tau} \quad (7.26)$$

Викреслюємо символи диференціювання, різниці, замінюємо напрямлений параметр n на ненаправлений l , і провівши скорочення, отримуємо критерій Нуссельта:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda} \quad (7.27)$$

В (7.24) ділимо всі складові на $a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}$ і отримуємо безрозмірні комплекси:

$$\frac{\partial t \partial x^2}{\partial \tau a \partial^2 t} \quad \text{і} \quad \frac{\partial t \omega_x \partial x^2}{\partial x a \partial^2 t}$$

Провівши вказані вищезгадані операції, отримаємо:

критерій Фур'є:

$$Fo = \frac{a \tau}{l^2} \quad (7.28)$$

критерій Пекле:

$$Pe = \frac{\omega l}{a} \quad (7.29)$$

Nu , Fo , Pe – критерії теплової подібності. Характеризують: Nu – інтенсивність теплообміну на границі поділу фаз; Fo – зв'язок між швидкістю зміни температурного поля, розмірами та фізичними характеристиками середовища в нестационарних теплових процесах; Pe – відношення кількостей тепла, які розповсюджуються в потоці рідини конвекцією і теплопровідністю.

$$Pe = \frac{\omega l}{a} = \frac{\omega l}{\nu} \cdot \frac{\nu}{a} = Re \cdot Pr \quad (7.30)$$

Pr – критерій Прандтля – характеризує поле теплофізичних величин потоку рідини

$$Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{\mu}{a\rho} = \frac{\mu g}{a\gamma} = \frac{\mu c}{\lambda} \quad (7.31)$$

У випадках, коли теплообмін відбувається в результаті природної конвекції, яка обумовлена різницею густин рідини в різних точках системи, процес характеризується значенням критерію Архімеда:

$$Ar = \frac{gl^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_1} \quad (7.32)$$

де ρ_1 і ρ_2 – густини холодної і нагрітої рідини.

В теплових процесах різниця густин у різних точках обумовлена різницею температур нагрітої і холодної рідини, тому відношення $\frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_1}$ в критерії Архімеда замінюють добутком $\beta\Delta t$ і отримують критерій Грасгоффа:

$$Gr = \beta \frac{gl^3}{\nu^2} \Delta t = \beta\Delta t Ga \quad (7.33)$$

де β - температурний коефіцієнт об'ємного розширення рідини;

Ga – критерій Галілея.

Gr характеризує гідродинамічний режим потоку рідини в умовах природної конвекції, яка відбувається під впливом різниці густин нагрітої і холодної поверхонь.

Отримані критерії подібності дозволяють знайти критеріальне рівняння конвективного перенесення тепла:

$$Nu = f(Re, Gr, Pr, Fo) \quad (7.34)$$

Це рівняння спрощується, якщо розглядається процес в конкретних умовах – при стаціонарних процесах виключається Fo , при примусовому русі - Gr , при вільному русі - Re . Наприклад, для стаціонарного примусового руху критеріальне рівняння можна записати у вигляді:

$$Nu = A Re^m Pr^n \quad (7.35)$$

За критерієм Нуссельта розраховують коефіцієнт тепловіддачі α , користуючись рівнянням (7.27).

Рівняння типу (7.35) з коефіцієнтами і показниками ступенів для кожного конкретного випадку теплообміну наведені у довідниках.

7.1.4.4. Тепловіддача при зміні агрегатного стану

В процесі теплообміну може відбуватись випаровування, конденсація, плавлення, кристалізація та ін. Особливості таких процесів теплообміну полягають у тому, що тепло підводиться до матеріалів або відводиться від них при постійній температурі й розповсюджується не в одній, а у двох фазах. Ці особливості враховуються введенням в критеріальне рівняння додаткового критерію, який враховує теплоту зміни агрегатного стану K .

Розглянемо процес теплообміну при конденсації пари. dF – елементарна площадка на поверхні розділу Р-П; лінійна швидкість рідини, яка утворюється при конденсації, - ω ; теплота пароутворення – r .

Для випадку конденсації нерухомої пари Нуссельтом запропонована схема плівкової конденсації при відсутності крапельної конденсації. Критеріальне рівняння цього процесу:

$$Nu = C(Pr \cdot K \cdot Ga)^{0,25} \quad (7.36)$$

В критеріальне рівняння входить K – критерій теплової подібності при зміні агрегатного стану.

$$K = \frac{r}{c\Delta t} \quad (7.37)$$

де Δt – різниця між температурою фазового перетворення і температурою однієї з фаз.

За Nu і (7.27) знаходять α

$$\alpha = C^4 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 g \rho^2 r}{H \Delta t \mu}} \quad (7.38)$$

C – коефіцієнт, який дорівнює 0,94 для вертикальної стінки і 0,72 – для горизонтальної труби; α , ρ , μ - для конденсату при середній температурі плівки $t = 0,5(t_s + t_\omega)$; t_s – температура насиченої пари; t_ω - температура стінки; $\Delta t = t_s - t_\omega$; H – визначальний розмір (висота стінки, діаметр труби і т. ін.).

На коефіцієнт тепловіддачі впливає режим руху потоку, характер поверхні стінки (гладка чи шорстка) та вміст газів (1% повітря в парі знижує α на 60%).

7.1.5. Складний теплообмін

Одним з найважливіших випадків є процес розповсюдження тепла одночасно конвекцією і тепловим випромінюванням. Кількість тепла, що передається за рахунок конвективного теплообміну, визначається з (7.22), за рахунок теплового випромінювання – (7.18). Поєднавши ці рівняння, отримують загальну кількість теплоти, яку віддає стінка за одиницю часу:

$$Q = Q_{\text{конв}} + Q_{\text{випр}} = (\alpha + \alpha_{\text{випр}})(t_{\omega} - t_f)F \quad (7.39)$$

або

$$Q = \alpha^*(t_{\omega} - t_f)F \quad (7.40)$$

де α^* - приведений коефіцієнт тепловіддачі.

$$\alpha^* = 9,74 + 0,07 \Delta t \left(\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2\text{К}} \right) \quad (7.41)$$

7.1.6. Теплопередача

В теплових процесах здійснюється теплопередача від одного теплоносія до іншого, причому, теплоносії розділені перегородкою.

Коефіцієнт теплопередачі в рівнянні (7.1) або (7.2) є сумарним; він враховує перехід тепла від ядра першого потоку до стінки (теповіддача), через стінку (теплопровідність) і від стінки до ядра другого потоку (теповіддача). При сталому процесі кількість тепла, що передається в одиницю часу через площадку F від ядра першого потоку, дорівнює кількості тепла, яке передається через стінку і від стінки до ядра другого теплоносія.

Тепловіддача:
$$Q = \alpha_1(t_{f1} - t_{\omega1})F$$

теплопровідність:
$$Q = \frac{\lambda}{\delta}(t_{\omega1} - t_{\omega2})F$$

теповіддача:
$$Q = \alpha_2(t_{\omega2} - t_{\omega1})F$$

Прирівнявши між собою ці рівняння і (7.2), отримують коефіцієнт теплопередачі

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (7.42)$$

або термічний опір теплопередачі

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \quad (7.43)$$

Для багатошарової стінки

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (7.44)$$

7.1.7. Рушійна сила теплових процесів

Рушійною силою теплових процесів є різниця температур між теплоносіями. Вона в процесі теплообміну не зберігає сталих значень, тому користуються середньою різницею температур $\Delta t_{сеп}$, яка розраховується за рівнянням:

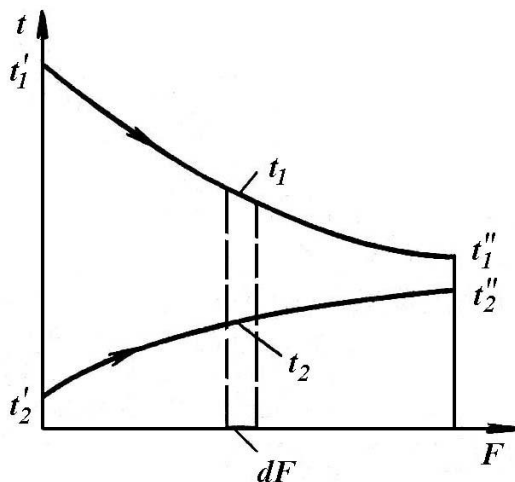


Рис. 32. Зміна температури теплоносіїв уздовж поверхні теплообміну при проточній течії.

$$\Delta t_{сеп} = \frac{\Delta t_{\bar{\delta}} - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_{\bar{\delta}}}{\Delta t_m}} \quad (7.45)$$

Треба відмітити, що (7.45) вважають приблизним рівнянням і щодо його точності є сумніви.

При невеликих змінах температур, коли $\frac{\Delta t_{\bar{\delta}}}{\Delta t_m} \leq 2$, беруть середнє арифметичне.

Наведені формули придатні для одноходових теплообмінників. Для багатоходових розрахунків середньої різниці температур ускладнюється.

Так, у багатоходових теплообмінниках з простою змішаною течією (один хід в міжтрубному просторі и парна кількість ходів у трубному) середню різницю температур можна розрахувати за формулою:

$$\Delta t_{сер.} = \frac{A}{\ln \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\mu} + A}{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\mu} - A}} \quad (7-46)$$

де Δt_{δ} і Δt_{μ} – більша і менша різниці температур на кінцях теплообмінника при протитечії з тими ж початковими і кінцевими температурами теплоносіїв:

$$A = \sqrt{\delta T^2 + \delta t^2}$$

$\delta T = T_{поч.} - T_{кін.}$ – зміна температури гарячого теплоносія;

$\delta t = t_{поч.} - t_{кін.}$ – зміна температури холодного теплоносія.

7.2. Нагрівання, охолодження, конденсація

Найчастіше як теплоносії використовуються водяна пара, димові гази та електричний струм.

7.2.1. Нагрівання водяною парою

Використовують насичену водяну пару з тиском 10 – 12 ат. При цьому можна досягти температури нагрівання 180⁰С. При нагріванні пара конденсується, виділяючи тепло, яке дорівнює теплоті випаровування рідини.

Переваги цього теплоносія:

1. Велика кількість тепла, що виділяється при конденсації (≈ 2000 кДж на 1 кг пари).
2. Високий коефіцієнт тепловіддачі від пари, що конденсується, до стінки ($\alpha = 20000 - 40000$ кДж/м²год.К).
3. Рівномірність нагріву, оскільки конденсація пари здійснюється при постійній температурі.

Нагрівання можна проводити “гострою” і “глухою” парою.

“Гострою” називають пару, яка поступає в рідину, що нагрівається, через отвори в трубі або стінці судини (барботер) і барботує крізь товщу рідини.

“Глуха” пара обігріває середовище крізь стінку судини (труби), в якій вона знаходиться. Гріюча пара цілком конденсується і відводиться з парового простору у вигляді конденсату, температура якого дорівнює температурі насиченої гріючої пари.

Витрата пари визначається з рівняння матеріального балансу:

$$Gct_1 + DI = Gct_2 + DI_{конд} + Q_{втр} \quad (7.47)$$

де G – маса речовини, що нагрівається, кг;
 c – питома теплоємність речовини, що нагрівається;
 t_1 і t_2 – початкова і кінцева температури речовини;
 D – витрата пари, кг;
 I – ентальпія пари, кДж/кг;
 $I_{\text{конд}}$ – ентальпія конденсату, кДж/кг;
 $Q_{\text{втр}}$ – втрати тепла, кДж.

З рівняння матеріального балансу розраховують кількість пари, потрібної для нагрівання рідини.

$$D = \frac{Gc(t_2 - t_1) + Q_{\text{втр}}}{I - I_{\text{конд}}} \quad (7.48)$$

7.2.2. Нагрівання топковими, або димовими, газами

При використанні топкових газів можна досягти температури 180 – 1000⁰С. Димовий газ утворюється при спаленні твердого, рідкого або газоподібного палива в топках або печах різних конструкцій.

Особливості процесу: значний перепад температур між теплоносіями і невеликі коефіцієнти тепловіддачі від димових газів до стінок апаратів (60-120 кДж/м²год.К); перегрівання матеріалів внаслідок нерівномірного обігріву призводить до їх окислення; процес пов'язаний з пожежною небезпекою.

При нагрівання до 420⁰С для виготовлення апаратури використовують звичайні вуглецеві сталі, до 420-520 – леговані сталі, до 520-1000 – спеціальні жаротривкі сталі.

Нагрівання топковими газами здійснюється в трубчастих печах, в печах для реакційних котлів або в автоклавах.

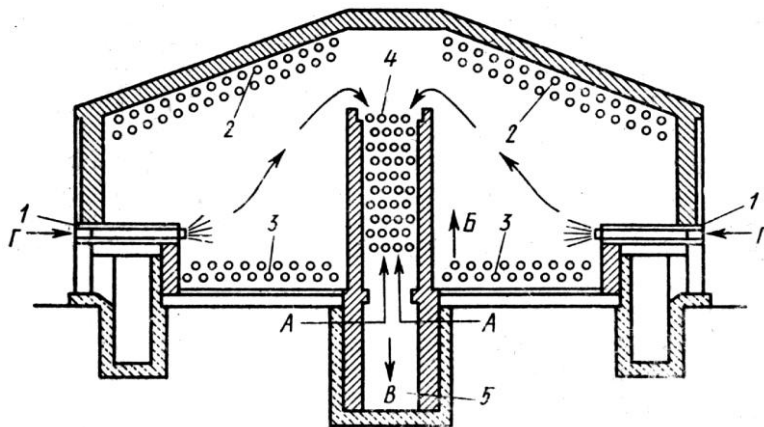


Рис. 33. Схема двокамерної печі з нахиленим склепінням:

1 - форсунка для палива; 2 – стельові екрани (радіантні труби); 3 – подові екрани;
4 – конвекційна камера; 5 – димар. *A* – вхід сировини; *B* – продукт на вихід; *B* – вихід топкових газів; *Г* – паливо.

7.2.3. Нагрівання електричним струмом

Для цього використовують електричні печі, які бувають печі опору, індукційні та дугові.

Печі опору підрозділяють на печі прямої дії і печі непрямої дії. В печах прямої дії нагрівальний елемент включається безпосередньо в електричний ланцюг. В печах непрямої дії тепло виділяється при проходженні струму по спеціальним нагрівальним елементам. Тепло передається променевипромінюванням, теплопровідністю і конвекцією. Нагрівати можна до 1000-1200⁰С. Нагрівальними елементами є дріт або стрічка, виготовлені з ніхрому (20% Cr, 30-80% Ni і 0,5-50% Fe) або хром-залізо-алюмінієвих сплавів.

При проектуванні електропечей розраховують кількість тепла, яке необхідне для нагріву речовини і потужність нагрівального електричного пристрою.

В *індукційних печах* нагрівання здійснюється індукційними струмами. Апарат, яких обігрівается, є сердечником соленоїда, який охоплює апарат. По соленоїду пропускають перемінний електричний струм, при цьому навколо соленоїда утворюється магнітне поле, котре викликає в стінках апарату ЕРС. Під дією вторинного струму, що виникає, стінки апарату нагріваються. Соленоїд виготовляється з мідного або алюмінієвого дроту.

В *дугових печах* відбувається нагрівання електричною дугою до температур 1300-1500⁰С. Використовуються для плавлення металів, отримання карбїду кальцію, фосфору.

7.2.4. Охолодження до звичайних температур

Для цього використовують такі холодоагенти, як вода і повітря. Охолодження ведеться в теплообмінниках різних типів, які розглядають далі.

Крім конструктивних розмірів теплообмінників, розраховують витрату води *W* (повітря *L*) на охолодження з рівняння теплового балансу.

7.2.5. Конденсація

Існують два типи конденсації:

1) **Поверхнева** (просто конденсація) – пари, що конденсуються, і охолоджуючий агент поділені стінкою, і конденсація парів відбувається на внутрішній або зовнішній поверхні холодної стінки.

2) **Конденсація змішуванням** – пари, які конденсуються, безпосередньо стикаються з охолоджуючим агентом.

Як *поверхневі конденсатори* використовуються теплообмінники різних типів.

В конденсаторах змішування відбувається безпосередній контакт пари з охолоджуючим агентом (водою) – див. рис. 43, 44.

При розрахунках конденсаторів визначають необхідну кількість охолоджуючої води з рівняння теплового балансу.

Крім витрати води розраховують висоту барометричної труби для відведення води й конденсату, а також кількість повітря, яке відсмоктується з конденсатору.

8. ТЕПЛООБМІННІ АПАРАТИ

Використовують 3 типи теплообмінних апаратів:

1. **Рекуперативні**, або поверхневі, в яких тепло передається від одного теплоносія до іншого крізь стінку;

2. **Регенеративні**, в яких чергуються процеси нагрівання і охолодження насадки;

3. **Змішувальні**, в яких теплообмін здійснюється при безпосередньому зіткненні теплоносіїв.

8.1. Рекуперативні апарати

Основні конструкції:

- кожухотрубчасті;
- “труба в трубі”;
- пластинчасті;
- спіральні;
- теплообмінники з поверхнею, що утворена стінками апарату.

Найбільш розповсюджені **кожухотрубчасті**, які підрозділяються на типи:

- ТН - кожухотрубчасті теплообмінники з нерухомими привареними решітками, вертикальні або горизонтальні, одно- або багатходові (рис. 34). Використовуються при невеликій різниці температур між кожухом та пучком труб;

- ТЛ – з лінзовим компенсатором з нерухомими привареними трубними решітками і з різною кількістю ходів;

- ТПв – з рухомою решіткою відкритого типу, з парною кількістю ходів.

Один теплоносій іде в міжтрубний простір, а другий – в трубний.

Теплоносій, який більше забруднює поверхню обігріву або спричиняє більшу корозію, спрямовується в трубний простір, оскільки саме цей простір більш доступний для огляду і чищення. Якщо ці властивості теплоносіїв однакові, то в трубний простір доцільніше подавати теплоносій з меншим коефіцієнтом тепловіддачі, оскільки там можна забезпечити більшу швидкість руху теплоносія.

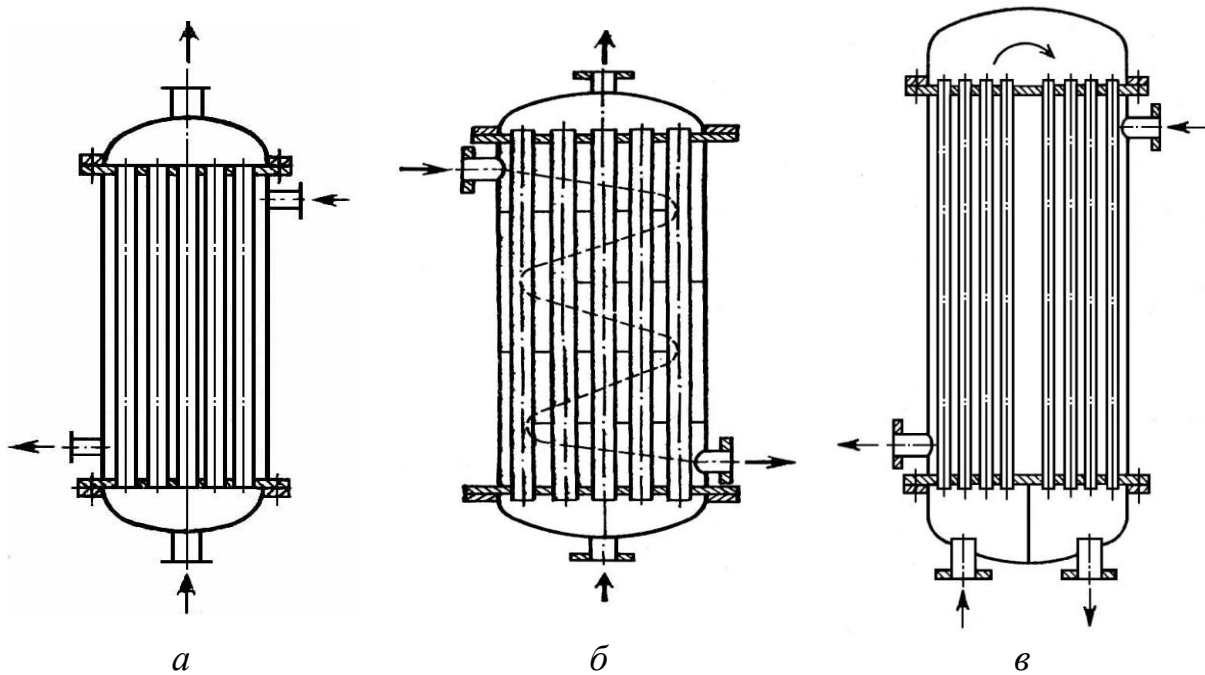


Рис. 34. Різні типи кожухотрубчастих теплообмінників:

a – одноходовий по трубному і по міжтрубному просторам; *б* - з сегментними поперечними перегородками (багатоходовий по міжтрубному простору); *в* – багатоходовий, який має один хід у міжтрубному просторі і два ходи у трубному.

Теплоносії з дуже високою або низькою температурою пропускають крізь трубний простір для зменшення втрат тепла в оточуюче середовище.

Середовища, як правило, рухаються протитечією. При цьому середовище, яке нагрівається, спрямовують знизу наверх.

Одно- і багатоходові теплообмінники можуть бути вертикальні або горизонтальні. Горизонтальні, як правило, багатоходові і працюють при великих швидкостях теплоносіїв для того, щоб звести до мінімуму розшарування рідини внаслідок різниці температур і густин, а також щоб уникнути утворення застійних зон. Теплообмінники з жорстким кріпленням труб в трубній решітці надійно працюють при різниці температур труб і кожуха 50°C ; коли $\Delta t > 50^{\circ}$, труби і кожух подовжується неоднаково, що призводить до порушення цілісності з'єднання труб і до руйнування конструкції.

Для зменшення температурних деформацій в теплообмінниках використовують різні методи, як це видно з рис. 35.

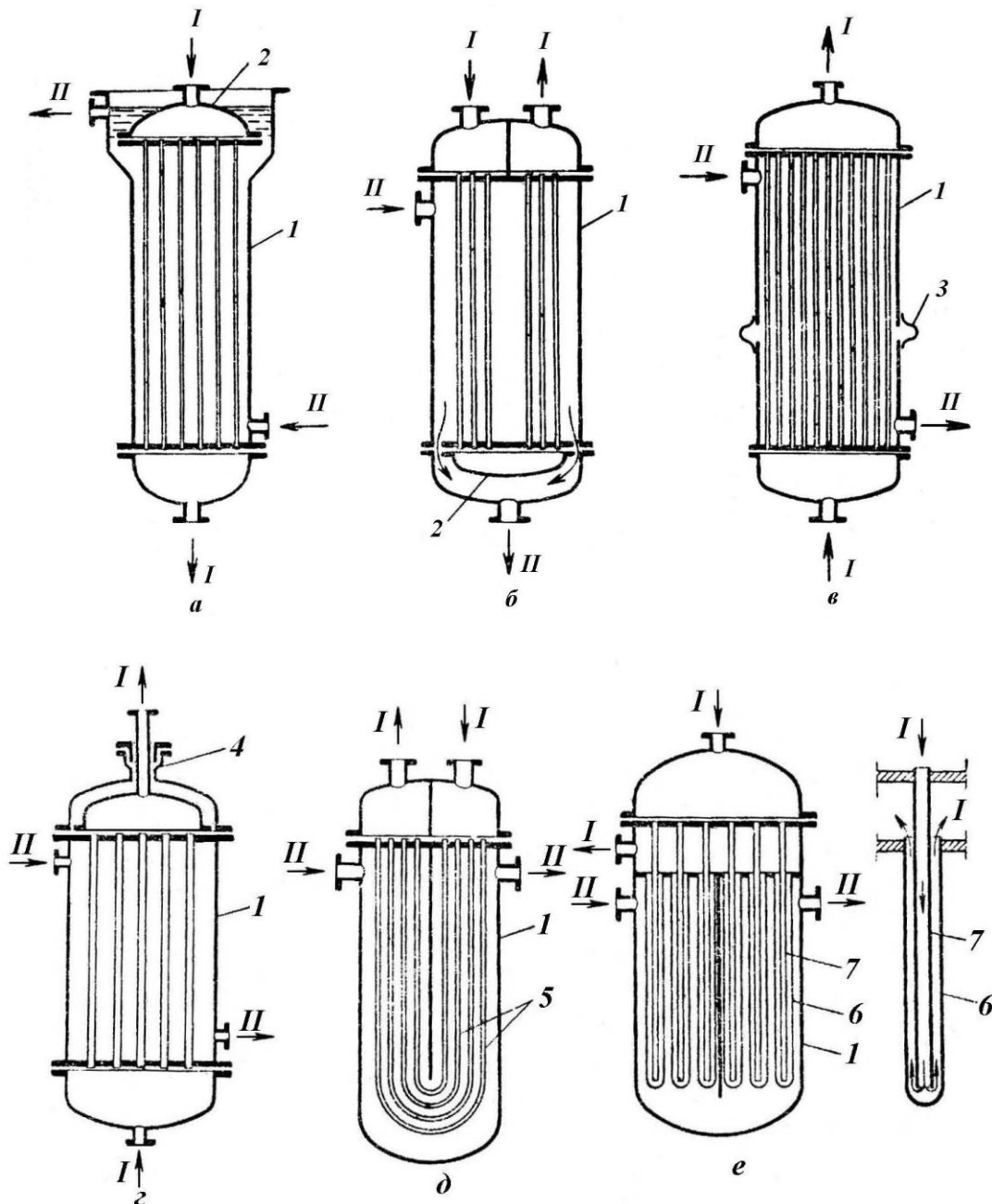


Рис. 35. Теплообмінники з компенсацією температурних подовжень:

a – з “плаваючою” голівкою відкритого типу; *б* - з “плаваючою” голівкою закритого типу; *в* – з лінзовим компенсатором; *г* – з сальниковим компенсатором; *д* - з U – подібними трубками; *е* – з подвійними трубками; *1* – кожух; *2* – “плаваюча” голівка; *3* – лінзовий компенсатор; *4* – сальник; *5* - U – подібні труби; *б* – зовнішня труба з відкритими кінцями. Римськими цифрами позначені теплоносії.

Оптимальні швидкості руху рідини відповідають сталому турбулентному режимові і дорівнюють для рідин: 0,1 – 2 м/с, а для газів 2 – 20 кг/м² с.

Теплообмінники типу “труба в трубі” – являють собою батареї з кількох теплообмінних елементів, розташованих один над другим (рис. 36). В

елементах зовнішні труби 2 охоплюють внутрішні труби 1, які з'єднані між собою послідовно колінами (калачами) 3. Зовнішні труби між собою з'єднані патрубками 4.

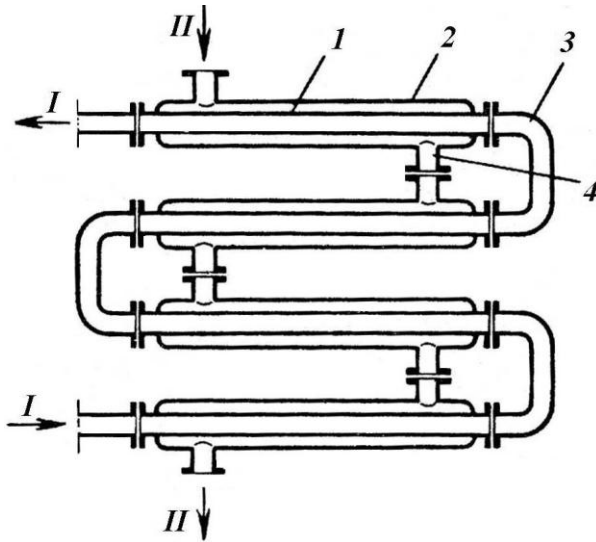


Рис. 36. Двотрубчастий теплообмінник типу "труба в трубі":

- 1 – внутрішня труба;
- 2 – зовнішня труба;
- 3 – коліно або калач;
- 4 – з'єднуючий патрубок.

Переваги: висока швидкість руху теплоносіїв, і, як наслідок, висока інтенсивність теплообміну. Недоліки: громіздкі й металоємні.

Змійовикові теплообмінники відрізняються простотою будови. Теплообмінний елемент – змійовик (зігнута труба). Різні види змійовикових теплообмінників зображені на рис. 37, 38.

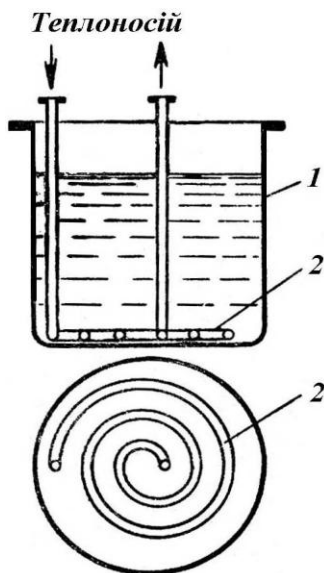


Рис. 37. Змійовиків теплообмінник з плоскою спіраллю:
1 – резервуар; 2 – плоский спіральний змійовик.

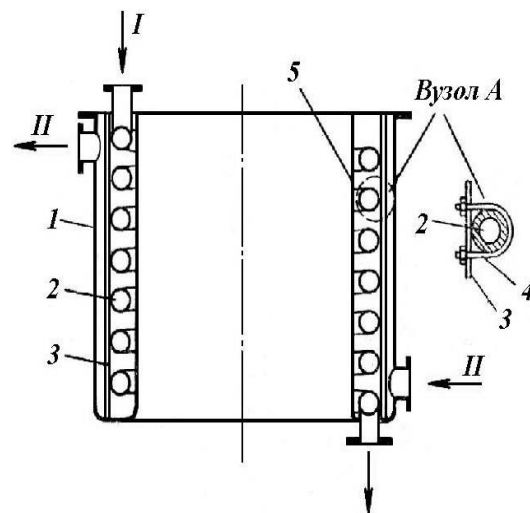


Рис. 38. Теплообмінник зі змійовиком, зігнутим по гвинтовій лінії:
1 – ємність; 2 – змійовик; 3 – стійка; 4 – хомут; 5 – витискуюча судина.

Переваги: простота будови. Недоліки: великий гідравлічний опір, важкість очищення змійовиків.

Спіральні теплообмінники. Їхня поверхня теплообміну утворюється двома зігнутими у вигляді спіралей металевими листами 1 і 2. Внутрішні кінці спіралей приєднані до перегородки 3. Між листами утворені канали прямокутного перерізу, по яких рухаються теплоносії I і II. З торців канали закриті плоскими кришками 4 і ущільнені прокладками 6. Кришки кріпляться болтами до фланців 5. Іноді відстань між спіралями фіксується привареною до них дистанційною смугою 7, котра, окрім того, надає спіралям твердість і міцність. Біля зовнішніх кінців спіралей і біля центру кришки приварені патрубки 8 для введення і виведення теплоносіїв.

Перевагою спіральних теплообмінників є їхня компактність і можливість роботи при високих швидкостях: для рідини до 2 м/с, для газів до 20 кг/(м²·с), а також менший у порівнянні з кожухотрубчастими теплообмінниками гідравлічний опір.

Недоліки: складність виготовлення і неможливість роботи при тиску, більшому за 10 ат.

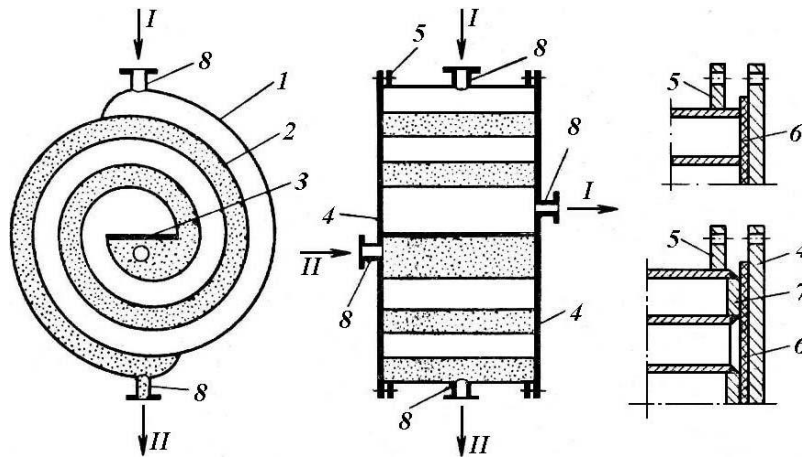


Рис. 39. Спіральний теплообмінник:

1, 2 – металеві листи; 3 – перегородка; 4 – кришка; 5 – фланець; 6 – прокладка;
7 – дистанційна смужка; 8 – патрубок.

Зрошувальні теплообмінники використовують головним чином для охолодження рідин і газів або конденсації парів. Теплообмінник (рис. 40) складається з розташованих одна над одною труб 3, з'єднаних колінами 2. Ззовні труби зрошуються водою. По трубах протікає теплоносій, що охолоджується. Зрошуюча вода подається на верхню трубу, з якою стікає на розташовані нижче труби. Для рівномірного зрошення верхньої труби на ній встановлений жолоб 1 з зубчастими краями. У нижній частині є корито 4 для збирання води.

Вода, яка зрошує труби, частково випаровується, що супроводжується зниженням температури, завдяки чому витрата води у зрошувальних теплообмінниках менша, ніж у теплообмінниках інших типів. При

недостатньому зрошенні відбувається сильне випаровування води, тому зрошувальні теплообмінники встановлюють на відкритому повітрі.

Переваги: прості за будовою. Недоліки: громіздкі, невисокі значення коефіцієнтів тепловіддачі.

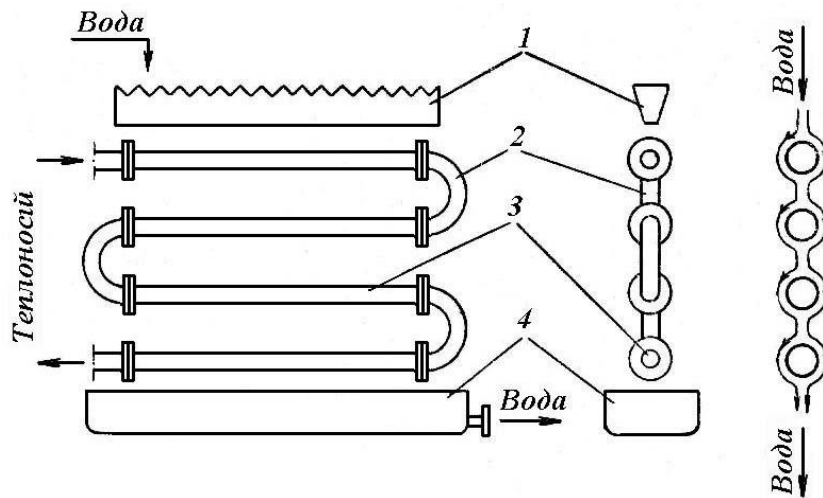


Рис. 40. Зрошувальний теплообмінник:
1 – жолоб; 2 – з'єднувальне коліно; 3 – труба; 4 – корито.

Теплообмінні пристрої реакційних апаратів (рис. 41) являють собою оболонки реакторів, які мають патрубки для подачі та відведення теплоносія. Поверхнею теплообміну тут є стінка реактору. Якщо діаметр апарату перевищує 1 м, то використовують два патрубки для введення теплоносія і один – для відведення.

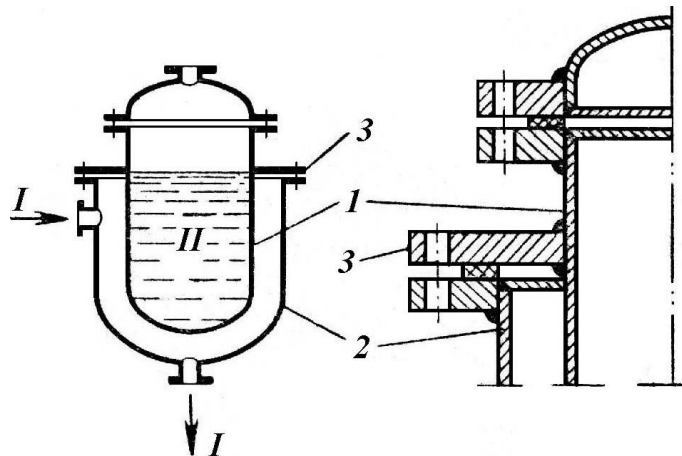


Рис. 41. Апарат з оболонкою:
1 – корпус; 2 – оболонка; 3 – фланцеве з'єднання.

8.2. Регенеративні теплообмінні апарати

Характерним для них є наявність твердих тіл, які по черзі стикаються з гарячими або холодними теплоносіями. Як приклад, розглядаємо регенеративний теплообмінник періодичної дії, який працює в установках для поділу повітря на складові (рис. 42).

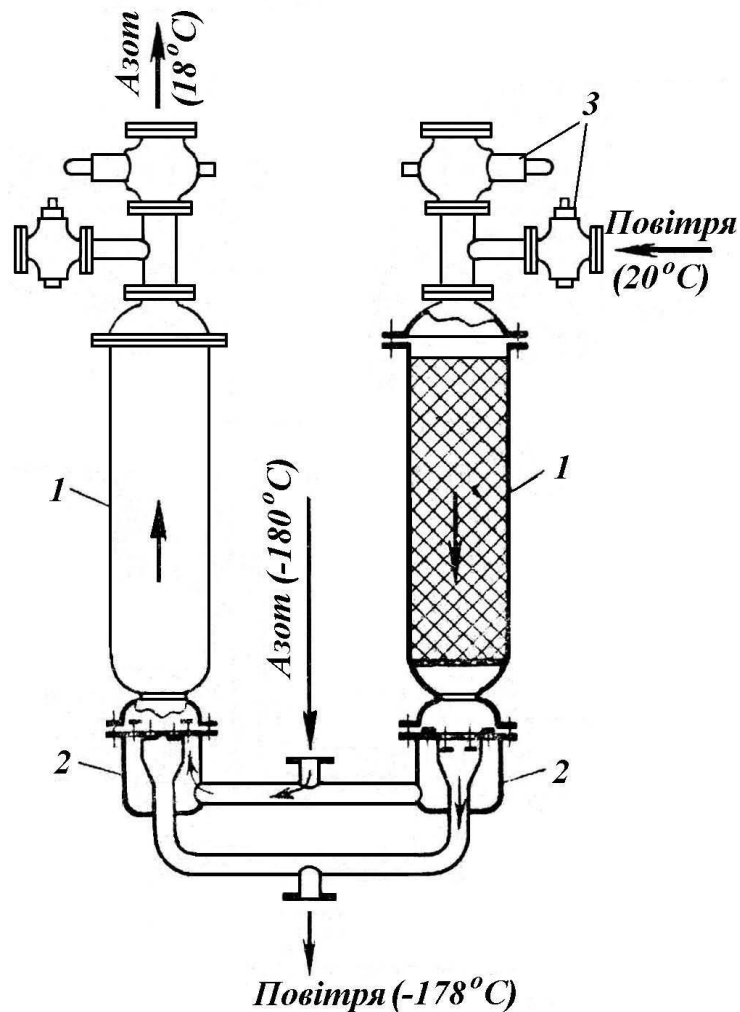


Рис. 42. Регенеративний теплообмінник періодичної дії для охолодження повітря: 1 – апарат з насадкою; 2 – клапанні коробки; 3 – засувки.

Теплообмінник складається з двох циліндричних, заповнених насадкою апаратів діаметром до 1 м і висотою робочої частини до 3 м. Елементи насадки - це диски, змотані з гофрованої алюмінієвої обмотки. В теплообміннику здійснюється охолодження азоту, який виходить з установки для поділу повітря. Теплопередача здійснюється в два періоди. В період охолодження крізь лівий апарат продувається азот, який охолоджує насадку, а сам нагрівається до 18°C . В період нагрівання крізь правий апарат пропускають повітря, яке охолоджується від 293°K до 93°K . Періоди охолодження і нагрівання складають 2 – 3 с.

8.3. Змішувальні теплообмінні апарати

Використовуються для конденсації парів і охолодження газів водою, а також для охолодження води, повітря.

Конденсатори змішування бувають мокрі й сухі (рис. 43, 44).

В *мокрих* охолоджуюча вода, конденсат і несконденсовані гази (повітря) відводяться разом з нижньої частини апарату за допомогою мокроповітряного

наосу. В *сухих* вода і конденсат відводяться знизу, а повітря – зверху за допомогою вакуум-наосу.

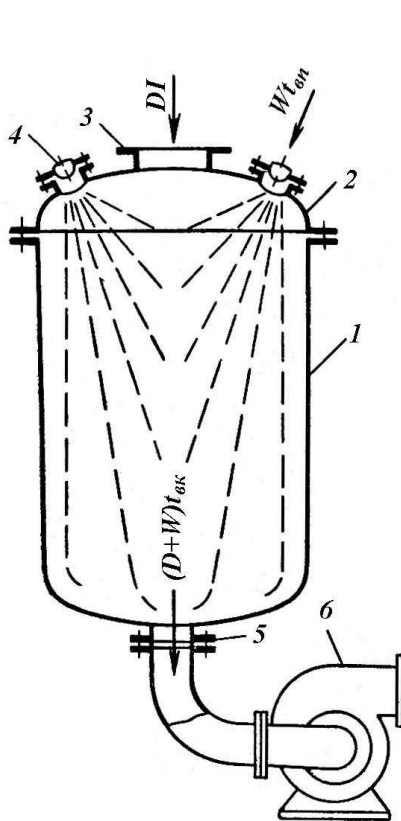


Рис. 43. Мокрий конденсатор:

- 1 – корпус;
- 2 – кришка;
- 3 – патрубок для введення пари;
- 4 – розпилююче сопло;
- 5 – патрубок для виведення води, конденсату і повітря;
- 6 – мокроповітряний насос.

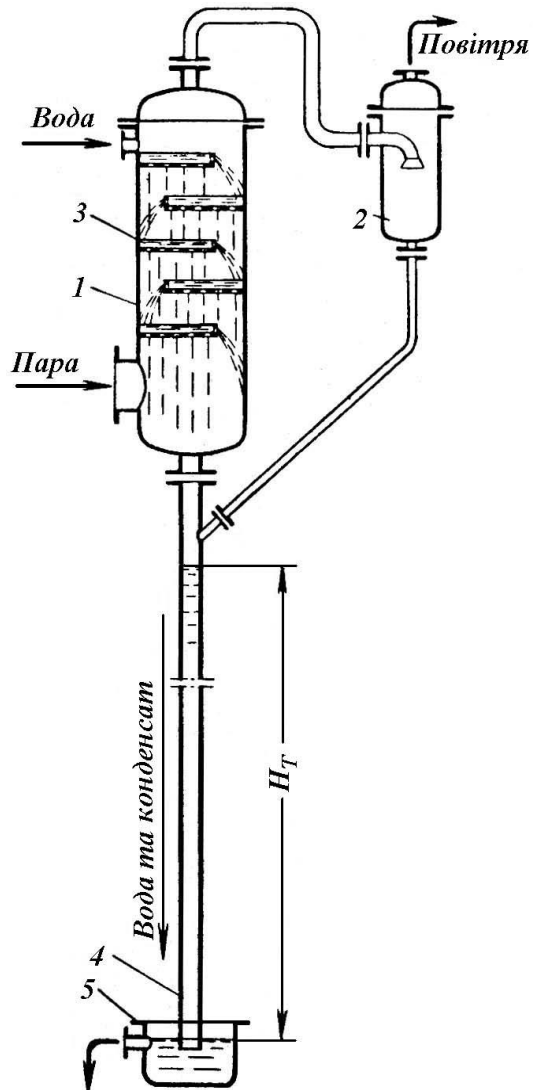


Рис. 44. Сухий конденсатор:

- 1 – корпус; 2 – бризковловлювач;
- 3 – перфорована полиця; 4 – барометрична труба; 5 – гідравлічний затвор.

За конструктивною будовою змішувальні теплообмінні апарати поділяють на поличні (рис. 44), насадкові, порожні з розприскуванням охолоджуючої рідини і струминні.

При розрахунках конденсаторів змішування визначають кількість охолоджуючої води, несконденсованих газів (повітря), а також розраховують висоту барометричної труби H_T .

9. ВИПАРЮВАННЯ

Це процес концентрування рідких розчинів практично нелетких речовин шляхом часткового видалення розчинника при кипінні розчину. Випарюванню піддають розчини твердих речовин (луги, солі) і розчини висококиплячих речовин (мінеральні кислоти). Випарювання також використовують для отримання розчинників в чистому вигляді (опріснення морської води). Для отримання тепла при випарюванні використовують водяну пару, яка називається первиною. Пара, яка утворюється при випаровуванні, має назву вторинної. Випарювання можна проводити під вакуумом, під атмосферним і підвищеним тиском. Є переваги й недоліки в кожному способі.

Випарювання проводять в одно- або багатокорпусних випарних установках.

9.1. Однокорпусна випарна установка

9.1.1. Будова і робота однокорпусної випарної установки

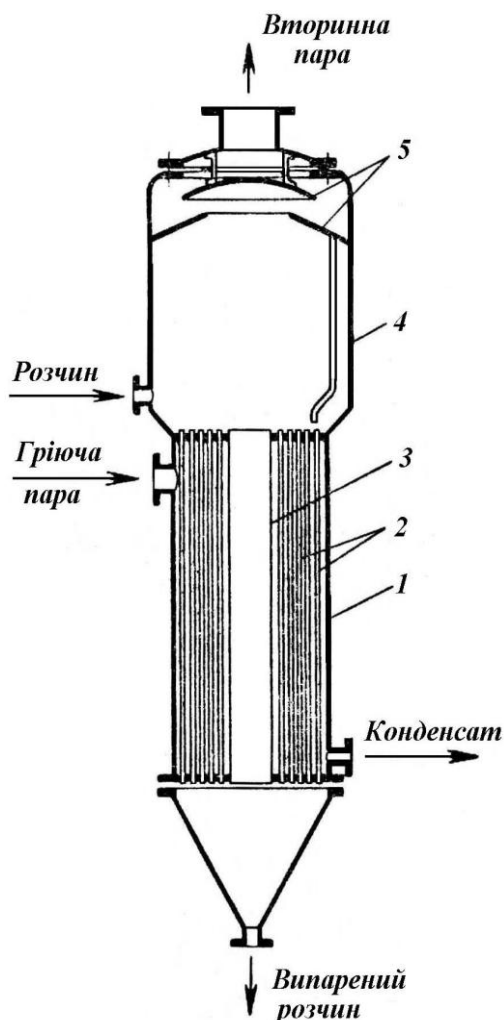


Рис. 45. Схема поодинокого безперервно діючого апарату з природною циркуляцією розчину, з внутрішньою циркуляційною трубою: 1 - нагрівальна камера; 2 - сепаратор; 3 - кип'ятильні труби; 4 - циркуляційна труба.

Розведений розчин уводиться в апарат і заповнює його нижню (теплообмінну) частину. Підіймаючись по кип'ятильних трубах, розчин нагрівається, кипить і випарюється з утворенням вторинної пари.

Відокремлення пари від рідини здійснюється в сепараторі. Внаслідок різниці густин розчину в циркуляційній трубі й парорідинної суміші в кип'ятильних трубах, рідина циркулює по замкненому контуру. Випарений розчин видаляється крізь нижній штуцер.

9.1.2. Матеріальний баланс однокорпусної випарної установки

Матеріальний баланс по усій речовині:

$$G_{\Pi} = G_{\kappa} + W \quad (9.1)$$

По сухій речовині:

$$G_{\text{п}} \epsilon_{\text{п}} = G_{\text{к}} \epsilon_{\text{к}} \quad (9.2)$$

де: $G_{\text{п}}$, $G_{\text{к}}$ – витрати вихідного розчину і упареного;
 $\epsilon_{\text{п}}$, $\epsilon_{\text{к}}$ – процентний вміст розчиненої речовини у вихідному і
упареному розчинах.

Задані: $G_{\text{п}}$, $\epsilon_{\text{п}}$, $\epsilon_{\text{к}}$

$$G_{\text{к}} = \frac{G_{\text{п}} \epsilon_{\text{п}}}{\epsilon_{\text{к}}} \quad (9.3)$$

$$W = G_{\text{п}} - G_{\text{к}} = G_{\text{п}} [1 - (\epsilon_{\text{п}}/\epsilon_{\text{к}})] \quad (9.4)$$

9.1.3. Тепловий баланс однокорпусної випарної установки

Позначення:

D – витрата гріючої пари;

$I_{\text{Г}}$ – ентальпія гріючої пари;

I – ентальпія вторинної пари;

$i_{\text{п}} = c_{\text{п}} t_{\text{п}}$ – ентальпія вихідного розчину;

$i_{\text{к}} = c_{\text{к}} t_{\text{к}}$ – ентальпія випареного розчину;

$i' = c' \square$ – ентальпія конденсату гріючої пари;

$c_{\text{п}}$, $c_{\text{к}}$, c' , c'' – середні питомі теплоємності вихідного, кінцевого розчинів, гріючої пари і води;

$t_{\text{п}}$, $t_{\text{к}}$, \square – температури вихідного, кінцевого розчинів і насиченої гріючої пари (конденсату).

Прихід тепла

з вихідним розчином $G_{\text{п}} i_{\text{п}}$;

з гріючою парою $DI_{\text{Г}}$

Витрата тепла

з випареним розчином $G_{\text{к}} i_{\text{к}}$;

з вторинною парою WI ;

з конденсатом Di' ;

концентрування розчину $Q_{\text{конц}}$;

втрати тепла $Q_{\text{втр}}$.

$$G_{\text{п}} i_{\text{п}} + DI_{\text{Г}} = G_{\text{к}} i_{\text{к}} + WI + Di' + Q_{\text{конц}} + Q_{\text{втр}} \quad (9.5)$$

Розглядаємо вихідний розчин як суміш випарного розчину і води, яку треба випарити.

Тепловий баланс при змішуванні при $t_{\text{кип}}$ ($t_{\text{к}}$) в апараті:

$$G_{\text{п}} c_{\text{п}} t_{\text{к}} = G_{\text{к}} c_{\text{к}} t_{\text{к}} + W c'' t_{\text{к}} \quad (9.6)$$

$$G_k c_k = G_{псп} - W c'' \quad (9.6a)$$

(9.6a) підставляємо в (9.5):

$$G_{псп} t_{п} + D I_{г} = G_{псп} t_{к} - W c'' t_{к} + W I + D c' \theta + Q_{конц.} + Q_{втр.} \quad (9.7)$$

Кількість тепла, що підводиться в одиницю часу з гріючою парою (теплове навантаження):

$$Q = \underbrace{D(I_{г} - c' \theta)}_{\text{ліва частина}} + \underbrace{G_{псп}(t_{к} - t_{п})}_{\text{I}} + \underbrace{W(I - c'' t_{к})}_{\text{II}} + \underbrace{Q_{конц.}}_{\text{III}} + \underbrace{Q_{втр.}}_{\text{IV}} \quad (9.8)$$

I – теплота, яка витрачається на нагрівання розчину від $t_{п}$ до $t_{к}$ – $Q_{нагр.}$

II – теплота, яка витрачається на випарювання W кг/с води – $Q_{випар.}$

III – теплота, що витрачається на концентрування розчину при випарюванні

$$Q_{конц.} = q G_k (e_k/100) \quad (9.9)$$

q – різниця інтегральних теплот випаровування 1 кг речовини.

З (9.8) витрата сухої гріючої пари:

$$D = \frac{G_{псп}(t_{к} - t_{п}) + W(I - c'' t_{к}) + Q_{конц.} + Q_{втр.}}{I_{г} - c' \theta} = \frac{Q}{r'} \quad (9.10)$$

Якщо знехтувати $Q_{конц.}$ і $Q_{втр.}$, і вважати, що розчин поступає в апарат нагрітим до $t_{к}$, то теоретична витрата пари на випаровування 1 кг води

$$D = \frac{W(I - c'' t)}{I_{г} - c' \theta} = \frac{W r}{r'} \approx W \quad (9.11)$$

де: $r = I - c'' t_{к}$ – питома теплота випаровування води;

$r' = I_{г} - c' \theta$ – питома теплота конденсації гріючої пари.

При кипінні $r \approx r'$.

Тобто, з (9.11): в однокорпусному апараті на випаровування 1 кг води витрачається приблизно 1 кг гріючої пари. Практично беруть 1,1 – 1,2 кг сухої гріючої пари на 1 кг води.

Якщо поступає волога пара, то її витрата:

$$D' = \frac{D}{\chi} \quad (9.12)$$

□□□□ ступінь сухості пари; $\chi < 1$.

9.1.4. Поверхня нагріву випарного апарату

З основного рівняння теплопередачі F – поверхня нагріву:

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{\text{корисна}}} \quad (9.13)$$

$$\Delta t_{\text{корисна}} = T - t_{\text{к}} \quad (9.14)$$

T – температура конденсації гріючої пари;

$t_{\text{к}}$ – температура кипіння розчину.

9.1.5. Температурні втрати

Температурні втрати складаються з температурної депресії $\Delta t_{\text{т}}$, гідростатичної депресії $\Delta t_{\text{г}}$ і гідравлічної депресії $\Delta t_{\text{в}}$:

$$\Sigma \Delta t_{\text{втр}} = \Delta t_{\text{т}} + \Delta t_{\text{г}} + \Delta t_{\text{в}} \quad (9.15)$$

$\Delta t_{\text{т}}$ – різниця між температурами кипіння розчину і розчинника при однаковому тиску.

$\Delta t_{\text{г}}$ – виникає внаслідок гідростатичного тиску стовпчика рідини в трубах, де температура кипіння шарів, які розташовані нижче, більша за температуру кипіння шарів, що розташовані вище. Найбільш суттєва $\Delta t_{\text{г}}$ при роботі під вакуумом. Точно підрахувати цю величину неможливо. Приймають $\Delta t_{\text{г}} = 1 - 3^{\circ}$.

$\Delta t_{\text{в}}$ – обумовлена гідравлічними опорами (тертя і місцевими опорами), які долає гріюча пара при її русі крізь сепаратор, і паропровід. Ця величина складає приблизно 0,5-1,5 $^{\circ}$. Для поодинокого апарату приймають $\Delta t_{\text{в}} = 1^{\circ}$.

Таким чином, температура кипіння розчину

$$t_{\text{к}} = T' + \Delta t_{\text{т}} + \Delta t_{\text{г}} + \Delta t_{\text{в}} \quad (9.16)$$

T' – температура вторинної пари.

9.2. Багатокорпусні випарні установки

Дають змогу скоротити витрату гріючої пари.

Установки	Витрата гріючої пари
Однокорпусні	1,1 кг / кг
Двокорпусні	0,5 кг / кг
Трихкорпусні	0,4 кг / кг

Чотирикорпусні
П'ятикорпусні

0,3 кг / кг

0,27 кг / кг.

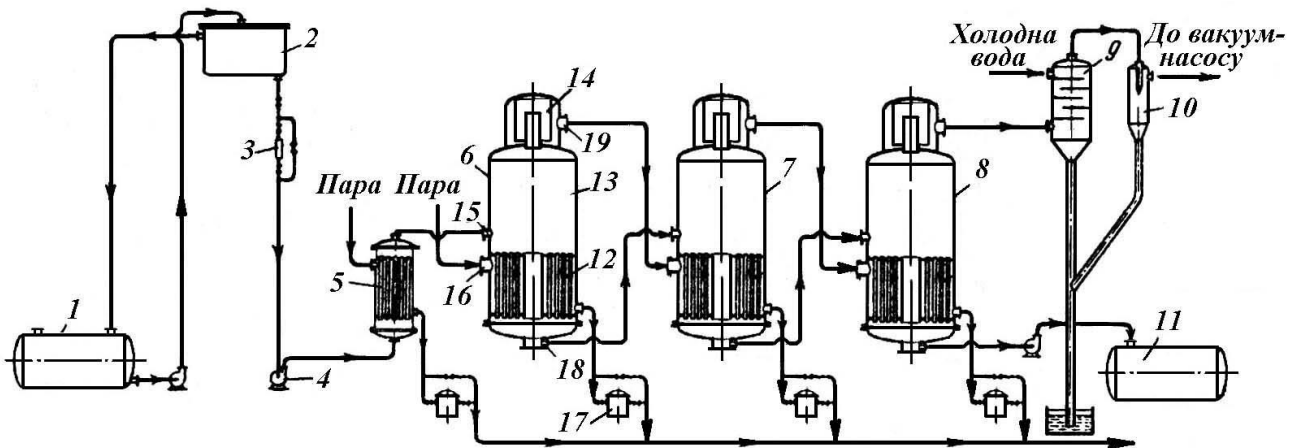


Рис. 46. Схема проточної трикорпусної вакуум-випарної установки:

1 - сховище для розчину, що піддається випарюванню; 2 - напірний бак; 3 - витратомір; 4 - відцентровий насос; 5 - підігрівник розчину; 6-8 - корпуси установки (випарні апарати); 9 - барометричний конденсатор; 10 - пастка; 11 - сховище випареного розчину; 12 - нагрівальна камера; 13 - паровий простір; 14 - бризковловлювач; 15 - штуцер для введення розведеного розчину; 16 - штуцер для введення граючої пари; 17 - гідравлічний затвор; 18 - штуцер для відведення випареного розчину; 19 - штуцер для виходу вторинної пари.

9.2.1. Матеріальний баланс багатокорпусної випарної установки

Аналогічний (9.4), де W - кількість води, випареної в усіх корпусах. З (9.1) і (9.2) визначають концентрації розчину на виході з кожного апарату:

$$b_1 = \frac{G_n b_n}{G_n - W_1}, \quad b_2 = \frac{G_n b_n}{G_n - W_1 - W_2} \quad (9.17)$$

9.2.2. Тепловий баланс багатокорпусної випарної установки

Складається аналогічно (9.7) для кожного корпусу.

9.2.3. Розподіл по корпусах загальної корисної різниці температур

а) У разі розрахунку на найбільш вигідну (мінімальну) поверхню - пропорційно $\sqrt{Q/K}$:

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{\text{кор}} \sqrt{Q_i / K_i}}{\sum_{i=1}^{i=n} \sqrt{Q_i / K_i}} \quad (9.17)$$

б) У разі розрахунку на рівну поверхню – пропорційно Q/K :

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{\text{кор}} Q_i / K_i}{\sum_{i=1}^{i=n} \sqrt{\frac{Q_i}{K_i}}} \quad (9.18)$$

тут i – порядковий номер корпусу.

9.3. Конструкції випарних апаратів

На рис. 45 зображений найпростіший випарний апарат - з природною циркуляцією розчину і з внутрішньою циркуляційною трубою. Взагалі ж конструкції випарних апаратів різноманітні. Різноманітність будови визначає різний підхід до класифікації апаратів.

Випарні апарати класифікують за:

- 1) типом поверхні обігріву (парові оболонки, змішувачі);
- 2) розташуванням у просторі (горизонтальні, вертикальні);
- 3) видом теплоносіїв (водяна пара, електричний обігрів);
- 4) в залежності від того, рухаються теплоносії ззовні або усередині нагрівальної камери.

Найбільш суттєвою ознакою класифікації вважають вид і кратність циркуляції розчину.

Розрізняють апарати з:

- 1) неорганізованою, або вільною циркуляції розчину;
- 2) зі спрямованою циркуляцією;
- 3) з примусовою циркуляцією.

Розрізняють проточні апарати, в яких випарювання розчину відбувається за один його прохід через апарат без циркуляції розчину, і апарати, які працюють з багаторазовою циркуляцією розчину.

Бувають апарати періодичної і безперервної дії.

10. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ

10.1. Основи масопередачі

Процеси масопередачі характеризуються переходом речовини з однієї фази в іншу.

10.1.1. Види процесів масопередачі

1. Абсорбція – це поглинання газу рідинами, (система Г-Р). Зворотний процес – десорбція.

2. Перегонка – поділ гомогенних рідких сумішей шляхом взаємного обміну компонентами між рідиною і паром, яка отримана випарюванням рідкої суміші, що поділяється (Г-Р).

3. Екстракція – добування речовини, яка:

а) розчинена у рідині (*I*), що практично не змішується або частково змішується з іншою рідиною (*II*) (Р – Р);

б) розподілена у твердій речовині (процес вилужування) (Т – Р).

4. Адсорбція – поглинання компоненту рідини, пари або розчину твердими пористими поглиначами (Г-Т, Р-Т). Десорбцію – зворотній процес - використовують для вилучення речовини, що поглинулася сорбентом, і для регенерації сорбенту.

Процеси абсорбції і адсорбції ще називають *сорбцією*.

5. Сушіння - видалення вологи з твердих матеріалів шляхом її випаровування.

6. Кристалізація – видалення твердої фази у вигляді кристалів з розчинів або розплавів. Відбувається в результаті або пересичення, або переохолодження розчину (Р – Т).

7. Розчинення (Т- Р).

Масопередача – це складний процес, який включає перенесення речовини у межах однієї фази, крізь поверхню поділу фаз, у межах другої фази. Перенесення речовини з фази до границі поділу фаз або у зворотному напрямку називається *масовіддачею*.

Існують дві групи процесів масопередачі:

1 гр. - адсорбція, екстракція, адсорбція. Тут у процесі масопередачі беруть участь три речовини: одна знаходиться тільки в фазі *I*, друга тільки в *II*, а *III* речовина переходить з фази в фазу (речовина, що розподіляється).

I і *II* – носії речовини, що розподіляється, самі вони з фази в фазу не переходять (інертні носії).

2 гр. - перегонка. Речовини, що складають дві фази, обмінюючись компонентами, самі беруть безпосередню участь в масопередачі.

Рушійну силу виражають через різницю концентрацій (дивись рівняння 1.3). Більш точно - через різницю величин хімічної спорідненості речовин, що розподіляються.

10.1.2. Рівновага при масопередачі. Лінія рівноваги

При рівновазі деякому значенню концентрації речовини, що розподіляється, x у рідкій фазі відповідає певна концентрація y^* - в газовій фазі і навпаки:

$$y^* = f(x), \quad \text{або} \quad x^* = f(y) \quad (10.1)$$

* або нижній індекс "р" - символ рівноважного стану.

Графічно (10.1) зображується лінією рівноваги, яка може бути пряма або крива.

Відношення концентрацій речовини, що розподіляється, в різних фазах при рівновазі називається коефіцієнтом розподілу:

$$m = \frac{y^*}{x} \quad (10.2)$$

Для розведених розчинів $m \approx \text{const}$ і лінія рівноваги пряма; $m = \text{tg } \alpha$

Конкретний вигляд законів рівноважного розподілу: для абсорбції - закон Генрі; для ідеальних розчинів в процесах ректифікації - закон Рауля.

Знаючи положення лінії рівноваги і робочої лінії (або робочі концентрації), можна визначити напрям і рушійну силу масопередачі у будь-якій точці робочої зони апарату. На основі цих даних розраховують середню рушійну силу, а по ній - швидкість процесу масопередачі, від якої залежать розміри апарату.

10.1.3. Матеріальний баланс. Робоча лінія

Робоча лінія не співпадає з рівноважною. Залежність між робочими концентраціями $y = f(x)$ називається робочою лінією. Її отримують з матеріальних балансів.

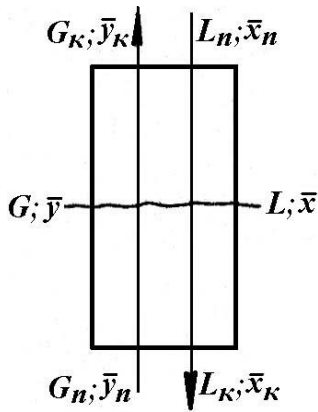
Розглядаємо апарат, в якому фази рухаються протитічно.

Матеріальний баланс по усій речовині:

$$G_{\Pi} + L_{\Pi} = G_{\text{к}} + L_{\text{к}} \quad (10.3)$$

По компоненту, що розподіляється:

$$G_{\Pi} \bar{y}_{\Pi} + L_{\Pi} \bar{x}_{\Pi} = G_{\text{к}} \bar{y}_{\text{к}} + L_{\text{к}} \bar{x}_{\text{к}} \quad (10.4)$$



L – витрата рідини, кг/с;
 \bar{x} – масова частка компоненту, що розподіляється, в рідкій фазі;
 G – витрата газу, кг/с.
 \bar{y} – масова частка компоненту, що розподіляється, в газовій фазі.

Рис. 46. До виведення рівняння робочої лінії масообмінного апарату.

Для нижньої частини апарату (рис. 46):

$$G_n \bar{y}_n + L \bar{x}_n = G \bar{y}_k + L_k \bar{x}_k \quad (10.5)$$

Вирішуючи (10.5) відносно y , будемо мати:

$$\bar{y} = \frac{L}{G} \bar{x} + \frac{G_n \bar{y}_n - L_k \bar{x}_k}{G} \quad (10.6)$$

(10.6) – рівняння робочої лінії.

Для багатьох процесів витрати фаз постійні по висоті апарату ($L_k = L$, $G_n = G$), тоді

$$\bar{y} = \frac{L}{G} \bar{x} + \left(\bar{y}_n - \frac{L}{G} \bar{x}_k \right) \quad (10.7)$$

або

$$\bar{y} = A \bar{x} + B \quad (10.8)$$

(10.8) - рівняння прямої, де $A = \text{tg } \square\square\square\square$

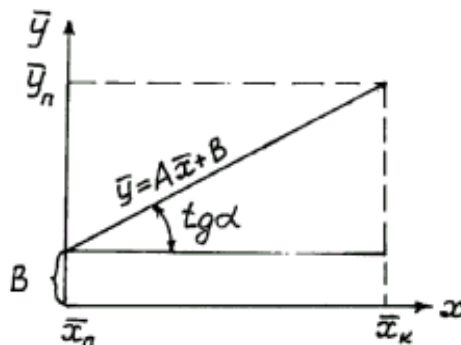


Рис. 47. Робоча лінія.

Робоча лінія для всього апарату обмежена точками з координатами (для протитечії):

$$\bar{x}_n, \bar{y}_k \text{ (верх апарату), } \bar{x}_k, \bar{y}_n \text{ (низ апарату).}$$

10.1.4. Напрямок масопередачі

Речовина, що розподіляється, переходить з фази, де її вміст вищий, в фазу, де її вміст нижчий. Напрямок масопереносу визначають за взаємним розташуванням робочої і рівноважної ліній. Наприклад:

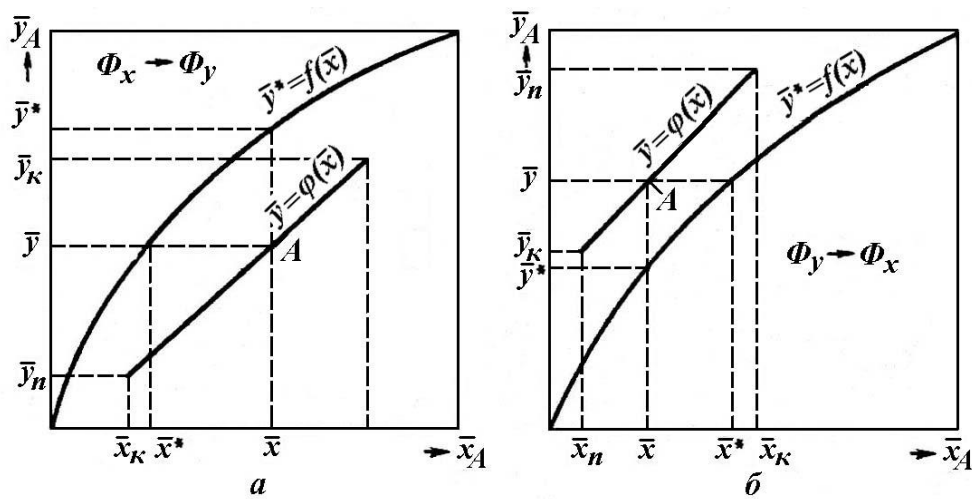


Рис. 48. Напрямок процесу масопередачі:

a - речовина переходить з рідинної фази у газову фазу; *б* – речовина переходить з газової у рідинну фазу.

10.1.5. Швидкість масопередачі

Швидкість процесу пов'язана з механізмом перенесення речовини у фазах, між якими відбувається масообмін. Перенесення речовини всередині фази може відбуватись або тільки шляхом молекулярної дифузії, або шляхом конвекції і молекулярної дифузії одночасно. Конвективне перенесення речовини називається турбулентною дифузиею.

10.1.5.1. Молекулярна дифузія. І закон Фіка

$$dM = -D \frac{dc}{dn} dF d\tau \quad (10.9)$$

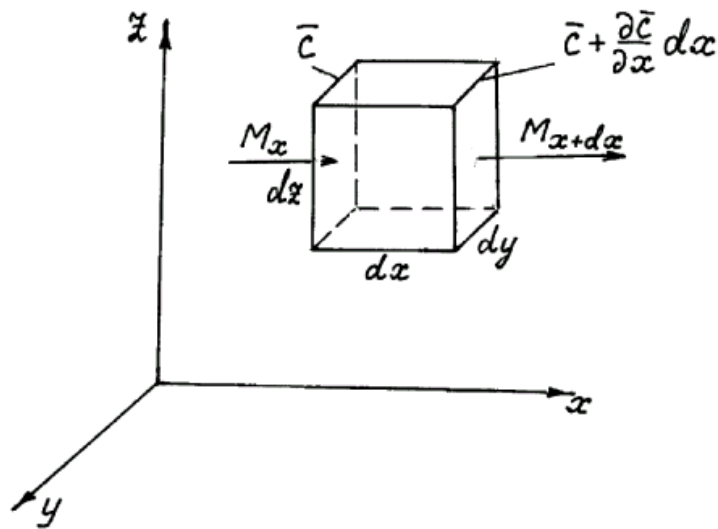
D – коефіцієнт дифузії, $\text{м}^2/\text{с}$; залежить від агрегатного стану, температури і тиску.

Кількість речовини, що переходить з однієї фази в іншу, прямопропорційна градієнту концентрацій, площі контакту фаз і часу.

10.1.5.2. Диференціальне рівняння молекулярної дифузії. II закон Фіка

Диференціальне рівняння молекулярної дифузії виводять аналогічно диференціальному рівнянню теплопровідності. Розглядають в масі речовини елемент об'єму (довжини ребер dx , dy , dz), в якому відбувається зміна концентрації речовини, що розподіляється.

Рис. 49. До виведення диференціального рівняння молекулярної дифузії.



За час $d\tau$ елемент набуває речовини у кількості

$$dM = (M_x - M_{x+dx}) + (M_y - M_{y+dy}) + (M_z - M_{z+dz}) \quad (10.10)$$

а концентрація змінюється на: $\frac{\partial c}{\partial \tau} d\tau$.

Згідно з (10.9) запишемо:

$$M_x = -D \frac{\partial c}{\partial x} dy dz d\tau$$

$$M_{x+dx} = -D \frac{\partial \left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx \right)}{\partial x} dy dz d\tau$$

$$M_x - M_{x+dx} = -D \frac{\partial c}{\partial x} dydzd\tau + D \frac{\partial c}{\partial x} dydzd\tau + D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} dx dy dz d\tau$$

$$M_x - M_{x+dx} = D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} dx dy dz d\tau \quad M_y - M_{y+dy} = D \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} dx dy dz d\tau$$

$$M_z - M_{z+dz} = D \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} dx dy dz d\tau$$

$$dM = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) dx dy dz d\tau \quad (10.11)$$

Той самий прибуток речовини в елементі можна знайти, помноживши об'єм елемента на зміну концентрації:

$$dM = dx dy dz \frac{\partial c}{\partial \tau} d\tau \quad (10.12)$$

Прирівнявши (10.11) і (10.12), отримуємо:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) \quad (10.13)$$

10.2. Масовіддача

10.2.1. Закон масовіддачі

Кількість речовини, що переноситься від поверхні поділу фаз у сприймаючу фазу, пропорційна різниці концентрацій біля поверхні поділу фаз (C_n) і в ядрі потоку (C_j), поверхні фазового контакту і часу:

$$dM = \alpha (C_n - C_j) dF d\tau \quad (10.14)$$

α коефіцієнт масовіддачі, м/с.

Для сталого потоку:

$$dM = \alpha C dF \quad (10.15)$$

Якщо $\alpha = \text{const}$, тоді:

$$M = \square \square CF \quad (10.16)$$

□ □ □ □ 10.2.2 □ □ Диференціальне рівняння масовіддачі (конвективної дифузії)

Потік речовини складається з двох частин: ядра і граничного дифузійного шару. В ядрі перенесення речовини здійснюється переважно струминами рідини в умовах достатньої турбулентності течії. Концентрація речовини в даному перерізі в умовах стаціонарного режиму постійна. По мірі наближення до граничного дифузійного шару турбулентність знижується і зростає перенесення речовини за рахунок молекулярної дифузії. Концентрація речовини змінюється у часі й у просторі, і тому її зміну виражають за допомогою субстанціанальної похідної (D_c).

$$\frac{D_c c}{\partial \tau} = \frac{\partial c}{\partial \tau} + \frac{\partial c}{\partial x} \omega_x + \frac{\partial c}{\partial y} \omega_y + \frac{\partial c}{\partial z} \omega_z \quad (10.17)$$

Враховуючи (10.13), можна записати:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + \frac{\partial c}{\partial x} \omega_x + \frac{\partial c}{\partial y} \omega_y + \frac{\partial c}{\partial z} \omega_z = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) \quad (10.18)$$

10.2.3. Критеріальне рівняння конвективної дифузії

(10.18) доповнюється рівнянням, яке характеризує стан на поверхні поділу фаз - (10.14). Від цих рівнянь переходимо до критеріального рівняння.

Основні критерії процесів масообміну:

1. Дифузійний критерій Нусельта Nu_d

$$Nu_d = \frac{\beta l}{D} \quad (10.19)$$

тут і далі D – коефіцієнт дифузії.

Nu_d характеризує інтенсивність масообміну на границі поділу фаз.

2. Дифузійний критерій Фур'є:

$$Fo_d = \frac{D \tau}{l^2} \quad (10.20)$$

характеризує зміну швидкості потоку маси у часі. Використовується для описання нестационарних процесів.

3. Дифузійний критерій Пекле:

$$Pe_d = \frac{\omega l}{D} = Re \cdot Pr_d \quad (10.21)$$

Re – критерій гідродинамічної подібності;

Pr_d – характеризує подібність полів фізичних величин.

$$Pr = \frac{\nu}{D} = \frac{\mu}{D\rho} \quad (10.22)$$

Критеріальне рівняння масообмінних процесів:

$$Nu_d = f(Fo_d, Re, Pr_d, Gr) \quad (10.23)$$

10.2.4. Взаємозв'язок між коефіцієнтами масопередачі і масовіддачі

Коефіцієнт K , який входить в основне рівняння масопередачі, пов'язаний з коефіцієнтом масовіддачі β і коефіцієнтом розподілу m такими співвідношеннями:

для газової фази

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} \quad (10.24)$$

для рідкої фази

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}} \quad (10.25)$$

10.3. Масопередача в системах з твердою фазою

Процеси за участю твердої фази (сушіння, адсорбція, вилужування) є особливо складними. Вони мають меншу швидкість у порівнянні зі швидкістю молекулярної дифузії. Масопередача в системах з твердою фазою складається з двох стадій:

- 1) масовіддача від (до) поверхні поділу фаз у потік рідини;
- 2) переміщення речовини в твердій фазі масопровідністю.

Процес описується рівнянням, аналогічним (10.7):

$$dM = -K \frac{\partial c}{\partial x} dF \quad (10.26)$$

K – коефіцієнт масопровідності, m^2/s , залежить від природи процесу, від структури твердого тіла, від умов.

Диференціальне рівняння масопередачі аналогічне (10.13), де замість D стоїть K .

Виведення диференціального рівняння масопереносу в системах з твердою фазою аналогічне такому для систем Г-Р і Р-Р.

Основними критеріями подібності для даного випадку є: критерій Біо, аналогічний Nu_d :

$$Bi_d = \frac{\beta l}{K} \quad (10.28)$$

і критерій масопровідності:

$$E = \frac{C - C_p}{C_n - C_p} = f\left(Bi_d, Fo_d, \frac{x}{\delta}\right) \quad (10.29)$$

C – концентрація речовини, що розподіляється, у будь-який час;

C_p – рівноважна концентрація;

C_n – початкова концентрація;

E – параметричний критерій, який являє собою безрозмірну концентрацію речовини в твердій фазі в точці з координатою x в момент часу \square , яка відповідає певному значенню Fo_d ;

\square – визначальний розмір тіла (твердої фази);

$\frac{x}{\delta}$ – безрозмірна координата точки, в якій концентрація дорівнює \square .

10.4. Рушійна сила процесів масопередачі

Рушійною силою процесів масопередачі є різниця концентрацій речовини, що розподіляється, в різних фазах. З плином часу концентрація змінюється, тому користуються поняттям про середню рушійну силу.

Для виведення рівняння для розрахунку середньої рушійної сили розглядаємо приклад, коли відбувається перенесення речовини з газової у рідку фазу. В цьому разі концентрація речовини в рідкій фазі зменшується на dy .

Маса речовини, котра переходить в іншу фазу:

$$dM = - G dy \quad (10.30)$$

З основного закону масопередачі

$$dM = K_y(y - y^*) dF \quad (10.31)$$

$$M = K_y \Delta y_{\text{ср}} F \quad (10.31a)$$

З (10.30) і (10.31)

$$-Gdy = K_y(y-y^*)dF \quad (10.32)$$

Поділимо перемінні

$$-\frac{dy}{y-y^*} = \frac{K_y}{G}dF$$

Інтегруємо:

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y-y^*} = \int_0^F \frac{K_y}{G}dF \Rightarrow \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y-y^*} = \frac{K_y}{G}F \quad (10.33)$$

З рівняння матеріального балансу для всього апарату:

$$M = G(y_n - y_k) \rightarrow G = \frac{M}{y_n - y_k} \rightarrow B \quad (10.33)$$

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y-y^*} = \frac{K_y F}{M}(y_n - y_k)$$

Звідси

$$M = K_y F \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y-y^*}} \quad (10.34)$$

Порівнюючи (10.34) з (10.31а), робимо висновок, що середня рушійна сила

$$\Delta y_{сер} = \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y-y^*}} \quad (10.35)$$

Для рідкої фази $\Delta x_{сер}$ визначають аналогічно.

Рівняння типу (10.35) використовують для розрахунку середньої рушійної сили у випадках, коли рівноважна лінія – крива.

Для часткового випадку, коли вона є прямою, використовують середню логарифмічну:

$$\Delta y_{сер} = \frac{\Delta y_б - \Delta y_м}{\ln \frac{\Delta y_б}{\Delta y_м}} \quad (10.36)$$

а при $\Delta y_б/\Delta y_м < 2$ використовують середню арифметичну.

Число одиниць переносу

Інтеграл у знаменнику (10.35) називається числом одиниць переносу (n_{0y} або n_{0x}).

З (10.35) зв'язок між n_{0y} (або n_{0x}) і середньою рушійною силою:

$$n_{0y} = \frac{y_п - y_к}{\Delta y_{сер}} \quad (10.37)$$

Число одиниць переносу характеризує зміну робочої концентрації фази, яка припадає на одиницю рушійної сили.

Одну одиницю переносу можна розглядати як ділянку апарату, для якої зміна концентрації однієї з фаз дорівнює середній рушійній силі на цій ділянці.

Число одиниць переносу дорівнює кількості теоретичних тарілок тарілчастої колони. Знаючи оптимальну відстань між тарілками, характерну для кожного виду тарілок, а також к.к.д. тарілки, визначають висоту колони. Якщо колона насадкова, вводять поняття висоти, еквівалентній теоретичній тарілці h_T (ВЕТТ). Висота шару насадки H_H може бути розрахована за рівнянням: $H_H = h_T n_T$.

Приклади таких розрахунків наведені у задачнику з ПАХТ Павлова, Романкова і Носкова [3]. Їх треба розглянути самостійно або на практичному занятті, щоб зрозуміти подальше викладання матеріалу.

11. АБСОРБЦІЯ

11.1. Рівновага в процесах абсорбції

В процесі абсорбції при низьких концентраціях речовини, що розподіляється, рівновага описується законом Генрі:

Парціальний тиск p_A розчиненого газу пропорційний його мольній частці у розчині x_A :

$$p_A^* = E x_A \quad (11.1)$$

або: *розчинність газу (компоненту A , що поглинається) у рідині при даній температурі пропорційна його тиску над рідиною:*

$$x_A = p_A^*/E \quad (11.2)$$

E – коефіцієнт Генрі, залежить від природи речовини і температури.

$$\ln E = -\frac{q}{RT} + B \quad (11.3)$$

де q – теплота розчинення газу, кДж/моль;

B – константа, залежить від природи газу й рідини і визначається експериментально.

Зі зростанням температури розчинність газу в рідині зменшується, тобто абсорбція - екзотермічний процес.

Кількість тепла, що виділяється при абсорбції

$$Q = q_d L(x_1 - x_2) \quad (11.4)$$

q_d - диференціальна теплота розчинення у межах зміни концентрації від x_1 до x_2 ;

L - кількість абсорбенту, кг.

Якщо абсорбція ведеться без відведення тепла, то можна припустити, що все тепло, яке виділяється, йде на нагрівання рідини і температура її підвищується на Δt

$$\Delta t = (q_d/c)(x_1 - x_2) \quad (11.5)$$

c – теплоємність розчину, кДж/(кг·K)

Оскільки з підвищенням температури поглинання газів рідинами зменшується, абсорбційні апарати повинні мати охолоджуючу частину (теплообмінник).

Замість p^* в рівнянні (11.2) можна використовувати y . У відповідності з законом Дальтона парціальний тиск компонента дорівнює загальному тиску Π , помноженому на мольну частку цього компонента в суміші.

$$p_A^* = \Pi y_A^*, \quad \text{або} \quad y_A^* = p_A^*/\Pi \quad (11.6)$$

Порівнюючи з (11.1):

$$y_A^* = \frac{E}{\Pi} x_A \quad (11.7)$$

Враховуючи (10.1)

$$m = E/\Pi \quad (11.8)$$

Концентрації x, y , які виражені у мольних частках, можна замінити на інші способи вираження концентрації, наприклад, на X, Y (відносні мольні концентрації). У цьому разі залежність між концентраціями речовини, що розподіляється, у різних фазах має вигляд:

$$Y^* = \frac{mX}{1 + (1 - m)X} \quad (11.9)$$

При низьких концентраціях $(1 - m)X \approx 0$, і

$$Y^* = mX \quad (11.10)$$

11.2. Матеріальний баланс і кінетичні закономірності процесу абсорбції

Матеріальний баланс:

$$- G dY = LdX \quad (11.10)$$

або
$$G (Y_{\Pi} - Y_{\kappa}) = L(X_{\kappa} - X_{\Pi})$$

G – витрата інертного (по відношенню до процесу абсорбції) компоненту газової суміші, кмоль/год.;

L – витрата рідкого абсорбенту, кмоль/год.

Кінетичні закономірності мають вигляд, як, наприклад, для газової фази:

$$dM = K_y (Y - Y_p) dF \quad (11.11)$$

У рівняннях, аналогічних (11.11), концентрації можна виражати різним способом, включаючи парціальний тиск для газової фази. При цьому чисельне значення K буде змінюватись у залежності від способу вираження концентрацій.

11.3. Принципові схеми абсорбції

Використовують такі схеми: прототечійні, протитечійні, одноступінчасті і багатоступінчасті з рециркуляцією.

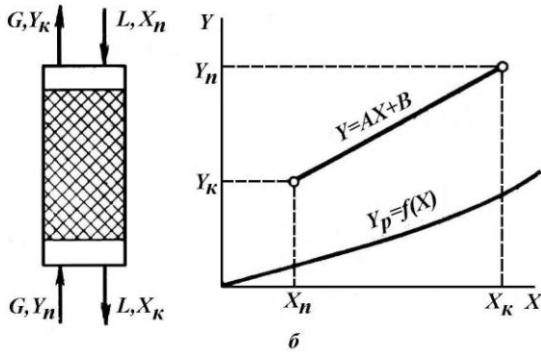
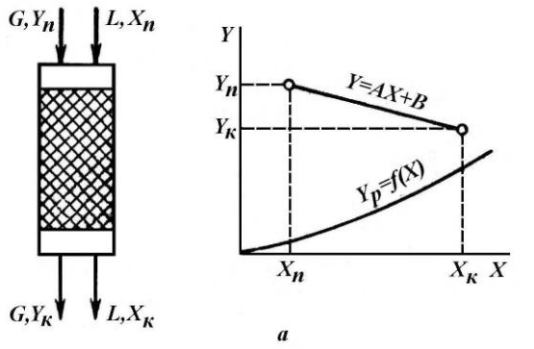


Рис. 50. Прямотечійна (а) і протитечійна (б) схеми абсорбції.

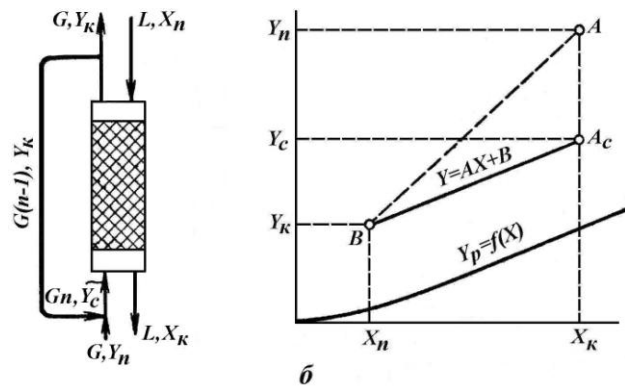
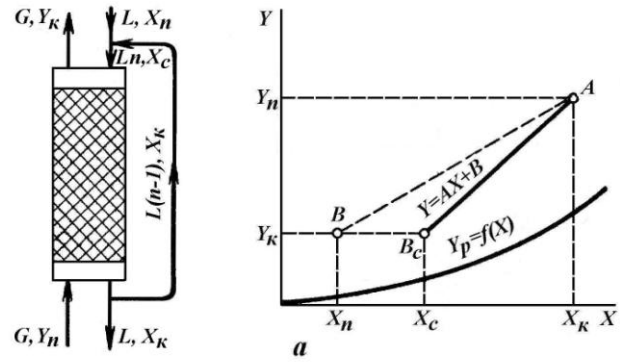


Рис. 51. Схеми абсорбції з рециркуляцією рідини (а) і газу (б).

На рис. 50, а і б, показані рівноважна й робоча лінії при різних схемах абсорбції. Протитечійний процес забезпечує більшу кінцеву концентрацію газу, що поглинається абсорбентом, а разом з тим меншу витрату абсорбенту. Але рушійна сила, як це видно з рис. 50, при протитечії менша, тому за інших рівних умов необхідні більші розміри апарату.

Зміна робочих концентрацій, яка призводить до зменшення витрати абсорбенту, потребує збільшення габаритів апарату і навпаки.

Багатоступінчасті схеми з рециркуляцією можуть включати пряму течію, протитечію, рециркуляцію рідини і газу (рис. 51).

При використанні схем з багаторазовим повертанням в апарат матеріальних потоків з рівняння матеріального балансу розраховують середню концентрації речовини, що входить в апарат (X_c). Так, при рециркуляції рідини маємо:

$$G(Y_n - Y_k) = L(X_k - X_n) = L_n (X_k - X_c)$$

звідки

$$X_c = \frac{X_k(n-1) + X_n}{n} \quad (11.12)$$

11.4. Абсорбційна апаратура

Є типовою для хімічної технології. Апарати, які за будовою подібні до абсорбера, використовуються в багатьох масообмінних процесах.

Абсорбери можна підрозділити на три групи у залежності від способу створення фазового контакту.

11.4.1. I група - Апарати, в яких поверхнею фазового контакту є поверхня рідини, яка розтікається по насадці

До них відносять плівкові апарати й насадкові апарати зі, які працюють у плівковому режимі (див. с. 95).

11.4.1.1. Плівкові апарати

Це не дуже поширені конструкції. Виконуються у вигляді трубчастих теплообмінників (рис. 52а) і апаратів з листовою насадкою (рис. 52б).

В абсорберах, що мають вигляд трубчастих теплообмінників, рідина у вигляді плівки стікає по внутрішній поверхні труб, а назустріч їй рухається газовий потік. Міжтрубний простір використовується для подачі охолоджуючого агенту.

11.4.1.2. Насадкові апарати

Це колони, які заповнені насадковими тілами (насадкою) (рис. 53). Такі апарати ще називаються “скрубери”. Вони відносяться до найбільш поширених у хімічній технології апаратів. Насадкові колони можуть відноситись до *I* або до *II* групи у залежності від режиму роботи (дивись далі).

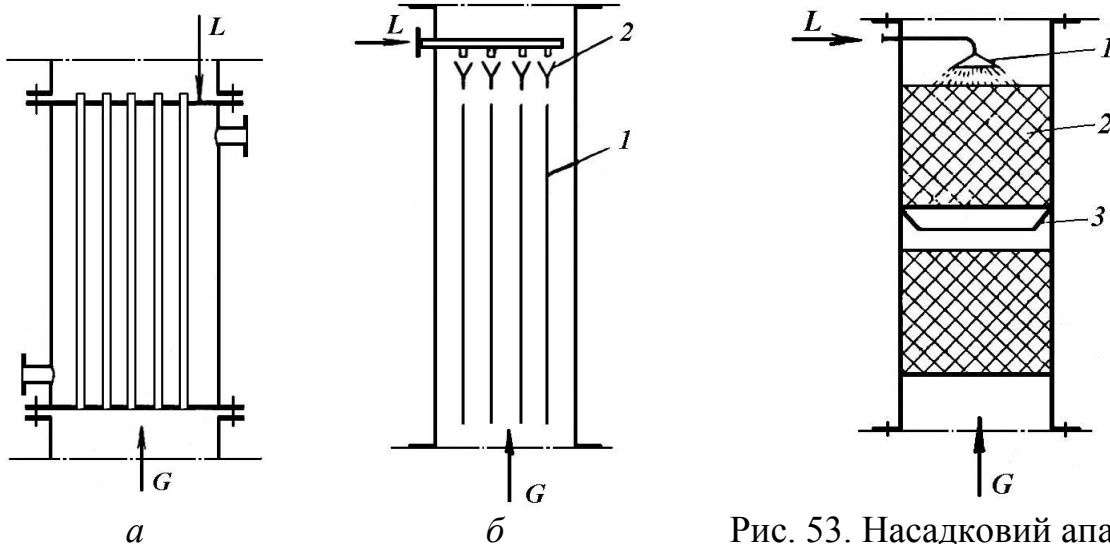


Рис. 52. Плівкові абсорбери:
а – у вигляді трубчастих теплообмінників;
б- апарати з листовою насадкою.

Рис. 53. Насадковий апарат:
1 – пристрій для розподілу рідини по насадці; 2 – насадка; 3 – пристрій для спрямування рідини до центру (збираючий пристрій).

Основні елементи насадкової колони вказані на рис. 54-57.

Пристрої для розподілу рідини по насадці

Бувають різноманітних конструкцій (рис. 54).

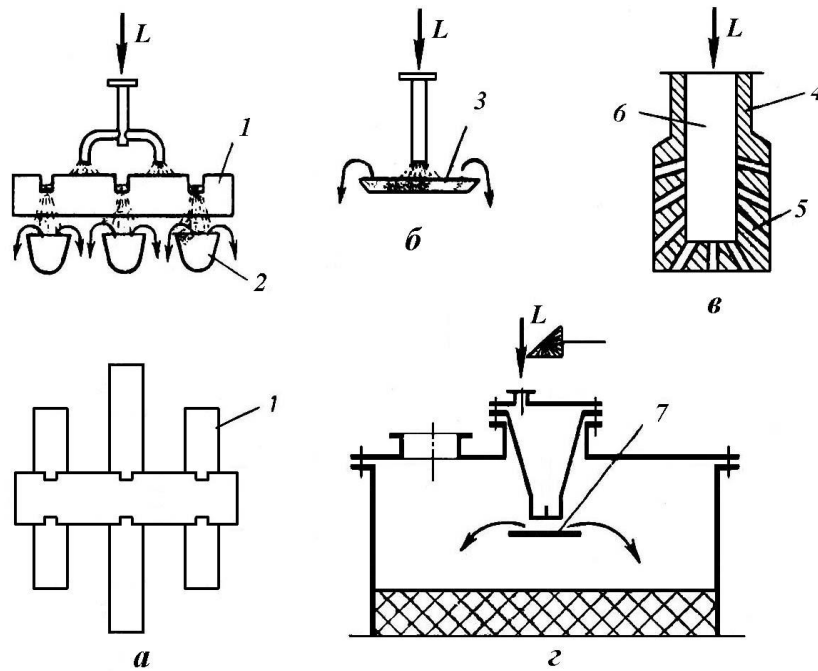


Рис. 54. Типи пристроїв для розподілу рідини по насадці (розподільвачів):
a – самотечійний; *б* – тарілчастий; *в* – пневматичний; *г* – відцентровий;
1 - центральний жолоб; *2* – розподільчі жолоби; *3* – склянка; *4, 5* – канали; *6* – диск.

Рідина для (*б*) подається під тиском.

Насадки

Бувають різноманітні за формою і за матеріалом: деревина, кераміка, подрібнений шматковий матеріал (гравій, кокс) (рис. 55,56).



Рис. 55. Насадка “кільця Рашига”.

Рис. 56. Різні форми фасонної насадки.

Геометричною характеристикою насадки є еквівалентний діаметр d_e [див. формулу (2.10)], де F – вільний переріз каналів між насадковими тілами; Π – сумарний периметр каналів.

Домноживши чисельник і знаменник (2.10) на лінійний розмір, отримуємо:

$$d = \frac{4V_{\text{вільн.}}}{\sigma} \tag{11.13}$$

$V_{\text{вільн.}}$ – об’єм, який займають канали в одиниці об’єму насадки (коефіцієнт вільного об’єму), $\text{м}^3/\text{м}^3$;

σ – питома поверхня насадкових тіл, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Аналогічну формула для визначення еквівалентного діаметру шару фільтрувального матеріалу використовують у розділі “Фільтрування” і для характеристики нерухомого шару твердого зернистого матеріалу – у розділі “Псевдозрідження”.

Пристрої для спрямування рідини до центру

Газовий потік, який рухається в колоні знизу наверх, має максимальну швидкість у центрі, що призводить до того, що рідина відкидається потоком газу до периферії, і на відстані $(4-5)D_{\text{ап.}}$ від входу в насадку рідина майже повністю витісняється до стінок апарату. При цьому змочування насадки рідиною різко скорочується і процес абсорбції практично припиняється.

Для запобігання цього явища використовуються різних конструкцій пристроїв для спрямування рідини до центру.

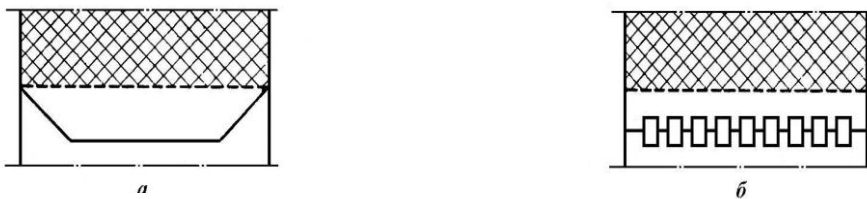


Рис. 57. Види пристроїв до спрямування рідини до центру: *a* - у вигляді відсіченого конусу; *б* - у вигляді тарілок зі зливними патрубками.

Гідродинамічні режими работ насадкових колон

У залежності від режиму роботи (рис. 58) насадкові абсорбери відносяться до I або до II групи (дивись далі).

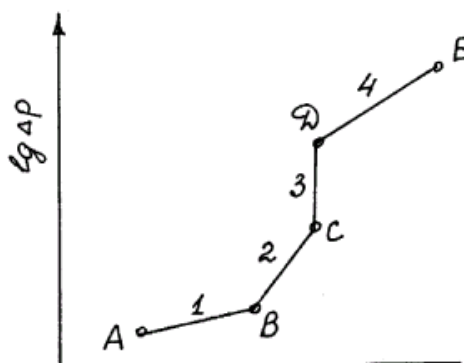


Рис. 58. Гідродинамічні режими работ насадкових колон:
 1 – плівковий; 2 – підвисання; 3 – емульгування; 4 – виносу (вторинної інверсії фаз).

Плівковий режим.

Спостерігається при невеликих густинах зрошення і малих швидкостях газу. Кількість рідини, що затримується у насадці, майже не залежить від $\rho_{\text{газу}}$. Точка *B* – точка підвисання. У цьому режимі працюють апарати I групи.

Підвисання.

При протитечії фаз внаслідок підвищення швидкості газу збільшується сила тертя між рідиною і газом, $\rho_{\text{рідини}}$ зменшується, а кількість рідини, що утримується в насадці, зростає. При цьому підвищується змочення насадки й інтенсивність масообміну. Апарат, що працює в даному режимі, відноситься до II групи.

Емульгування.

Виникає в результаті накопичення рідини у вільному об'ємі насадки. Це відбувається доти, доки сила тертя між рідиною, що стікає, і газом не врівноважить силу тяжіння. При цьому настає обертання, або інверсія фаз (рідина стає суцільною фазою, а газ – дисперсною). Таким чином утворюється газорідинна система, яка за зовнішнім виглядом нагадує піну. Такий режим є режимом максимальної ефективності роботи колони, оскільки площа контакту фаз являє собою не тільки площу насадки, а й площу всіх бульбашок. Однак гідравлічний опір $\rho \rho r$ колони при цьому великий, що призводить до збільшення потужності компресних машин і витрати енергії. Режим цей доцільно використовувати, коли колони працюють під тиском.

У звичайних насадкових колонах підтримування режиму емульгування викликає труднощі. Тому створені спеціальні види колон – емульгаційні (рис. 59).

Режим емульгування встановлюють і підтримують за допомогою зливної труби, яка виконана у вигляді гідравлічного затвору. За допомогою вентилів регулюють висоту емульсії в апараті. Розподільча тарілка служить для більш рівномірного розподілу газу в колоні.

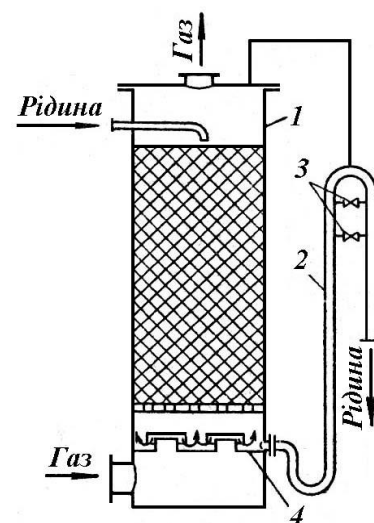


Рис. 59. Емульгаційна колона:
 1- корпус; 2 – гідравлічний затвор;
 3 – вентилі; 4 – розподільча тарілка.

11.4.2. II група - Апарати, в яких поверхня контакту фаз розвивається потоками рідини і газу

Сюди входять: насадкові колони, які працюють в режимах підвисання й емульгування, і тарілчасті колони.

У будь-якій колоні (насадковій або тарілчастій) рідина стікає вниз, а назустріч їй підіймається газ. Під дією тиску газового потоку швидкість руху рідини сповільнюється і при великих швидкостях руху газу наступає момент, коли рідина перестає стікати вниз - наступає режим захлинання. Оптимальним є режим роботи, коли швидкість газу на 15–20 % менша за швидкість, при якій відбувається захлинання.

Роботу насадкової колони розглянуто раніше.

Тарілчасті (барботажні) колони

Тарілки – це горизонтальні перегородки, які розташовані на певній відстані одна від одної всередині колони. Вони характеризуються відношенням площі отворів до загальної площі тарілок $F_{\text{отв.}}/F_{\text{заг.}}$.

Гідродинамічний режим роботи тарілчастих колон у залежності від швидкості газу і густини зрошення ділиться на:

- 1 – бульбашковий режим;
- 2 – пінний;
- 3 – струминний (інжекційний).

Бульбашковий режим.

Спостерігається при невеликих швидкостях газу, коли він рухається крізь шар рідини у вигляді окремих бульбашок. Поверхня контакту фаз невелика.

Пінний режим.

При збільшенні $\square_{\text{газу}}$ утворюється газорідинна система – піна. Поверхня контакту фаз максимальна.

Струминний режим.

При подальшому збільшенні $\square_{\text{газу}}$ збільшується довжина газових струменів і вони виходять на поверхню барботажного шару, не руйнуючись і утворюючи величезну кількість крупних бризок. Поверхня контакту різко зменшується.

Виділяють **2 групи тарілок**:

- а) без зливних пристроїв, або з неорганізованим переливом рідини, або з провальними тарілками (рис. 60);
- б) зі зливними (переливними) пристроями (патрубки, склянки) (рис. 61).

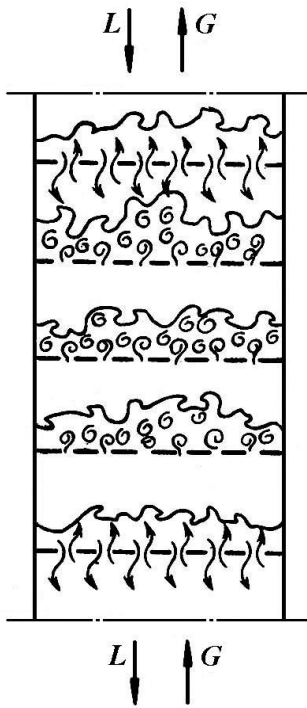


Рис. 60. Тарілчаста колона з неорганізованим переливом рідини.

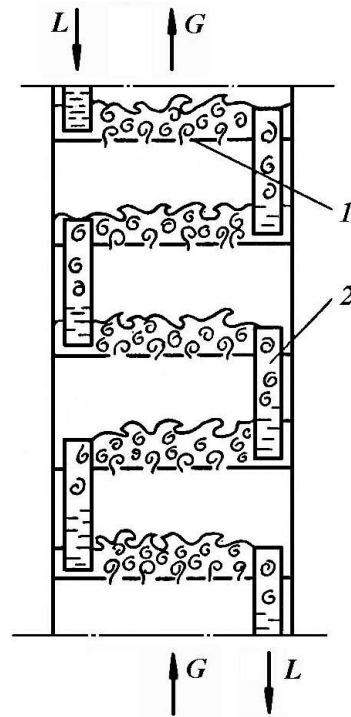


Рис. 61. Тарілчаста колона з переливним пристроєм:
1 – тарілка; 2 – переливний пристрій.

а) Колони з провальними тарілками за характером гідродинаміки потоків аналогічні насадковим колонам, що працюють в режимі підвисяння. На тарілках одночасно відбувається барботаж газу або пари крізь шар рідини і часткове “провалювання” рідини. Бувають дірчасті ($d_{ome} = 4 \div 10$ мм), решітчасті, трубчасті провальні тарілки. Трубчасті тарілки являють собою решітки з ряду паралельних труб. У ці труби можна подавати охолоджувач, і, таким чином, регулювати температуру процесу.

б) Тарілки бувають сітчасті, ковпачкові, клапанні та інші. В них газ проходить крізь шар рідини, а рідина перетікає по тарілці від одного зливного патрубку до іншого.

Сітчасті тарілки (рис. 61) мають діаметр отворів $1 \div 5$ мм. Умови роботи: газ повинен рухатися з певною швидкістю, щоб подолати тиск шару рідини на тарілці й попередити стікання рідини крізь отвори.

Переваги: простота устрою, легкість монтажу, огляду і ремонту, невеликий гідравлічний опір.

Недоліки: ці тарілки чутливі для забруднення і осадів.

Ковпачкові тарілки (рис. 62)

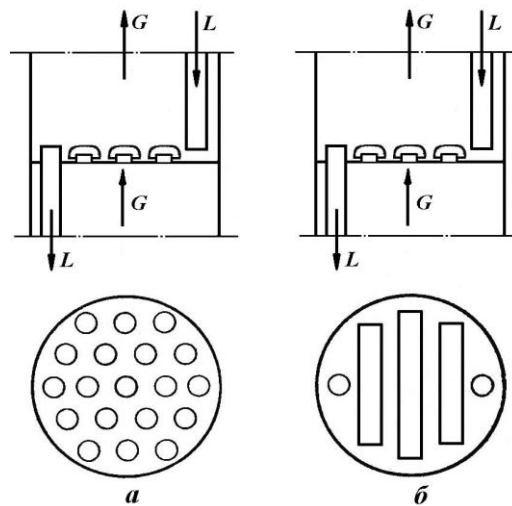


Рис. 62. Ковпачкові тарілки з круглими (а) і тунельними (б) ковпачками.

Нижня частина ковпачка (циліндрична або у вигляді каналу) називається патрубком. Верхня, власне ковпачок, має по краю прорізи. Газ на тарілку поступає по патрубках, розбиваючись прорізами ковпачка на велику кількість окремих струменів. Прорізи мають прямокутну або трикутну форми. Ці тарілки менш чутливі до забруднень.

Інші види тарілок розглянути самостійно.

11.4.3. III група - Апарати, в яких поверхня фазового контакту утворюється розприскуванням рідини

Використовують для газів, які добре розчиняються у розчиннику. Як приклад, розглянемо порожній розпилювальний абсорбер (рис. 63) і розпилювальний абсорбер Вентурі (рис. 64).

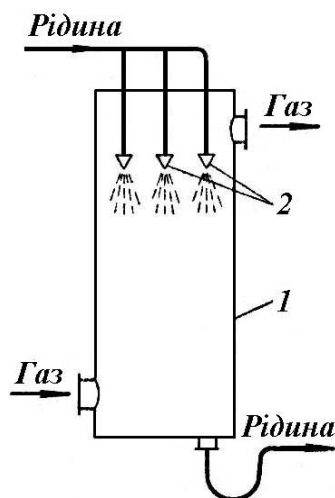


Рис. 63. Порожній розпилювальний абсорбер:
1 – колона; 2 – форсунки.

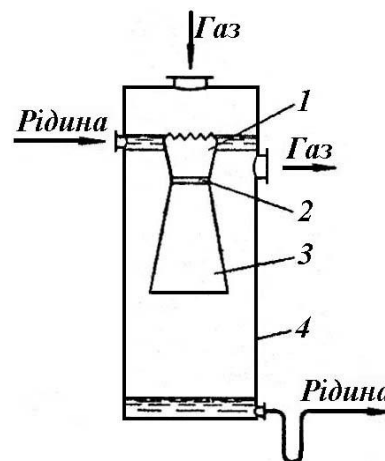


Рис. 64. Розпилювальний абсорбер Вентурі:
1 – конфузор; 2 – горловина; 3 – дифузор;
4 – сепараційна камера.

У розпилювальному абсорбері Вентурі рідина рухається з великою швидкістю (20-30 м/с і більше). Вона розпилюється в горловині газовим потоком, далі виноситься в сепараційну камеру, де відбувається відокремлення рідини від газу.

Перевагами абсорберів цієї групи є простота будови, низький гідравлічний опір, можливість роботи з забрудненими газами.

Недоліки: невисока ефективність, велика витрата енергії на розпилювання рідини.

11.4.4. Розрахунок колон

При розрахунках колонних апаратів визначають діаметр, висоту робочої частини (для насадкових колон – висоту насадки, для тарілчастих – висоту, яка зайнята тарілками), кількість тарілок, швидкість руху газового потоку для підтримання потрібного режиму роботи тощо. Існують загальні методи для розрахунку діаметру, висоти, кількості тарілок. Є особливості розрахунку у залежності від типу колони (тарілчаста, насадкова або іншого типу). Розрахунки наведені в довідниках і розглядаються на практичному занятті та при виконанні курсового проекту.

11.4.5. Кінетичні закономірності процесу абсорбції

Виражаються у вигляді критеріальних рівнянь, з яких визначають Nu_d , а з нього розраховують β .

Вигляд цих рівнянь залежить від типу апарату і потоку (рідина чи газ).

Так, для плівкових апаратів наводяться такі критеріальні рівняння:

- для газів:

$$Nu_d = 0,023 Re_G^{0,83} Pr_G^{0,44} \quad (11.18)$$

- для рідин:

$$Nu_d = 0,069 Re_L^{0,33} Pr_L^{0,5} Ga^{0,167} (l/d_e)^{-0,5} \quad (11.19)$$

d_e – еквівалентний діаметр плівки ($d_e=4\delta$; δ - середня товщина плівки);

l – висота робочої частини апарату.

У Re_L вводиться середня швидкість стікання плівки.

В інших випадках використовують інші критеріальні рівняння, які можна знайти в довідниках.

12. ПЕРЕГОНКА

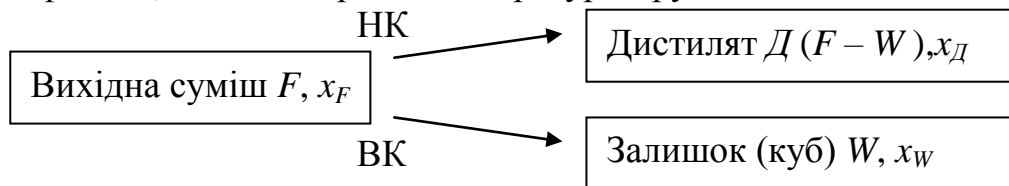
12.1. Способи перегонки. Позначення

Існують два принципово різних способи перегонки:

- проста перегонка (дистиляція);
- ректифікація.

1. **Проста перегонка** – це процес одноразового часткового випарювання рідкої суміші й конденсації парів, що утворюються. Використовують для поділу сумішей, компоненти яких мають леткості, що значно відрізняються – для грубого і попереднього поділу сумішей.

2. **Ректифікація** – це процес поділу гомогенних сумішей рідких компонентів шляхом масо- і теплообміну між нерівноважними рідкою і паровою фазами, які мають різні температури і рухаються одна відносно одної.



F – витрата вихідної суміші (кмоль/год.);

D – витрата дистиляту;

W – витрата залишку;

x_F, x_D, x_W – мольні частки легколеткої (низькокиплячої) рідини;

НК – низькокиплячий компонент; ВК – висококиплячий компонент.

12.2. Характеристика двофазових сумішей рідина – пара (Р – П)

У залежності від взаємної розчинності компонентів розрізняють такі суміші рідин:

- 1) з необмеженою взаємною розчинністю (спирт – вода, бензол – толуол);
- 2) взаємнонерозчинні (олія – вода);
- 3) з обмеженою взаємною розчинністю.

Перша група сумішей підрозділяється на ідеальні й реальні.

Ідеальні суміші підкоряються закону Рауля:

$$p_A = P_A x \quad p_B = P_B(1 - x) \quad (12.1)$$

p_A – парціальні тиски;

P_A – тиск насиченої пари над чистою рідиною при даній температурі.

Парціальні тиски компонентів у системі підкоряються закону Дальтона:

$$p_A = P y \quad p_B = P(1 - y) \quad (12.2)$$

Порівнюючи (12.1) і (12.2), отримуємо:

$$P_A x = P y$$

$$\text{або} \quad y = \frac{P_A}{\Pi} x \quad \text{і} \quad 1 - y = \frac{P_B}{\Pi} (1 - x) \quad (12.3)$$

Загальний тиск у системі:

$$\Pi = p_A + p_B = P_A x + P_B (1 - x) = P_A x + P_B (1 - x) \quad (12.4)$$

Звідки

$$x = \frac{\Pi - P_B}{P_A - P_B} \quad (12.5)$$

12.3. Графічні залежності

При розрахунках, пов'язаних з процесами перегонки, використовують діаграми $t - x - y$ і $x - y$ (рис. 65, 66).

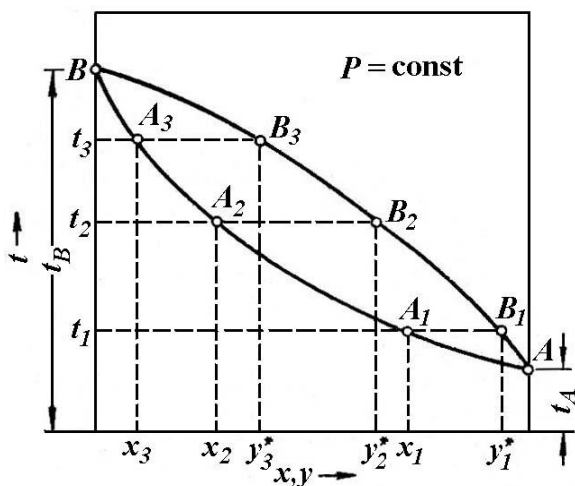


Рис. 65. Діаграма $t - x - y$.

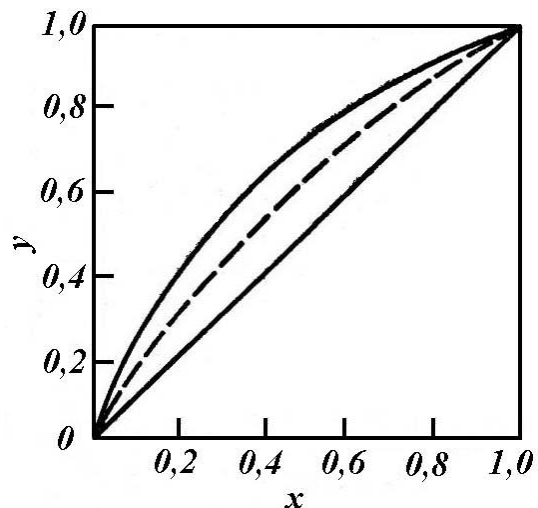


Рис. 66. Діаграма $x - y$.

На діаграмі $t - x - y$ (рис. 65) верхня крива – лінія кипіння сумішей компонентів різного складу; нижня крива – лінія конденсації. Простір над верхньою лінією – парове середовище, над нижньою – рідке.

Залежність $y = f(x)$ (діаграма $x - y$, рис. 66) являє собою криву рівноваги. Випуклість кривої рівноваги залежить від відношення теплот випаровування компонентів суміші r_A/r_B .

Багато реальних систем наближується до ідеальних, але є й такі системи, що не підкоряються закону Рауля. Найчастіше спостерігаються позитивне відхилення від цього закону ($P - P_{\text{ідеальне}} > 0$).

Для реальних систем:

$$p_A = P_A x_A \square_A; \quad p_B = P_B (1 - x_A) \square_B \quad (12.6)$$

□ - коефіцієнт фугітивності.

Друга група. Взаємно нерозчинні рідини розшаровуються. Для такої системи кожній температурі суміші відповідає певний тиск і кожний компонент поводить себе незалежно від іншого. Відповідно p – парціальний тиск кожного компонента - не залежить від його вмісту у суміші й дорівнює тискові парів чистого компонента при тій самій температурі (P).

Для цих рідин склад пари над киплячою сумішшю постійний і не залежить від співвідношення компонентів у розчині.

$$y_A = \frac{P_A}{P} ; \quad y_B = \frac{P_B}{P} \quad \text{і} \quad \frac{y_A}{y_B} = \frac{P_A}{P_B} = \text{const} \quad (12.7)$$

Цей випадок характерний для перегонки з водяною парою.

Третя група сумішей поводить себе у залежності від умов або як перша, або як друга.

12.4. Проста перегонка

12.4.1. Фракційна перегонка

Перегонку проводять шляхом поступового випаровування рідини, яка знаходиться в перегінному кубі:

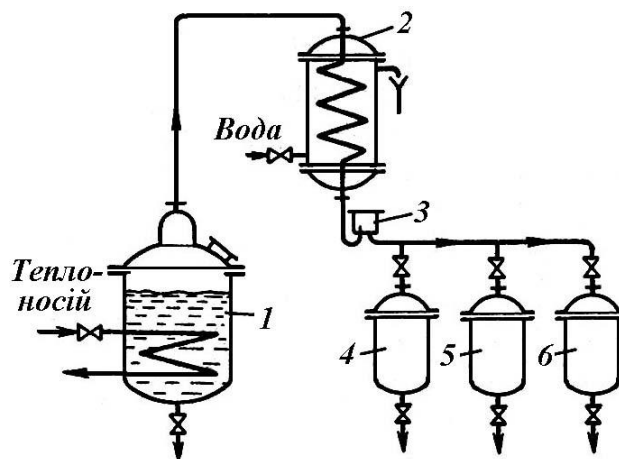


Рис. 66. Схема простої перегонки:

1 – перегінний куб; 2 - конденсатор–холодильник; 3 – оглядовий ліхтар;
4-6 – збірники фракцій.

Пари, які утворюються при кипінні рідини в кубі, відводяться і конденсуються. Процес здійснюється періодичним і безперервним способами.

При періодичному способі змінюється у часі склад дистилляту і кубової рідини, або залишку. Проста перегонка, яка проводиться з отриманням продуктів різного складу, називається фракційною, або дробовою, перегонкою.

Розрахункові формули

Вважаємо, що в момент часу Δt в кубі знаходиться L кг суміші, яка має поточну концентрацію x по (НК). Маса НК в цей момент дорівнює Lx . За безкінечно малий відрізок часу $d\Delta t$ випаровується dL кг суміші і концентрація НК в кубі зменшується на dx . При цьому утворюється dL кг рівноважної з рідиною пари, яка має концентрацію НК y^* . Кількість НК у парі буде dLy^* . Залишок рідини в кубі складає $(L - dL)$, а концентрація в ньому НК $(x - dx)$.

Матеріальний баланс по НК:

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + dLy^*$$

Розкриваємо дужки, відкидаємо добуток $dLdx$ як дуже малу величину і після поділу перемінних маємо:

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y^* - x}$$

Після інтегрування:

$$\int_W^F \frac{dL}{L} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}$$

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \quad (12.9)$$

Інтеграл вирішуємо графічно, будуючи залежність $\frac{1}{y^* - x} = f(x)$.

З (12.9), знаючи масу F завантаженої суміші та її склад x_F , а також заданий склад кубового залишку x_W , знаходять масу залишку W , а маса дистилляту дорівнює $(F - W)$.

Середній склад дистилляту $(x_p)_{\text{сеп}}$ розраховується з рівняння матеріального балансу по НК:

$$Fx_F = Wx_W + (F - W)(x_p)_{\text{сеп}}$$

$$(x_p)_{сер} = \frac{Fx_F - Wx_W}{F - W} \quad (12.10)$$

Розрахунок простої перегонки має за мету визначення маси рідини, яку треба перегнати для отримання в кубі залишку заданого складу й дистилляту потрібного середнього складу.

12.4.2. Проста перегонка з дефлегмацією

Для підвищення ступеню поділу перегонку здійснюють, додатково збагачуючи дистиллят шляхом дефлегмації (часткового повернення дистилляту в перегінний апарат) (рис. 67). Пари з кубу поступають в дефлегматор, де вони частково конденсуються й конденсат повертається в куб.

Розрахункова формула:

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y' - x} \quad (12.11)$$

y' – склад пари, яка виходить з дефлегматора.

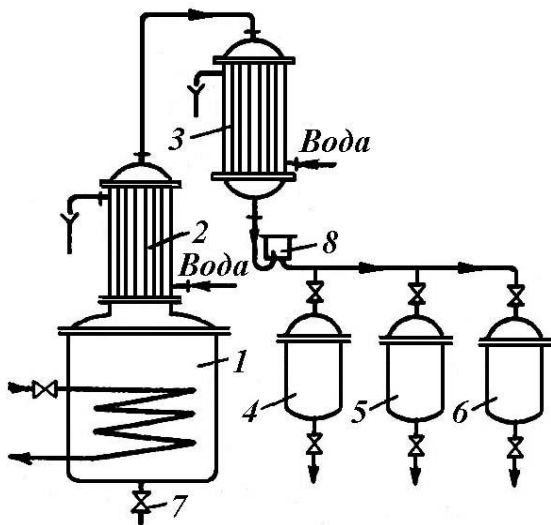


Рис. 67. Схема простої перегонки з дефлегмацією:

1 – куб; 2 – дефлегматор; 3 –
холодильник-конденсатор; 4-6 –
збірники; 7 – вентиль;
8 – оглядовий ліхтар.

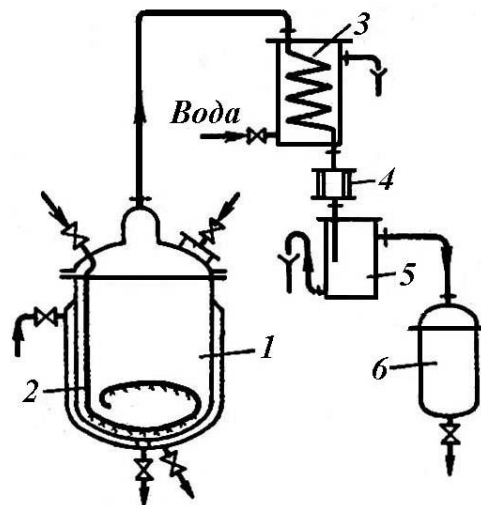


Рис. 68. Схема перегонки з водяною парою:

1 – куб; 2 – барботер; 3 –
конденсатор-холодильник; 4 –
подільча склянка;
5 – сепаратор; 6 – збірники.

12.4.3. Перегонка з водяною парою

Використовується для добування з сумішей компонентів, які мають малу легкість і, відповідно, високу температуру кипіння (наприклад, анілін). За час перегонки такі речовини часто розкладаються під дією температури (температурна деструкція). Для зниження температури перегонки її проводять з водяною парою (рис. 68).

Співвідношення між кількістю введеної водяної пари й компоненту, який відганяється:

$$G_B = G_K \frac{P_B M_B}{P_K M_K \varphi}, \text{ або } G_B = G_K \frac{(\Pi - P_K) M_B}{P_K M_K \varphi} \quad (12.12)$$

де M_B і M_K - мольні маси водяної пари і компоненту, що відганяється.

φ - ступень насичення водяної пари парою компоненту.

12.5. Ректифікація

12.5.1. Принцип ректифікації

Як відбувається процес ректифікації, можна зрозуміти, розглянувши рис. 65 (діаграма $t-x-y$). Візьмемо вихідну суміш складу x_3 і нагріємо її до температури кипіння t_3 – точка A_3 . Пара над цією киплячою рідиною має вміст, який відповідає точці B_3 . Якщо цю пару відібрати і сконденсувати, утвориться рідина із вмістом НК $y_3^* > x_3$. Якщо цю рідину підігріти до температури кипіння і т.д., утворюється майже чистий НК компонент.

12.5.2. Схема безперервно діючої ректифікаційної установки для поділу бінарних сумішей

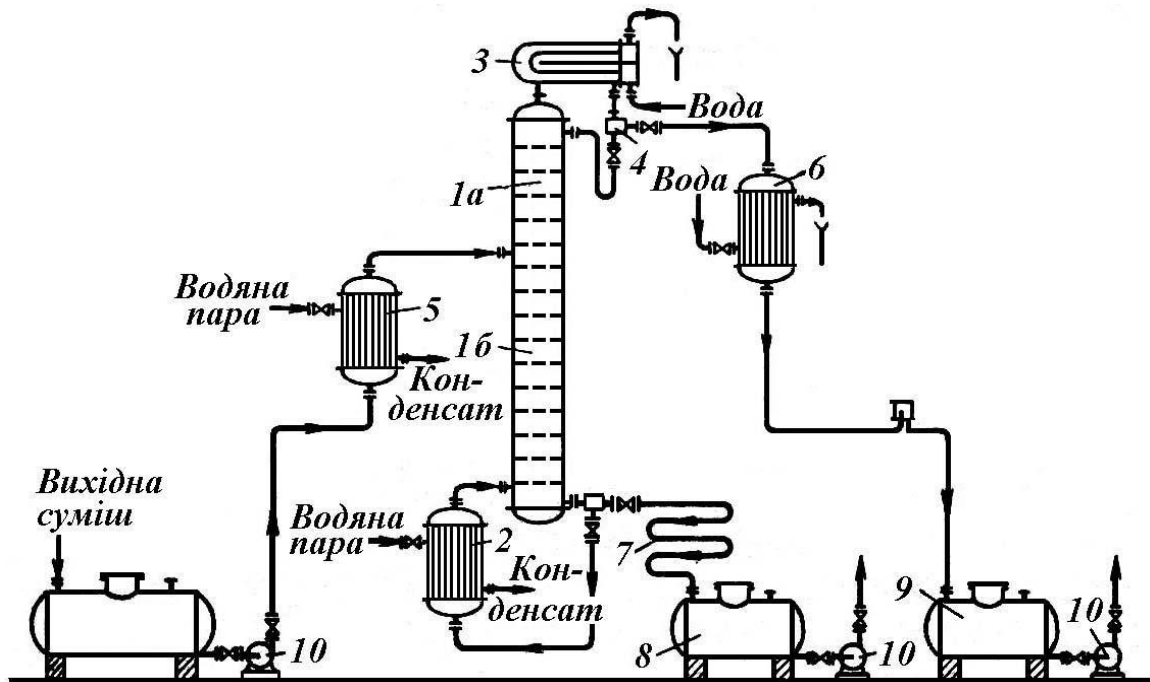


Рис. 69. Схема безперервно діючої ректифікаційної установки для поділу бінарних сумішей:

1 - ректифікаційна колона; 1а - укріплююча частина; 1б - вичерпна частина; 2 - кип'ятильник; 3 - дефлегматор; 4 - подільник; 5 - підігрівач вихідної суміші; 6 - холодильник дистиляту; 7 - холодильник залишку, або нижнього продукту; 8, 9 - збірники; 10 - насоси.

В нижню частину колони подається рідина, яка нагріта в кип'ятильнику до температури кипіння. При кипінні рідини утворюються пари, які підіймаються наверх по колоні. Пари проходять крізь шар рідини на тарілці. В результаті взаємодії між рідиною і паром, яка має більш високу температуру, частина рідини випаровується, причому, в пару переходить переважно НК. Тому на другу знизу тарілку переходить пара із вмістом НК $y_1 > x_1$. Випаровування рідини на тарілці відбувається за рахунок тепла конденсації пари.

З пари конденсується й переходить у рідину переважно ВК. На другій тарілці рідина має склад x_2 , вона містить більше НК, ніж на першій ($x_2 > x_1$) і кипить при більш низькій температурі. Стикаючись з нею, пара складу y , частково конденсуючись, збагачується НК і видалається на розташовану вище тарілку; вона має склад $y_2 > y_1$. Таким чином, у верхній частині колони збираються пари майже чистого НК. Ці пари конденсуються в дефлегматорі; рідина, яка утворюється, в подільнику поділяється на дистилят і флегму. Флегма повертається в колону на зрошення. Дистилят направляється в холодильник. Приблизно в середину колони на живильну тарілку поступає вихідна рідина, яка нагріта до температури кипіння, яку має рідина на цій тарілці.

Живильна тарілка поділяє колону на дві частини, які мають різні призначення. У верхній частині повинне бути забезпечено найбільше збагачення парів низькокиплячим компонентом. У нижній частині потрібне максимальне видалення НК.

12.5.3. Матеріальний і тепловий баланси безперервної ректифікаційної колони

Мольні теплоти випаровування компонентів бінарної суміші близькі, а питомі суттєво відрізняються, тому кількості рідин і парів виражають в кмоль, а їхні склади - в мольних частках НК (x , y). Для спрощення розрахунків приймаються такі припущення:

1. Склад пари y_D , яка видаляється з колони в дефлегматор, дорівнює складу дистилляту x_P :

$$y_D = y_P = x_P.$$

2. Склад пари y_W , яка підіймається з кип'ятильника в колону, дорівнює складу рідини x_W , яка стікає в кип'ятильник з нижньої частини колони.

3. Теплоти змішування компонентів дорівнюють 0.

4. Кількість парів, які підіймаються по колоні, постійна.

Матеріальний баланс

По усій речовині:

$$F + \Phi = W + D \quad (12.13)$$

Φ – флегма (частина дистилляту, яка повертається в колону).

$$D = \Phi + P \quad (12.14)$$

$$F = P + W \quad (12.15)$$

По НК:

$$Fx_F = Px_P + Wx_W. \quad (12.16)$$

Рівняння робочих ліній:

З (10.7):

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_{\Pi} - \frac{L}{G}x_{\kappa} \right) \quad (12.17)$$

З (10.4):

$$Gy_{\Pi} + Lx_{\Pi} = Gy_{\kappa} + Lx_{\kappa} \quad (12.18)$$

звідки

$$y_n - \frac{L}{G} x_k = y_k - \frac{L}{G} x_n \quad (12.19)$$

Підставляючи (12.19) у (12.17), отримуємо:

$$y = \frac{L}{G} x + \left(y_k - \frac{L}{G} x_n \right) \quad (12.20)$$

Укріплююча частина колони (1а)

Кількість рідини, яка стікає по цій частині колони:

$$L = \Phi = PR \quad (12.21)$$

$R = \Phi/P$ – має назву флегмове число – це відношення кількості флегми до кількості дистилляту.

Кількість парів, що підіймаються:

$$G = P + \Phi = P + PR = P(1 + R) \quad (12.22)$$

Для верху колони:

$$y_G = y_p \quad \text{і} \quad y_p = x_p; \quad y_k = x_p$$

Склад рідини, яка поступає з дефлегматора, $x_\Phi = x_p$, тобто $x_\Pi = x_p$. Підставивши значення L (12.21), G (12.22), y_k , x_Π у (10,7), маємо:

$$y = \frac{PR}{P(1+R)} x + \left[x_p - \frac{PR}{P(1+R)} x_p \right]$$

$$y = \frac{R}{1+R} x + \frac{x_p}{1+R} \quad (12.23)$$

або
$$y = Ax + B \quad (12.24)$$

де
$$B = \frac{x_p}{1+R} \quad (12.25)$$

(12.23, 12.24) – рівняння робочої лінії укріплюючої частини колони (її вигляд – див. рис. 47 і рис. 70).

З (12.23, 12.24) флегмове число пов'язане з положенням робочої лінії рівнянням:

$$A = \frac{R}{1 + R} = \operatorname{tg} \alpha \quad (12.26)$$

Вичерпна частина колони (1б)

Позначимо:

$$f = F/P \quad (12.27)$$

f – кількість постачання на 1 кмоль дистилляту.

Кількість рідини, що стікає по нижній частині колони:

$$L' = F + \Phi = fP + PR = P(f + R) \quad (12.28)$$

Кількість пари:

$$G' = G = P(1 + R) \quad (12.29)$$

Підставляємо G' , L' , x_k' , y_n' в (10.7):

$$y = \frac{P(f + R)}{P(1 + R)} x + \left[x_w - \frac{P(f + R)}{P(1 + R)} x_w \right]$$

$$y = \frac{f + R}{1 + R} x + \frac{1 - f}{1 + R} x_w \quad (12.30)$$

$$y = A'x + B' \quad (12.31)$$

(12.30) – рівняння робочої лінії вичерпної частини.

$$f = \frac{x_D - x_w}{x_F - x_w} \quad (12.32)$$

Побудування робочої лінії на діаграмі $x - y$

Як будується робоча лінія процесу ректифікації, зображено на рис. 70. Робоча лінія складається з двох відрізків, які відносяться до верхньої і нижньої частин колони. Побудову починають з точки x_p , проводячи через неї перпендикуляр до діагоналі (отримують т. B). Через т. B під кутом α (формула 12.26) проводять лінію BA до перетинання з перпендикуляром, проведеним з т. x_F . З т. x_w проводять перпендикуляр до діагоналі, отримують т. C , яку з'єднують з т. A .

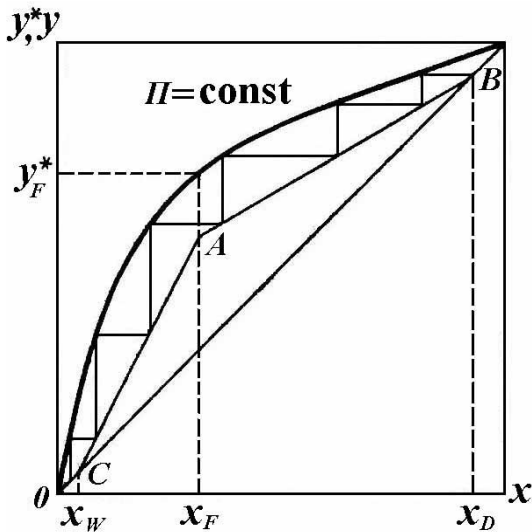


Рис. 70. Робоча лінія ректифікаційної колони:

AB - робоча лінія верхньої частини колони; AC - робоча лінія нижньої частини колони.

Сходишками показано графічне визначення числа ступіней зміни концентрації (теоретичних тарілок) у ректифікаційній колоні.

Для визначення кількості одиниць переносу n_{oy} сходишки вписують, починаючи з точки B . Кількість сходинок для верхньої і нижньої частин колони визначають окремо. Кількість сходинок дорівнює теоретичній кількості тарілок. Для визначення дійсної кількості тарілок теоретичну кількість ділять на к.к.д. тарілки.

Мінімальні й дійсні флегмові числа

Флегмове число R показує, скільки дистилату повертається в колону для забезпечення її роботи. Із збільшенням числа флегми колона працює більш стабільно, але кількість дистилату, яку при цьому отримують, зменшується. Тому визначають мінімальне флегмове число:

$$R_{\min} = \frac{x_P - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{y_P - y_F^*}{y_F^* - x_F} \quad (12.32)$$

Дійсне, або робоче флегмове число:

$$R = \square R_{\min} \quad (12.33)$$

\square коефіцієнт надлишку флегми.

$$R = 1,3R_{\min} + 0,3 \quad (12.34)$$

Тепловий баланс ректифікаційної колони

Прихід тепла

З теплоносієм в кип'ятильнику:

$Q_{\text{кип}}$

З вихідною сумішю:

$$Q_F = F i_F = G_F c_F t_F$$

Витрата тепла

З парами, які поступають в

дефлегматор: $Q_G = G I$

З залишком:

$$Q_W = W i_W = G_W c_W t_W$$

З флегмою:

$$Q_{\Phi} = \Phi i_{\Phi} = G_{\Phi} c_{\Phi} t_{\Phi}$$

Втрати: $Q_{\text{втр.}}$

13. ЕКСТРАКЦІЯ

Це добування однієї або кількох речовин з розчинів або твердих тіл за допомогою вибірових розчинників (екстрагентів). Екстракція з твердих (квазітвердих) тіл використовується в текстильній, фармацевтичній, косметичній, харчовій промисловості. В хімічній технології використовують екстракцію з твердих тіл водою або водними розчинами кислот або лугів (вилужування).

13.1. Процеси екстракції в системах Р – Р

Ідеальні розчини підкоряються закону розподілу – рівняння (12.1), яке являє собою рівняння прямої лінії. Для неідеальних систем залежність між концентраціями речовини, що розподіляється між двома рідинами, - крива і її вигляд встановлюється дослідним шляхом.

При екстракції маємо справу з двома розчинниками: G (з меншою \square) і L . Вони можуть мати або обмежену розчинність один в одному, або бути взаємно нерозчинними. Останній випадок найзручніший для практики, тому що утворюється двокомпонентна система. При частковій розчинності утворюється трикомпонентний склад, який виражається трикутною діаграмою (рис. 71).

У вершинах трикутника - чисті речовини L , G і M , на боках – склади двокомпонентних сумішей. Точка N (рис. 71) відповідає складу трикомпонентної суміші.

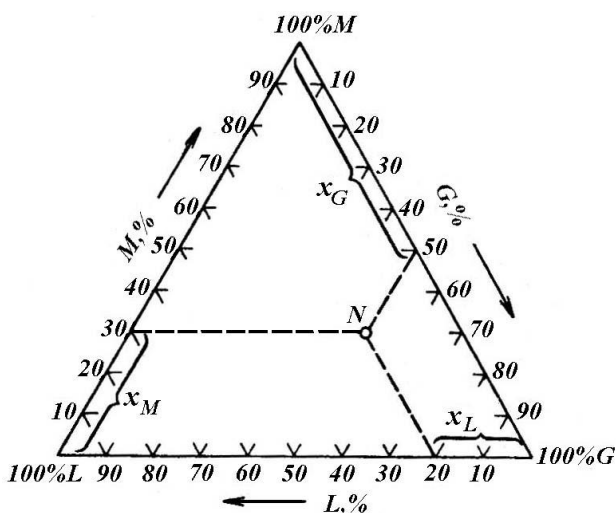


Рис. 71. Зображення складу трикомпонентної суміші на трикутній діаграмі.

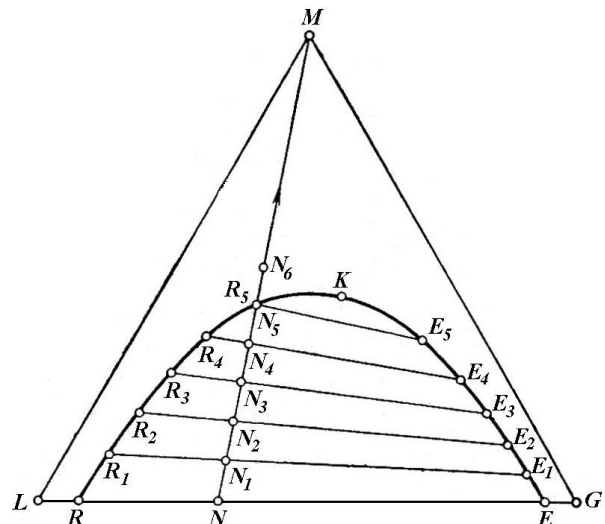


Рис. 72. Крива рівноваги.

На трикутній діаграмі зображують криву рівноваги (рис. 72), а також можна показати процеси зміни складу трикомпонентної суміші.

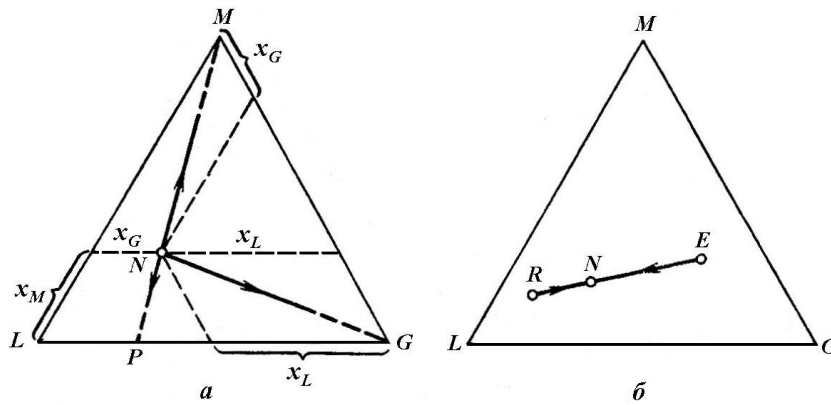


Рис. 73. Зображення процесів на трикутній діаграмі:
a – розведення або концентрування; *б* – змішування двох фаз з різними складами.

Процес розведення або концентрування - рис. 73 *a*. Тут лінія NM – концентрування трикомпонентної суміші відносно речовини M . При додаванні M до суміші співвідношення $L:G$ не змінюється, а кількість M збільшується. Лінія NG – розведення суміші розчинником G .

Змішування двох фаз - рис. 73 *б*.

При змішуванні двох трикомпонентних розчинів R і E утворюється суміш N . Положення точки N визначається за правилом важеля:

$$\frac{\text{Кількість } R}{\text{Кількість } E} = \frac{NE}{RN} \quad (13.1)$$

При побудові лінії рівноваги на трикутній діаграмі (рис. 72) вважають, що речовина M необмежено розчиняється у L і G , а самі розчинники L і G мають обмежену взаємну розчинність.

$L + M$ і $G + M$ – однорідні розчини.

$L+G$ – утворюють однорідні розчини тільки на ділянках LR і EG (рис. 72).

Будь-яка суміш розчинників на ділянці RE розширюється на два однорідні насичені розчини: R (насичений розчин G в L) і E (насичений розчин L в G). Візьмемо суміш складу N і будемо додавати до неї речовину M (концентрування), при цьому утворюється нова трикомпонентна система складу N_1 , яка розширюється на дві фази: R_1 (фаза розчинника L) і E_1 (фаза розчинника G). При подальшому додаванні речовини M отримаємо нові трикомпонентні суміші N_2, N_3 і т.д. Нарешті одна з фаз зникає (точка N_4). При подальшому концентруванні утворюються тільки однорідні потрійні суміші складу N_5 і т.д. Лінії R_1E_1 і т.д. мають назву хорди рівноваги. Вони сходяться в точці K (критична). Плавна крива $RR_1\dots EE_1$ – це крива рівноваги, або бінодальна крива. Ліва гілка RK характеризує рівноважні складі розчинника L , а права – G . Ця бінодальна крива на трикутній діаграмі обмежує площу, яка відповідає двофазній суміші. Поза межами цієї площі утворюються однофазні

суміші. Інтерес для екстракції складає площа під кривою RKE – тільки зона двофазних розчинів.

13.2. Матеріальний баланс процесів екстракції

$$F + S = R + E \quad (13.2)$$

F і R – маси вихідного розчину і рафінату;

S і E – маси екстрагенту й екстракту.

13.3. Кінетичні закономірності процесу екстракції

Визначаються основним законом масопередачі:

$$M = K \square C_{\text{сер}} F$$

Для збільшення площі контакту фаз F одну з рідин диспергують до краплин певної величини. Речовина, яка розподіляється, переходить з суцільної фази (дисперсійне середовище, індекс “с”) до поверхні краплин, а потім усередину краплин крізь поверхню поділу фаз у дисперсну фазу, індекс “ф”).

Можливі 3 випадки:

I випадок: дифузійний опір усередині краплини незначний у порівнянні з опором у суцільній фазі. Коефіцієнт масопередачі приймається рівним коефіцієнту масовіддачі:

$$K_x = \square_c$$

$$M = \square_c \square C_m F \quad (13.3)$$

\square_c визначається за критерієм Нусельта.

Критеріальне рівняння:

$$Nu'_c = 1,13 Pe^{0,5} \quad (13.4)$$

Тут
$$Nu'_c = \square_c d / D_c; \quad Pe_{dc} = Wd / D_c$$

d – діаметр краплини, м;

W – відносна швидкість руху потоків G і L , м/с;

D_c – коефіцієнт дифузії речовини, що розподіляється, у дифузійному середовищі.

II випадок: дифузійний опір суцільної фази незначний, а масообмін визначається дифузійним опором усередині краплини:

$$K_y = \square_\phi$$

$$M = \alpha_{\phi} \alpha C_m F$$

$$Nu'_{\phi} = 0,00375 Re'_{\phi} \quad (13.5)$$

III випадок: треба враховувати і $\alpha_c, \alpha_i \alpha_{\phi}$. Використовують рівняння (10.24) і (10.25).

13.4. Екстрактори

Основні типи:

- 1 – змішувально–відстійні;
- 2 – колонні;
- 3 – відцентрові.

Змішувально–відстійні.

Використовуються для здійснення однієї ступені екстракції (змішування і відстоювання).

Змішувачі бувають:

апарати з мішалкою; інжекторні; трубчасті, діафрагмові, інших конструкцій. Принцип їхньої роботи зрозумілий з рис. 74, 75.

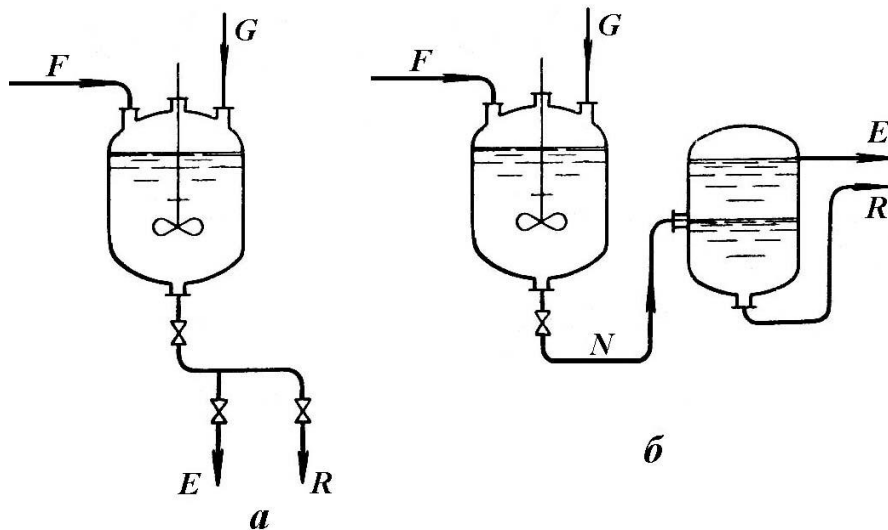


Рис. 74. Екстрактори типу апарати з мішалками:

a – апарат, який виконує функції змішувача (при працюючій мішалці) і відстійника (при вимкненій мішалці) – періодичний процес; *б* – змішувач з відстійником – безперервний процес.

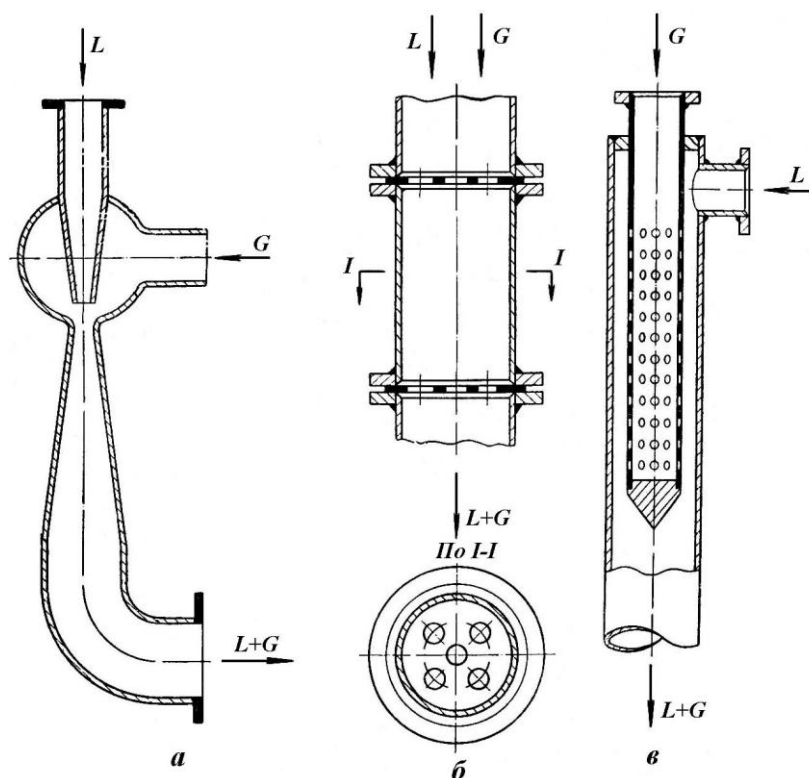


Рис. 75. Різні види змішувачів:
 а – інжекторний; б – діафрагмений; в – трубчастий.

В інжекторному змішувачі (рис. 75а) рідина L з великою швидкістю витікає з сопла і засмоктує за рахунок своєї кінетичної енергії іншу рідину G (в одній з рідин міститься речовина, що розподіляється, M). Протікаючи крізь дифузор, обидві рідини перемішуються, утворена суміш речовин L , G і M перетікає у відстійник.

Діафрагмений змішувач являє собою циліндричний апарат, між фланцями якого закріплені діафрагми з кількома отворами. Рідини L і G (якась з них містить M), проходячи крізь отвори, перемішуються і направляються у відстійник.

Трубчастий змішувач складається з двох концентричних труб, в які рідини поступають окремо. У кільцевий зазор між трубами з великою швидкістю з отворів внутрішньої труби витікає рідина G і змішується там з фазою L .

Відстійники:

- а) апарат із вимкненою мішалкою;
- б) спеціальна ємність (рис. 76):

Рівень відведення важкої фракції (L) з відстійника визначається положенням поверхні поділу в апараті і розраховується за формулою:

$$a \square_{\text{важ}} + (b - a) \square_{\text{легк}} = c \square_{\text{важ}} \quad (13.6)$$

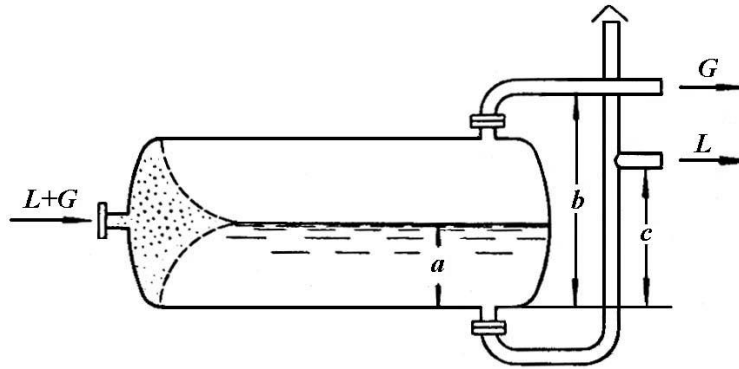


Рис.76. Схема відстійника.

Більш поширеними екстракторами є *колонні апарати*. Середня частина цих апаратів виконує функцію змішувача, а верхня і нижня – відстійників (відповідно для більш легкої і більш важкої рідини). За конструкцією колонні апарати підрозділяються на: порожні, насадкові, тарілчасті, колони з пульсацією потоків, роторно–дискові.

Порожні.

Екстрактор заповнений важкою рідиною L , котра суцільним потоком переміщається в апараті з швидкістю W_L і видаляється крізь зливний пристрій (рис. 77). Легка рідина G уводиться в апарат крізь розпилювач і у вигляді краплин підіймається наверх зі швидкістю W_G . У верхній частині апарату, котра є відстійником, краплини G зливаються, утворюючи суцільний шар рідини, яка виводиться з апарату крізь верхній штуцер.

Диспергуючий пристрій – це конічна камера з горизонтальною перфорованою пластиною, або перфорована труба з отворами діаметром 2–6 мм. Рідина G подається під тиском, який розраховується з урахуванням W_L , W_G , d , ρ_L , ρ_G .

Насадкові.

Забезпечують більш ефективну взаємодію в апараті, оскільки насадка сприяє додатковому диспергуванню і збільшує час перебування рідини в апараті.

Тарілчасті (рис. 78).

Апарат заповнений суцільною фазою L , що перетікає з одного міжтарілчастого простору в інший через переливні патрубки. Протитечією суцільній фазі рухається дисперсна фаза, яка, накопичуючись у вигляді підпірного шару під кожною тарілкою, диспергується з цього шару отворами тарілки у суцільну фазу. Краплини під дією підйомної сили рухаються у суцільній фазі й зливаються знову у підпірному шарі наступної тарілки. В результаті багаторазового диспергування і зливання краплин дисперсної фази в протитечійному шарі суцільної фази здійснюється ступінчаста екстракція в одному колонному апараті. З останньої тарілки краплини дисперсної фази поступають у відстійник (верхня частина апарату), де вони зливаються в загальний шар дисперсної фази і виводяться з апарату.

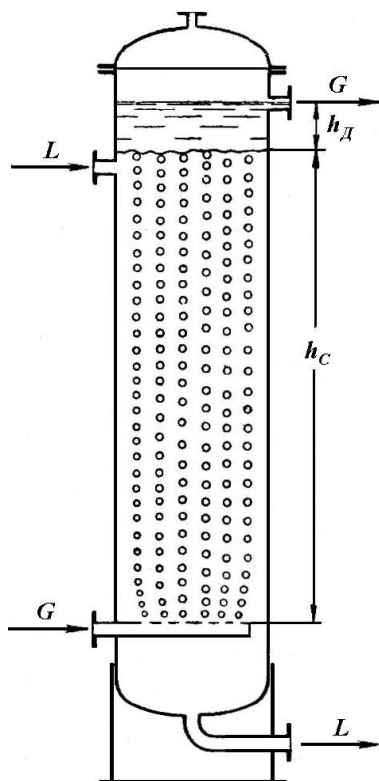


Рис. 77. Схема колонного порожнього екстрактору.

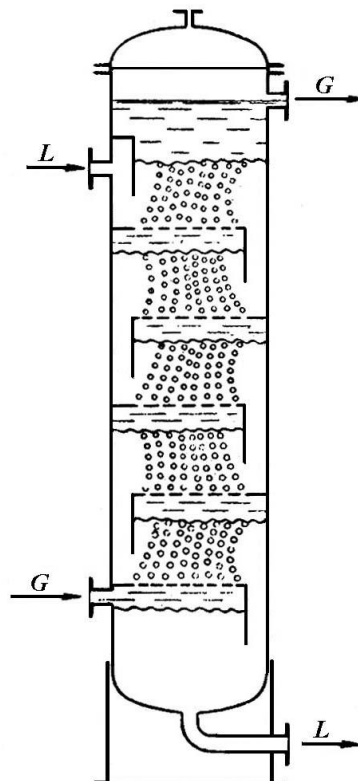


Рис. 78. Схема колонного екстрактору з сітчастими тарілками.

13.5. Принципові схеми екстракції

Існує багато різноманітних схем екстракції. Приклади наведені на рис. 79 – 81.

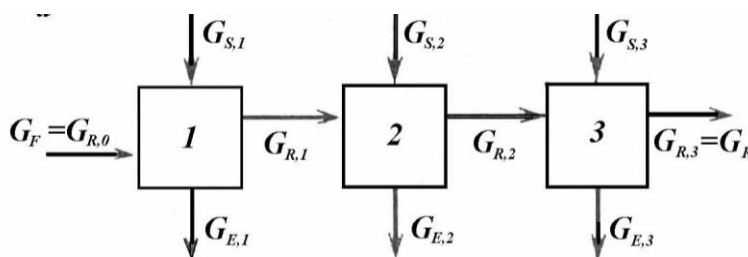


Рис. 79. Рідинна екстракція у перехресній течії.

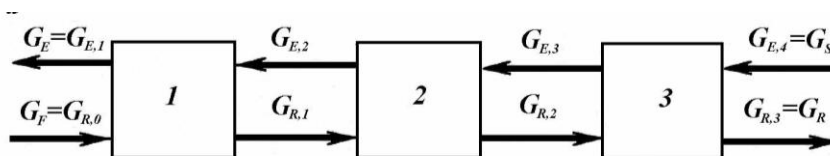


Рис. 80. Протитечійна рідинна екстракція.

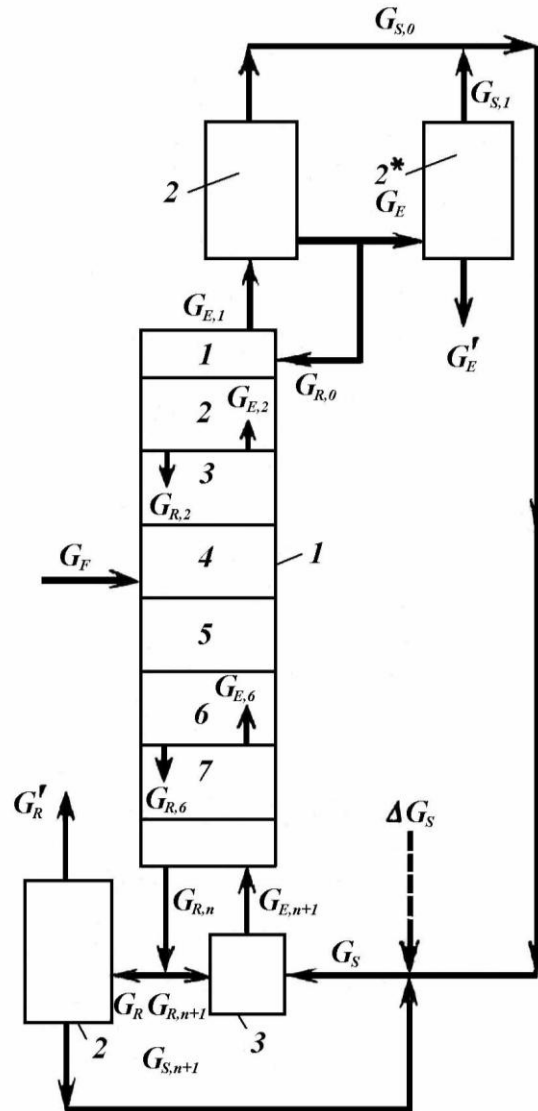


Рис. 81. Протитечійна екстракція з поверненням:
 1 – екстрактор; 2, 2* – апарати для відгонки розчинника; 3 – змішувач.

13.6. Процеси екстракції в системах Т – Р

Компонент, який вилучається, знаходиться у порах твердої речовини. Тверда речовина залишається в процесах екстракції незмінною та є інертним носієм.

Кінетика процесу складна. Для розрахунків користуються такими припущеннями:

- 1) тверді частинки мають сферичну форму;
- 2) дифузійна провідність речовини, яка розподіляється, однакова у всіх напрямках;
- 3) тверда фаза рівномірно розподілена по всьому об'єму.

Концентрація речовини, яка розподіляється, залежить від розміру частинок r і часу $\square \square$

Рівняння, яке пов'язує середню концентрацію речовини в порах і параметри твердої фази, має вигляд (10.29). Відношення кількості речовини, що

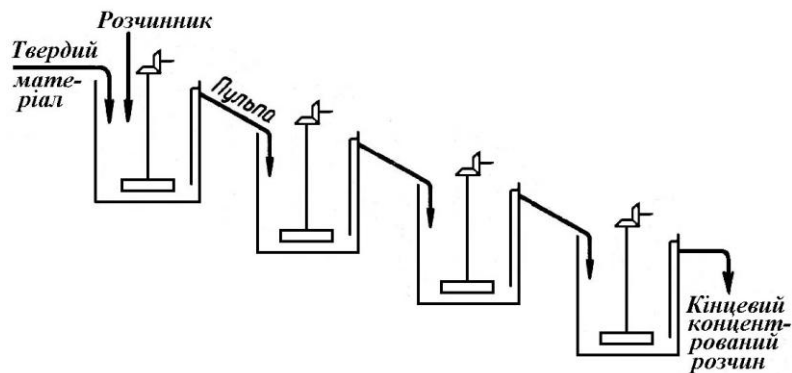


Рис. 82. Схема прямиотечної екстракції у каскаді апаратів з мішалками.

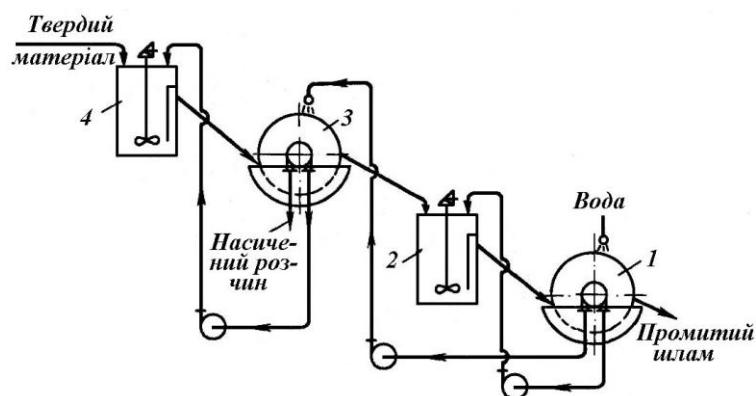


Рис. 83. Схема протитечійної промивки осаду (шламу) на барабанних вакуум-фільтрах:

1, 3 – барабанні вакуум - фільтри; 2 – репульпатор; 4 – екстрактор.

Апарати

1. *Апарат з нерухомим шаром твердого матеріалу.* Найпростіший – з фальшивим дном (решітка), подібний нутч-фільтру. Вивантаження твердого шару відбувається періодично, найчастіше гідравлічним способом, вимиваючи твердий матеріал з апарату водою. В таких апаратах шар твердого матеріалу для запобігання утворення великих гідравлічних опорів роблять невеликим і тому вони малоефективні.

Для підвищення ступеню добування використовують герметично закритий апарат – дифузор. Дифузори з'єднують послідовно у батареї з 10 – 15 апаратів і працюють вони під тиском (рис. 84).

2. *Безперервно діючі апарати з механічним перемішуванням.*

Одним з розповсюджених апаратів цієї групи є шнековий екстрактор (рис. 85). Це горизонтальне корито або жолоб 1, в якому обертається горизонтальний вал 2 з закріпленими на ньому спіральними лопатками 3 і хрестовинами 4. Матеріал і рідина рухаються прямиотечією.

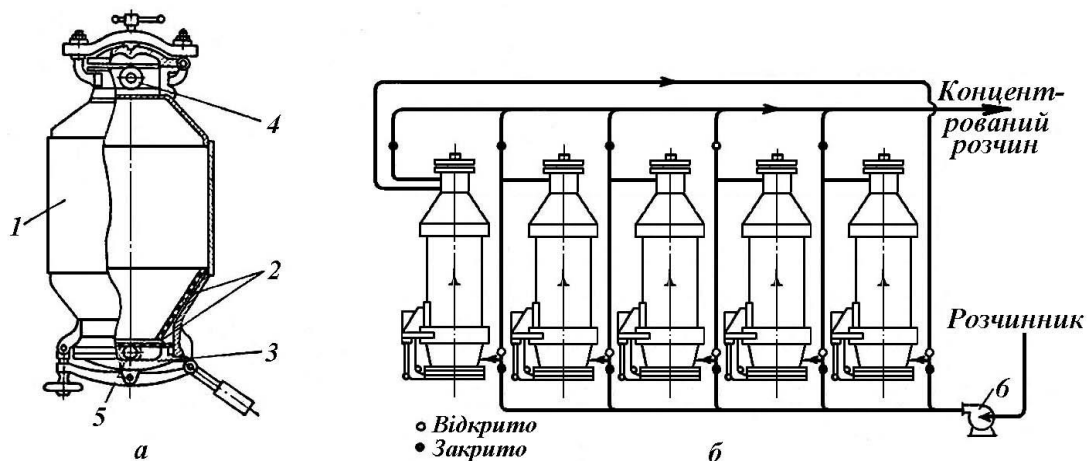


Рис. 84. Дифузор (а) і батарея дифузорів (б):

1 – корпус; 2 – фальшиве днище (решітка); 3 – відкидне днище; 4 – штуцер для введення свіжого розчинника; 5 – штуцер для відведення концентрованого розчину; 6 – насос.

3. Апарати зі зваженим (псевдорозрідженим) шаром (рис. 86).

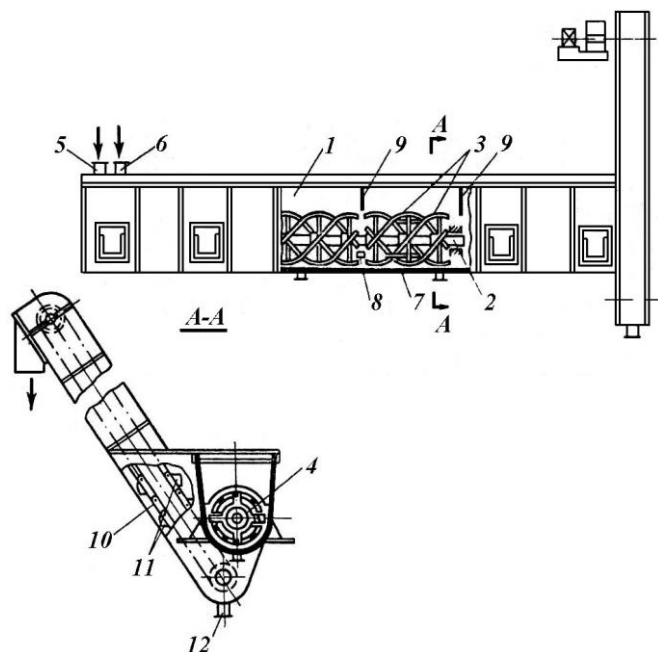


Рис. 85. Шнековий екстрактор:

1 – горизонтальне корито (жолоб); 2 – вал; 3 – спіральні лопатки; 4 – хрестовина; 5 – штуцер для введення твердого матеріалу; 6 – штуцер для введення свіжого розчинника; 7 – лопатки-шкребки; 8 – сопло; 9 – козирки; 10 – елеватор; 11 – ковші; 12 – штуцер для зливання рідини.

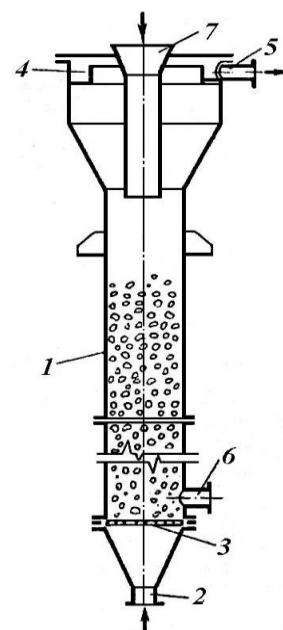


Рис. 86. Екстрактор зі зваженим шаром:

1 – колона; 2 – штуцер для введення свіжого розчинника; 3 – подільча решітка; 4 – кільцевий жолоб; 5 – штуцер для відведення концентрованого розчину; 6 – штуцер для відведення твердої речовини; 7 – труба для

14. АДСОРБЦІЯ

14.1. Адсорбенти

Найбільш поширеними є: активоване вугілля, силікагель, алюмогель, цеоліти.

Активоване вугілля найчастіше використовують для поглинання парів органічних речовин. Силікагель – для неорганічних речовин. Активоване вугілля випускається у вигляді шматочків розмірами 1–7 мм, або у вигляді порошків. Питома поверхня $\sigma = 600 - 1700 \text{ м}^2/\text{г}$.

Характеристикою адсорбентів є активність, яка визначається масою речовини, що поглинається одиницею маси або об'єму адсорбенту.

Статична активність $[a_o^*]$ – це максимальна кількість речовини, яка адсорбується до моменту досягнення рівноваги одиницею об'єму або маси адсорбенту при даній температурі й концентрації речовини, що адсорбується, у парорідинній суміші.

Динамічна активність $[a_d]$ – це маса речовини, яка адсорбується масовою або об'ємною одиницею адсорбенту за час від початку адсорбції до початку проскакування сорбтиву.

$$a_d = (0,85 - 0,90) a_o^*.$$

Іноді динамічна активність характеризується часом від початку адсорбції до початку проскакування.

14.2. Рівновага між фазами

Виражається залежністю:

$$a_o^* = f(C_y, T)$$

При $T = \text{const}$ – ізотерма $a_o^* = f(C_y)$.

Для описання процесу адсорбції використовуються: хімічна теорія адсорбції Ленгмюра і потенційна теорія (Дубиніна). На практиці ізотерму адсорбції речовини розраховують, користуючись ізотермою адсорбції стандартної речовини (пари бензолу).

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} \quad (14.1)$$

a_1^* - ордината ізотерми адсорбції стандартної речовини (кг/кг, або

кмоль/кг);

a_2^* - ордината ізотерми адсорбції речовини, що досліджується (кг/кг, або кмоль/кг);

V_1 і V_2 – мольні об'єми стандартної речовини і речовини, що досліджується.

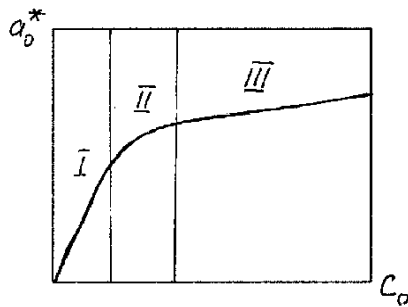
$$V = \frac{M}{\rho} \quad (14.2)$$

M – мольна маса, кг/ кмоль.

Відношення мольних об'ємів парів речовин називається коефіцієнтом афіності β :

$$\beta = \frac{V_2}{V_1} \quad (14.3)$$

Ізотерма адсорбції має вигляд:



На ізотермі виділяють три ділянки (I, II, III).

Рис. 87. Вигляд ізотерми адсорбції.

14.3.Теплота адсорбції

Адсорбція йде з виділенням теплоти:

$$q = \frac{44 \cdot 10^3 \lg \frac{p_2}{p_1}}{\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}} \quad (14.5)$$

p_1 і p_2 – рівноважні тиски адсорбтиву над адсорбентом при T_1 і T_2 .

Якщо тепло не відводиться, то відбувається підвищення температури в адсорбері, а це негативно впливає на процеси адсорбції, тому адсорбційна установка у своєму складі повинна мати теплообмінники.

Теплота адсорбції складається з теплоти конденсації і теплоти змочування. Для активованого вугілля залежність q (кДж/кг вугілля) від кількості пари, що поглинається, виражається рівнянням

$$q = m a^n \quad (14.5)$$

a – кількість адсорбованої пари (дм³/ г вугілля).

n і m – константи (табличні).

Для органічних речовин, на перевагу від неорганічних, q мало залежить від температури.

Залежність кількості тепла, що поглинається, від температури виражається формулою Трутона:

$$\frac{q}{\sqrt{T_{кин}}} = const \quad (\text{для вугілля} - 2180) \quad (14.6)$$

14.4. Кінетика адсорбції

$$\frac{da}{d\tau} = \beta_y (C - C^*) \quad (14.7)$$

$[\beta_y] = 1/c, (c^{-1})$.

Для орієнтовних розрахунків β_y при адсорбції на активованому вугіллі, коли діє закон Ленгмюра, використовують таке рівняння:

$$Nu'_2 = 1,6 Re^{0,5} \quad (14.8)$$

$$Nu'_2 = \frac{\beta_y d}{D}$$

d – розмір частинок адсорбенту;

D – коефіцієнт дифузії адсорбтиву в газі, м²/с.

При дослідженні кінетики адсорбції визначають час τ , який називається часом захисної дії шару адсорбенту:

$$\tau = \frac{K(H - h)}{K - h} \quad (14.9)$$

$$Kh = K \tau_0$$

$$\tau = \frac{KH - h\tau_0}{K - h} \quad (14.10)$$

K – коефіцієнт захисної дії адсорбенту, (с/м);

H – висота шару адсорбенту;

h – висота невикористаної частини шару адсорбенту в умовах

динамічного дослід;

τ_0 – кінетичний коефіцієнт, або втрата часу захисної дії сорбенту.

$$K = \frac{a_0^*}{\omega C_0} \quad (14.11)$$

14.5. Принципові схеми адсорбції

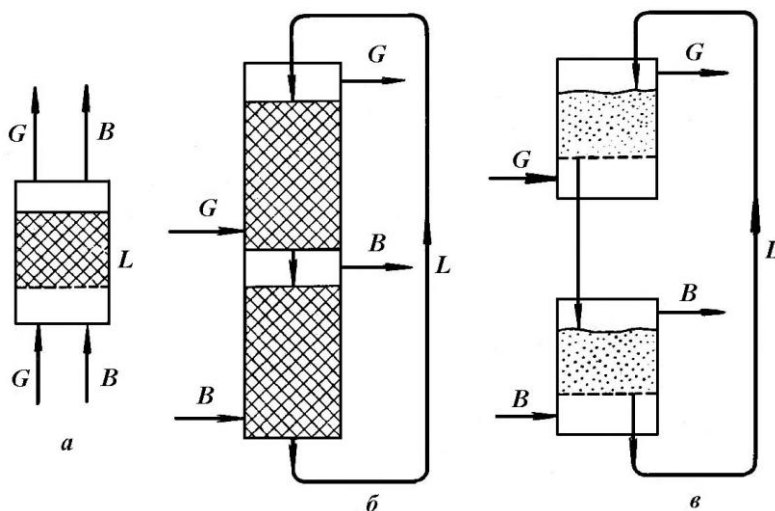


Рис. 88. Принципові схеми адсорбції:

a - з нерухомим шаром зернистого адсорбенту; *б* - з шаром адсорбенту, який рухається і циркулює в замкненій системі; *в* - з циркулюючим псевдорозрідженим шаром адсорбенту.

Через адсорбент L пропускають газову суміш, що поглинається, – відбувається адсорбція. З плином часу адсорбент насичується адсорбтивом і активність адсорбенту знижується. Для його регенерації через шар адсорбенту пропускають речовину B , яка витискує речовину, котра поглинулася, або нагрівають адсорбент. Адсорбція за схемою *a* – періодичний процес; схеми *б* і *в* дозволяють проводити процес безперервно.

14.6. Адсорбери

Найпростіші працюють за схемою (*a*).

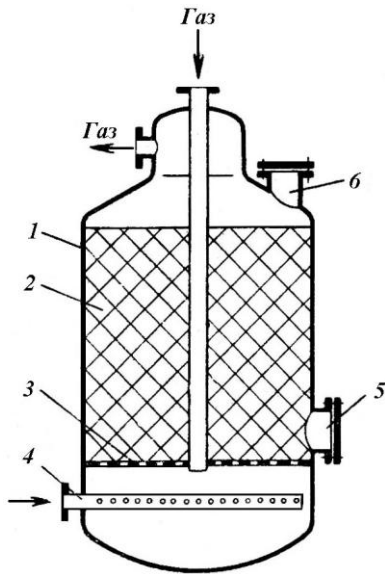


Рис. 89. Будова адсорберу:
 1 – корпус; 2 – адсорбент;
 3 – газорозподільча решітка;
 4 – перфорована трубка для введення речовини В;
 5, 6 – завантажувальні люки.

14.7. Розрахунки адсорберів

При розрахунках адсорберів періодичної дії визначають час адсорбції:

$$\tau_{\text{заг.}} = \tau_{\text{дег.}} + \tau_{\text{суш.}} + \tau_{\text{дод.}}$$

Використовують різні формули для визначення часу адсорбції τ у залежності від того, в яку область попадає C_0 - I, II чи III (рис. 87).

Для безперервнодіючих адсорберів визначають швидкість руху адсорбенту з формули (14.12):

$$u = \frac{1}{K} \quad (14.12)$$

Для усіх випадків визначають висоту шару адсорбенту через число одиниць переносу:

$$H = \frac{V_G}{S\beta_y} \int_{C_1}^{C_0} \frac{dC}{C - C^*} \quad (14.13)$$

C_0 , C_1 – концентрації речовини, що розподіляється, на вході в адсорбер і на виході з нього.

Інтеграл, який визначається графічно, дорівнює n – числу одиниць переносу.

14.8. Схеми адсорбційних установок

Приклад – установка для поглинання бензолу з газової суміші (рис. 90).

Вихідна суміш вводиться в адсорбер 1 і пропускається крізь нього до моменту проскакування бензолних парів. Потім газовий потік спрямовується в

адсорбер 2, а в 1 відбувається десорбція. Для цього в 1 подається водяна пара, яка десорбує бензол. Суміш парів поступає в холодильник–конденсатор 3, де охолоджується й конденсується. Конденсат, який являє собою суміш двох рідин, поступає у відстійник 4. Після десорбції бензолу адсорбент сушиться продуванням гарячого повітря (5 – вентилятор, 6 – калорифер). Регенерація адсорбенту закінчується сушінням в 1. Потік вихідної суміші газів спрямовується знову в 1, а 2 переходить на десорбцію. Таким чином установка працює безперервно.

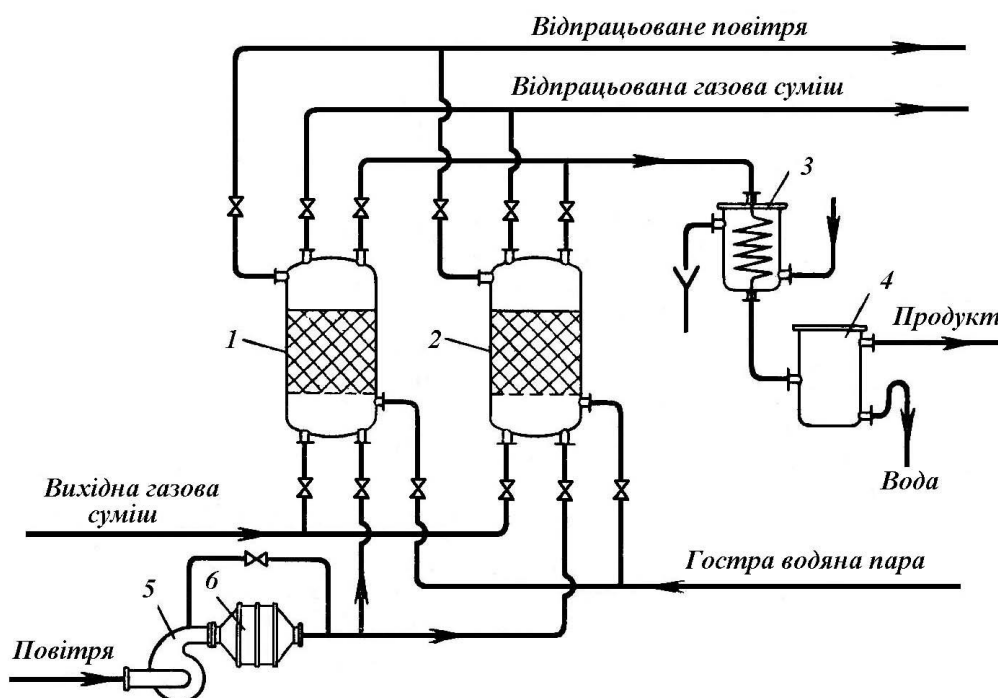


Рис. 90. Схема установки для адсорбції парів бензолу:
1, 2 – адсорбери; 3 – холодильник-конденсатор; 4 – відстійник; 5 – вентилятор;
6 – калорифер.

15. СУШІННЯ

15.1. Види сушіння

Це видалення води з вологого твердого матеріалу шляхом її випаровування.
Види сушіння:

1. Конвективне - здійснюється шляхом безпосереднього контакту матеріалу з сушильним агентом.
2. Контактне - здійснюється шляхом передачі тепла від сушильного агента до матеріалу крізь стінку.

3. Радіаційне - здійснюється шляхом передачі тепла інфрачервоними променями.

4. Діелектричне – здійснюється за допомогою струмів високої частоти.

5. Сублімаційне – здійснюється в замороженому стані або при глибокому вакуумі.

15.2. Параметри вологого матеріалу

Вологість виражається або у процентах від загальної маси матеріалу (u), або у процентах від маси сухої речовини (u'):

$$u' = \frac{100u}{100 - u} \quad (15.1)$$

$$u = \frac{100u'}{100 + u'} \quad (15.2)$$

15.3. Основні параметри вологого газу (повітря)

Вологий газ розглядається як суміш сухого газу і води.

Основні параметри: абсолютна вологість, вологовміст, ентальпія.

Абсолютна вологість – кількість водяної пари в кг, яка міститься в 1 м³ вологого газу. Дорівнює густині водяної пари ρ_p (кг/м³) при даній температурі й парціальному тиску p_p .

Відносна вологість, або ступінь насичення повітря (φ) – відношення маси водяної пари в 1 м³ вологого повітря (ρ_p) за даних умов до максимально можливої маси водяної пари в 1 м³ повітря (ρ_H) (густині насиченої водяної пари) за тих самих умов:

$$\varphi = \frac{\rho_p}{\rho_H} \quad (15.3)$$

Враховуючи рівняння Менделєєва-Клапейрона:

$$\varphi = \frac{p_p}{p_H} \quad (15.4)$$

Вологовміст (x) – це маса водяної пари в кг, яка припадає на 1 кг абсолютно сухого повітря.

$$x = \frac{m_{\text{пари}}}{m_{\text{сух.пов.}}} = \frac{\rho_{\text{пари}}}{\rho_{\text{сух.пов.}}} \quad (15.5)$$

Ентальпія (I) $\left(\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}\right)$ вологого повітря відноситься до 1 кг абсолютно сухого повітря:

$$I = I_{\text{с.п.}} + I_{\text{води}} \quad (15.6)$$

Зображення основних процесів, які відбуваються при сушінні (нагрівання і охолодження повітря; взаємодія вологого матеріалу з повітрям при постійній ентальпії; змішування двох потоків повітря з різними параметрами; конденсація води з парорідинної суміші) здійснюється за допомогою $I - x$ - діаграми вологого повітря (діаграми Рамзіна).

15.4. Матеріальний баланс процесу сушіння

Для всієї речовини:

$$G_{\text{вол.}} = G_{\text{сух.}} + W \quad (15.7)$$

Для сухої речовини:

$$G_{\text{п}} (100 - u_1) = G_{\text{к}} (100 - u_2) \quad (15.8)$$

З (15.7) і (15.8) визначаємо кількість води (W), яка видаляється з матеріалу в процесі сушіння при зміні його вологості від $u_{\text{поч.}}$ до $u_{\text{кін.}}$

$$W = G_{\text{п}} \frac{u_{\text{п}} - u_{\text{к}}}{100 - u_{\text{к}}} \quad (15.9)$$

$$W = G_{\text{к}} \frac{u_{\text{п}} - u_{\text{к}}}{100} \quad (15.10)$$

15.5. Тепловий баланс процесу сушіння

Розглядаємо складання теплового балансу для конвективного сушіння.

На сушіння поступає матеріал у кількості $(G_c + W)$ кг/год. за допомогою транспортних засобів масою G_T , кг/год. Крім того, в сушарку поступає L кг/год. абсолютно сухого повітря. Для підігрівання повітря до нього підводять тепло спочатку в калорифері (Q_K), а потім в сушильній камері (Q_D).

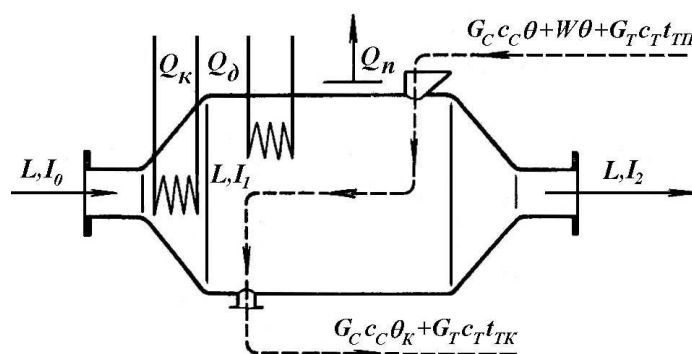


Рис. 91. До виведення рівняння теплового балансу конвективного сушіння.

Використовуємо такі позначення:

c_c – теплоємність сухого матеріалу;

c_T – теплоємність матеріалу транспортних засобів;

θ_{Π} – температура матеріалу, який поступає на сушіння ($^{\circ}\text{C}$);

θ_k – температура матеріалу після сушіння;

$t_{\text{т.п.}}$ і $t_{\text{т.к.}}$ – температури транспортних засобів на вході в сушарку і на виході з неї відповідно.

Тепловий баланс:

$$\begin{aligned} LI_0 + G_c c_c \square_{\Pi} + W c_B \square_{\Pi} + G_T c_T t_{\text{т.п.}} + Q_k + Q_d = \\ = LI_2 + G_c c_c \square_k + G_T c_T t_{\text{т.к.}} + Q_{\text{втр}} \end{aligned} \quad (15.11)$$

Витрата тепла на сушіння:

$$\begin{aligned} Q = Q_k + Q_d = L(I_2 - I_0) + G_c c_c (\square_k - \square_{\Pi}) + \\ + G_T c_T (t_{\text{т.к.}} - t_{\text{т.п.}}) - W c_B \square_{\Pi} + Q_{\text{втр}} \end{aligned} \quad (15.12)$$

$$Q = L(I_2 - I_0) + \square Q \quad (15.13)$$

$$L(I_2 - I_0) \gg \square Q.$$

Для теоретичної сушарки

$$Q_{\text{теор}} = L(I_2 - I_0) \quad (15.14)$$

Як правило, всі витрати відносяться до 1 кг вологи (питомі витрати):

$$\frac{Q}{W} = q; \quad \frac{Q_T}{W} = q_T; \quad \frac{L}{W} = l \quad (15.15)$$

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} \quad (15.16) \quad q = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} \quad (15.17)$$

$$q_T = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0} \quad (15.18) \quad q - q_T = \Delta = \frac{I_1 - I_2}{x_2 - x_0} \quad (15.19)$$

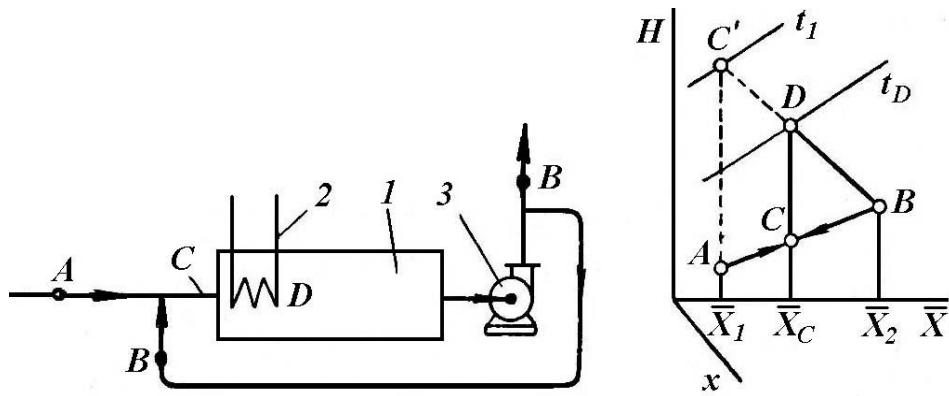


Рис. 93. Сушіння з проміжним нагріванням повітря:
1 – сушарка; 2 – калорифер; 3 – вентилятор.

4. Дана схема сушіння поєднує 2 і 3 варіанти.

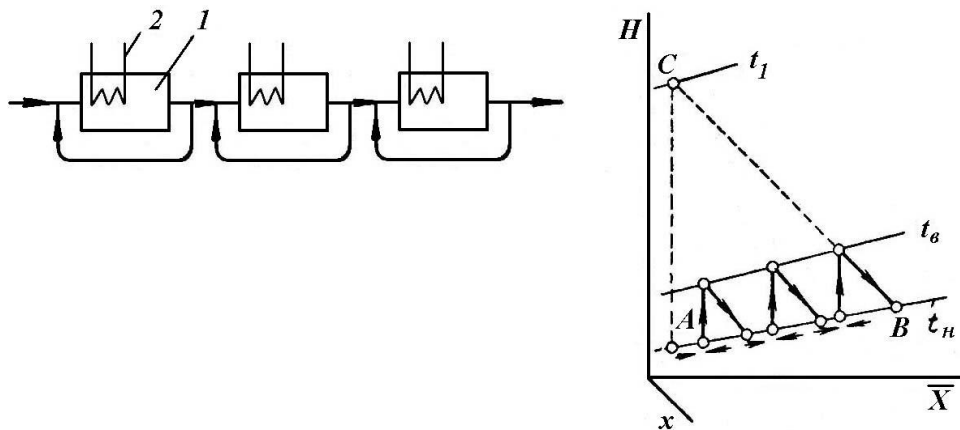


Рис. 94. Сушіння з багаторазовим проміжним нагріванням повітря:
1 – сушарка; 2 – калорифер.

5. Використовується при сушінні матеріалу більш дорогим, ніж повітря, газом (наприклад, воднем). Повністю насичений водяною парою газ нагрівається (AB) (рис. 95), в результаті чого різко знижується його відносна вологість. Після цього газ взаємодіє з матеріалом (BC), насичуючись вологою. Зволожений газ охолоджується до точки роси (CD) і частина вологи, яка знаходиться в ньому, конденсується. Потім газ знову направляється на нагрівання і сушіння.

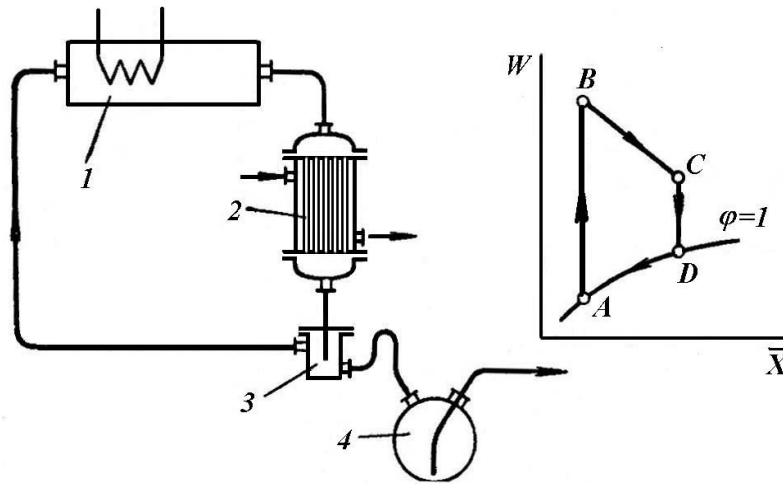


Рис. 95. Сушіння з замкнутою циркуляцією газу, що висушується:
1 – сушарка; 2 – конденсатор–холодильник; 3 – водовідділювач; 4 – збірник.

Використовуючи різні варіанти сушіння, можна прискорити або уповільнити процес, зробити його умови більш м'якими або жорсткими, але суттєво вплинути на теплоту, необхідну для проведення процесу, неможливо, оскільки Q визначається тільки початковими і кінцевими параметрами матеріалу, який висушується.

15.7. Кінетика сушіння

Це процес масообміну за участю твердої фази. Вода з товщі матеріалу переміщається до поверхні поділу фаз за рахунок масопровідності, а від поверхні поділу фаз в ядро газового потоку - за рахунок конвективної дифузії.

Масопровідність у вологому матеріалі підкоряється закону:

$$\frac{dW}{dFd\tau} = -K\rho_0 \left(\frac{\partial u'}{\partial n} + \delta \frac{\partial t}{\partial n} \right) \quad (15.21)$$

I II

де: K – коефіцієнт масопровідності, $\text{м}^2/\text{с}$;

ρ_0 – густина сухого матеріалу;

δ – коефіцієнт термовологопровідності, $1/\text{град}$;

n – нормаль до ізоконцентричної поверхні;

I - переміщення вологи під дією градієнту вологості;

II - переміщення вологи під дією градієнту температур.

Сушіння – це і масо-, і теплообмінний процес, тому аналіз переміщення вологи проводиться разом з аналізом теплопередачі, (закон Фур'є). Отримують диференціальні рівняння, а від них переходять до критеріального рівняння виду:

$$Nu'_r = A Re_r^n (Pr'_r)^{0,33} Gu^{0,135} \quad (15.22)$$

$$\text{Тут} \quad Nu'_r = \frac{\beta l}{D}; \quad Re_r = \frac{\omega l}{\nu}$$

l – довжина поверхні випаровування у напрямку руху сушильного агенту;

D – коефіцієнт дифузії парів у повітрі.

У розрахунок критерію Нусельта береться коефіцієнт дифузії парів у повітрі. Параметричний критерій Гухмана:

$$Gu = \frac{T_c - T_m}{T_c} \quad (15.23)$$

Сталі критеріального рівняння A і n залежать від Re .

При сушінні вологих матеріалів у більшості випадків швидкість сушіння суттєво змінюється зі зміною вологості матеріалу.

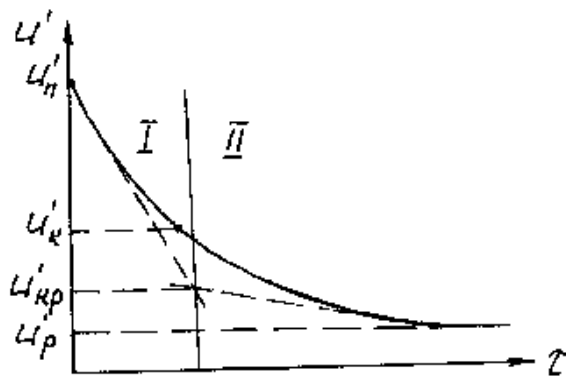


Рис. 96. Зміна вологості матеріалу у часі.

Індекси означають: п – початкова вологість, к – кінцева; кр. – критична; р – рівноважна.

Існують два типових періоди сушіння (рис. 96):

I. Швидкість сушіння стала і не залежить від вологості матеріалу. Випаровування ведеться як з вільної поверхні рідини. Швидкість процесу лімітується конвективною дифузією парів води від поверхні поділу фаз в ядро газового потоку.

II. Зменшення швидкості сушіння з часом. Швидкість лімітується масопровідністю усередині вологого матеріалу і залежить від його структури.

Швидкість сушіння (N) в I періоді визначається з рівняння:

$$W = \square F \square x_{сер} \tau \quad (15.24)$$

$$N = \frac{W}{G_{\text{сух}}} = \frac{\beta F \Delta x_{\text{сер}} \tau}{G_{\text{сух}}} = \beta f \Delta x_{\text{сер}} \tau \quad (15.25)$$

$[\beta] = \text{кг}/(\text{м}^2 \text{с кг}/\text{кг})$. $f = F/G_{\text{сух}}$ – питома поверхня, $\text{м}^2/\text{кг}$.

Тривалість сушіння для I періоду:

$$\tau_1 = 1/N (u'_{\text{поч}} - u'_{\text{кр}}) \quad (15.26)$$

для II періоду:

$$\tau_2 = \frac{u'_{\text{кр}} - u'_{\text{р}}}{N} \ln \frac{u'_{\text{кр}} - u'_{\text{р}}}{u'_{\text{к}} - u'_{\text{р}}} \quad (15.27)$$

Загальна тривалість сушіння:

$$\tau_{\text{заг}} = \tau_1 + \tau_2$$

Для розрахунку практичного часу сушіння вводять поправочний коефіцієнт 1,5 – 2.

15.8. Рушійна сила процесу сушіння

Для I періоду:

а) визначається як різниця температур повітря t і температури вологого матеріалу, яка дорівнює температурі мокрого термометру $t_{\text{м}}$

$$X = t - t_{\text{м}} \quad (15.28)$$

де: X – потенціал сушіння;

б) як різниця вологовмістів повітря насиченого (в поверхневому шарі) і ненасиченого (в ядрі повітряного потоку)

$$x_{\text{нас}} - x \quad (15.29)$$

Середня рушійна сила:

$$X_{\text{сер}} = \frac{X_1 - X_2}{\ln \frac{X_1}{X_2}} \quad (15.30) \quad \Delta x_{\text{сер}} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{\ln \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}} \quad (15.31)$$

$$X_1 = t_1 - t_{\text{м}}; \quad X_2 = t_2 - t_{\text{м}}; \quad x_1 = x_{\text{нас}} - x_1; \quad x_2 = x_{\text{нас}} -$$

x_2 .

15.9. Будова сушарок

Існують дві групи сушарок: перша група – для простого або контактного сушіння; друга група – для сушіння газовими теплоносіями.

У *I групі* найбільш розповсюджені:

- сушильні шафи;
- сушарки з мішалками;
- валкові сушарки.

Сушильні шафи є найпростішими апаратами для контактного сушіння. Матеріал, що висушується, насипається шаром 20 – 60 мм на листи, які встановлюються на гріючі плити.

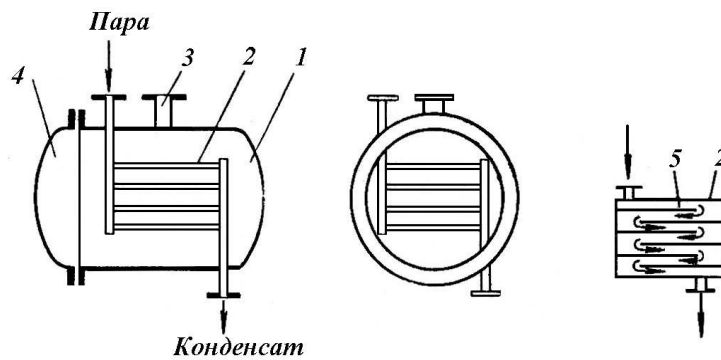


Рис. 97. Сушильна шафа:

- 1 – з'ємна кришка; 2 – гріючі плити; 3 – патрубок для відведення парів; 4 – корпус;
5 - перегородка.

Сушарка з мішалкою використовується для сушіння сипких матеріалів. Гребкова мішалка обертається із швидкістю 6-10 хв.⁻¹. Гребки розташовані під кутом до осі апарату і можуть обертатися у різних напрямках. Завдяки цьому матеріал переміщається зліва направо або справа наліво. Сушарка працює періодично.

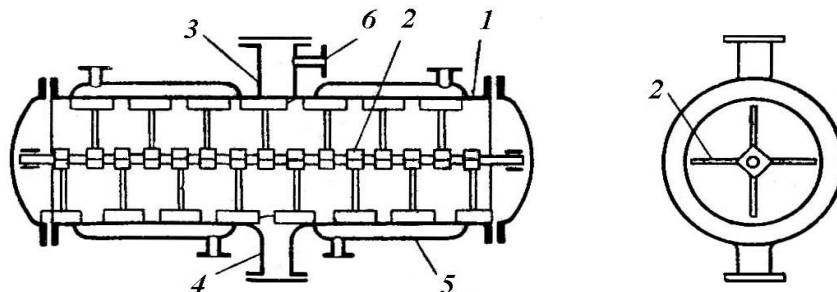


Рис. 98. Сушарка з мішалкою:

- 1 – корпус; 2 – гребкова мішалка; 3, 4 – завантажувальний і розвантажувальний люки;
5 – парова оболонка для підведення пари і відведення конденсату;
6 – патрубок для відведення парів, що виділяються.

Валкова сушарка використовується для сушіння у вакуумі суспензій та густих паст. Барабан 1 зсередини обігривається паром. Суспензія змочує поверхню барабану і сушиться у тонкому шарі. Шар сухого осаду знімається з барабану ножом.

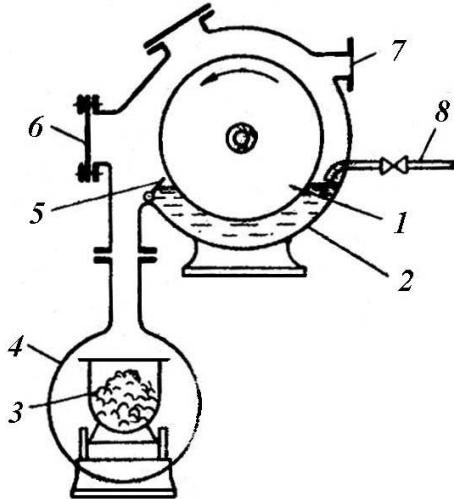


Рис. 99. Валкова сушарка:

1 – барабан; 2 – корито; 3 – візок;
4 – короб; 5 – ніж; 6 – оглядове вікно;
7 – патрубок для приєднання до вакуум-насосу; 8 – живильна труба.

II група. Конструкції різноманітні, але всі сушарки складаються з трьох вузлів: камери, вузла підігріву і транспорту сушильного агенту; вузла транспорту матеріалу.

Стрічкова сушарка (рис. 100). Вологий матеріал пересипається з стрічкового транспортеру одного ярусу на інший. При пересипанні відбувається перемішування матеріалу, що сприяє збільшенню швидкості сушіння.

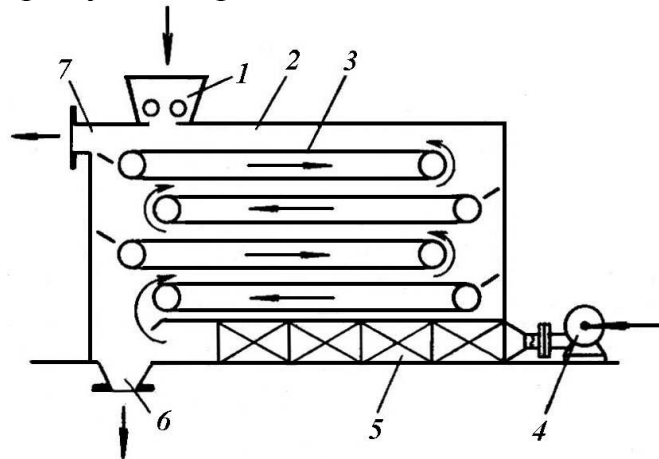


Рис. 100. Стрічкова сушарка:

1 – завантажувальний бункер; 2 – камера; 3 – транспортер; 4 – вентилятор; 5 – калорифери; 6 – розвантажувальний бункер; 7 – газохід відпрацьованого повітря.

16. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

Основними механічними процесами є подрібнення й класифікація. Класифікація – процес поділу однорідного сипкого матеріалу за величиною його частинок.

16.1. Подрібнення

Подрібнення характеризується ступінню подрібнення i , яка визначається відношенням діаметрів частинок (шматків) матеріалу до подрібнення і після нього:

$$i = \frac{d_{\text{поч}}}{d_{\text{кін}}} \quad (16.1)$$

$d_{\text{поч}}$, $d_{\text{кін}}$ визначаються діаметрами отворів сит, крізь які просіюється сипкий матеріал до і після подрібнення.

<i>Види подрібнення</i>	$d_{\text{поч}}$, мм	$d_{\text{кін}}$, мм
Крупне	1500 – 500	250 – 25
Середнє	150 – 25	25 – 5
Дрібне	25 – 5	5 – 1
Тонке	5 – 1	1 – 0,075
Колоїдне	1 – 0,075	до 10^{-4}

Крупне і середнє подрібнення проводять сухим способом. Дрібне і тонке – сухим і мокрим. Колоїдне – мокрим. При мокрому подрібненні частинки більш рівномірні за величиною, при цьому зменшується пилоутворення і полегшується вивантаження готового продукту.

16.1.1. Схеми подрібнення

Процес подрібнення пов'язаний з витратою великої кількості енергії. Тому перед подрібненням матеріал піддають класифікації, відділяючи від нього частинки (шматки), які за розмірами дорівнюють або менші за шматки готового продукту. Подрібнення проводять у відкритому й закритому циклах, в один або кілька заходів.

У відкритому циклі шматки проходять крізь машину один раз, не повертаючись у неї. Таким чином проводять крупне й середнє подрібнення, коли немає необхідності у точних розмірах частинок кінцевого продукту. При наявності дрібних частинок матеріал спочатку класифікують, а дрібні шматки приєднують до кінцевого продукту.

В замкненому циклі подрібнювальна машина працює з пристроями для класифікації і транспортування, за допомогою яких продукт безперервно повертається для повторного подрібнення. Така схема використовується при тонкому подрібненні, де потрібний однорідний кінцевий продукт.

16.1.2. Методи подрібнення



Рис. 101. Методи подрібнювання.

На практиці використовують комбіновані методи. Вибір методу залежить від розміру і міцності матеріалів, які подрібнюються.

Матеріали за механічною міцністю підрозділяються:

- 1) З низькою механічною міцністю – для них часовий опір стиску σ менший або дорівнює $0,1 \text{ Н/м}^2$. Сюди відносяться: свинцевий блиск; кам'яне вугілля.
- 2) З середньою механічною міцністю $\sigma=(0,1-0,5)\text{Н/м}^2$. Сюди відносяться вапняки.
- 3) З високою механічною міцністю $\sigma>0,5 \text{ Н/м}^2$. Сюди відносяться: сірчаний колчедан, мідні і залізні руди.

16.1.3. Теорії подрібнення

Найбільш розповсюджені:

- поверхнева;
- об'ємна.

Поверхнева (Ріттінгер): Уся робота витрачається на подолання сил молекулярного притягання по поверхням матеріалу, який руйнується. Робота, яка необхідна для подрібнення, пропорційна новим поверхням, що утворюються.

$$A = k \left(\frac{1}{d_{\text{кін}}} - \frac{1}{d_{\text{поч}}} \right) \quad (16.2)$$

Об'ємна (Кірпічов, Кік): При подрібненні робота витрачається на деформації матеріалу, котрі передують її подрібненню. Робота пропорційна зменшенню об'єму матеріалу перед руйнуванням (ΔV).

$$A = \frac{\sigma^2 \Delta V}{2E} \quad (16.3)$$

E – модуль пружності матеріалу, Н/с·м².

16.1.4. Подрібнювальні машини

Підрозділяються на:

- дробарки;
- млини.

Дробарки використовують для крупного і середнього подрібнення. Млини - для середнього і більш дрібного.

Основні види подрібнювальних машин:

1. щоків дробарки;
2. молоткові дробарки;
3. гіраційні дробарки;
4. валкові млини (дробарки);
5. бігуни;
6. ударні млини;
7. кульові та стержневі млини;
8. кільцеві млини;
9. вібраційні млини;
10. колоїдні млини;

Як приклад, наводимо будову двох дробарок – щоквої (рис.102) і валкової (рис. 103).

Щокова дробарка.

Рухома щока гойдається за допомогою шатуна. Переваги: простота і надійність конструкції; широка область використання; компактність, відносна простота обслуговування. Недоліки: періодичний характер дії на матеріал (тільки при зближенні щік); невірноваженість мас, які рухаються, тому треба встановлювати важкі фундаменти.

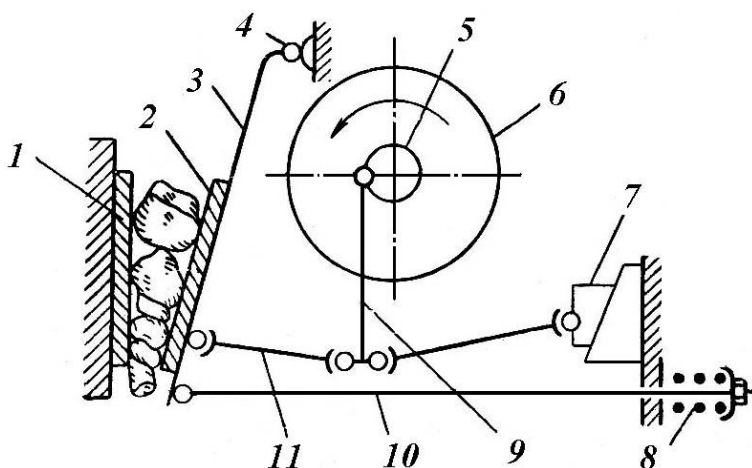


Рис. 102. Щокова дробарка:

1 – нерухома броньова плита; 2 – рухома броньова плита; 3 – рухома щока; 4 – вісь рухомої щоки; 5 – ексцентриковий вал; 6 – маховик; 7 – клин; 8 – пружина; 9 –

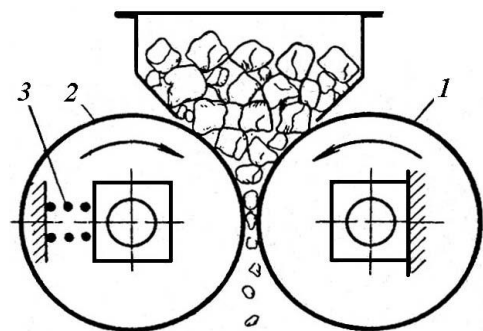


Рис. 103. Валкова дробарка:
1, 2 – валки; 3 – пружина.

шатун; 10 – тяга; 11 – розпірні плити.

Основні розрахункові параметри:

1. α – кут захвату (кут між щоками);
2. Число обертів валу;
3. Продуктивність;
4. Витрата енергії.

Валкові дробарки мають два паралельні циліндричні валки, котрі подрібнюють матеріал. Головним чином, роздавлюванням, обертаючись назустріч один одному. Валки можуть бути гладкими (для середнього й дрібного подрібнювання) або зубчасті (для подрібнення крихких матеріалів).

Колоїдні млини використовуються для дуже тонкого подрібнення. Основні частини: корпус з конічним гніздом і ротор. Між конічною поверхнею корпуса і поверхнею ротору є зазор, який дорівнює долям міліметра. Окружна швидкість ротору велика – 30-125 м/с. Тут використовується метод стирання.

16.2. Класифікація подрібнених матеріалів і обладнання для класифікації

Існують три види класифікації:

1. Грохочіння – розсіювання сипких матеріалів на ситах, решетах (від сотень мм до часток мм).
2. Гідравлічна класифікація – поділ суміші твердих частинок на фракції за величиною швидкості осадження у воді.
3. Повітряна – поділ суміші твердих частинок на фракції за величиною швидкості осадження їх у повітрі.

Класифікація використовується як допоміжна операція при проведенні підготовки матеріалу до подрібнення, або при повертанні крупних частинок матеріалу на повторне подрібнення, а також як самостійна операція для видалення готового продукту заданого фракційного складу. Використовується також для проведення ситового аналізу.

16.2.1. Грохочення

В грохотах використовують:

1. металеві решітки;
2. решітки з металевих листів зі штапованими отворами;
3. решітки з паралельних стержнів, які називаються колосники.

Використовують різні способи грохочення, сутність яких зрозуміла з рис. 104.

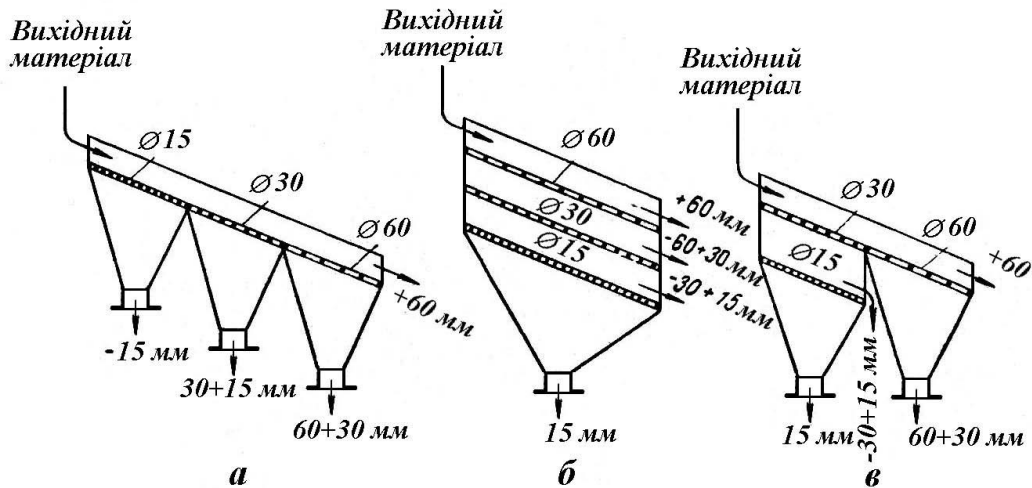


Рис. 104. Способи багаторазового грохочіння:

a - від дрібного до крупного; *б* - від крупного до дрібного; *в*- комбінований.

Шматки, які пройшли крізь розсіювальний пристрій, мають назву відсів (нижній продукт), а які не пройшли – відхід (верхній продукт).

Грохоти бувають:

Нерухомі колосникові грохоти - це нахилена решітка з паралельних колосників, які встановлені із зазором 50-100 мм. Використовуються для попереднього грохочіння.

Роликові грохоти – це ряд паралельно розташованих валів з посадженими на них рамками або дисками, що обертаються в одному напрямку. Матеріал, що розсіюється, рухається по роликах, при цьому нижній продукт провалюється в зазори між роликами.

Барабанний грохот – це закритий барабан циліндричної або конічної форми, вироблений з сітки або перфорованих сталевих листів. Барабан обертається або на центральному валу, або на опорних роликах. Установлюється під кутом $4-7^{\circ}$.

$\square_{\text{окр}} = 0,6 - 0,125 \text{ м/с}$.

16.2.2. Гідравлічна класифікація і повітряна сепарація

Гідравлічна класифікація здійснюється в горизонтальному або у висхідному потоці води. Швидкість потоку обирається таким чином, щоб з класифікатора виходили частинки, менші за певний розмір, а осаджувались – більші за певний розмір.

Для проведення процесу існує *гідравлічний класифікатор* – це нахилене корито, в якому рухається рама з гребками.

Крім цього, використовують гідроциклони, а тонкі частинки осаджують в відстійних центрифугах.

Для відокремлення твердих частинок з газового потоку використовують *повітряний сепаратор*, в якому осадження проводиться під дією відцентрової сили.

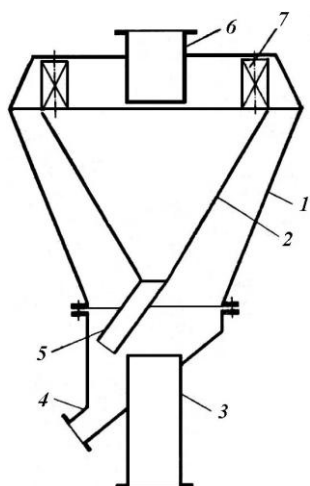


Рис. 105. Повітряний сепаратор:
 1 – корпус;
 2 – внутрішній конус;
 3 – патрубок для введення
 вихідної
 речовини з потоком повітря;
 4, 5 – патрубки для відведення
 крупних
 частинок;
 6 – патрубок для відведення
 повітря з
 дрібними частинками;
 7 – поворотні лопатки.

ЛІТЕРАТУРА

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии.- М.: Химия, 1974- 752 с.
3. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: Учебник: В 2 кн. /В.Г.Айнштейн, М.К.Захаров, Г.А.Носов и др.; Под ред. В.Г.Айнштейна. М.: Логос; Высшая школа, 2003. Кн. 1. 912 с. Кн. 2. 872 с.
4. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. В 2-х кн. М.: Химия, 2002.- Кн.1. 400 с. Кн. 2. 368 с.
3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. - Л.: Химия, 1987- 576 с.
4. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии.- М.: Химия, 1972- 492 с.
5. Врагов А.П. Гідромеханічні процеси та обладнання хімічних і нафтохімічних виробництв: Навчальний посібник. – Суми: Видавництво Сумського державного університету, 2001. – 216 с.
6. Стабников В.Н., Лысянский В.М., Попов В.Д. Процессы и аппараты пищевых производств.-М.: Агропромиздат, 1985.-511 с.
7. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии.- М.: Химия, 1981.- 812 с.
8. Чесунов В.М., Захарова А.А. Основные химико-технологические процессы и аппараты в производстве легкой промышленности. Учебн. для вузов.- М.: Легпромбытиздат, 1989.- 208 с.
9. Флореа О., Смигельский О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии /Под ред. С.З.Кагана /Пер. с румынского – З.М.Хаимского.- М.: Химия, 1971.- 448 с.
10. Бодров В.С. и др. Проектирование процессов и аппаратов пищевых производств /В.С.Бодров, А.Т.Богорищ, П.Т.Лобода, В.М.Лысянский /Под ред. В.Н.Стабникова. – Киев: Вища школа, 1982.- 200 с.
11. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию /Под ред. Ю.И.Дытнерского.- М.: Химия, 1983.- 272 с.
12. Расчеты химико-технологических процессов /Под общей редакцией И.П.Мухленова – Л.: Химия, 1976.- 304 с.
13. Лекае В.М., Лекае А.К. Процессы и аппараты химической промышленности. М.: Высшая школа, 1984.- 289 с.
14. Справочник химика. Т. IV – Л.: Химия, 1968. – 974 с.
15. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. В 2^х кн. М.: Химия, 2002.– Ч.1 – 400 с., ч. 2 – 400 с.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	3
1. Класифікація основних процесів хімічної технології.....	4
1.1. Основні типи процесів.....	4
1.2. Кінетичні закономірності.....	4
2. Гідравліка	6
2.1. Гідростатика.....	6
2.1.1. Диференціальні рівняння Ейлера.....	6
2.1.2. Основне рівняння гідростатики.....	7
2.1.3. Деякі застосування основного рівняння гідростатики.....	8
2.2. Гідродинаміка.....	8
2.2.1. Основні характеристики руху рідин.....	9
2.2.2. Розподіл швидкостей і витрата рідини при ламінарному русі.....	10
2.2.3. Диференціальні рівняння руху Ейлера. Рівняння Бернуллі.....	12
2.2.4. Гідравлічні опори.....	13
2.2.5. Розрахунок діаметру трубопроводу.....	15
2.2.6. Втрата напору.....	16
2.3. Переміщення рідин (насоси).....	16
2.3.1. Види насосів.....	16
2.3.2. Основні параметри насосів.....	17
2.3.3. Области використання насосів різних типів.....	18
2.4. Переміщення і стиск газів. Компресорні машини.....	19
3. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ.....	19
3.1. Класифікація неоднорідних систем і гідромеханічних процесів.....	19
3.1.1. Види неоднорідних систем.....	19
3.1.2. Види гідромеханічних процесів.....	20
3.2. Осадження.....	21
3.2.1. Кінетика осадження.....	21
Подібність процесів. Критерії подібності. Критеріальні рівняння.....	22
3.2.2. Процеси осадження.....	25
а) Відстоювання.....	25
б) Осадження під дією відцентрової сили.....	27
в) Осадження під дією електричного поля.....	31
4. ФІЛЬТРУВАННЯ.....	32
4.1. Фільтрування під дією перепаду тисків з відкладенням осаду.....	32
4.1.1. Кінетика фільтрування.....	32
4.1.2. Розрахункові формули для процесу фільтрування.....	34
4.2. Відцентрове фільтрування (з відкладенням осаду).....	36
4.3. Фільтрування із забиванням пор фільтру.....	37
4.4. Фільтрувальна апаратура.....	37
5. ПЕРЕМІШУВАННЯ В РІДКОМУ СЕРЕДОВИЩІ.....	43
5.1. Інтенсивність і ефективність перемішування.....	43
5.2. Способи перемішування.....	43

5.3. Будова механічних перемішуючих пристроїв.....	44
5.4. Критерії гідродинамічної подібності для процесу перемішування.....	45
5.5. Критеріальні рівняння.....	46
6. ТЕЧІЯ ГАЗУ, ПАРИ АБО РІДИНИ КРІЗЬ ШАР ТВЕРДОГО ЗЕРНИСТОГО МАТЕРІАЛУ.....	46
6.1. Нерухомий щільний шар.....	46
6.1.1. Порізність шару ε	46
6.1.2. Опір шару.....	47
6.2. Псевдозріджений шар.....	48
7. ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ.....	49
7.1. Теплопередача.....	49
7.1.1. Загальна характеристика теплових процесів.....	49
7.1.2. Теплопровідність.....	50
7.1.2.1. Основний закон теплопровідності.....	50
7.1.2.2. Диференціальне рівняння теплопровідності.....	51
7.1.2.3. Теплопровідність плоскої одношарової стінки.....	52
7.1.2.4. Теплопровідність плоскої багатшарової стінки.....	53
7.1.2.5. Теплопровідність циліндричної стінки (труби).....	53
7.1.3. Теплове випромінювання і променевий теплообмін.....	54
7.1.4. Конвективний теплообмін (тепловіддача).....	55
7.1.4.1. Основний закон тепловіддачі.....	55
7.1.4.2. Диференціальне рівняння конвективного перенесення тепла.....	56
7.1.4.3. Критеріальне рівняння тепловіддачі.....	57
7.1.4.4. Тепловіддача при зміні агрегатного стану.....	59
7.1.5. Складний теплообмін.....	60
7.1.6. Теплопередача.....	60
7.1.7. Рушійна сила теплових процесів.....	61
7.2. Нагрівання, охолодження, конденсація.....	62
7.2.1. Нагрівання водяною парою.....	62
7.2.2. Нагрівання топковими, або димовими, газами.....	63
7.2.3. Нагрівання електричним струмом.....	64
7.2.4. Охолодження до звичайних температур.....	64
7.2.5. Конденсація.....	64
8. ТЕПЛООБМІННІ АПАРАТИ.....	65
8.1. Рекуперативні апарати.....	65
8.2. Регенеративні теплообмінні апарати.....	70
8.3. Змішувальні теплообмінні апарати.....	71
9. ВИПАРЮВАННЯ.....	73
9.1. Однокорпусна випарна установка.....	73
9.1.1. Будова і робота однокорпусної випарної установки.....	73
9.1.2. Матеріальний баланс однокорпусної випарної установки.....	74
9.1.3. Тепловий баланс однокорпусної випарної установки.....	74
9.1.4. Поверхня нагріву випарного апарату.....	76
9.1.5. Температурні втрати.....	76
9.2. Багатокорпусні випарні установки.....	76

9.2.1. Матеріальний баланс багатокорпусної випарної установки.....	77
9.2.2. Тепловий баланс багатокорпусної випарної установки.....	77
9.2.3. Розподіл по корпусах загальної корисної різниці температур.....	77
9.3. Конструкції випарних апаратів.....	78
10. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ	79
10.1. Основи масопередачі.....	79
10.1.1. Види процесів масопередачі.....	79
10.1.2. Рівновага при масопередачі. Лінія рівноваги.....	80
10.1.3. Матеріальний баланс. Робоча лінія.....	80
10.1.4. Напрямок масопередачі.....	82
10.1.5. Швидкість масопередачі.....	82
10.1.5.1. Молекулярна дифузія. I закон Фіка.....	82
10.1.5.2. Диференціальне рівняння молекулярної дифузії. II закон Фіка.....	83
10.2. Масовіддача.....	84
10.2.1. Закон масовіддачі.....	84
10.2.2. Диференціальне рівняння масовіддачі (конвективної дифузії).....	84
10.2.3. Критеріальне рівняння конвективної дифузії.....	85
10.2.4. Взаємозв'язок між коефіцієнтами масопередачі і масовіддачі.....	86
10.3. Масопередача в системах з твердою фазою.....	86
10.4. Рушійна сила процесів масопередачі.....	87
11. АБСОРБЦІЯ.....	89
11.1. Рівновага в процесах абсорбції.....	89
11.2. Матеріальний баланс і кінетичні закономірності процесу абсорбції... ..	90
11.3. Принципові схеми абсорбції.....	91
11.4. Абсорбційна апаратура.....	92
11.4.1. I група - Апарати, в яких поверхнею фазового контакту є поверхня рідини, яка розтікається по насадці.....	92
11.4.1.1. Плівкові апарати.....	92
11.4.1.2. Насадкові апарати.....	92
11.4.2. II група - Апарати, в яких поверхня контакту фаз розвивається потоками рідини і газу.....	96
11.4.3. III група - Апарати, в яких поверхня фазового контакту утворюється розприскуванням рідини.....	99
11.4.4. Розрахунок колон.....	99
11.4.5. Кінетичні закономірності процесу абсорбції.....	100
12. ПЕРЕГОНКА.....	100
12.1. Способи перегонки. Позначення.....	100
12.2. Характеристика двофазових сумішей рідина – пара.....	101
12.3. Графічні залежності.....	101
12.4. Проста перегонка.....	103
12.4.1. Фракційна перегонка.....	103
12.4.2. Проста перегонка з дефлегмацією.....	104
12.4.3. Перегонка з водяною парою.....	105
12.5. Ректифікація.....	105

12.5.1. Принцип ректифікації.....	105
12.5.2. Схема безперервно діючої ректифікаційної установки для поділу бінарних сумішей.....	106
12.5.3. Матеріальний і тепловий баланси безперервно діючої ректифікаційної колони.....	107
13. ЕКСТРАКЦІЯ.....	111
13.1. Процеси екстракції в системах Р – Р.....	111
13.2. Матеріальний баланс процесів екстракції.....	113
13.3. Кінетичні закономірності процесу екстракції.....	113
13.4. Екстрактори.....	114
13.5. Принципові схеми екстракції.....	117
13.6. Процеси екстракції в системах Т – Р.....	118
13.7. Способи екстракції (і розчинення). Обладнання.....	119
14. АДСОРБЦІЯ.....	122
14.1. Адсорбенти.....	122
14.2. Рівновага між фазами.....	122
14.3. Теплота адсорбції.....	123
14.4. Кінетика адсорбції.....	124
14.5. Принципові схеми адсорбції.....	125
14.6. Адсорбери.....	125
14.7. Розрахунки адсорберів.....	126
14.8. Схеми адсорбційних установок.....	126
15. СУШІННЯ.....	127
15.1. Види сушіння.....	127
15.2. Параметри вологого матеріалу.....	127
15.3. Основні параметри вологого газу (повітря).....	128
15.4. Матеріальний баланс процесу сушіння.....	128
15.5. Тепловий баланс процесу сушіння.....	129
15.6. Принципові схеми сушильних процесів.....	130
15.7. Кінетика сушіння.....	133
15.8. Рушійна сила процесу сушіння.....	135
15.9. Будова сушарок.....	135
16. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ.....	137
16.1. Подрібнення.....	137
16.1.1. Схеми подрібнення.....	138
16.1.2. Методи подрібнення.....	138
16.1.3. Теорії подрібнення.....	139
16.1.4. Подрібнювальні машини.....	139
16.2. Класифікація подрібнених матеріалів і обладнання для класифікації.....	141
16.2.1. Грохочення.....	141
16.2.2. Гідравлічна класифікація і повітряна сепарація.....	142
ЛІТЕРАТУРА.....	143

КОНТРОЛЬ ЗНАНЬ СТУДЕНТІВ

Модуль 1

Гідравліка і гідравлічні машини. Гідромеханічні процеси.*

1. Гідростатика. Виведення диференціальних рівнянь Ейлера. Основне рівняння гідростатики. Закон Паскаля. Деякі застосування основного рівняння гідростатики.
2. Гідродинаміка. Основні характеристики руху рідини. Режими руху рідини. Розподіл швидкостей рідини по поздовжньому перерізу трубопроводу при ламінарному і турбулентному русі. Диференціальні рівняння руху Ейлера. Рівняння Бернуллі.
3. Гідравлічні опори. Опір тертя. Місцеві опори. Втрата напору. Розрахунок діаметру трубопроводу. Оптимальні швидкості руху матеріальних потоків.
4. Переміщення рідин. Види насосів. Основні параметри насосів.
5. Переміщення і стиск газів. Компресорні машини.
6. Осадження. Кінетика осадження. Отримання диференціального рівняння процесу осадження під дією сили тяжіння.
7. Критерії подібності в гідромеханічних процесах. Отримання критеріїв. Критеріальні рівняння. Отримання критеріального рівняння процесу осадження під дією сили тяжіння.
8. Апаратура для поділу газових систем шляхом осадження. Які основні розрахункові величини для цього процесу?
9. Осадження під дією відцентрової сили. Циклонний процес.
10. Відстійне центрифугування. Будова центрифуг. Чинник поділу.
11. Фільтрування. Види фільтрування. Фільтрування під дією перепаду тиску. Диференціальне і критеріальне рівняння процесу.
12. Розрахункові формули для процесу фільтрування. Основний розрахунковий параметр.
13. Відцентрове фільтрування. Види центрифуг, що використовуються для відцентрового фільтрування.
14. Перемішування в рідкому середовищі. Види мішалок. Критерії подібності.
15. Течія газу, пари або рідини крізь шар твердого зернистого матеріалу.
16. Задачі**.

* Варіант завдання призначає викладач.

** Задачі даються по задачнику: Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. -Л.: Химия, 1987.- 576 с. При виконанні контрольного заходу в аудиторії кожен студенти отримують задачник, перекладений на українську мову.

Варіанти завдань

№ вар.	Питання				№ вар.	Питання			
	1	2	3	4		1	2	3	4
1	15	7	1-1	3-2	16	10	13	1-44	3-2
2	14	8	1-11	3-3	17	11	14	1-45	3-3
3	13	9	1-12	3-4	18	12	15	1-46	3-4
4	12	1	1-13	3-6	19	13	1	1-31	3-6
5	11	2	1-15	3-13	20	14	2	1-40	3-13
6	10	3	1-2	3-14	21	15	3	1-1	3-14
7	1	4	1-16	3-15	22	9	4	1-11	3-15
8	2	5	1-17	3-16	23	8	12	1-12	3-16
9	3	6	1-19	3-17	24	7	13	1-13	3-17
10	4	7	1-7	3-18	25	6	14	1-15	3-18
11	5	8	1-25	3-33	26	5	15	1-2	3-33
12	6	9	1-26	3-39	27	4	16	1-16	3-39
13	7	10	1-3	3-41	28	3	17	1-17	3-41
14	8	11	1-27	3-42	29	2	5	1-19	3-42
15	9	12	1-28	3-45	30	1	6	1-7	3-45

Модуль 2**Теплові процеси. Випарювання**

1. Основне рівняння теплопередачі. Способи розповсюдження тепла. Теплопровідність. Диференціальне рівняння теплопровідності. Теплопровідність плоскої і циліндричної стінок.
2. Теплообмін шляхом теплового випромінювання.
3. Конвективний теплообмін. Основний закон тепловіддачі. Диференціальне рівняння тепловіддачі.
4. Отримання критеріального рівняння теплопередачі. Основні критерії теплової подібності.
5. Тепловіддача при зміні агрегатного стану. Особливості даного способу теплопередачі.
6. Складний теплообмін – одночасно конвекцією і тепловим випромінюванням.
7. Теплопередача. Коефіцієнт теплопередачі. Рушійна сила процесу.
8. Водяна пара як теплоносій. Области використання. Переваги перед іншими теплоносіями. Основні розрахунки.
9. Нагрівання топковими газами. Переваги і недоліки топкових газів як теплоносія.
10. Нагрівання електричним струмом.

11. Охолодження до звичайних температур і конденсація. Види і будова конденсаторів.
12. Рекуперативні теплообмінні апарати. Основні конструкції. Напрямок потоків. Способи зменшення температурних деформацій.
13. Регенеративні теплообмінні апарати. Будова. Області використання.
14. Випарювання. Матеріальний і тепловий баланси процесу. Розрахунок потрібної кількості пари.
15. Робота трикорпусної випарної установки.
16. Задачі.

Варіанти завдань

№ вар.	Питання				№ вар.	Питання			
	1	2	3	4		1	2	3	4
1	1	15	4-10	5-4	16	9	2	4-32	5-22
2	2	14	4-11	5-7	17	2	10	4-33	5-23
3	3	13	4-12	5-10	18	3	11	4-34	5-24
4	4	12	4-14	5-11	19	4	12	4-35	5-26
5	5	11	4-15	5-13	20	5	13	4-38	5-27
6	6	10	4-22	5-19	21	6	14	4-42	5-4
7	7	9	4-23	5-21	22	7	15	4-45	5-7
8	8	2	4-24	5-22	23	8	1	4-10	5-10
9	9	3	4-36	5-23	24	1	12	4-11	5-11
10	10	4	4-1	5-24	25	15	3	4-12	5-13
11	11	5	4-2	5-26	26	14	4	4-14	5-19
12	12	6	4-3	5-27	27	13	5	4-15	5-21
13	13	7	4-7a	5-11	28	12	6	4-22	5-22
14	14	8	4-8	5-13	29	11	7	4-23	5-23
15	15	1	4-9	5-19	30	10	8	4-24	5-24

Модуль 3

Масообмінні процеси. Загальні питання. Абсорбція і перегонка

1. Рівноважна і робоча лінії процесів масопередачі.
2. Молекулярна дифузія. Диференціальне рівняння молекулярної дифузії.
3. Масовіддача. Закон Шукарева. Диференціальне рівняння масовіддачі.
4. Критеріальне рівняння конвективної дифузії. Критерії подібності.
5. Рушійна сила масопередачі. Число одиниць переносу.
6. Абсорбція. Основні фізико-хімічні закони, яким підкоряється процес. Кінетичне рівняння процесу абсорбції.
7. Принципові схеми абсорбції.
8. Абсорбційна апаратура. Режими роботи насадкових абсорберів.
9. Абсорбційна апаратура. Тарілчасті абсорбери.
10. Абсорбційна апаратура. Порожні абсорбери.

11. Перегонка. Прийняті позначення витрат і концентрацій матеріальних потоків. Характеристика двофазових сумішей рідина – пара. t - x - y і x - y – діаграми.
12. Проста перегонка. Схема установки. Розрахункові формули.
13. Перегонка у струмі водяної пари. Використання. Розрахунки.
14. Ректифікація. Робота ректифікаційної установки.
15. Рівноважна і робоча лінії процесу ректифікації. Флегмове число.
16. Задача.

Варіанти завдань

№ вар.	Питання				№ вар.	Питання			
	1	2	3	4		1	2	3	4
1	1	8	6-17	7-1	16	8	12	6-17	7-1
2	2	9	6-15	7-3	17	9	11	6-15	7-3
3	3	10	6-20	7-7	18	10	1	6-20	7-7
4	4	12	6-21	7-8	19	11	6	6-21	7-8
5	5	13	6-23	7-9	20	12	5	6-23	7-9
6	6	3	6-25	7-11	21	13	4	6-25	7-11
7	7	2	6-14	7-13	22	14	3	6-14	7-13
8	8	12	6-17	7-15	23	15	2	6-17	7-15
9	9	11	6-24	7-9	24	1	8	6-15	7-1
10	10	1	6-15	7-11	25	2	9	6-20	7-3
11	11	6	6-20	7-13	26	3	10	6-21	7-7
12	12	5	6-21	7-15	27	4	12	6-23	7-8
13	13	4	6-23	7-1	28	5	13	6-25	7-9
14	14	3	6-25	7-3	29	6	3	6-14	7-11
15	15	2	6-14	7-7	30	7	2	6-12	7-13

Модуль 4

Масообмінні процеси. Екстракція. Адсорбція. Сушіння. Механічні процеси

1. Процеси екстракції в системах Р-Р. Побудова трикутної діаграми. Лінія рівноваги процесу екстракції.
2. Матеріальний баланс і кінетичні закономірності процесу екстракції. Критеріальне рівняння процесу.
3. Будова апаратури для проведення процесу екстракції – змішувачі та відстійники. Колонні апарати для проведення екстракції. Принципові схеми екстракції.
4. Масообмінні процеси за участю твердої фази. Процеси екстракції в системах Р-Т. Способи екстракції.
5. Адсорбція. Характеристики адсорбентів. Масообмінні процеси за участю твердої фази стосовно процесу адсорбції.

6. Рівновага між фазами в процесах адсорбції. Лінія рівноваги. Теплота адсорбції.
7. Кінетика адсорбції. Принципові схеми адсорбції. Будова адсорбційних установок.
8. Матеріальний баланс процесу сушіння. Тепловий баланс процесу сушіння. Визначення кількості тепла і сушильного агенту для проведення процесу.
9. Принципові схеми сушильних процесів. Будова сушарок.
10. Кінетика сушіння. Будова залежності швидкість сушіння – час. Періоди сушіння.
11. Основне рівняння масопередачі стосовно процесу сушіння. Рушійна сила процесу сушіння.
12. Механічні процеси. Види подрібнення. Ступінь подрібнення. Фізичні основи подрібнення. Теорії подрібнення.
13. Машини для подрібнення.
14. Класифікація подрібнених матеріалів. Способи багаторазового грохочення і принципова будова грохотів.
15. Гідравлічна класифікація і повітряна сепарація.
16. Задачі.

Варіанти завдань

№ вар.	Питання				№ вар.	Питання			
	1	2	3	4		1	2	3	4
1	1	8	10-31б		16	1	8	9-1	10-17
2	2	9	10-32	8-1	17	2	9	9-3	10-19
3	3	10	10-33	8-3	18	3	10	9-4	10-22
4	4	11	10-34	8-4	19	4	11	9-5	10-23
5	5	12	10-27б	8-6	20	5	12	8-1	10-27а
6	6	13	10-14	8-3	21	6	13	8-3	10-30
7	7	14	10-9	8-4	22	7	14	8-4	10-31а
8	8	15	10-16	8-6	23	8	1	8-6	10-31б
9	9	1	10-17	8-1	24	9	2	8-3	10-32
10	10	2	10-19	8-3	25	10	3	8-4	10-33
11	11	2	10-22	8-4	26	11	4	8-6	10-34
12	12	4	10-23	8-6	27	12	5	8-1	10-27б
13	13	5	10-27а	9-1	28	13	6	8-3	10-14
14	14	6	10-30	9-3	29	14	7	8-4	10-9
15	15	7	10-31а	9-4	30	15	8	8-6	10-16

НАВЧАЛЬНЕ ВИДАННЯ

Курс лекцій з дисципліни «Процеси та апарати хімічних виробництв» для студентів спеціальності 161 «Хімічна технологія та інженерія»

Укладач: Онищук Оксана Олександрівна, к.т.н., доцент

Підписано до друку _____
Формат _____ Обсяг _____ др.арк.
Тираж _____ прим. Замовлення № _____
51918, м. Луцьк вул. Потапова, 9
Навчально-методичне видання

Автор: **Онищук** Оксана Олександрівна, **КОРМОШ** Жолт Олександрович

Друкується в авторській редакції

НАВЧАЛЬНЕ ВИДАННЯ

Курс лекцій з дисципліни «Процеси та апарати хімічних виробництв» для студентів спеціальності 161 «Хімічна технологія та інженерія»

Укладач: Онищук Оксана Олександрівна, к.т.н., доцент

Підписано до друку _____
Формат _____ Обсяг _____ др.арк.
Тираж _____ прим. Замовлення № _____
51918, м. Луцьк вул. Потапова, 9
Навчально-методичне видання

Автор: **Онищук** Оксана Олександрівна, **КОРМОШ** Жолт Олександрович

Друкується в авторській редакції

