

ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ
ХІМІКО-ФАРМАЦЕВТИЧНИХ
ВИРОБНИЦТВ
КУРС ЛЕКЦІЙ
Частина 1

МІНІСТЕРСТВО ОХОРОНИ ЗДОРОВ'Я УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ФАРМАЦЕВТИЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

О. В. Кутова, О. А. Манський, О. С. Кухтенко,
Р. В. Сагайдак-Нікітюк

**ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ
ХІМІКО-ФАРМАЦЕВТИЧНИХ
ВИРОБНИЦТВ**

КУРС ЛЕКЦІЙ

Частина 1

Самостійне електронне навчальне видання

Харків
НФаУ
2023

УДК 664(628)
К 95

Рецензенти:

О. М. Близнюк, доктор технічних наук, професор кафедри фізичної хімії Національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут»;

О. С. Шпичак, доктор фармацевтичних наук, професор, завідувач кафедри промислової фармації та економіки ІПКСФ Національного фармацевтичного університету

Рекомендовано

*ученою радою Національного фармацевтичного університету
(протокол № 5 від 31 травня 2023 р.)*

Кутова О. В. та ін.

К 95 Процеси та апарати хіміко-фармацевтичних виробництв. Курс лекцій : навч. посіб. / О. В. Кутова, О. А. Манський, О. С. Кухтенко, Р. В. Сагайдак-Нікітюк. — Самост. електрон. навч. вид. — Харків : НФаУ, 2023. — 120 с.

ISBN 978-966-615-601-1 (PDF)

У посібнику з освітньої компоненти «Процеси і апарати хіміко-фармацевтичних виробництв» розглянуто загальні теоретичні питання про типові технологічні процеси та апарати, в яких вони здійснюються, а також основні закони перебігу технологічних процесів відповідно до їх класифікації. Надано основні методи розрахунку конструкційних параметрів обладнання.

Призначено для вивчення освітньої компоненти здобувачами вищої освіти технологічних спеціальностей за освітньою програмою «Технології фармацевтичних виробництв».

УДК 664(628)

© Кутова О. В., Манський О. А., Кухтенко О. С.,
Сагайдак-Нікітюк Р. В., 2023

ISBN 978-966-615-601-1 (PDF) © НФаУ, 2023

ВСТУП

Конспект лекцій з освітньої компоненти «Процеси і апарати хіміко-фармацевтичних виробництв» призначено для вивчення її програми здобувачами вищої освіти за спеціальністю «Технології фармацевтичних виробництв».

До програми освітньої компоненти традиційно входять лекції, практичні заняття, лабораторні роботи, які органічно пов'язані між собою.

Наведений у конспекті матеріал є базовою теоретичною основою для розуміння механізмів перебігу технологічних процесів і розрахунку технологічного обладнання. Засвоєння обсягу знань з освітньої компоненти, передбаченого навчальним планом, відбувається шляхом вивчення матеріалу цього конспекту з подальшим розгляданням окремих розділів або питань для розширення і поглиблення уявлень про процеси та обладнання на практичних і лабораторних заняттях.

Освітня компонента «Процеси і апарати хіміко-фармацевтичних виробництв» є фундаментальною частиною у підготовці інженерів-технологів, зайнятих у хіміко-фармацевтичному виробництві.

Лекція 1

ОСВІТНЯ КОМПОНЕНТА «ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ХІМІКО-ФАРМАЦЕВТИЧНИХ ВИРОБНИЦТВ»: ПРЕДМЕТ І ЗАВДАННЯ

- 1.1. Об'єкти вивчення та основні поняття освітньої компоненти «Процеси і апарати хіміко-фармацевтичних виробництв».
- 1.2. Системи одиниць вимірювання фізичних величин.
- 1.3. Основні фізичні характеристики рідини.
- 1.4. Поняття ідеальної та реальної рідини.

1.1. Об'єкти вивчення та основні поняття освітньої компоненти «Процеси і апарати хіміко-фармацевтичних виробництв»

Освітня компонента «Процеси і апарати хіміко-фармацевтичних виробництв» є провідною в загальноінженерній підготовці здобувачів вищої освіти і відіграє важливу роль у засвоєнні ними професійно орієнтованих освітніх компонент. У цій освітній компоненті «Процеси і апарати хіміко-фармацевтичних виробництв» вивчаються фізико-хімічні основи та закономірності перебігу типових технологічних процесів, які використовуються у фармацевтичній промисловій технології, а також розглядаються принципи будови і методи розрахунку параметрів апаратів, призначених для проведення цих процесів.

Речовини, що використовуються у фармацевтичних виробництвах, можуть піддаватися таким технологічним процесам, як подрібнення, транспортування, нагрівання, охолодження, випарювання, ректифікація, сушіння, екстракція тощо. Певна сукупність цих процесів являє собою складну технологічну схему, результат функціонування якої залежить від спільної (іноді суперечливої) дії факторів, що впливають на швидкість окремих процесів. Швидкість цих процесів, відповідно до класифікації, підпорядковується законам гідромеханіки, теплопередачі та масопередачі.

Класифікація основних процесів хіміко-фармацевтичної технології проводиться за різними ознаками.

Залежно від основних кінетичних законів, що визначають швидкість перебігу процесів, розрізняють **класи основних типових процесів** (рис. 1.1):

- ✓ *механічні* — процеси описуються законами механіки твердих тіл;
- ✓ *гідромеханічні* — їх швидкість визначається законами гідродинаміки — науки про переміщення рідин і газів;

✓ *масообмінні* — характеризуються переносом одного або декількох компонентів вихідної суміші з однієї фази до іншої крізь поверхню розділу;

✓ *теплові* — перебігають зі швидкістю, що визначається законами теплопередачі — науки про розповсюдження тепла;

✓ *хімічні* — перебігають зі швидкістю, що визначається законами хімічної кінетики. У зв'язку зі специфічністю хімічних реакцій традиційно ці процеси та обладнання для їхнього проведення вивчаються в освітній компоненті «Загальна хімічна технологія» або у професійно орієнтованих освітніх компонентах, призначених для ознайомлення здобувачів вищої освіти з технологією та обладнанням конкретних хімічних виробництв.



Рис. 1.1. Класифікація технологічних процесів

За **способом організації** основні процеси поділяють на періодичні, безперервні, комбіновані.

Періодичні процеси проходять в апаратах, у які за певний проміжок часу завантажуються вихідні матеріали, здійснюється їх оброблення з наступним вивантаженням з апаратів кінцевих продуктів. Після закінчення розвантажування цикл повторюється.

Безперервні процеси здійснюються в апаратах безперервної дії. Матеріальні потоки поступають і розвантажуються одночасно і безперервно.

У *комбінованих* процесах окремі стадії проводяться періодично (решта безперервно) або безперервно (решта періодично).

1.2. Системи одиниць вимірювання фізичних величин

Для розрахунку апаратів використовують дані про фізичні властивості речовин (щільність, в'язкість, довжина, швидкість, тиск, маса, об'єм, теплопровідність тощо), що мають розмірності відповідно до обраної системи вимірювання: СІ, Гауса, СГС, МКС, МТС, МКГСС, СГСЕ, СГСМ, ЕС, ЕМ, СГС, МКС, МКГСС, МТС.

Найбільш прийнятною для всіх галузей науки і техніки є **Міжнародна система одиниць вимірювання** (СІ). Основними одиницями цієї системи є: кілограм, метр, секунда, ампер, кельвін, моль і кандела. У межах СІ вважається, що ці одиниці мають незалежну розмірність і жодна з основних одиниць не може бути отримана з інших. Решта одиниць вимірювання базується на основних. Установлено стандартні скорочені позначення для одиниць виміру і правила запису похідних одиниць. Похідні одиниці виходять з основних за допомогою алгебраїчних дій. Деяким з похідних одиниць у системі СІ присвоєні власні назви.

Префікс можна використовувати перед назвами одиниць виміру, вони означають, що одиницю виміру потрібно помножити або розділити на певне ціле число (ступінь числа 10). Наприклад, префікс «кіло» означає множення на 1000 (1 км = 1000 м).

До введення СІ застосовувалися такі системи одиниць:

Система Гауса. Уперше поняття системи одиниць фізичних величин було введено німецьким математиком К. Гаусом (1832 р.). Ідея Гауса полягає у виборі кількох незалежних одна від одної величин. Ці величини називають основними, а їх одиниці вимірювання — основними одиницями системи одиниць. Основні величини обираються таким чином, щоб можна було утворити одиниці інших величин за допомогою формул, що виражають зв'язок між фізичними величинами. Одиниці, отримані за допомогою формул і виражені через основні одиниці, Гаус назвав похідними одиницями. Користуючись своєю ідеєю, Гаус побудував систему одиниць магнітних величин. Основними одиницями цієї системи були обрані: міліметр (одиниця довжини), секунда (одиниця часу). Усі інші системи одиниць будувалися на запропонованих Гаусом принципах LMT = Length Mass Time = Довжина Маса Час.

Система СГС (CGS units — сантиметр — грам — секунда) побудована на основі системи величин LMT. Основні одиниці системи СГС:

- ✓ сантиметр — одиниця довжини;
- ✓ грам — одиниця маси;
- ✓ секунда — одиниця часу.

З використанням одиниці термодинамічної температури — Кельвіна — і одиниці сили світла — кандели — система СГС поширюється на сферу теплових і оптичних величин.

Система MKC (MKS units — метр — кілограм — секунда). Основні одиниці системи MKC:

- ✓ метр — одиниця довжини;
- ✓ кілограм — одиниця маси;
- ✓ секунда — одиниця часу.

Так само, як і система СГС, система MKC побудована на основі системи величин LMT. Ця система одиниць була запропонована в 1901 р. італійським інженером Джорджі. Шляхом додавання як основної одиниці термодинамічної температури (Кельвіна) і сили світла (кандели) систему MKC можна було поширити на сферу теплових і світлових величин.

Система MTC (MTS units system — метр — тонна — секунда) побудована на основі системи величин LMT. Основні одиниці системи:

- ✓ метр — одиниця довжини;
- ✓ тонна — одиниця маси;
- ✓ секунда — одиниця часу.

Одиниця маси цієї системи — тонна — за своїм розміром виявилася зручною для низки галузей виробництва, що мають справу з порівняно великими масами. Система MTC мала й інші переваги, а саме:

- ✓ числові значення щільності речовини за умови вираження її в системі MTC збігалися з числовими значеннями цієї величини за умови вираження її в системі СГС (наприклад, у системі СГС щільність заліза — $7,8 \text{ г/см}^3$, у системі MTC — $7,8 \text{ т/м}^3$);

- ✓ одиниця роботи системи MTC — кілоджоуль — мала просте співвідношення з одиницею роботи системи MKC ($1 \text{ кДж} = 1000 \text{ Дж}$).

Система MKГСС (MKGSS — метр — кілограм-сила — секунда) побудована на основі системи величин LFT. Основні одиниці цієї системи:

- ✓ метр — одиниця довжини;
- ✓ кілограм-сила — одиниця сили;
- ✓ секунда — одиниця часу.

Кілограм-сила — сила, рівна вазі тіла масою 1 кг за нормального прискорення вільного падіння $g_0 = 9,80665 \text{ м/с}^2$. Ця одиниця сили, а також деякі похідні одиниці системи MKГСС виявилися зручними для застосування їх у техніці. Тому система отримала поширення в механіці, теплотехніці й інших галузях виробництва. Основний недолік системи MKГСС — вельми обмежені її можливості застосування у фізиці. Істотним недоліком системи MKГСС є також те, що одиниця маси в цій системі не має простого десяткового співвідношення з одиницями маси інших систем. З уведенням СІ система MKГСС втратила своє значення.

Системи одиниць електромагнітних величин. Відомі два способи побудови систем електричних і магнітних величин на основі системи СГС: на трьох основних одиницях (сантиметр, грам, секунда) і на чотирьох основних одиницях (сантиметр, грам, секунда й одна одиниця електричної або магнітної величини).

Між одиницями в системах існують співвідношення (табл. 1.1).

Співвідношення між одиницями вимірювання

Величина	Одиниця СІ	Співвідношення між одиницями вимірювання СІ і позасистемними одиницями
1	2	3
Вага (сила тяжіння)	Н	1 кгс = 9,81 Н 1 дин = 10^{-5} Н 1 стен = 10^3 Н 1 lbf = 4,45 Н
Витрата об'ємна	м ³ /с	1 л/хв = $16,67 \cdot 10^{-6}$ м ³ /с; 1 ft ³ /s = $28,3 \cdot 10^{-3}$ м ³ /с; 1 in ³ /s = $16,4 \cdot 10^{-6}$ м ³ /с
В'язкості коефіцієнт динамічний	Па · с	1 П = 1 дин · с/см ² = 0,1 Па · с 1 сП = $\frac{1}{9180} \frac{\text{кгс} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} = 10^{-3}$ Па · с = 1 м Па · с 1 lbf · s/ft ² = 47,88 Па · с
В'язкості коефіцієнт кінематичний	м ² /с	1 Ст = 1 см ² /с = 10^{-4} м ² /с 1 ft ² /s = 0,093 м ² /с 1 ft ² /h = 25,81 м ² /с
Густина	кг/м ³	1 т/м ³ = 1 кг/дм ³ = 1 г/см ³ = 10^3 кг/м ³ 1 кгс·с ² /м ⁴ = 9,81 кг/м ³ 1 lb/ft ³ ≈ 16,02 кг/м ³ 1 lb/in ³ ≈ $27,68 \cdot 10^3$ кг/м ³ 1 т/м ³ = 1 кг/дм ³ = 1 г/см ³ = 10^3 кг/м ³ 1 кгс·с ² /м ⁴ = 9,81 кг/м ³ 1 lb/ft ³ ≈ 16,02 кг/м ³ 1 lb/in ³ ≈ $27,68 \cdot 10^3$ кг/м ³
Дифузії коефіцієнт	м ² /с	1 ft ² /s = 0,0929 м ² /с
Довжина	м	1 мкм = 10^{-6} м 1 А = 10^{-6} м 1 ft = 0,3048 м 1 in = $25,4 \cdot 10^{-3}$ м
Ентальпія питома	Дж/кг	1 ккал/кг = 1 кал/г = 4,19 кДж/кг 1 BTU/lb = 2326 Дж/кг
Ентропія питома	кДж/(кг·К)	1 ккал/(кг · °С) = 4,19 кДж/(кг · К) 1 BTU/(lb·degF) = 4,19 кДж/(кг · К)
Маса	кг	1 т = 1000 кг 1 ц = 100 кг 1 lb = 0,454 кг
Масова витрата	кг/с	1 lb/s = 0,454 кг/с 1 lb/h = $1,26 \cdot 10^{-4}$ кг/с
Натяг поверхневий	Н/м	1 кгс/м = 9,81 Дж/м ² 1 ерг/см ² = 1 дин/см = 10^{-3} Дж/м ² = 10^{-3} Н/м

Продовження таблиці 1.1

1	2	3
Об'єм	м ³	$1 \text{ л} = 10^{-3} \text{ м}^3 = 1 \text{ дм}^3$ $1 \text{ ft}^3 = 28,3 \text{ дм}^3 = 2,83 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3$ $1 \text{ in}^3 = 16,387 \text{ см}^3 = 16,39 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3$
Об'єм питомий	м ³ /кг	$1 \text{ м}^3/\text{т} = 10^{-3} \text{ м}^3/\text{кг}$ $1 \text{ дм}^3/\text{кг} = 1 \text{ см}^3/\text{г} = 10^{-3} \text{ м}^3/\text{кг}$
Площа	м ²	$1 \text{ ft}^2 = 0,0929 \text{ м}^2$ $1 \text{ in}^2 = 6,451 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$
Потужність	Вт	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м}/\text{с} = 9,81 \text{ Вт}$ $1 \text{ ерг}/\text{с} = 10^{-7} \text{ Вт}$ $1 \text{ ккал}/\text{год} = 1,163 \text{ Вт}$ $1 \text{ lbf} \cdot \text{ft}/\text{s} = 1,356 \text{ Вт}$
Прискорення лінійне	м/с	$1 \text{ in}/\text{s}^2 = 25,4 \cdot 10^{-3} \text{ м}/\text{с}^2$ $1 \text{ ft}/\text{s}^2 = 0,3048 \text{ м}/\text{с}^2$
Робота, енергія, кількість тепла	Дж	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м} = 9,81 \text{ Дж}$ $1 \text{ ерг} = 10^{-7} \text{ Дж}$ $1 \text{ кВт} \cdot \text{год} = 3,6 \cdot 10^6 \text{ Дж}$ $1 \text{ ккал} = 4,1868 \cdot 10^3 \text{ Дж} = 4,19 \text{ кДж}$ $1 \text{ lbf} \cdot \text{ft} = 1,356 \text{ Дж}$ $1 \text{ lbf} \cdot \text{in} = 0,113 \text{ Дж}$ $1 \text{ BTU} = 1055,1 \text{ Дж}$
Температура	К	$t^{\circ}\text{C} = (t + 273,15) \text{ К}$ $t^{\circ}\text{F} = [\frac{5}{9} (t - 32) + 273,15] \text{ К}$
Тепло питоме (фазо- вого перетворення)	Дж/кг	$1 \text{ ккал}/\text{кг} = 1 \text{ кал}/\text{г} = 4,19 \text{ кДж}/\text{кг}$ $1 \text{ BTU}/\text{lb} = 2326 \text{ Дж}/\text{кг}$
Теплоємність питома масова	кДж/(кг·К)	$1 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}) = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ $1 \text{ ерг}/(\text{г} \cdot \text{К}) = 10^{-4} \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ $1 \text{ BTU}/(\text{lb} \cdot \text{degF}) = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$
Тепловіддачі коефіцієнт	Вт/(м ² · К)	$1 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot ^{\circ}\text{C}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ $1 \text{ BTU}/(\text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{degF}) = 5,6 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
Теплопередачі коефіцієнт		
Теплопровідність		$1 \text{ ккал}/(\text{м} \cdot \text{год} \cdot ^{\circ}\text{C}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ $1 \text{ BTU}/(\text{ft} \cdot \text{h} \cdot \text{degF}) = 1,73 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$
Тиск	Па	$1 \text{ бар} = 10^5 \text{ Па}$ $1 \text{ мбар} = 100 \text{ Па}$ $1 \text{ дин}/\text{см}^2 = 1 \text{ мкбар} = 0,1 \text{ Па}$ $1 \text{ кгс}/\text{см}^2 = 1 \text{ ат} = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} = 735 \text{ мм рт. ст.}$ $1 \text{ кгс}/\text{м}^2 = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм вод. ст.} = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм рт. ст.} = 133,3 \text{ Па}$ $1 \text{ lbf}/\text{in}^2 = 6894,76 \text{ Па}$ $1 \text{ lbf}/\text{ft}^2 = 47,88 \text{ Па}$

1	2	3
Частота	Гц	$1 \text{ гц} = 1 \text{ с}^{-1}$ $1 \text{ об/с} = 1 \text{ Гц}$ $1 \text{ об/хв} = \frac{1}{60} \text{ Гц}$
Частота обертів		$1^\circ = \frac{\pi}{180} \text{ рад}$ $1' = \frac{\pi}{10800} \text{ рад}$ $1 \text{ оберт} = 2\pi \text{ рад} = 6,28 \text{ рад}$
Щільність теплового потоку (питоме теплове навантаження)	Вт/м ²	$1 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{год}) = 1,163 \text{ Вт/м}^2$
Швидкість лінійна	м/с	$1 \text{ ft/s} = 0,3048 \text{ м/с}$
Швидкість кутова	рад/с	$1 \text{ об/хв} = \frac{\pi}{30} \text{ рад/с}$ $1 \text{ об/с} = 2\pi \text{ рад/с}$

1.3. Основні фізичні характеристики рідини

Для розрахунку процесів та апаратів хіміко-фармацевтичної технології застосовують такі основні характеристики рідин: *густина та питома вага; в'язкість; поверхневий натяг; абсолютна температура; абсолютний тиск.*

Густина та питома вага. Маса (m) одиниці об'єму (V) рідини називається *густиною* й позначається ρ :

$$\rho = \frac{m}{V}. \quad (1.1)$$

В одиницях СІ густина вимірюється в кг/м³.

Вага одиниці об'єму рідини називається *питомою вагою* й позначається γ :

$$\gamma = \frac{G}{V}, \quad (1.2)$$

де G — вага тіла в одиниці об'єму.

В одиницях СІ питома вага вимірюється в Н/м³.

Маса й вага пов'язані співвідношенням:

$$G = mg, \quad (1.3)$$

де g — прискорення вільного падіння, м/с².

Густина крапельних рідин значно вища за відповідну характеристику пружних рідин (газів) та мало змінюється під тиском або у разі зміни температури.

Густину крапельних рідин знаходять у довідкових таблицях залежно від температури. Густина газів для будь-яких умов розраховується за рівнянням стану ідеальних газів:

$$pV = \frac{m}{M}RT, \quad (1.4)$$

де p — тиск; M — молярна маса; R — універсальна газова стала, 8,314 Дж/(моль·К); T — температура, К.

В'язкість — здатність рідини чинити опір відносному зсуву її часток, який виникає під дією сил зсуву. У розрахунках використовується *динамічний коефіцієнт в'язкості*. В одиницях вимірювання СІ в'язкість вимірюється в Па·с. Динамічний коефіцієнт в'язкості (μ) залежно від температури можна визначити за формулою:

$$\mu_t = \mu_0 \cdot \frac{T_0 + C}{T + C} \cdot \left(\frac{T}{T_0}\right)^{\frac{3}{2}}, \quad (1.5)$$

де μ_0 — динамічний коефіцієнт в'язкості за 0°C; C — стала Сатерленда.

Поверхневий натяг характеризує величину роботи, необхідну для створення нової поверхні між фазами. Поверхневий натяг можна розглядати як силу, що діє на одиницю довжини поверхні розділу рідини й середовища, що стикається з нею. В одиницях СІ вимірюється в Н/м.

Стан рідини характеризують абсолютна температура й абсолютний тиск.

Абсолютна температура є кількісною мірою інтенсивності теплового руху молекул та характеризує ступінь нагріву рідини. Температуру вимірюють за абсолютною шкалою у градусах Кельвіна (K) та позначають T або за міжнародною системою одиниць у градусах Цельсія ($^{\circ}C$) та позначають t .

Залежність між абсолютною температурою і температурою за шкалою Цельсія:

$$T = t + 273,15. \quad (1.6)$$

Абсолютний тиск (P) — середня сила, з якою молекули речовини діють на одиницю поверхні. Для виміру тиску використовують барометричні прилади, манометри та вакуумметри.

Барометри вимірюють тиск зовнішнього середовища. **Атмосферний тиск ($P_{\text{атм}}$)** — тиск атмосфери на земну поверхню, що дорівнює 760 мм рт. ст. Величину тиску в Па визначають за формулою:

$$P_{\text{атм}} = \rho gh = 13595 \cdot 9,806 \cdot 0,76 = 101325 \text{ (Па)}, \quad (1.7)$$

де ρ — густина ртуті, кг/м³; g — прискорення вільного падіння, м/с²; h — висота стовпчика ртуті, м.

Під час вимірювання тиску за висотою ртутного стовпа за формулою (1.7) слід мати на увазі, що показання приладу залежить від температури. Це враховується приведенням висоти стовпа ртуті 0 °C за таким співвідношенням:

$$P_0 = P_t \cdot (1 - 0,000172 t), \quad (1.8)$$

де P_0 — показання приладу до 0 °C, мм рт. ст.; P_t — дійсна висота ртутного стовпа за температури повітря t °C, мм рт. ст.; 0,000172 — коефіцієнт об'ємного розширення ртуті.

У міру віддалення від поверхні землі атмосферний тиск зменшується за експоненціальним законом (за умови постійної температури):

$$P_H = P_0 \exp\left(-\frac{\rho_0 \cdot g \cdot H}{P_0}\right), \quad (1.9)$$

де ρ_0 — густина повітря у нормальних умовах; H — висота над нульовим рівнем моря, м.

Манометрами вимірюють надлишковий тиск ($P_{\text{надл}}$), тобто різницю між абсолютним тиском ($P_{\text{абс}}$) і тиском навколишнього середовища ($P_{\text{атм}}$). Тобто, якщо тиск в апараті перевищує тиск зовнішнього середовища, буде виконуватись рівність:

$$P_{\text{абс}} = P_{\text{атм}} + P_{\text{надл}}. \quad (1.10)$$

Вакуумметри використовують для вимірювання тиску нижче атмосферного ($P_{\text{вак}}$). У такому разі абсолютний тиск можна знайти за рівнянням:

$$P_{\text{абс}} = P_{\text{атм}} - P_{\text{вак}}, \quad (1.11)$$

де $P_{\text{атм}}$ — атмосферний або барометричний тиск, що вимірюється барометром; $P_{\text{надл}}$ — надлишковий тиск, що вимірюється манометром; $P_{\text{вак}}$ — вакуумметричний тиск (розрідження), що вимірюється вакуумметром.

Тиск має декілька розмірностей:

- ✓ фізична атмосфера (*атм*);
- ✓ технічна атмосфера (*ата*);
- ✓ Паскаль ($\text{Па} = \text{н/м}^2$);
- ✓ міліметри ртутного стовпчика (мм рт. ст.);
- ✓ міліметри водяного стовпчика (мм вод. ст.);
- ✓ метри водного стовпчика (м вод. ст.);
- ✓ бари (бар);
- ✓ кілограм-сила (кгс/см^2).

Між цими величинами існує співвідношення:

$$\begin{aligned} 1 \text{ ат} &= 1 \text{ кгс/см}^2 = 10000 \text{ кгс/м}^2 = 98100 \text{ н/м}^2 = 10000 \text{ мм вод. ст.} = 735 \text{ мм рт. ст.} \\ 1 \text{ атм} &= 1,033 \text{ ат} = 1,033 \text{ кгс/см}^2 = 10330 \text{ кгс/м}^2 = 101300 \text{ н/м}^2 = 10330 \text{ мм вод. ст.} = \\ &= 760 \text{ мм рт. ст.} \end{aligned}$$

1.4. Поняття ідеальної та реальної рідини

Для отримання основних закономірностей у гідравліці вводять поняття *ідеальної* та *реальної* рідини (рис. 1.2).



Рис. 1.2. Класифікація рідин

Ідеальна рідина (на відміну від реальної) — абстрактна рідина, яка абсолютно не стискається під впливом тиску, характеризується незмінною густиною у разі зміни температури й відсутністю в'язкості.

Реальні, або в'язкі, рідини — рідини здатні змінювати свій об'єм під дією зовнішніх умов; їх поділяють на крапельні та пружні (гази або пари).

Крапельна рідина практично не стискається і має незначний коефіцієнт об'ємного розширення.

Пружна рідина — рідина, об'єм якої суттєво змінюється під впливом тиску або температури.

Лекція 2

ГІДРОСТАТИКА

- 2.1. Поняття гідравліки.
- 2.2. Диференціальне рівняння рівноваги Ейлера.
- 2.3. Основне рівняння гідростатики, його фізичний зміст і геометрична інтерпретація.
- 2.4. Принцип сполучених посудин.
- 2.5. Пневматичне вимірювання кількості рідини у резервуарах.
- 2.6. Тиск рідини на дно та стінки посудин.
- 2.7. Гідростатичні машини.

2.1. Поняття гідравліки

Значна кількість технологічних процесів хіміко-фармацевтичної промисловості пов'язана з переміщенням рідин, газів або пари, переміщенням у рідкому середовищі, а також розділенням неоднорідних сумішей шляхом відстоювання, фільтрування, центрифугування. Швидкість цих процесів визначається законами гідродинаміки, а процеси, відповідно, гідромеханічними. Закони гідромеханіки та їх практичне застосування вивчаються в гідравліці. Гідравліка складається з двох розділів — *гідростатики* і *гідродинаміки*. Закони гідравліки значною мірою визначають характер перебігу інших процесів: теплових, масообмінних та хімічних.

Гідростатика вивчає рівновагу рідин, що знаходяться в стані у цілому відносного спокою. У цьому стані частинки рідини не переміщуються одна відносно одної, водночас відсутні сили тертя, що дозволяє вважати рідину ідеальною.

2.2. Диференціальне рівняння рівноваги Ейлера

Незалежно від виду спокою на рідину діють сили тяжіння і тиску. Згідно основним принципом статки *сума проекцій на осі координат всіх сил, що діють на елементарний об'єм, що знаходиться в рівновазі, дорівнює 0* (рис. 2.1).

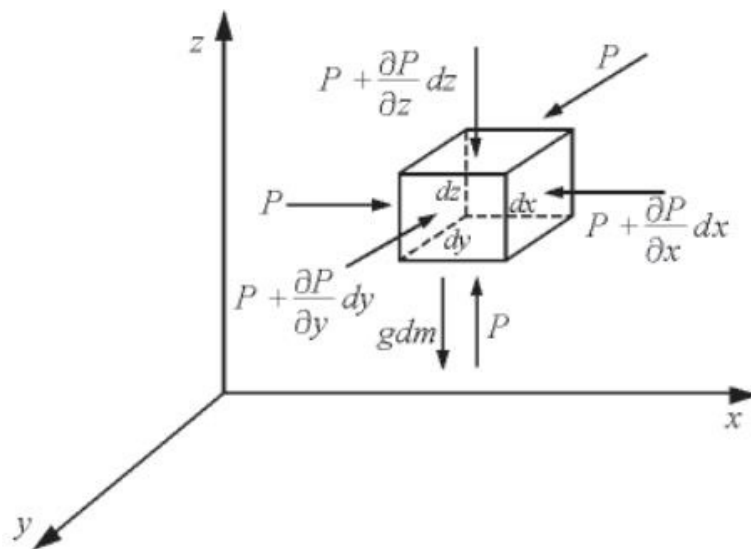


Рис. 2.1. До виводу диференціальних рівнянь рівноваги Ейлера

Співвідношення між силами, що визначають умови рівноваги рідини, виражається **диференціальними рівняннями рівноваги Ейлера**:

$$-\frac{\partial p}{\partial x} = 0 \quad -\frac{\partial p}{\partial y} = 0 \quad -\rho g - \frac{\partial p}{\partial z} = 0. \quad (2.1)$$

2.3. Основне рівняння гідростатики, його фізичний зміст і геометрична інтерпретація

Для отримання розподілення тиску в усьому об'ємі рідини необхідно проінтегрувати систему рівнянь. Інтегралом цих рівнянь є основне рівняння гідростатики, яке широко використовується в інженерній практиці:

$$z + \frac{p}{\rho g} = \text{const}. \quad (2.2)$$

Для двох довільних горизонтальних площин 1 і 2 рівняння (2.2) виражають у формі:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho_1 g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho_2 g}. \quad (2.3)$$

Рівняння (2.2) або (2.3) є **основними рівняннями гідростатики**. У рівняннях z_1, z_2 — висоти розташування двох точок всередині двох точок крапельної рідини у спокої над довільно обраною горизонтальною площиною відліку, p_1 і p_2 — гідростатичний тиск у цих площинах (точках) (рис. 2.2, 2.3).

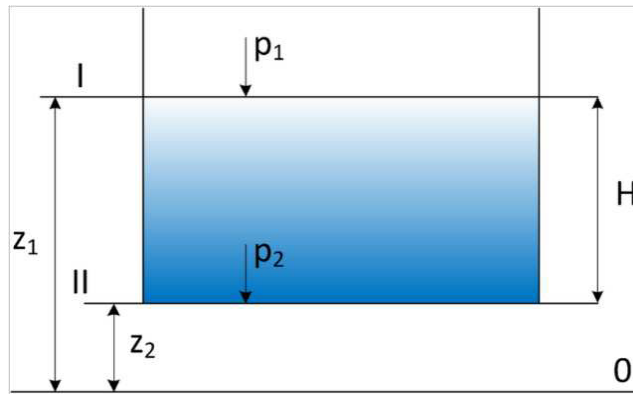


Рис. 2.2. До основного рівняння гідростатики

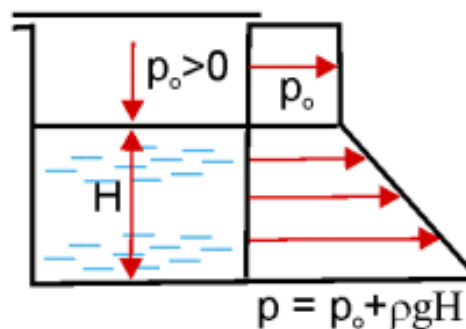


Рис. 2.3. Епюри гідростатичного тиску гідростатики

Формулювання закону: для кожної точки рідини в спокої сума нівелірної висоти і статичного напору є величиною сталою.

Рівняння (2.3) можна записати у формі:

$$p_2 = p_1 + \rho g(z_1 - z_2) = p_1 + \rho gH. \quad (2.4)$$

Останнє рівняння є вираженням закону Паскаля, відповідно до якого тиск, створений у будь-якій точці нестискуваної рідини у спокої, передається однаково всім точкам її об'єму.

2.4. Принцип сполучених посудин

Для відкритих або закритих сполучених посудин, які знаходяться під однаковим тиском, що заповнені однорідною рідиною, її рівні розташовуються на одній висоті незалежно від форми та перерізу посудин (рис. 2.4). Цей принцип використовується для вимірювання рівня рідини в закритих апаратах за допомогою водомірного скла.

У сполучених посудинах висоти рівнів різнорідних рідин над поверхнею розділу зворотно пропорційні густинам цих рідин. Таке співвідношення використовують для вимірювання тисків або різниць тисків між різними точками за допомогою диференціальних U-подібних манометрів. Умови рівноваги рідин у сполучених посудинах використовують для визначення висоти гідравлічного затвору в різних апаратах.

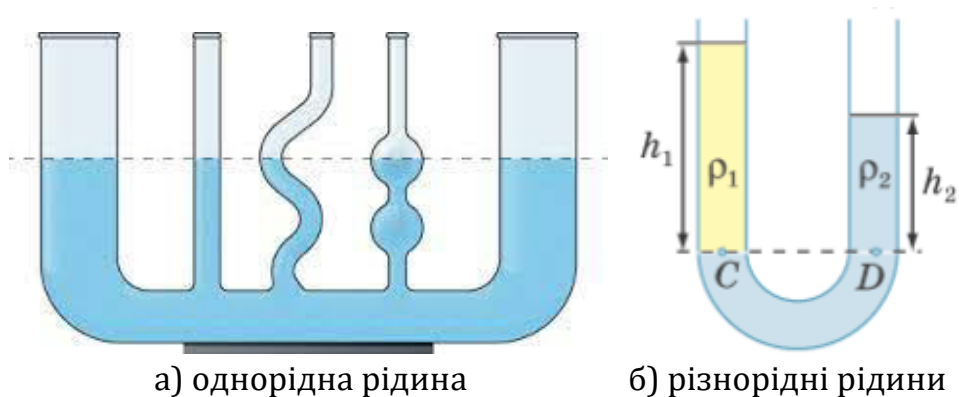


Рис. 2.4. Умови рівноваги у сполучених посудинах

2.5. Пневматичне вимірювання кількості рідини у резервуарах

Для контролю за рівнем рідини в будь-якому резервуарі 1 (рис. 2.5) в ньому розміщують трубу 2, нижній кінець якої сягає дна резервуара.

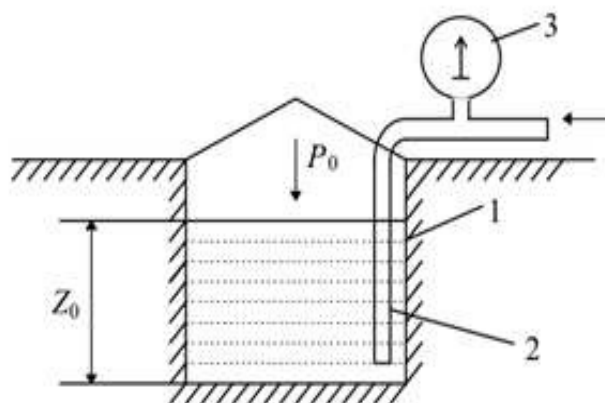


Рис. 2.5. Пневматичне вимірювання рідини в резервуарі

Тиск над рідиною в резервуарі дорівнює p_0 . По трубі подають стисле повітря, поступово збільшуючи його тиск, що вимірюється манометром 3. Коли повітря долає опір стовпа рідини в резервуарі, тиск, що фіксує манометр, перестає збільшуватись. За фіксованим тиском розраховують рівень рідини в резервуарі.

2.6. Тиск рідини на дно та стінки посудин

Сила тиску P на горизонтальне дно посудини не залежить від її форми та об'єму рідини в ній. Для певної густини рідини ця сила визначається тільки висотою стовпа рідини H і площиною дна посудини S :

$$F = pS \text{ або } F = (p_0 + \rho gH)S. \quad (2.5)$$

Гідростатичний тиск рідини на вертикальну стінку посудини змінюється за висотою. Відповідно сила тиску на стінку також різна за висотою. Тому сила тиску на вертикальну стінку буде дорівнювати додатку її змоченої площини на гідростатичний тиск у центрі тяжіння змоченої площини стінки:

$$F = (p_0 + \rho gH)S, \quad (2.6)$$

де H — відстань від верхнього рівня рідини до центру тяжіння змоченої площини стінки, м.

2.7. Гідростатичні машини

На основному рівнянні гідростатики заснована робота гідравлічних пресів, що використовуються в промисловості для пресування й брикетування різних матеріалів (рис. 2.6, 2.7).

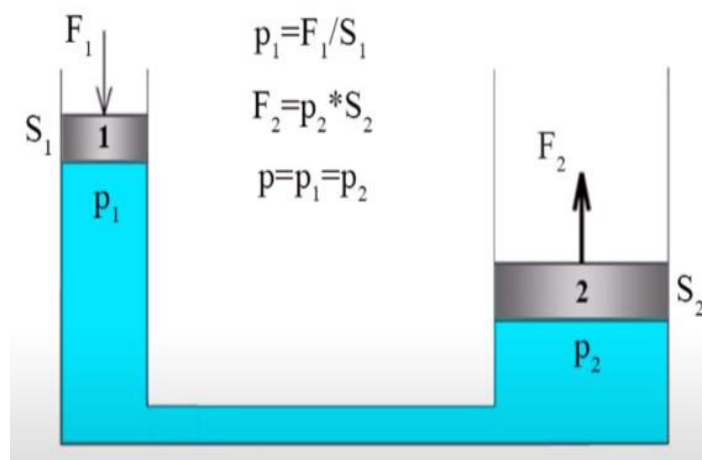


Рис. 2.6. Схема гідравлічного преса

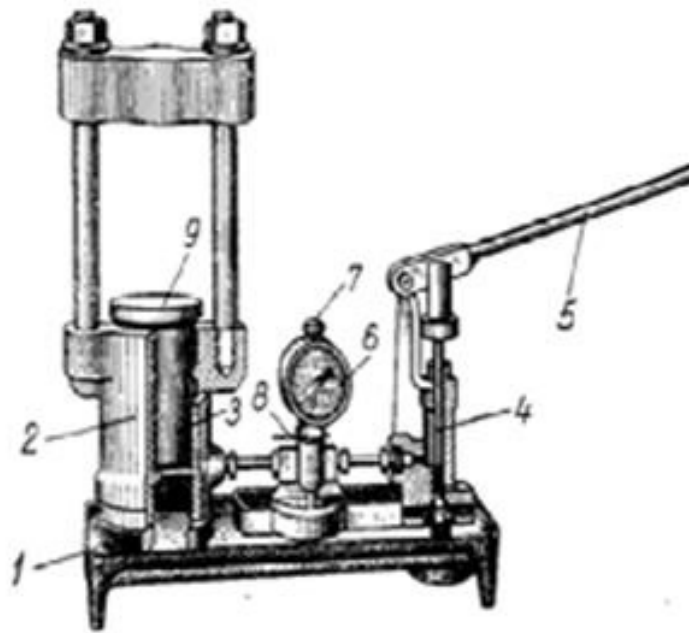


Рис. 2.7. Загальний вигляд гідравлічного преса:

1 — основа преса; 2 — великий циліндр; 3 — великий поршень; 4 — поршень маленького циліндра; 5 — рукоятка; 6 — манометр; 7 — гвинт запобіжного клапана; 8 — вентиль для зливу масла з великого циліндра в бак; 9 — плита

Докладання відносно невеликих зусиль до поршня 1, що рухається в циліндрі меншого діаметра d_1 , приводить до створення тиску p на цей поршень і, за законом Паскаля, до створення також тиску на поршень 2 у циліндрі більшого діаметра d_2 . Сила на поршень 1 буде складати:

$$F_1 = P \frac{\pi d_1^2}{4}, \quad (2.7)$$

а сила на поршень 2:

$$F_2 = P \frac{\pi d_2^2}{4}. \quad (2.8)$$

Як результат, на поршень 2 у циліндрі більшого діаметра буде діяти сила тиску в стільки разів більша, в скільки разів більший переріз циліндра 2 порівняно з перерізом циліндра 1.

Лекція 3

ГІДРОДИНАМІКА

- 3.1. Основні характеристики руху рідини.
- 3.2. Гідрравлічний радіус і еквівалентний діаметр.
- 3.3. Сталі й несталі потоки.
- 3.4. Режими руху рідини.
- 3.5. Рівняння Бернуллі та його практичне застосування.
- 3.6. Вимірювання швидкості і витрати рідини.
- 3.7. Витікання рідин з ємностей.

3.1. Основні характеристики руху рідини

Закони руху рідких середовищ у каналах різного поперечного перерізу і пористих середовищах вивчає гідродинаміка, яка застосовує основні закони та методи механіки і, з урахуванням властивостей рідких середовищ, знаходить рішення, які дозволяють визначити швидкість, тиск та дотичні напруження у будь-якій точці рідини. Існує внутрішнє та зовнішнє завдання гідродинаміки. *Внутрішнє завдання* пов'язане з аналізом руху рідини в каналах, *зовнішнє* — завдання вивчає закономірності обтікання тіл рідиною.

Рушійною силою під час переміщення рідини є різниця тиску, яка створюється за допомогою насосів або компресорів або виникає як наслідок різниці рівнів або густини рідини. Закони гідродинаміки дозволяють визначити різницю тисків, необхідну для переміщення певною кількістю рідини з певною швидкістю, або вирішити зворотнє завдання.

Кількість рідини, визначена в одиницях об'єму, яка перетинає переріз каналу в одиницю часу, має назву *об'ємної витрати* (V) та вимірюється у $\text{м}^3/\text{с}$.

Кількість рідини, визначена в одиницях маси, має назву *масової витрати* (G), або *масової швидкості*:

$$G = V \cdot \rho. \quad (3.1)$$

Враховуючи, що лінійна швидкість рідини (w) не однакова за перерізом змінюється від мінімального значення біля стінок до максимуму вздовж осі каналу, для розрахунків використовують середню лінійну швидкість, яку визначають як відношення об'ємної витрати (V) до площі перерізу (S):

$$w = V/S. \quad (3.2)$$

Відповідно, об'ємну швидкість можна також визначити як:

$$V = w \cdot S, \quad (3.3)$$

а масову швидкість за рівнянням:

$$G = w \cdot S \cdot \rho. \quad (3.4)$$

3.2. Гідравлічний радіус і еквівалентний діаметр

Гідравлічний радіус та **еквівалентний діаметр** — це основні розрахункові розміри. Якщо площа перерізу відрізняється від площі кола, як розрахунковий лінійний розмір використовують гідравлічний радіус (r_r) або еквівалентний діаметр ($d_{\text{екв}}$), які визначаються за відповідними формулами:

$$r_r = \frac{S}{\Pi}, \quad (3.5)$$

$$d_{\text{екв}} = \frac{4 \cdot S}{\Pi}, \quad (3.6)$$

де S — площа затопленого перерізу трубопроводу або каналу, м^2 ; Π — змочений периметр, м .

3.3. Сталі й несталі потоки

Сталий потік (потік, який установився) — це потік, параметри якого не змінюються у часі у будь-якій точці середовища. Такий рух характерний для безперервних процесів.

Несталий потік (потік, який не установився) — характеризується зміною параметрів середовища у часі і спостерігається у періодах зупинки та пуску апаратів.

3.4. Режим руху рідини

Наявність різних режимів руху рідини можна простежити, вводячи у потік барвник або інший індикатор. Уперше режими руху почав вивчати О. Рейнольдс у 1883 році (рис. 3.1).

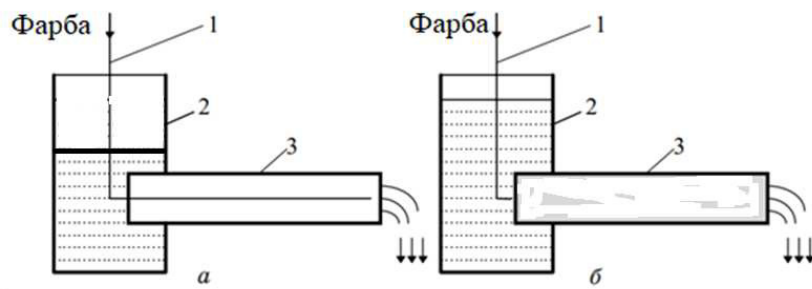


Рис. 3.1. Дослід Рейнольдса:
а) ламінарний режим; б) турбулентний режим

Досвід показав, що перехід від ламінарної течії до турбулентної відбувається тим легше, чим більше масова швидкість рідини та діаметр труби і чим менше в'язкість рідини. Рейнольдс установив, що зазначені величини можна об'єднати в безрозмірний комплекс, чисельне значення якого дозволить судити про режим руху.

Критерій Рейнольдса є мірою співвідношення між силами в'язкості та інерції в рухомому потоці:

$$Re = w d \rho / \mu, \quad (3.7)$$

де w — швидкість; d — діаметр труби, м; ρ — густина рідини; μ — динамічна в'язкість.

Перехід від одного режиму до іншого характеризується критичними значеннями критерію Рейнольдса Re :

ламінарний $Re \leq 2300$;

перехідний $2300 \leq Re \leq 10000$;

турбулентний $Re \geq 10000$.

Унаслідок дії між шарами рідини сил тертя шари рухаються з різними швидкостями. Співвідношення між середньою швидкістю в трубі і максимальною залежить від режиму руху й епюр розподілення швидкостей в об'ємі рідини (рис. 3.2):

за ламінарного потоку в трубі середня швидкість рідини дорівнює половині швидкості по осі труби:

$$w = 0,5 w_{max}. \quad (3.8)$$

за турбулентного потоку в трубі середня швидкість рідини значно більша:

$$w = (0,8 \div 0,9) w_{max}. \quad (3.9)$$

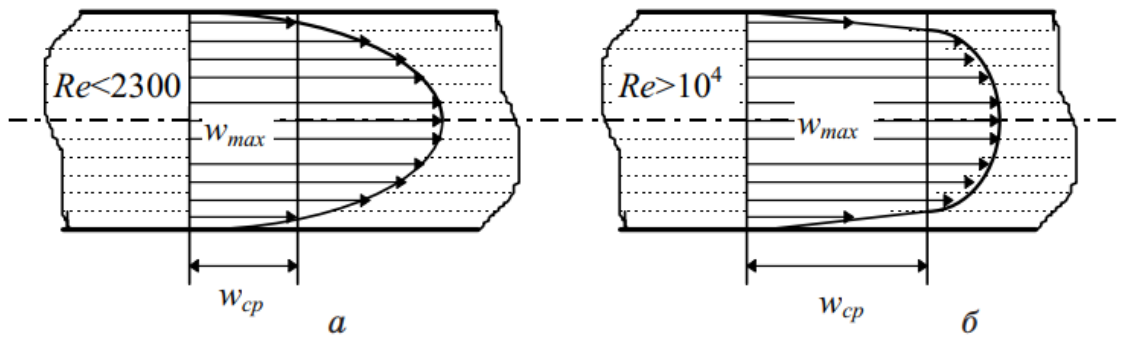


Рис. 3.2. Епюри розподілення швидкостей:
а) ламінарний рух; б) турбулентний рух

Дійсне (локальне) значення швидкості на визначеній відстані від осі трубопроводу для ламінарного режиму течії можна визначити за законом Стокса:

$$w_r = w_{max} \cdot \frac{R^2 - r^2}{R^2} = w_{max} \cdot \left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right), \quad (3.10)$$

де $w_{max} = 2 \cdot w$.

3.5. Рівняння Бернуллі та його практичне застосування

Розглянемо залежність між швидкостями в потоці рідини, для якого виконується умова нерозривності руху. Відокремимо всередині потоку елементарний об'єм (рис. 3.3):

$$dV = dx dy dz. \quad (3.11)$$

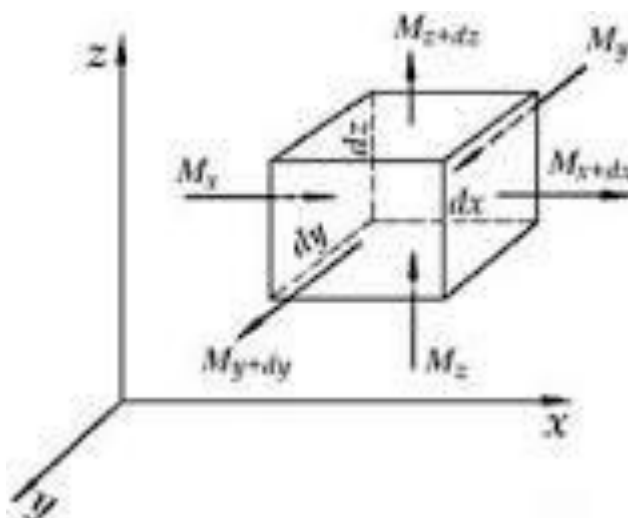


Рис. 3.3. До виводу диференційного рівняння нерозривності потоку

Складову швидкості потоку вздовж осі x позначимо w_x . Тоді крізь цю грань у паралелепіпед за весь час входить маса рідини:

$$M = \rho w_x dydzd\tau. \quad (3.12)$$

На протилежній грані і швидкість, і густина рідини можуть відрізнятися й будуть дорівнювати:

$$M_{x+dx} = \left(\rho w_x + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} dx \right) dydzd\tau \quad (3.13)$$

Приріст маси рідини по осі x :

$$\begin{aligned} dM_x = M_x - M_{x+dx} &= \rho w_x dydzd\tau - \left(\rho w_x + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} dx \right) dydzd\tau = \\ &= - \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} dx dydzd\tau. \end{aligned} \quad (3.14)$$

Відповідно, приріст маси рідини за іншими осями буде аналогічним:

$$M_y = - \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} dx dydzd\tau, \quad (3.15)$$

$$M_z = - \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} dx dydzd\tau. \quad (3.16)$$

Загальне накопичення маси рідини в паралелепіпеді за одиницю часу дорівнює сумі її збільшень уздовж усіх осей координат:

$$dM = - \left(\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} \right) dx dydzd\tau. \quad (3.17)$$

З іншого боку, зміна маси в повністю заповненому рідиною об'ємі паралелепіпеда можлива тільки внаслідок зміни густини рідини в цьому об'ємі:

$$dM = \frac{\partial \rho}{\partial \tau} dx dydzd\tau. \quad (3.18)$$

Прирівнюючи обидві частини, отримуємо диференціальне рівняння нерозривності потоку для несталої руху стислої рідини:

$$- \left(\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} \right) dx dydzd\tau = \frac{\partial \rho}{\partial \tau} dx dydzd\tau \quad (3.19)$$

або в такій формі

$$0 = \frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z}. \quad (3.20)$$

Для сталого потоку густина не буде змінюватись у часі і рівняння набуває вигляду:

$$0 = \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z}. \quad (3.21)$$

Для крапельних рідин, які практично не стискаються, а також для газів в умовах ізотермічного потоку за швидкостей, значно менших швидкості звуку, густина є сталою величиною, внаслідок чого рівняння набуває вигляду:

$$0 = \frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} \quad (3.22)$$

і має назву *диференційного рівняння нерозривності потоку для сталого руху рідини, що не стискається*.

Після інтегрування рівняння за умови сталої площі перерізу трубопроводу отримаємо залежність:

$$\rho w = \text{const}. \quad (3.23)$$

Інтегральна форма рівняння має назву *рівняння сталості витрати*, відповідно до якого за сталого руху потоку рідини, що повністю заповнює трубопровід, в одиницю часу крізь кожний переріз проходить однакова кількість рідини.

Для змінного перерізу:

$$G_1 = G_2 = \text{const} \quad (3.24)$$

або

$$w_1 \cdot S_1 \cdot \rho_1 = w_2 \cdot S_2 \cdot \rho_2. \quad (3.25)$$

Для крапельних рідин ($\rho_1 = \rho_2$) швидкість крапельної рідини у різних перерізах трубопроводу зворотно пропорційна площам цих перерізів (рис. 3.4):

$$w_1 \cdot S_1 = w_2 \cdot S_2. \quad (3.26)$$

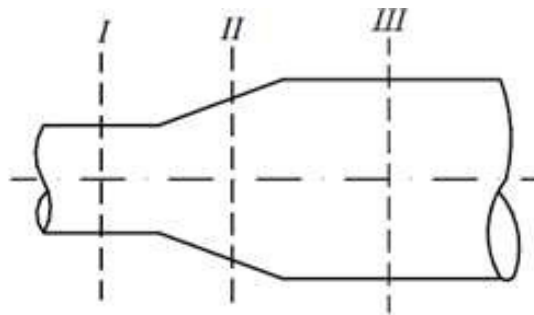


Рис. 3.4. До отримання рівняння нерозривності потоку

Далі розглянемо потік ідеальної рідини, що рухається без сил тертя (рис. 3.5). Також відокремимо всередині потоку елементарний об'єм: $dV = dxdydz$.

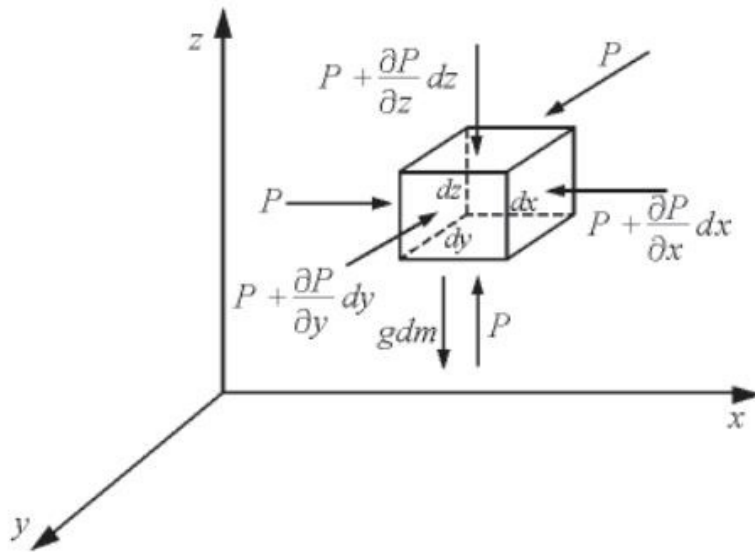


Рис. 3.5. До отримання диференційного рівняння руху Ейлера

Раніше були показані проєкції сил тяжіння і тиску, що діють на паралелепіпед:

$$\begin{aligned} & -\frac{\partial p}{\partial x} dxdydz, \\ & -\frac{\partial p}{\partial y} dxdydz, \\ & \left(-\rho g + \frac{\partial p}{\partial z}\right) dxdydz. \end{aligned}$$

Згідно з основним принципом динаміки сума проєкцій сил, що діють на рухомий елементарний об'єм рідини, дорівнює добутку маси рідини на її прискорення.

Маса рідини в об'ємі паралелепіпеда:

$$dM = \rho dxdydz.$$

Проекції прискорення на осі координат: $\frac{dw_x}{d\tau}$; $\frac{dw_y}{d\tau}$; $\frac{dw_z}{d\tau}$.

Відповідно до принципу динаміки:

$$\begin{aligned} \rho dxdydz \frac{dw_x}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial x} dxdydz \\ \rho dxdydz \frac{dw_y}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial y} dxdydz \\ \rho dxdydz \frac{dw_z}{d\tau} &= \left(-\rho g - \frac{\partial p}{\partial z}\right) dxdydz \end{aligned}$$

Після скорочення отримуємо систему рівнянь:

$$\begin{aligned}\rho \frac{dw_x}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial x} \\ \rho \frac{dw_y}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial y} \\ \rho \frac{dw_z}{d\tau} &= \left(-\rho g - \frac{\partial p}{\partial z}\right),\end{aligned}$$

де

$$\begin{aligned}\frac{\partial w_x}{\partial \tau} &= \frac{\partial w_x}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_x}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_x}{\partial z} w_z \\ \frac{\partial w_y}{\partial \tau} &= \frac{\partial w_y}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_y}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_y}{\partial z} w_z \\ \frac{\partial w_z}{\partial \tau} &= \frac{\partial w_z}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_z}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_z}{\partial z} w_z,\end{aligned}$$

яка має назву *диференційні рівняння руху ідеальної рідини Ейлера для сталого потоку*.

Для несталого потоку швидкість рідини буде змінюватись не тільки у разі переміщення у середовищі, але й у часі:

$$\begin{aligned}\frac{dw_x}{d\tau} &= \frac{\partial w_x}{\partial \tau} + \frac{\partial w_x}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_x}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_x}{\partial z} w_z \\ \frac{dw_y}{d\tau} &= \frac{\partial w_y}{\partial \tau} + \frac{\partial w_y}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_y}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_y}{\partial z} w_z \\ \frac{dw_z}{d\tau} &= \frac{\partial w_z}{\partial \tau} + \frac{\partial w_z}{\partial x} w_x + \frac{\partial w_z}{\partial y} w_y + \frac{\partial w_z}{\partial z} w_z\end{aligned}$$

Рух в'язкої крапельної рідини описують рівняння Нав'є-Стокса, розв'язання яких можливе лише за наявності спрощувальних допущень або перетворення цих рівнянь методами теорії подібності.

Рішення рівнянь руху Ейлера для сталого потоку дає одне з найбільш важливих і широко використовуваних рівнянь гідродинаміки — **рівняння Бернуллі**. Це основне рівняння гідродинаміки, яке дозволяє розраховувати трубопроводи та обладнання, що застосовується для переміщення рідини (насосів, компресорів тощо).

Рівняння Бернуллі для ідеальної рідини:

$$z + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} = const. \quad (3.27)$$

Для всіх перерізів сталого потоку ідеальної рідини величина гідродинамічного напору залишається сталою (рис. 3.6).

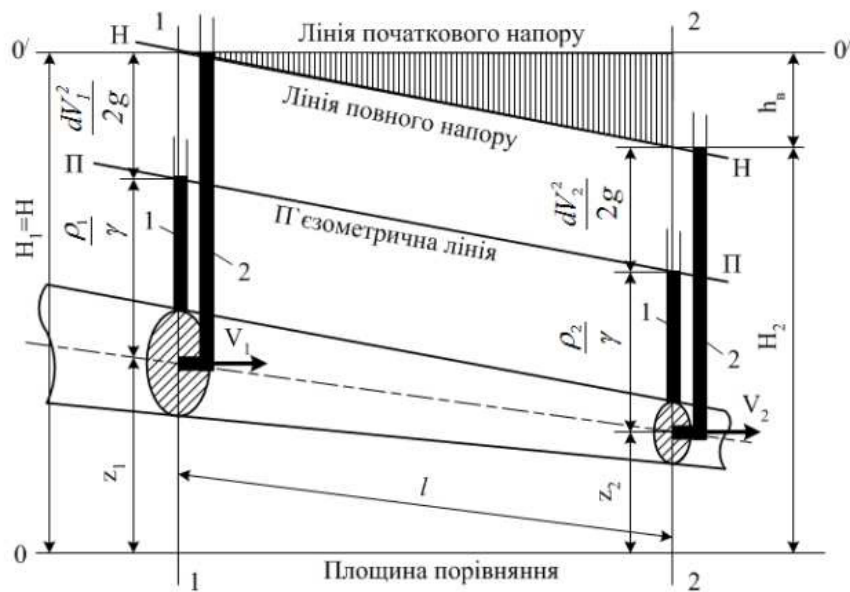


Рис. 3.6. До рівняння Бернуллі для ідеальної рідини

Рівняння Бернуллі для реальної рідини:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + \Delta h, \quad (3.28)$$

де Δh — питома енергія, що витрачається на подолання гідравлічного опору під час руху реальної рідини.

Рівняння Бернуллі можна застосувати для:

- ✓ вимірювання швидкості і витрати рідини;
- ✓ визначення часу витікання рідини з резервуарів;
- ✓ визначення напору насоса.

3.6. Вимірювання швидкості і витрати рідини

Принцип роботи *пневмометричних трубок* пояснюється рисунком 3.7.

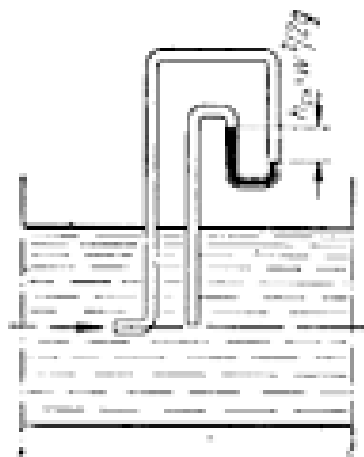


Рис. 3.7. Вимірювання швидкості рідини пневмометричною трубкою

Різниця рівнів у трубках показує величину *швидкісного напору*. Різницю рівнів робочої рідини в трубках вимірюють за допомогою *диференційного манометра*. За результатами вимірювання визначають максимальну швидкість вздовж осі трубопроводу.

Виходячи з умови, що тиск у точках манометра на площині порівняння і ліворуч, і праворуч однакові, запишемо:

$$p_1 + \rho_m g h = p_2 + \rho g h \quad (3.29)$$

або

$$\Delta p = (\rho_m - \rho) g h.$$

Різницю тиску забезпечує швидкісний напір: $\frac{w^2}{2g}$ у метрах робочої рідини або $\frac{w^2 \cdot \rho}{2}$ у Па, тому:

$$\frac{w_{max}^2 \cdot \rho}{2} = (\rho_m - \rho) g h, \quad (3.30)$$

Звідки

$$w_{max} = \sqrt{\frac{2(\rho_m - \rho) g h}{\rho}}. \quad (3.31)$$

Більше розповсюджено визначення швидкості і витрати рідини за допомогою *дросельних приладів*, принцип роботи яких заснований на вимірюванні перепаду тиску за умови зміни перерізу трубопроводу. Прилад здійснює штучне звуження перерізу потоку, внаслідок чого у вузькій частині трубопроводу кінетична енергія потоку збільшується, а потенційна енергія тиску зменшується. Перепад тиску між перерізом до звуження і у самому звуженні вимірюється диференціальним манометром, за показанням якого обчислюється зміна швидкості у перерізах.

До дросельних приладів належать: мірні діафрагми, мірні сопла, труба Вентурі.

Мірна діафрагма являє собою тонкий диск з отвором круглого перерізу, центр якого розміщується по осі труби (рис. 3.8).

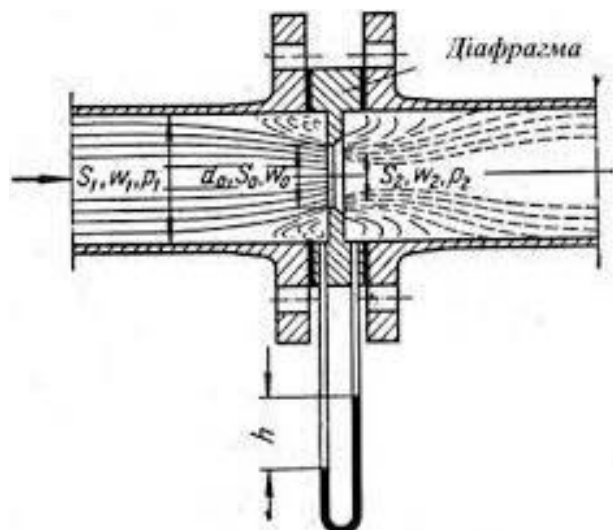


Рис. 3.8. Мірна діафрагма

Мірне сопло є насадкою, що має плавний округлений вхід і циліндричний вихід (рис. 3.9).

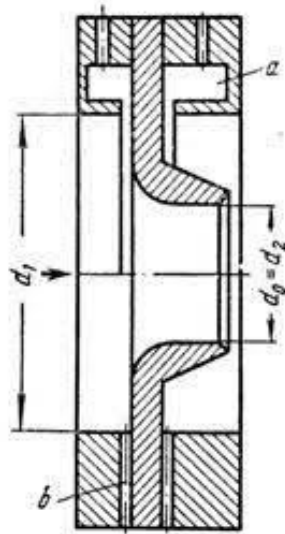


Рис. 3.9. Мірне сопло

Дифманометр приєднують до трубопроводу за допомогою кільцевих камер a , з'єднаних із внутрішнім простором трубопроводу отворами, розташовуваними по колу або каналами b .

Труба Вентурі — поступово звужувальний переріз з подальшим розширенням до вихідного розміру (рис. 3.10). Така форма приладу дозволяє зменшити втрату тиску. Водночас довжина його більша за довжину інших приладів.

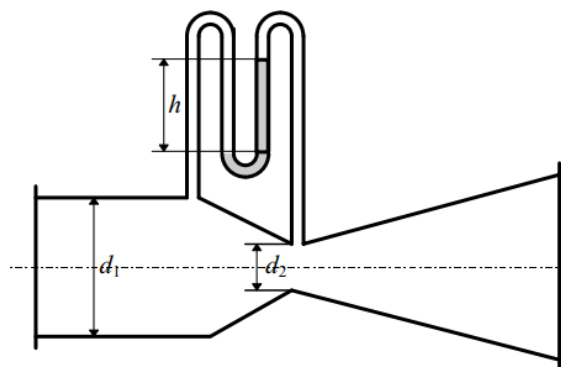


Рис. 3.10. Труба Вентурі

У трубі Вентурі й у мірному соплі площа перерізу стислого струменя (S_2) дорівнює площі перерізу самого отвору (S_0). У діафрагмі спостерігається ситуація: $S_2 < S_0$.

Для визначення середньої швидкості і витрати рідини у трубопроводі запишемо для двох перерізів, перепад тиску між якими вимірюється диференціальним манометром, рівняння Бернуллі:

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}, \quad (3.32)$$

звідки можна отримати вигляд:

$$h = \frac{p_1 - p_2}{\rho g} = \frac{w_2^2}{2g} - \frac{w_1^2}{2g}, \quad (3.33)$$

де h — різниця тиску, що вимірюється диференціальним манометром, м стовпчика робочої рідини.

Після запису швидкості w_1 з використанням рівняння нерозривності потоку у вигляді:

$$w_1 = w_2 \frac{S_2}{S_1} = w_2 \frac{d_2^2}{d_1^2} \quad (3.34)$$

і підставляння отриманого виразу у формулу, що визначає різницю швидкісних напорів:

$$h = \frac{w_2^2}{2g} - \frac{w_1^2}{2g} \quad (3.35)$$

отримуємо рівняння для розрахунку w_2 :

$$w_2 = \sqrt{\frac{2gh}{1 - \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^4}}. \quad (3.36)$$

Об'ємна витрата рідини у перерізі отвору діафрагми буде дорівнювати:

$$V = \alpha \frac{\pi}{4} d_0^2 \sqrt{\frac{2gh}{1 - \left(\frac{d_2}{d_1}\right)^4}} \quad (3.37)$$

де α — поправний коефіцієнт ($\alpha < 1$), що враховує ситуацію, коли швидкість у перерізі отвору w_0 менша за швидкість w_2 унаслідок звуження струменю за діафрагмою ($S_2 < S_0$).

Коефіцієнт α має назву *коефіцієнт витрати дросельного приладу* і залежить від режиму руху рідини та співвідношення діаметра отвору *приладу* до діаметра

трубопроводу. Його значення з'ясовується дослідним шляхом. Якщо співвідношення $\frac{d_2}{d_1} = (3 \div 4)$, розраховують витрату рідини за спрощеною формулою:

$$V = \alpha \frac{\pi}{4} d_0^2 \sqrt{2gh}. \quad (3.38)$$

Середню швидкість визначають діленням витрати на площу перерізу трубопроводу.

3.7. Витікання рідин з ємностей

Визначимо витрату рідини у випадку, коли є витікання крізь круглий отвір у дні відкритої ємності за умови підтримки сталого рівня (рис. 3.11).

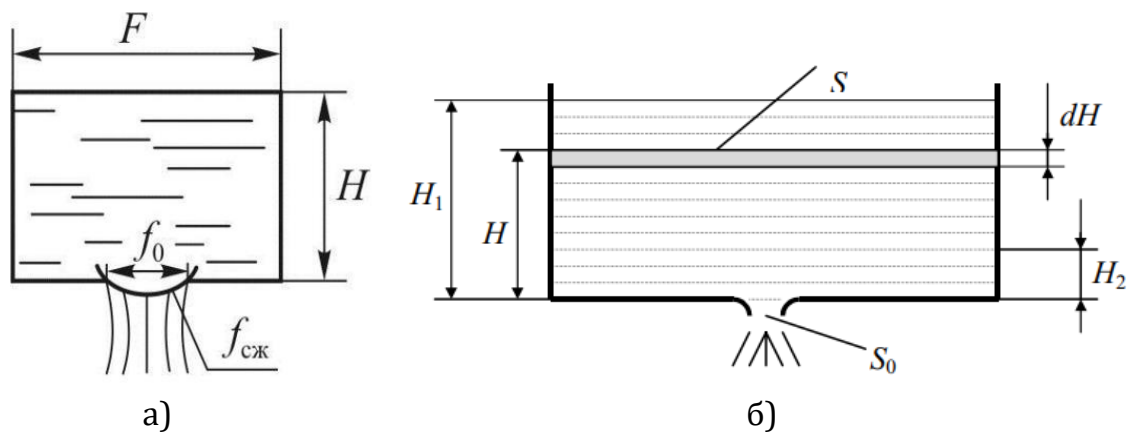


Рис. 3.11. Витікання рідини з посудини:
а) за сталого рівня; б) за змінного рівня

Запишемо рівняння Бернуллі відносно дна ємності як площини порівняння для двох перерізів: перший відповідає верхньому рівню рідини, другий проходить найвужчим місцем струменя на виході:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}. \quad (3.39)$$

Для відкритої посудини в умовах сталого рівня рідини приймемо, що $p_1 = p_2$, $w_1 = 0$, $(z_1 - z_2) \approx H$, і рівняння Бернуллі набере вигляду:

$$H = \frac{w_2^2}{2g},$$

звідки

$$w_2 = \sqrt{2gH} \quad (3.40)$$

Для реальної рідини частина напору втрачається на подолання гідравлічного опору, тому швидкість реальної рідини буде відрізнятися на коефіцієнт швидкості φ , за допомогою якого ці втрати враховуються:

$$w_2 = \varphi \sqrt{2gH}. \quad (3.41)$$

Якщо площа перерізу струменя в отворі S_0 більша за її найменший переріз S_2 і швидкість рідини в отворі має бути меншою, ніж швидкість w_2 струменя:

$$w_0 = \varepsilon w_2 = \varepsilon \varphi \sqrt{2gH} = \alpha \sqrt{2gH}, \quad (3.42)$$

де $\varepsilon = \frac{S_2}{S_0}$ – коефіцієнт стиснення струменя.

Коефіцієнт $\alpha = \varepsilon \varphi$ має назву *коефіцієнт витрати*. Його значення залежить від режиму руху рідини і геометричної форми отвору.

Об'ємна витрата рідини, що витікає крізь отвір у тонкому дні, залежить від висоти сталого рівня рідини над отвором, а також від розміру отвору, але не залежить від форми посудини:

$$V = \alpha S_0 \sqrt{2gH}. \quad (3.43)$$

У разі витікання рідини за змінного рівня рідини в ємності (нестационарний процес) за нескінченно малий проміжок часу буде витікати об'єм рідини, який можна визначити двома способами:

$$dV = -SdH = \alpha S_0 \sqrt{2gH} d\tau. \quad (3.44)$$

Після інтегрування отримуємо рівняння для розрахунку часу витікання рідини:

$$\tau = \frac{2S}{\alpha S_0 \sqrt{2g}} (\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2}). \quad (3.45)$$

Лекція 4

НАСОСИ

- 4.1. Класифікація насосів.
- 4.2. Основні параметри насосів.
- 4.3. Залежність основних параметрів насоса від частоти обертання.
- 4.4. Робота насоса на мережу.
- 4.5. Паралельна та послідовна схеми з'єднання насосів.

4.1. Класифікація насосів

Рідкі середовища переміщують у вертикальних і горизонтальних трубопроводах, які з'єднують окремі апарати та устатковини. Енергія, необхідна для переміщення рідини (забезпечення необхідної подачі й подолання гідравлічних опорів), постачається насосами. Широке використання насосів у різноманітних робочих умовах викликало до створення численних типів цих машин, що відрізняються як за принципом дії, так і за конструктивними особливостями.

За принципом дії розрізняють насоси: *лопатеві або відцентрові, об'ємні (поршневі), вихрові, осьові, струменеві*.

Лопатеві насоси — насоси, в яких тиск створюється відцентровою силою, що діє на рідину під час обертання лопатевих коліс (рис. 4.1).

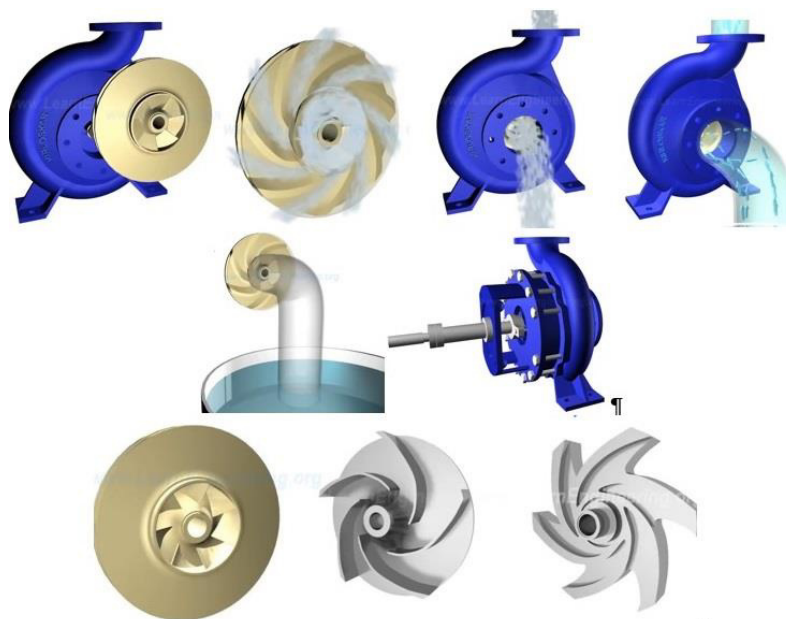


Рис. 4.1. Лопатевий насос (різні ракурси)

Об'ємні (поршневі) насоси — насоси, в яких різниця тисків виникає під час витіснення рідини із замкнутого простору тілами, що рухаються зворотно-поступово або обертово (рис. 4.2, 4.3).

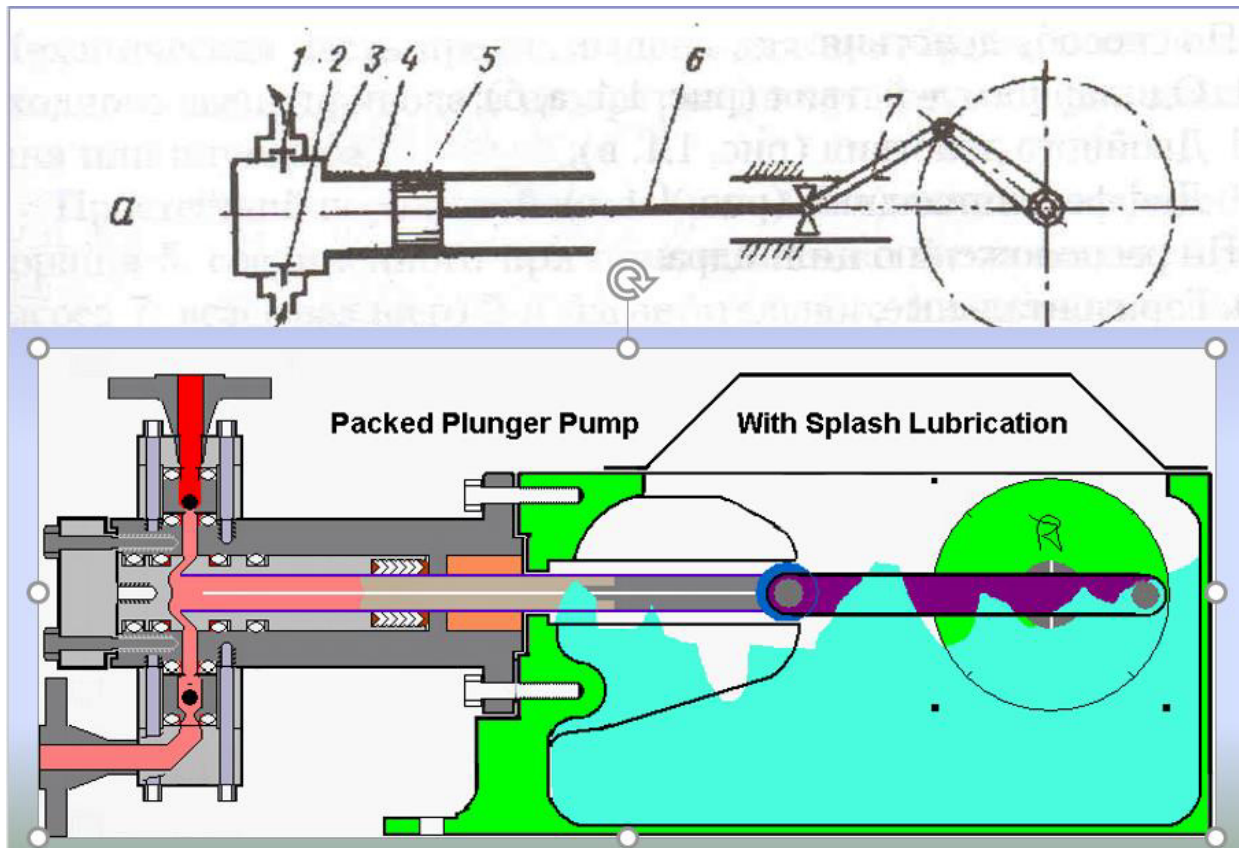


Рис. 4.2. Схема поршневого насоса простої дії



Рис. 4.3. Поршневий насос простої дії, загальний вигляд

Класифікація поршневих насосів

За способом дії поршневі насоси поділяють на:

- ✓ приводні (від ДВЗ);
- ✓ прямої дії (гідравлічним циліндром);
- ✓ ручні.

За *родом робочого органа*, що витісняє рідину, поршневі насоси бувають:

- ✓ поршневі;
- ✓ плунжерні;
- ✓ діафрагмові.

За *способом дії* поршневі насоси поділяються на:

- ✓ одинарної дії;
- ✓ подвійної дії;
- ✓ диференційні.

За *розташуванням циліндрів* поршневі насоси поділяються на:

- ✓ горизонтальні;
- ✓ вертикальні.

За *кількістю циліндрів* поршневі насоси поділяються на:

- ✓ одноциліндрові;
- ✓ двоциліндрові;
- ✓ трициліндрові;
- ✓ багатоциліндрові.

Вихрові насоси — в енергію тиску трансформується енергія вихорів, що утворюється в рідині під час обертання робочого колеса (рис. 4.4).

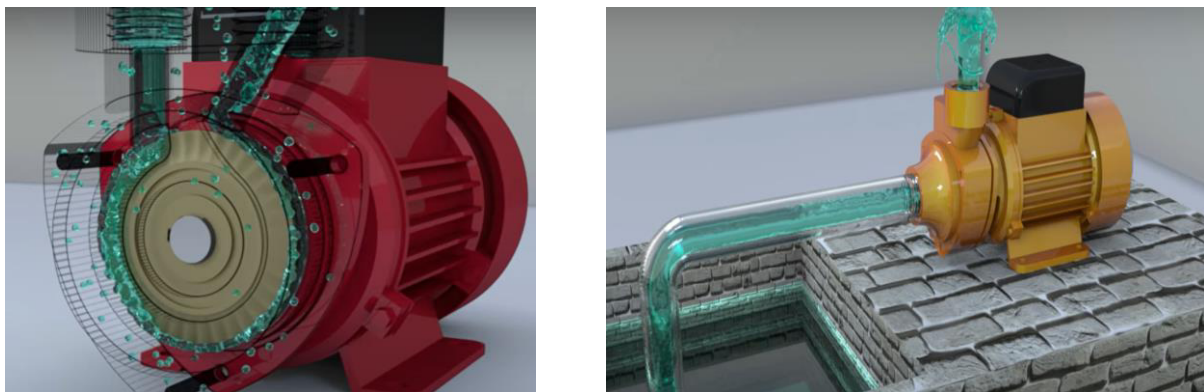


Рис. 4.4. Вихровий насос, загальний вигляд

Осьові насоси — насоси, дія яких заснована на переміщенні рідини, що виникає під час обертання в ній пристрою типу гребного гвинта (рис. 4.5).

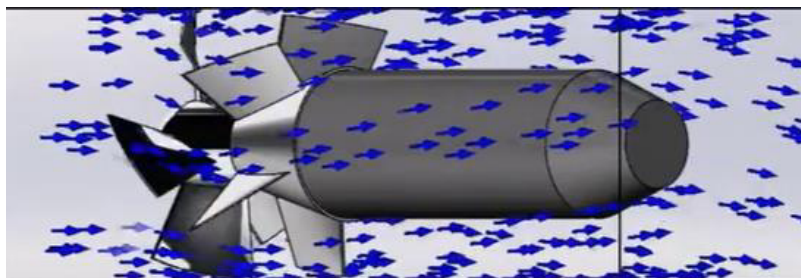


Рис. 4.5. Осьовий насос

Струменеві насоси — насоси, переміщення рідини у яких здійснюється струменем повітря, пари або води (рис. 4.6).

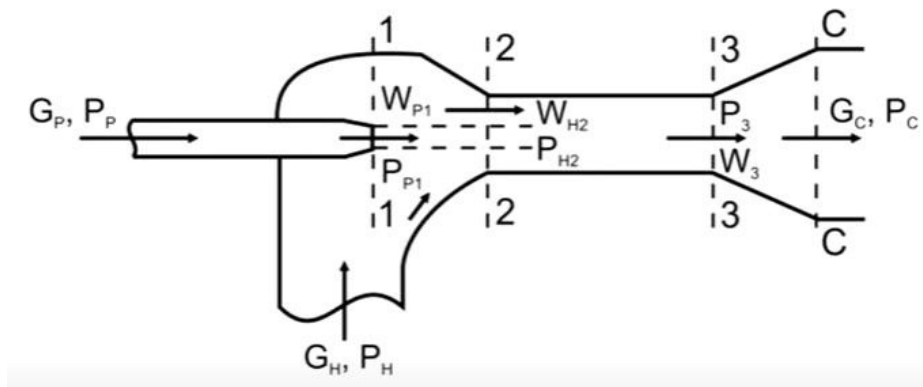


Рис. 4.6. Струменевий насос

4.2. Основні параметри насосів

Продуктивність, або **подача** (Q), визначається об'ємом рідини, що подається насосом у нагнітальний трубопровід в одиницю часу.

Напір характеризує питому енергію, яка передається одиниці ваги рідини. Повний напір насоса витрачається на підйом рідини на повну геометричну висоту, подолання різниці тисків у напірній та приймальній ємностях і гідравлічних опорів у всмоктувальному та нагнітальному трубопроводі (рис. 4.7).

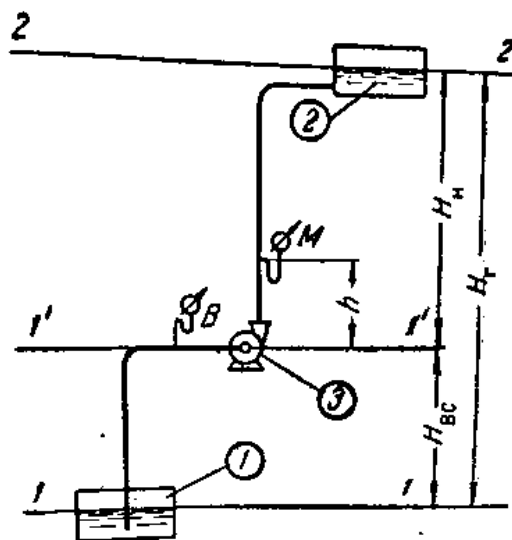


Рис. 4.7. Схема насосної устатковини: 1 — приймальна ємність; 2 — напірна ємність; 3 — насос; 4 — манометр; 5 — вакуумметр

Основні характеристики поршневих насосів

Подача поршневого насоса (Q), м³/с:

✓ простої дії:

$$Q = \lambda \frac{\pi d^2}{4} S n, \quad (4.1)$$

✓ подвійної дії:

$$Q = \lambda(2F - f) S n, \quad (4.2)$$

де S — хід поршня, м; n — число обертів, об/с; F — площа поперечного перерізу поршня, м²; f — площа штока, м²; λ — коефіцієнт подачі; d — діаметр.

Напір, розвинутий насосом, (H) м:

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_{\Gamma} + h_{\text{втр}}, \quad (4.3)$$

де p_1 і p_2 — відповідно тиск в апараті, з якого забирається рідина, і в апараті, в який вона подається, Н/м²; H_{Γ} — геометрична висота підйому рідини, м; $h_{\text{втр}}$ — втрата напору, м;

Потужність, затрачена на перекачуванні рідини, (N) кВт:

$$N = \frac{Q \rho g H}{1000 \eta_{\text{дв}}}, \quad (4.4)$$

де Q — подача насоса, м³/с; ρ — густина рідини, кг/м³; H — напір насоса, м; $\eta_{\text{дв}}$ — коефіцієнт корисної дії (ККД) двигуна.

Характеристики відцентрових насосів

Потужність, яка витрачається на перекачування рідини відцентровим насосом, визначається так само, як для поршневих насосів.

Аналітичний розрахунок продуктивності і напору відцентрових насосів утруднений у зв'язку з необхідністю урахування великої кількості факторів. На практиці користуються аналітичними чи графічними залежностями між напором (H), потужністю (N), коефіцієнтом корисної дії (η) та продуктивністю насоса (Q). Характеристики визначаються дослідним шляхом: вимірюється подача насоса, за показаннями приладів (манометра та вакуумметра) обчислюється новий напір.

Коефіцієнт корисної дії обчислюється за формулою:

$$\eta = \frac{Q \rho g H}{N_0 \eta_0}, \quad (4.5)$$

де N_0 — потужність двигуна, кВт; η_0 — коефіцієнт корисної дії двигуна. За результатами дослідів складають відповідні графіки.

Характеристики відцентрових насосів розглядають разом з характеристиками трубопровідної мережі (враховують опір руху рідини в трубопроводі):

$$H = H_r + KQ^2, \quad (4.6)$$

де K — числовий коефіцієнт.

4.3. Залежність основних параметрів насоса від частоти обертання

Зміну подачі (Q_2), напору (H_2) і потужності (N_2) у разі зміненого числа обертів (n_2) можна розраховувати за законами пропорційності, якщо $n_2 \geq 2n_1$:

$$\begin{aligned} \frac{Q_1}{Q_2} &= \frac{n_1}{n_2}, \\ \frac{H_1}{H_2} &= \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2, \\ \frac{N_1}{N_2} &= \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3. \end{aligned} \quad (4.7)$$

У разі сполучення на графіку характеристики мережі і насоса перетинаються. Точка перетину цих характеристик є робочою точкою, що відповідає найбільшій продуктивності насоса, коли він працює на певну мережу. Якщо потрібна велика продуктивність, то необхідно або збільшити число обертів насоса, або замінити його іншим насосом з більшою продуктивністю.

4.4. Робота насоса на мережу

Під час вибору насоса необхідно враховувати характеристику мережі, тобто трубопроводу й апаратів, через які перекачується рідина.

Характеристика мережі є залежністю між витратою рідини і напором, що необхідний для переміщення рідини у мережі. Втрати напору пропорційні квадрату витрати рідини:

$$h_{\text{втр}} = kQ^2,$$

де k — коефіцієнт пропорційності.

Тоді характеристику мережі можна подати рівнянням:

$$H = H_r + kQ^2.$$

Суміщення характеристики мережі і насоса наведено на рис. 4.8. Точка А перетину цих характеристик називається *робочою точкою*. Ця точка відповідає найбільшій продуктивності насоса під час його роботи на певну мережу і має відповідати необхідній продуктивності та напору.

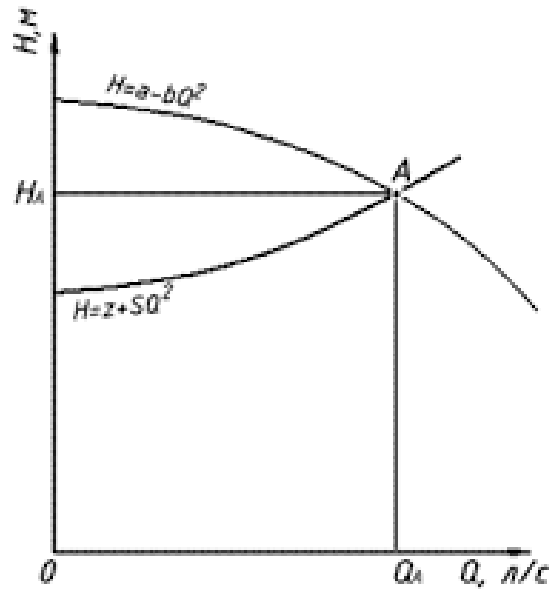


Рис. 4.8. Визначення робочої точки насоса

4.5. Паралельна та послідовна схеми з'єднання насосів

На практиці іноді використовують паралельне або послідовне з'єднання насосів.

У разі *паралельного з'єднання* робочу точку отримують додаванням абсцис характеристик кожного з насосів для певного напору (рис. 4.9).

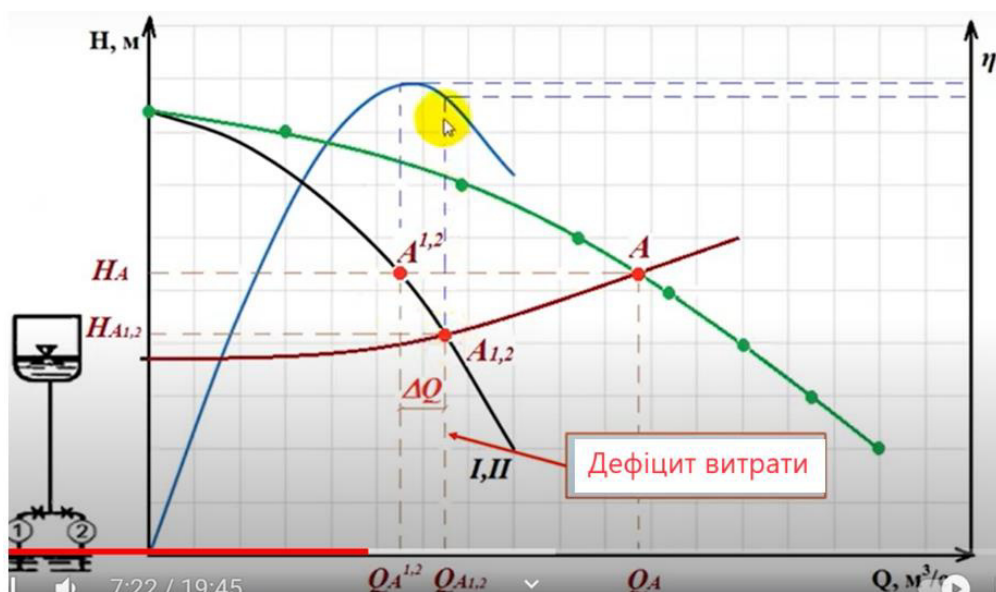


Рис. 4.9. Паралельне з'єднання насосів

Робоча точка буде відповідати більшій продуктивності, ніж для одного насоса, майже в два рази. Проте загальна продуктивність завжди буде менше суми продуктивностей окремих насосів. Збільшення напору не суттєве.

У разі *послідовного з'єднання* насосів загальну характеристику отримують додаванням напорів насосів для кожного значення продуктивності (рис. 4.10).

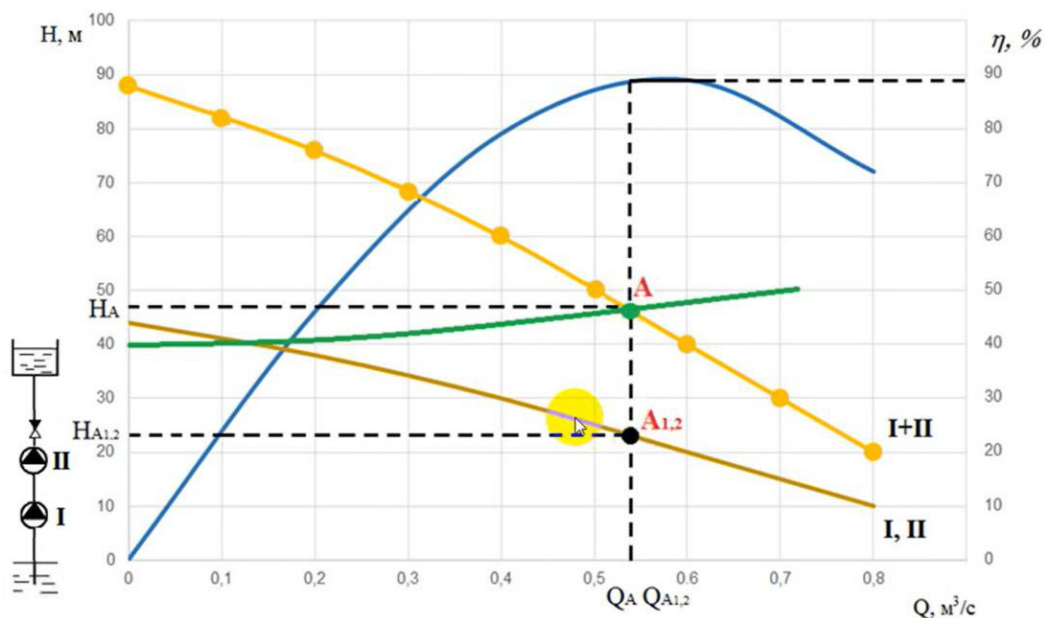


Рис. 4.10. Послідовне з'єднання насосів

За такого з'єднання суттєво збільшується напір, майже у два рази. Продуктивність практично не змінюється.

Лекція 5

ПЕРЕМІЩЕННЯ ТА СТИСКАННЯ ГАЗІВ (КОМПРЕСОРИ)

- 5.1. Класифікація компресорів.
- 5.2. Основні параметри компресорів.
- 5.3. Температурні режими стиснення. Співвідношення між параметрами стану газу для різних умов теплообміну. Визначення роботи стиснення газу.
- 5.4. Індикаторна діаграма, теоретичний об'ємний коефіцієнт корисної дії, коефіцієнт подачі, межа стиснення.
- 5.5. Багатоступеневе стиснення. Робота і потужність багатоступеневих компресорів.

5.1. Класифікація компресорів

Машини, призначені для переміщення і стиснення газів, називають **компресорними**.

Компресори характеризуються *ступенем стиснення*, тобто відношенням кінцевого тиску, створюваного компресором до початкового, за якого відбувається усмоктування.

Залежно від величини **ступеня стиснення** (P_2/P_1) розрізняють такі типи компресорних машин:

- ✓ *вентилятори* (1,1);
- ✓ *газодувки* (1,1–3,0);
- ✓ *компресори* (3,0);
- ✓ *вакуум-насоси* — для викачування газів під тиском нижче атмосферного.

За **принципом дії** компресорні машини поділять на поршневі, ротаційні, відцентрові, осьові.

5.2. Основні параметри компресорів

Основними параметрами компресора є ступінь стиснення, продуктивність, потужність на валу. *Ступінь стиснення* розраховується як співвідношення кінцевого тиску p_2 , що створюється компресором, до початкового тиску p_1 , за якого

відбувається усмоктування газу. *Продуктивність* визначається об'ємом газу, приведений до умов усмоктування, який подається за одиницю часу в нагнітальний трубопровід. *Потужність*, що витрачається на стиснення газу компресором, визначається додатком продуктивності компресора (G , кг/с) і питомої роботи стиснення (l , Дж/кг).

5.3. Температурні режими стиснення. Співвідношення між параметрами стану газу для різних умов теплообміну. Визначення роботи стиснення газу

Стиснення реального газу супроводжується зміною його температури, об'єму і тиску. Співвідношення між цими параметрами за тиску не більше 10 ат характеризується рівнянням стану ідеального газу.

Кінцевий тиск газу під час стиснення залежить від умов теплообміну газу з довкіллям. Теоретично можливі два граничних випадки стиснення:

- 1) *ізотермічний процес* — усе тепло, що виділяється під час стиснення, повністю відводиться і температура газу під час стиснення залишається незмінною;
- 2) *адіабатичний процес* — теплообмін газу з навколишнім середовищем повністю відсутній і все тепло, що виділяється під час стиснення, витрачається на збільшення внутрішньої енергії газу, підвищуючи його температуру.

Насправді стиснення газу лише тією чи іншою мірою наближається до одного з цих теоретичних випадків. У разі стиснення газу поряд зі зміною його об'єму і тиску відбувається зміна температури й одночасно частина тепла, що виділяється, відводиться у навколишнє середовище. Такий процес стиснення називається *політропним*.

Ізотермічний процес відбувається за постійної температури ($dT = 0$ або $T = const$). Графічне зображення процесу — ізотерма.

Закон Бойля-Маріота стверджує, що добуток абсолютного тиску газу на його питомий об'єм в ізотермічному процесі є величиною постійною: $PV = const$.

Параметри стану в ізотермічному процесі зв'язані таким рівнянням:

$$\frac{p_1}{p_2} = \frac{v_2}{v_1}; \quad \frac{p_1}{p_2} = \frac{V_1}{V_2}. \quad (5.1)$$

Питома робота для 1 кг газу за $T = const$:

$$l = P_1 v_1 \ln \frac{v_2}{v_1}, \quad (5.2)$$

$$l = P_1 v_1 \ln \frac{P_1}{P_2}, \quad (5.3)$$

$$l = RT \ln \frac{v_2}{v_1}, \quad (5.4)$$

$$l = RT \ln \frac{P_1}{P_2}. \quad (5.5)$$

Робота для M кг газу за $T = \text{const}$:

$$L = P_1 V_1 \ln \frac{v_2}{v_1}, \quad (5.6)$$

$$L = P_1 V_1 \ln \frac{P_1}{P_2}. \quad (5.7)$$

В ізотермічному процесі зміни об'єму і кількість теплоти рівні між собою: $Q = L$. Зміна ентропії (Δs) за $T = \text{const}$ за умови, що теплоємність постійна, становить:

$$\Delta s = s_2 - s_1 = R \ln \frac{P_1}{P_2} = R \ln \frac{v_2}{v_1}. \quad (5.8)$$

Адіабатичний процес відбувається без підведення та відведення теплоти від газу, тобто за умови відсутності теплообміну з навколишнім середовищем ($dq = 0$ або $q = \text{const}$). Графічне зображення процесу – адіабата. Рівняння адіабати має вигляд:

$$P v^k = \text{const}, \quad (5.9)$$

де k — показник адіабати.

Параметри стану в адіабатичному процесі зв'язані такими рівняннями:

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^k, \quad (5.10)$$

$$\frac{v_2}{v_1} = \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{1}{k}}, \quad (5.11)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{k-1}, \quad (5.12)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}. \quad (5.13)$$

Кількість теплоти адіабатичного процесу дорівнює нулю.

Питома робота адіабатичного процесу для 1 кг газу за постійної теплоємності:

$$l = c_{vm}(t_2 - t_1) = u_2 - u_1. \quad (5.14)$$

Питома робота адіабатичного процесу для 1 кг газу за змінної теплоємності:

$$l = c_{vm}^{t_2} t_2 - c_{vm}^{t_1} t_1 = u_2 - u_1. \quad (5.15)$$

Питома робота адіабатичного процесу для 1 кг газу за $q = \text{const}$:

$$l = \frac{1}{k-1} (P_1 v_1 - P_2 v_2), \quad (5.16)$$

$$l = \frac{P_1 v_1}{k-1} \left(1 - \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{k-1} \right), \quad (5.17)$$

$$l = \frac{R}{k-1} (T_1 - T_2), \quad (5.18)$$

$$l = \frac{P_1 v_1}{k-1} \left(1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right). \quad (5.19)$$

Робота адіабатного процесу для M кг газу за $q = \text{const}$:

$$L = \frac{1}{k-1} (P_1 V_1 - P_2 V_2), \quad (5.20)$$

$$L = \frac{P_1 V_1}{k-1} \left(1 - \left(\frac{V_1}{V_2} \right)^{k-1} \right), \quad (5.21)$$

$$L = \frac{MR}{k-1} (T_1 - T_2) \quad (5.22)$$

$$L = \frac{P_1 V_1}{k-1} \left(1 - \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right). \quad (5.23)$$

Політропний процес — будь-який процес ідеального газу, в якому теплоємність є постійною величиною. Графічне зображення процесу — політропа. Рівняння адіабати має вигляд:

$$Pv^m = \text{const}, \quad (5.24)$$

де m — показник політропи.

Параметри стану в адіабатному процесі зв'язані такими рівняннями:

$$\frac{p_2}{p_1} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^m, \quad (5.25)$$

$$\frac{v_2}{v_1} = \left(\frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{1}{m}}, \quad (5.26)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{v_1}{v_2} \right)^{m-1}, \quad (5.27)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}}. \quad (5.28)$$

Показник політропи дорівнює:

$$m = \frac{c_n - c_p}{c_n - c_v}, \quad (5.29)$$

де c_n — теплоємність у політропному процесі.

З виразу (5.29) можна отримати рівняння для теплоємності політропного процесу:

$$c_n = c_v \frac{m-k}{m-1}. \quad (5.30)$$

Теоретична потужність, що витрачається на стиснення газу компресором, визначається за формулою:

$$N_T = V\rho l, \quad (5.31)$$

де V — об'ємна продуктивність компресора, $\text{м}^3/\text{с}$; ρ — густина газу; l — питома робота стиснення, Дж.

Для оцінювання ефективності компресора використовують відносний термодинамічний ККД, який порівнює конкретний компресор з найбільш економічною машиною того самого класу (ізотермічний ККД, адіабатичний ККД, політропний ККД).

5.4. Індикаторна діаграма, теоретичний об'ємний коефіцієнт корисної дії, коефіцієнт подачі, межа стиснення

Поршневі компресори. Для контролю за роботою поршневих компресорів використовують *індикаторну діаграму* (рис. 5.1), яка показує залежність між тиском і об'ємом газу, що всмоктується за один подвійний хід поршня (один оборот вала).

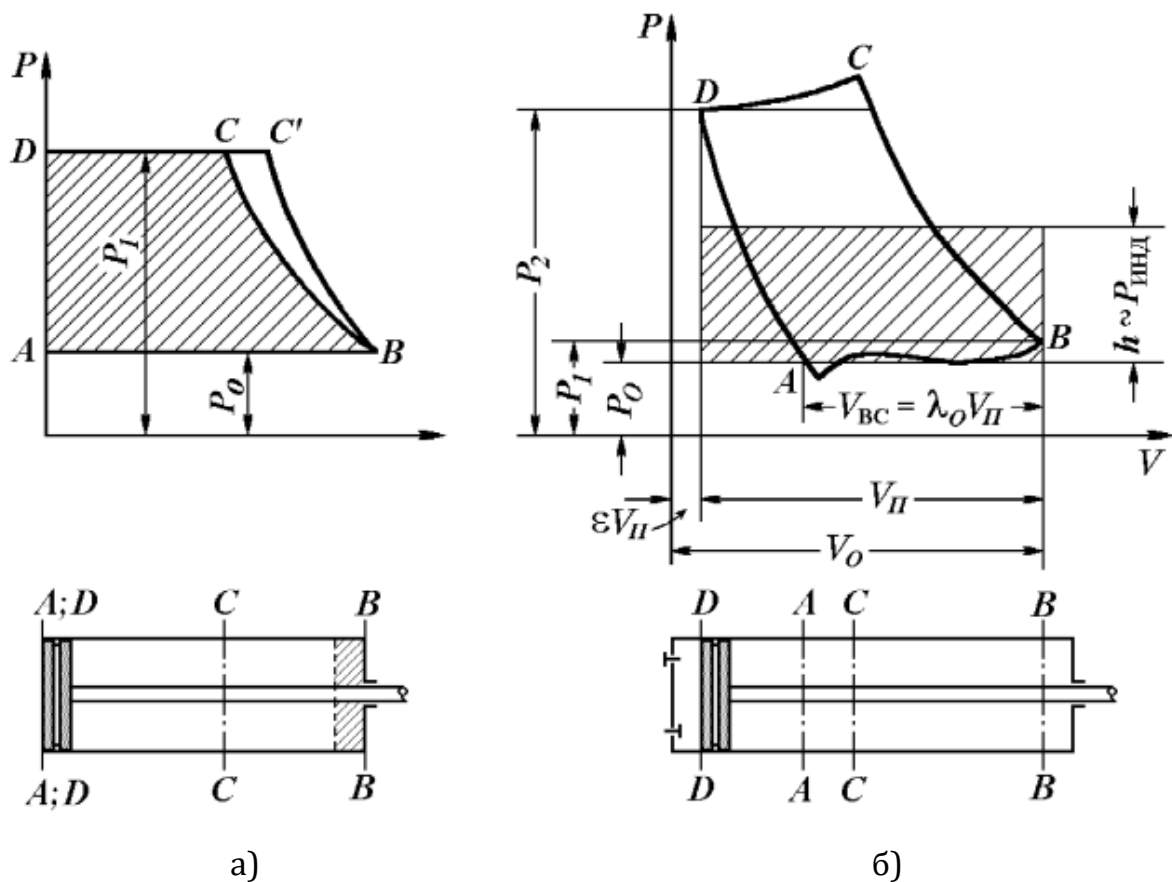


Рис. 5.1. Індикаторна діаграма одноступеневого поршневого компресора:
а) ідеальний компресор; б) реальний компресор

У реальному компресорі поршень ніколи не підходить щільно до кришки циліндра. Простір між кришкою циліндра і поршнем у крайньому стані називається *шкідливим*, або *мертвим*. Об'єм шкідливого простору виражають у частках робочого об'єму циліндра. Цей простір зменшує продуктивність компресора.

Продуктивність поршневих компресорів визначається об'ємом газу, який подається в одиницю часу у нагнітальний трубопровід і приведений до вихідних умов стиснення. Теоретична продуктивність дорівнює об'єму, який описує поршень, і може бути розрахована аналогічно до поршневих насосів.

Справжня продуктивність визначається з урахуванням коефіцієнта подачі λ_v :

$$V = \lambda_v Q_T = \lambda_v V_{\pi}. \quad (5.32)$$

Коефіцієнт подачі обчислюється за формулою:

$$\lambda_v = \lambda_0 (1,01 - 1,02 \frac{P_2}{P_1}), \quad (5.33)$$

де λ_0 — об'ємний коефіцієнт:

$$\lambda_0 = 1 - \varepsilon \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{1/m} - 1 \right). \quad (5.34)$$

Межа стиснення компресора визначається, якщо $\lambda_0 = 0$. У разі досягнення межі стиснення газ, який перебуває у шкідливому просторі, розширюється і займає весь об'єм циліндра, внаслідок чого зупиняється усмоктування газу і продуктивність компресора падає до 0.

5.5. Багатоступеневе стиснення. Робота і потужність багатоступеневих компресорів

Для отримання високого тиску використовують багатоступеневе стиснення газу. Газ послідовно проходить низку ступенів, поступово стискаючись до кінцевого тиску. Між ступенями передбачено проміжне охолодження. Об'єми циліндрів поступово зменшуються від першого до останнього ступеня. Число ступенів (n) багатоступеневого стиснення визначається з рівняння:

$$\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^n = \frac{P_k}{P_1}, \quad (5.35)$$

де $\frac{P_2}{P_1}$ — ступінь стиснення на кожній стадії.

Лекція 6

РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ

- 6.1. Класифікація неоднорідних систем.
- 6.2. Методи розділення неоднорідних систем.
- 6.3. Матеріальний баланс процесу розділення неоднорідних систем.

6.1. Класифікація неоднорідних систем

У хіміко-фармацевтичних виробництвах за багатьма процесами утворюються неоднорідні суміші, які далі підлягають поділу (кристалізація, сушіння, фільтрація, осадження). Часто зустрічається завдання протилежного характеру: з речовин, що перебувають у різних агрегатних станах, необхідно одержати суміш (перемішування). Вирішення як першого, так і другого завдання належить до сфери гідромеханічних процесів. У гідромеханічних процесах застосовуються неоднорідні системи, які складаються щонайменше з двох фаз:

- а) внутрішньої, або дисперсної, фази, що перебуває в тонкоподрібненому стані;
- б) зовнішньої фази, або дисперсійного середовища, що оточує частинки внутрішньої дисперсної фази.

Розрізняють системи:

1. Газ — тверде тіло:

- а) пил, діаметр частинок — 5–50 мкм;
- б) дим, діаметр частинок — 0,3–0,5 мкм.

2. Газ — рідина:

- а) туман, діаметр частинок — 0,3–3 мкм;
- б) піна.

3. Рідина — тверде тіло:

- а) грубі суспензії, діаметр частинок > 100 мкм;
- б) тонкі суспензії, діаметр частинок — 100–0,1 мкм;
- в) колоїдні розчини, діаметр частинок $< 0,1$ мкм.

4. Рідина — рідина:

- а) емульсії.

Класифікація неоднорідних систем:

- 1) поділ газових неоднорідних систем;
- 2) поділ рідких неоднорідних систем;
- 3) псевдорозрідження;
- 4) перемішування.

У всіх гідромеханічних процесах має місце рух частинок у газовому або рідкому середовищі. Вивчення закономірностей цього руху є важливим завданням гідродинаміки.

6.2. Методи розділення неоднорідних систем

Методи розділення неоднорідних систем класифікують залежно від розмірів частинок дисперсної фази, різниці густин дисперсної фази і дисперсійного середовища, в'язкості тощо. Розділення неоднорідних систем може відбуватися під дією різних сил: тяжіння, відцентрових, електричних і тиску.

Використовують такі основні **методи розділення**: осадження, фільтрування, центрифугування, мембранні.

Осадження — процес розділення, за якого завислі в рідині або газі тверді або рідинні частинки дисперсної фази відділяють від суцільної фази під дією сили тяжіння, відцентрової або електростатичної сили. Осадження під дією сили тяжіння називають відстоюванням.

Фільтрування — процес розділення за допомогою пористої перегородки, здатної пропускати рідину або газ і затримувати завислі в середовищі тверді частинки. Фільтрування відбувається під дією сил тиску і використовується для більш тонкого, ніж у разі осадження, розділення суспензій і пилу.

Центрифугування — процес розділення суспензій і емульсій під дією відцентрової сили.

Мембранні методи розділення рідинних і газових систем полягають у фільтруванні розчинів під тиском крізь напівпроникну мембрану, яка пропускає розчинник і затримує молекули розчинених речовин.

Поділ газових неоднорідних систем

Класифікацію методів і апаратури для поділу газових неоднорідних систем наведено в табл. 6.1.

Таблиця 6.1

Класифікація методів і апаратури для поділу газових неоднорідних систем

Метод	Апаратура
1	2
1. <i>Гравітаційний</i> — осадження частинок під дією сили ваги	Пилоосаджувальна камера
2. <i>Інерційний</i> — осадження частинок під дією інерційних і відцентрових сил	1. Інерційні пиловловлювачі 2. Циклони 3. Ротаційні пиловловлювачі
3. <i>Фільтрування</i> — пропущення потоку газу через пористу перегородку, здатну затримувати частинки пилу	1. Рукавні (тканинні) фільтри 2. Керамічні фільтри 3. Масляні фільтри тощо

1	2
4. <i>Мокре очищення</i> — уловлювання пилу шляхом зіткнення його з краплями або з вільною поверхнею рідини	1. Скрубери — порожні й насадкові 2. Струминний скрубер Вентурі 3. Інжекційні скрубери 4. Дезінтегратори 5. Пінні апарати тощо
5. <i>Електроочищення</i> — уловлювання заряджених частинок в електричному полі	Електроосаджувачі (електрофільтри): а) трубчасті; б) пластинчасті
6. <i>Акустичний</i> — збільшення частинок пилу за допомогою звукових хвиль з подальшим уловлюванням	Акустичні пиловловлювачі
7. <i>Комбінований</i> — сполучення попередніх методів очищення в одному апараті	Комбіновані пиловловлювачі

Поділ рідких неоднорідних систем

До рідких неоднорідних систем належать:

- ✓ *рідина — тверде тіло (суспензії);*
- ✓ *рідина — рідина (емульсії).*

Для поділу, по суті, застосовуються два методи: осадження і фільтрування.

Однак специфіка процесів і апаратури дозволяє представити чотири методи, які зведені в табл. 6.2.

Таблиця 6.2

Класифікація методів і апаратури для розділення рідких неоднорідних систем

Метод	Апаратура
1. <i>Відстоювання</i> — осадження частинок під дією сили ваги	Відстійники
2. <i>Фільтрування</i> — відділення частинок за допомогою пористої перегородки	Фільтри
3. <i>Центрифугування</i> — осадження і фільтрування під дією відцентрових сил, створюваних обертовим ротором	Центрифуги (суспензії), сепаратори (емульсії)
4. <i>Відцентрове осадження</i> — осадження частинок під дією відцентрових сил, створюваних обертовим потоком	Гідроциклони

Відстійниками називаються штучні резервуари або природні водоймища (рис. 6.1), у яких з виробничих і побутових стоків під дією сили тяжіння або із застосуванням реагентів відокремлюються, спливають або осаджуються зважені домішки, що містяться в них. Відстійник для каналізації може використовуватися у вигляді фільтра для попереднього й остаточного очищення стічних вод у системі водовідведення.



Рис. 6.1. Відстійники

Перевага відстоювання над іншими способами роділення суспензій — дешева процесу. Наступне за ним фільтрування прискорюється за умови попереднього згущення матеріалу, що фільтрується. Тому відстоювання використовують як первинну фазу очищення для видалення зважених твердих частинок.

Види відстійників залежно від **режиму роботи**:

- ✓ *контактні (періодичної дії);*
- ✓ *з безперервною подачею вихідної суспензії з невеликою швидкістю;*
- ✓ *напівбезперервного режиму.*

6.3. Матеріальний баланс процесу розділення неоднорідних систем

Незважаючи на те, що методи розділення рідинних і газових неоднорідних систем ґрунтуються на однакових принципах, обладнання, яке для цього використовують, має низку особливостей. Тому процеси розділення рідинних і газових систем розглядаються окремо один від одного.

За **відсутності втрат речовини у процесі розділення рівняння матеріального балансу** мають вигляд:

за загальною кількістю речовин:

$$G_{\text{сум}} = G_{\text{осв}} + G_{\text{ос}}, \quad (6.1)$$

за дисперсною фазою (визначеною речовиною):

$$G_{\text{сум}} x_{\text{сум}} = G_{\text{осв}} x_{\text{осв}} + G_{\text{ос}} x_{\text{ос}}. \quad (6.2)$$

Сумісне розв'язання рівнянь дозволяє визначити кількість освітленої рідини і кількість осаду, отримані за заданого вмісту речовини в осаді й освітленої рідини.

Лекція 7

ВІДСТОЮВАННЯ

- 7.1. Розрахунок швидкості осадження кулеподібної частинки за ламінарного режиму за рівнянням Стокса.
- 7.2. Розрахунок швидкості осадження окремої частинки узагальненим методом.
- 7.3. Розрахунок геометричних розмірів відстійників і пилеосаджувальних камер.

7.1. Розрахунок швидкості осадження кулеподібної частинки за ламінарного режиму за рівнянням Стокса

У процесах осадження зависла частинка переміщується в рідині (газі, парі) під дією гравітаційних або відцентрових сил. Необхідною умовою процесу осадження в полі цих сил є різниця густин дисперсної фази і дисперсійного середовища. Відокремлення частинок (дисперсної фази) від дисперсійного середовища, в якому вони перебувають у завислому стані, під дією сили тяжіння називають **відстоюванням** або **осіданням**.

Якщо густина дисперсної фази більша за густину дисперсійного середовища, то завислі частинки осідають на дно посудини, і, навпаки, якщо густина дисперсійного середовища більша за густину завислих частинок, то вони спливають на поверхню.

Досвід показує, що під час відстоювання неоднорідних систем спостерігається поступове збільшення концентрації частинок в апараті у напрямку осідання. Над шаром осаду (зона 1) утворюється зона стислого осадження (зона 2), де відбувається тертя між частинами та їх взаємне зіткнення (рис. 7.1). Утворюється також зона вільного осадження (зона 3), над якою розташована освітлена рідина (зона 4).

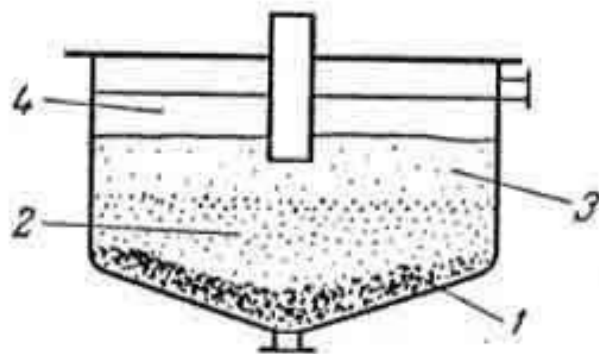


Рис. 7.1. Схема процесу відстоювання

7.2. Розрахунок швидкості осадження окремої частинки узагальненим методом

За періодичного відстоювання висота окремих зон змінюється у часі до повного розшарування системи на осад й освітлену рідину. Внаслідок цього змінюється швидкість відстоювання у часі.

Швидкість осідання (чи відстоювання) завислих частинок залежить від густини і розміру частинок (ступеня дисперсності), причому вона буде тим меншою, чим меншого розміру частинки дисперсної фази і чим менша різниця між густинами обох фаз. Невелика швидкість осадження частинок під час відстоювання не забезпечує виділення із суміші тонкодисперсних частинок, тому відстоювання використовується для грубого розділення неоднорідних систем — в основному грубих суспензій. Швидкість стислого осадження ($w_{ст}$) менша за швидкості вільного осідання (w). Для розрахунків використовують співвідношення $w_{ст} = 0,5w$.

3. Розрахунок геометричних розмірів відстійників і пилеосаджувальних камер

Продуктивність відстійника не залежить від його висоти, а залежить тільки від швидкості і поверхні осадження. Необхідну поверхню осадження (m^2) обчислюють за формулою:

$$F = \frac{V_{осв}}{w_{ст}}. \quad (7.1)$$

Швидкість осадження кулястої частинки (w), м/с, за ламінарного режиму осадження ($Ar \leq 3,6$; $Ly \leq 0,002$; $Re \leq 0,2$) обчислюється за формулою Стокса:

$$w = \frac{d^2(\rho_T - \rho_c)g}{18\mu_c}, \quad (7.2)$$

яка за умов осадження кулястої частинки в газовому середовищі спрощується, тому що тут величиною густини середовища (ρ_c) можна знехтувати порівняно з густиною твердої частинки (ρ_T):

$$w = \frac{d^2 \rho_T g}{18\mu_c}, \quad (7.3)$$

де d — діаметр частинки, м; ρ_T і ρ_c — густина частинок і середовища, kg/m^3 ; μ_c — в'язкість середовища, $Pa \cdot s$.

Критерій Архімеда (Ar) визначається:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_T \rho_c g}{\mu_c^2}. \quad (7.4)$$

Для осадження частинок у газовому середовищі формула визначення критерію Архімеда спрощується:

$$Ar = \frac{d^2 \rho_T \rho_c g}{\mu_c^2}. \quad (7.5)$$

За знайденим значенням Ar графічно визначають величину критерію Рейнольдса Re або критерію Лященко Ly .

Аналітично обчислюють швидкість осадження відповідних рівнянь, м/с: критерій Лященко:

$$Ly = \frac{w^3 \rho_c^2}{(\rho_T - \rho_c) g \mu_c}, \quad (7.6)$$

критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{w d \rho_c}{\mu_c}. \quad (7.7)$$

Діаметр кулястої частинки, якщо відома швидкість її осадження, знаходиться зворотним шляхом, тобто обчислюється критерій Лященко, за його значенням визначається критерій Ar , а з останнього обчислюється діаметр частинки.

Лекція 8

ФІЛЬТРУВАННЯ

- 8.1. Рушійна сила процесу фільтрування.
- 8.2. Швидкість фільтрування.
- 8.3. Режими фільтрування.

8.1. Рушійна сила процесу фільтрування

Фільтрування — це процес розділення неоднорідних систем (суспензій або аерозолів) за допомогою пористих перегородок, які здатні пропускати рідину або газ і затримувати зважені в них частинки (дисперсну фазу). Фільтрування забезпечує майже повне звільнення рідин та газів від завислих частинок і щодо нього має значні переваги перед осадженням.

Фільтрування — один з найпоширеніших процесів виробництва. За цільовим призначенням процес фільтрування може бути *очисним* або *продуктовим*.

За очисного фільтрування цільовим продуктом є фільтрат, а за продуктового — осад.

Як фільтрувальні перегородки використовують: картон, тканини бавовняні (бельтинг, міткаль тощо), синтетичні (капрон, нейлон, лавсан), вовняні, сітки з металевих ниток, пісок, дрібне вугілля, гравій, пориста кераміка.

Роль фільтрувальної перегородки виконує й шар осаду, який під час фільтрування утворюється на перегородці, причому його фільтрувальні властивості досить часто вищі, ніж фільтрувальні властивості перегородки.

У процесі фільтрування завислих у рідині чи газі твердих частинок можливе:

- ✓ *фільтрування з утворенням осаду на фільтрувальній перегородці;*
- ✓ *фільтрування без утворення осаду із закупорюванням пор (закупорювальне фільтрування);*
- ✓ *фільтрування з утворенням осаду і закупорюванням пор.*

Розрізняють *перегородки*:

- а) *тканинні* — сукно, бязь, бельтинг, лавсан тощо;
- б) *металеві* — сталь, легована сталь, латунь тощо;
- в) *керамічні* — порцеляна, пороліт тощо;
- г) *зернисті* — кварцовий пісок, мармур, вугілля, вапняк тощо.

Розрізняють *осади*:

- а) *нестисливі* м кварцовий пісок, кристали солей тощо (розмір частинок більше 100 мкм);

б) *стисливі* — драглі, гелі, гідроокиси тощо (розмір частинок менше 10 мкм).

Різницю тисків по обидва боки перегородки створюють різними способами, у результаті здійснюють різні процеси фільтрування.

Якщо простір над суспензією поєднується з джерелом стисненого повітря або простір під фільтром приєднують до джерела вакууму, відбувається процес *фільтрування за постійної різниці тисків*. При цьому швидкість процесу зменшується у зв'язку зі збільшенням опору шару осаду зростальної товщини.

Аналогічний процес може відбуватися (досить рідко), коли різниця тиску підтримується за рахунок гідростатичного тиску шару суспензії постійної висоти над фільтрувальною перегородкою.

Якщо суспензію подають на фільтр поршневим насосом, продуктивність якого постійна, здійснюється *процес фільтрування за постійної швидкості*. При цьому різниця тиску (до 5 атм) збільшується внаслідок збільшення опору шару осаду.

Якщо суспензію транспортують на фільтр відцентровим насосом, продуктивність якого буде зменшуватися під час зростання опору осаду, процес фільтрування проводиться за змінних різниці тисків і швидкості.

Головним завданням *теорії фільтрування* є визначення швидкості цього процесу. У процесі фільтрування суспензії рідинна фаза проходить через шар осаду і фільтрувальну перегородку, які можна розглядати як шар зернистого матеріалу.

Для розгляду теорії фільтрування візьмемо закритий нутч-фільтр за припущення, що осад і фільтрувальна перегородка є нестисливими. Схему фільтра наведено на рис. 8.1.

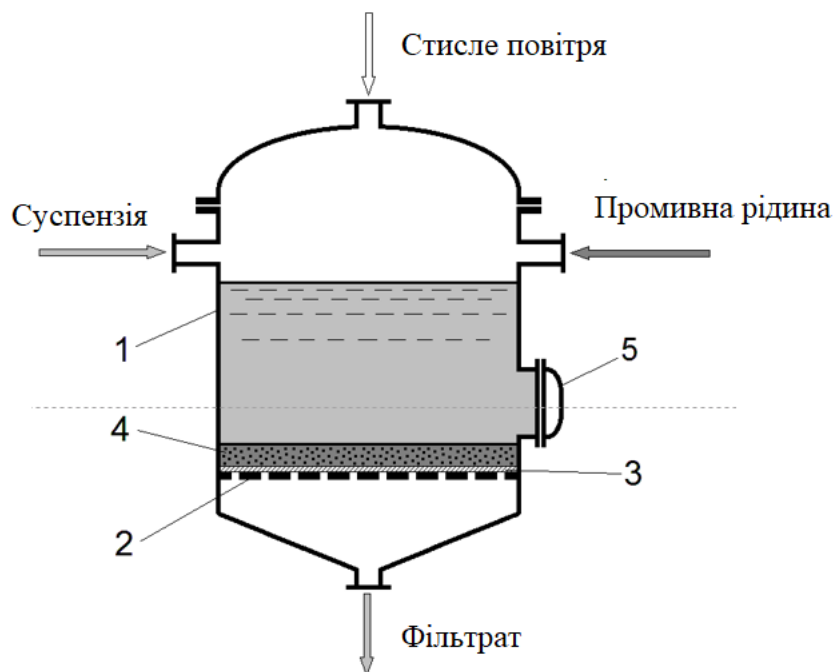


Рис. 8.1. Нутч-фільтр

8.2. Швидкість фільтрування

Експериментально встановлено, що об'єм фільтрату (V), який пройшов крізь цей шар, прямо пропорційний перепаду тисків (Δp), площі фільтрувальної перегородки (S), часу фільтрування t та обернено пропорційний опору фільтрування (R):

$$w = \frac{dV}{Fdt}. \quad (8.1)$$

Тобто, основне диференціальне рівняння набуде вигляду:

$$w = \frac{dV}{Fdt} = \frac{\Delta p}{\mu R} = \frac{\Delta p}{\mu(R_{oc} + R_{\phi})}. \quad (8.2)$$

Для інтегрування рівняння необхідно встановити залежність між опором шару осаду та об'ємом отриманого фільтрату. Враховуючи пропорційність об'ємів осаду та фільтрату, позначимо відношення об'єм осаду (V_{oc}) до об'єму фільтрату (V) як:

$$x_0 = \frac{V_{oc}}{V}. \quad (8.3)$$

Тоді об'єм осаду дорівнюватиме:

$$V_{oc} = Vx_0. \quad (8.4)$$

Разом з тим об'єм осаду можна виразити як:

$$V_{oc} = Vx_0 = Fh_{oc}. \quad (8.5)$$

Тобто товщина шару осаду на фільтрі складе:

$$h_0 = \frac{V}{F}x_0. \quad (8.6)$$

Опір шару осаду можна виразити й іншим способом, через питомий об'ємний опір осаду:

$$R_{oc} = r_0 h_{oc} = r_0 x_0 \frac{V}{F}. \quad (8.7)$$

З цієї рівності випливає, що питомий опір осаду характеризує опір, який чинить потоку рідкої фази рівномірний шар осаду завтовшки 1 м.

Тобто, рівняння фільтрування набуде вигляду:

$$w = \frac{dV}{Fdt} = \frac{\Delta p}{\mu(r_0 x_0 \frac{V}{F} + R_\phi)}. \quad (8.8)$$

Якщо прийняти, що *опір фільтрувальної перегородки незначний* ($= 0$), можна визначити фізичний сенс питомого опору осаду: *чисельно дорівнює різниці тисків, необхідної для фільтрування рідкої фази з в'язкістю 1 Па · с зі швидкістю 1 м/с крізь шар осаду товщиною 1 м.*

Якщо розглянути *початок фільтрування, коли $V = 0$ і шар осаду ще не утворився*, можна визначити фізичний сенс опору фільтрувальної перегородки: *чисельно дорівнює різниці тисків, необхідної для проходження рідкої фази з в'язкістю 1 Па · с крізь фільтрувальну перегородку зі швидкістю 1 м/с ($R = 1010$).*

8.3. Режими фільтрування

Рівняння фільтрування для сталої різниці тисків і швидкості процесу

За $\Delta p = const$ і сталої температури для фільтра певної конструкції та об'ємної фільтрувальної перегородки всі змінні в рівнянні швидкості, за винятком об'єму фільтрату і часу, є сталими. Після інтегрування рівняння набуває вигляду:

$$V^2 + 2 \frac{R_\phi F}{r_0 x_0} V = 2 \frac{\Delta p F^2}{\mu r_0 x_0} t \quad (8.9)$$

або

$$q^2 + 2Cq = 2Kt, \quad (8.10)$$

де $q = \frac{V}{F}$.

Отримане рівняння показує залежність тривалості фільтрування від об'єму фільтрату.

Рівняння дає залежність між об'ємом фільтрату і часом фільтрування чистої або промивної рідини:

$$V = \frac{\Delta p F}{\mu(r_0 h_{oc} + R_\phi)}. \quad (8.11)$$

Рівняння фільтрування для сталої швидкості процесу

За цих умов рівняння фільтрування набуває вигляду:

$$\Delta p = \mu r_0 x_0 \frac{V^2}{F^2 t} + \mu R_\phi \frac{V}{F} t \quad (8.12)$$

або

$$\Delta p = \mu r_0 x_0 w^2 t + \mu R_\phi w. \quad (8.13)$$

Рівняння показує, що за $w = const$ різниця тисків зростає зі збільшенням тривалості фільтрування.

Лекція 9

ЦЕНТРИФУГУВАННЯ

- 9.1. Відцентрова сила і фактор розділення.
- 9.2. Класифікація центрифуг.
- 9.3. Принцип дії центрифуг.
- 9.4. Індекс продуктивності.

9.1. Відцентрова сила і фактор розділення

Використання центрифуг обумовлено прагненням збільшити швидкість розділення неоднорідних систем у полі відцентрових сил порівняно зі швидкістю розділення у відстійниках або фільтрах.

Центрифугування — це процес розділення неоднорідних систем під дією поля відцентрових сил.

Для створення поля *відцентрових сил* у техніці використовують два прийоми:

- ✓ забезпечують обертальний рух потоку рідини (газу) в нерухомому робочому органі апарата;
- ✓ спрямовують потік неоднорідної системи у робочий орган, що обертається.

У першому випадку процес називається **циклонним**, а апарат — циклоном, у другому — **відцентровим осадженням**, або **відцентровим фільтруванням**, а апарат — центрифугою, або сепаратором.

Основна *перевага центрифугування* порівняно з іншими методами розділення неоднорідних систем, наприклад, осадженням і фільтруванням, полягає в значному збільшенні продуктивності та ефективності розділення.

За допомогою центрифугування розділяють тонкодисперсні неоднорідні системи. У відцентровому полі можна здійснювати обидва найважливіші процеси розділення неоднорідних систем — осадження та фільтрування.

Для оцінювання ефективності осадження частинок під дією відцентрової сили порівнюють його з осіданням під дією сили тяжіння. Важливою характеристикою центрифуг є *фактор розділення* (K_p), який визначається як відношення відцентрового прискорення до прискорення сили тяжіння:

$$K_p = \frac{w^2}{gr} = \frac{rn^2}{900}, \quad (9.1)$$

де w — лінійна швидкість обертання, м/с:

$$w = \frac{2\pi n}{60} r,$$

r — радіус обертання, м; n — частота обертання.

Для тіла вагою в 1 Н:

$$K_p = \frac{rn^2}{900}. \quad (9.2)$$

Ефективність розділення у відцентрових пристроях можна підвищити завдяки збільшенню n або r . Враховуючи, що частота обертання має другий ступінь, то у розрахунках барабанів центрифуг і сепараторів з високою ефективністю розділення збільшують частоту їх обертання, зменшуючи радіус, що робить апарат більш компактним і надійним.

9.2. Класифікація центрифуг

Класифікація промислових центрифуг:

- ✓ *за принципом роботи*: відстійні (осаджувальні) центрифуги; фільтрувальні центрифуги; сепаратори;
- ✓ *за характером роботи*: центрифуги періодичної дії; центрифуги безперервної дії;
- ✓ *за інтенсивністю відцентрового поля*: нормальні;
- ✓ *за розміщенням валу*: горизонтальні, похилі, вертикальні;
- ✓ *за вивантаженням осаду*: з ручним вивантаженням; з механізованим вивантаженням.

9.3. Принцип дії центрифуг

Принцип дії центрифуг загалом полягає в тому, що рідинна неоднорідна система подається у барабан (ротор), який обертається у горизонтальній чи вертикальній площині. У барабані рідина утворює кільце, в якому й відбувається розділення. У полі відцентрових сил дисперсна (внутрішня) фаза залежно від її густини або осідає на стінки барабана центрифуги, або переміщується до її центру.

Конструктивно центрифуги відстійного і фільтрувального типів в основному відрізняються лише будовою барабана (суцільний або перфорований). Схему безперервно діючої фільтрувальної центрифуги зображено на рис. 9.1.

Осад на ходу зрізується ножом 1, падає на площину 2 і вивантажується з центрифуги. Очищена рідина через пори перегородки відкидається у збірник фільтрату. Ці центрифуги бувають вертикальні та горизонтальні.

До *відстійних надцентрифуг безперервної дії* належать сепаратори, які призначені для розділення емульсій та тонкодисперсних малокоцентрованих суспензій.

Сепаратори широко використовуються для виділення вершків з молока, дріжджів із дріжджового молока, освітлення пива, виноматеріалів тощо.

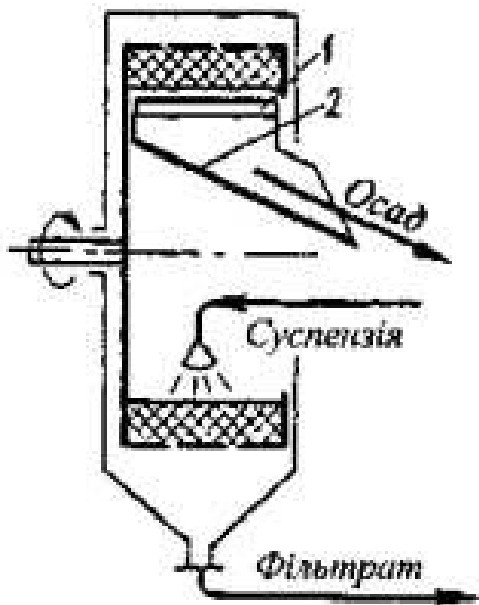


Рис. 9.1. Схема фільтрувальної центрифуги з ножовим зніманням осаду

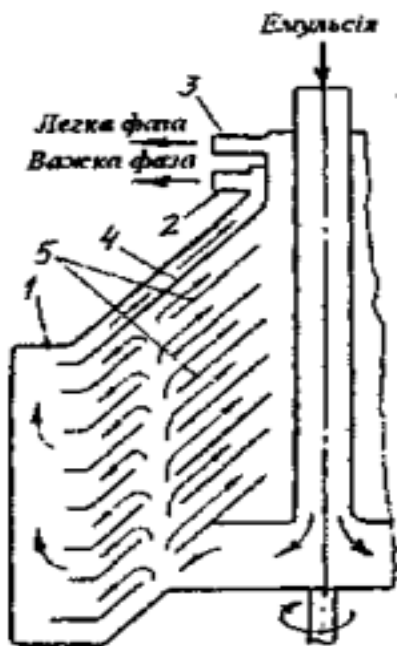


Рис. 9.2. Схема тарілкового сепаратора

У промисловості використовують два типи сепараторів: камерні, тарілчасті.

Схему тарілкового сепаратора для розділення емульсії наведено на рис. 9.2. Вихідна емульсія надходить у корпус барабана 1 через центральну трубу і потрапляє в робочу зону барабана. Барабан заповнений установленими одна над одною конічними вставками — тарілками 5, відстань між якими дуже незначна (0,4–1,5 мм). Пакет 60 конічних тарілок виконує роль відстійних поверхонь, на яких відбувається розшарування емульсії під дією відцентрової сили.

Важка фаза відкидається на внутрішню поверхню конічних тарілок, переміщується в периферійну частину ротора, проходить над верхньою конічною перегородкою 4 і відводиться крізь отвір 2.

Легка фаза витісняється до центра ротора і відводиться через канал 3.

За технологічним призначенням з-поміж тарілчастих сепараторів розрізняють: прояснювальні, роздільні, згущувальні.

Прояснювальні тарілчасті сепаратори застосовуються для відокремлення від рідини завислих частинок, яких у цій суміші дуже мало (до 0,1 %).

Роздільні сепаратори використовують для розділення фаз.

Згущувальні сепаратори застосовуються для збільшення концентрації однієї з фаз.

На сьогодні харчові підприємства оснащуються універсальними сепараторами, які виконують одночасно всі перераховані вище операції, їх продуктивність досягає 150 м/год. Фактор розділення становить 6000–9000. Такі

сепаратори мають барабани, частота обертання яких становить до 19 000 об/хв. Широко використовуються ультрацентрифуги, ротор яких здійснює 100 і більше тисяч об/хв.

Найпростішим пристроєм для відцентрового розділення газових і рідких неоднорідних систем є відповідно *циклони* і *гідроциклони*. Вони відрізняються простою будовою, компактністю, не мають рухомих частин. До *недоліків циклонів* належать невисокий ступінь розділення, порівняно високий гідравлічний опір.

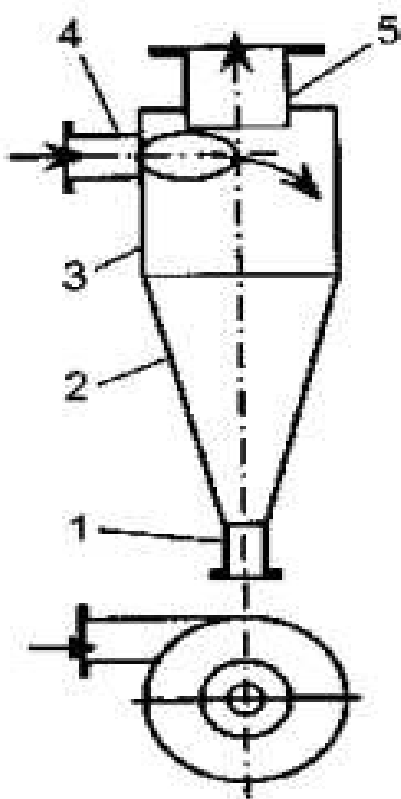


Рис. 9.3. Схема тарілчастого сепаратора

Циклон для очищення газу (рис. 9.3) складається з вертикального циліндричного корпусу 3 із конічною частиною 2. Запилений газ надходить тангенційально з великою швидкістю (10–40 м/с) через патрубок 4 у верхню частину корпусу циклона. У корпусі цей потік запиленого газу рухається вниз по спіралі вздовж внутрішньої поверхні стінки циклона. Водночас важкі частинки пилу під дією відцентрової сили відкидаються на периферію, осідають на внутрішній поверхні корпусу, а потім сповзають у конічну частину 2 і видаляються через патрубок 1. Звільнений від завислих частинок потік газу виводиться з циклона через вивідну трубу 5.

Загалом розділення суспензій у відстойних центрифугах складається зі стадій осадження твердих частинок на стінках ротора і ущільнення осаду. Перша стадія проходить за законами гідродинаміки, а друга — за законами мірностями ґрунтів (пористих середовищ).

Процеси розділення суспензій у відстійниках і відстойних центрифугах суттєво відрізняються внаслідок неоднорідності відцентрових сил порівняно з однорідним гравітаційним полем, а також через нерівномірні перерізи кільцевого шару в центрифугах (рис. 9.4).

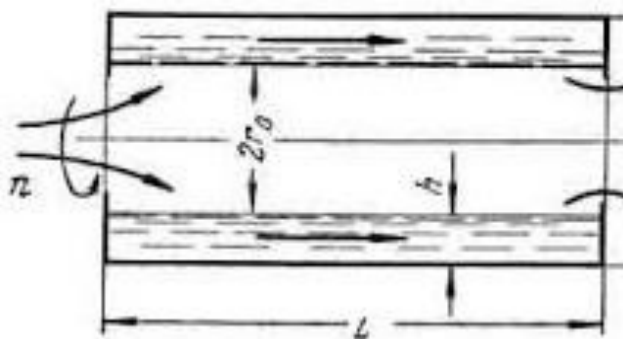


Рис. 9.4. Схема дії відстійної центрифуги

9.4. Індекс продуктивності

Здатність до розділення центрифуги характеризується індексом продуктивності (Σ), який є додатком площі циліндричної поверхні осадження (F) в роторі на фактор розділення:

✓ для ламінарного режиму:

$$\Sigma = FKp = \pi L \frac{(D-h)^2 n^2}{1800}, \quad (9.3)$$

✓ для перехідного режиму:

$$\Sigma = FKp^{0,715}, \quad (9.4)$$

✓ для турбулентного режиму:

$$\Sigma = FKp^{0,5}. \quad (9.5)$$

Якщо прийняти, що рідина в роторі переміщується не в усьому просторі, а тільки у тонкій внутрішній зоні кільцевого простору, то можна припустити:

$$Kp = \frac{r_0 n^2}{900} \text{ та } F = 2\pi r_0 L$$

і тоді:

$$\Sigma = FKp = 2\pi L \frac{r_0^2 n^2}{900}. \quad (9.6)$$

Продуктивність відстійних центрифуг насправді знижена порівняно з теоретичною, що визначається коефіцієнтом продуктивності. Цей показник установлюється дослідним шляхом для різних конструкцій центрифуг.

Лекція 10

ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ

- 10.1. Основні визначення теплообмінного процесу.
- 10.2. Види теплообміну.
- 10.3. Основне рівняння теплопередачі.
- 10.4. Види теплоносіїв.
- 10.5. Види теплообмінників.

10.1. Основні визначення теплообмінного процесу

Теплообміном називають перенесення енергії у формі тепла, що відбувається між тілами, які мають різну температуру.

Рушійною силою теплообміну є різниця температур нагрітого і менш нагрітого тіла. За наявності цієї різниці тепло мимовільно, відповідно до другого закону термодинаміки, переходить від нагрітого до менш нагрітого тіла.

Тіла, що беруть участь у теплообміні, називаються *теплоносіями*.

Процеси розповсюдження тепла вивчає наука теплопередача. Закони теплопередачі лежать в основі теплових процесів (нагрівання, охолодження, конденсація парів, випарювання) та мають велике значення для проведення багатьох масообмінних процесів (перегонка, сушіння, абсорбція, екстракція), а також процесів хімічної технології, що проходять з виділенням чи поглинанням тепла.

10.2. Види теплообміну

Розрізняють три різних способи поширення тепла: теплопровідність, конвекція, теплове випромінювання.

Теплопровідність — перенесення тепла у результаті теплового руху мікрочастинок, що безпосередньо стикаються одна з одною. Цей рух може бути рухом самих молекул, або коливанням атомів (у кристалічній решітці твердих тіл), або дифузією вільних електронів (у металах). З-поміж твердих тіл теплопровідність є основним видом поширення тепла.

Конвекція — перенесення тепла у результаті руху й перемішування макроскопічних об'ємів газу чи рідини. Розрізняють:

- *природну конвекцію*, обумовлену різницею густини у різних точках об'єму рідини (газу), що виникає внаслідок різниці температур у цих точках;
- *вимушену конвекцію* у разі примусового руху всього об'єму рідини, наприклад, під час перемішування мішалкою.

Теплове випромінювання — поширення електромагнітних коливань із різною довжиною хвилі, обумовлене тепловим рухом атомів чи молекул тіла-випромінювача. Всі тіла здатні випромінювати енергію, яка поглинається іншими тілами і знову перетворюється на тепло.

У реальних умовах тепло передається всіма вказаними способами. Однак для конкретних умов переважним зазвичай є один із видів розповсюдження тепла.

Залежно від складності процесу теплообміну розрізняють тепловіддачу і теплопередачу.

Перенесення тепла від стінки до рідкого середовища або у зворотному напрямку називається **теповіддачею**.

Передача тепла від більш нагрітого носія до менш нагрітого через стінку, що розділяє їх, більш складний процес і носить назву **теплопередача**.

10.3. Основне рівняння теплопередачі

Розрахунок теплообмінних апаратів полягає у двох головних завданнях: визначення теплового потоку і визначення необхідної поверхні теплообміну.

Визначення теплового потоку (теплове навантаження апарата) являє собою визначення кількості тепла (Q), яка має бути передана за певний час від одного теплоносія до іншого. Кількість тепла розраховується шляхом складання та вирішення теплових балансів теплоносіїв, що беруть участь у процесі.

Визначення необхідної поверхні теплообміну (F) апарата, що забезпечує передачу необхідної кількості тепла. Поверхня теплообміну визначається з основного рівняння теплопередачі.

Основне рівняння теплопередачі — це рівняння, що виражає зв'язок між тепловим потоком та поверхнею теплообміну:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{\text{сер}} \cdot \tau.$$

Відповідно до рівняння кількість тепла, що передається від гарячішого до холоднішого теплоносія, пропорційна поверхні теплообміну (F), середньому температурному напору ($\Delta t_{\text{сер}}$) і часу (τ). Коефіцієнт теплопередачі (K) визначає середню швидкість передачі тепла вздовж усієї поверхні теплообміну та показує кількість тепла (Дж), яка переходить за 1 с від нагрітого до менш нагрітого теплоносія через 1 м² поверхню теплообміну за середньої різниці температур між теплоносіями 1 град.

Для безперервних процесів:

$$Q = Q/\tau = K \cdot F \cdot \Delta t_{\text{сер}}.$$

10.4. Види теплоносіїв

У промисловості для підведення тепла використовують електроенергію, топкові гази, отримані спалюванням газоподібного, рідкого або твердого палива, і проміжні теплоносії. Іноді джерелами тепла є екзотермічні процеси в хімічних реакторах. Вибір способу підведення тепла й вибір теплоносіїв визначаються необхідною температурою, технологічними і техніко-економічними міркуваннями.

Під час електрообігріву досягаються високі температури:

- нагрівання електроопором — приблизно 1000 °C;
- електродугове нагрівання — кілька тисяч градусів.

Температура може легко регулюватися вимиканням або вмиканням частини елементів або зміною напруги. Устатковини з електрообігріванням досить компактні, однак їхнє поширення лімітується дефіцитністю і порівняно високою вартістю електроенергії.

Обігрів топковими газами здійснюють або безпосередньо в печах, або у виносних теплообмінниках. Такий спосіб підведення тепла простий, забезпечує досягнення високих температур (до ~1000 °C), однак має низку істотних *недоліків*:

- небезпека вибухів і пожеж;
- неможливість швидкого й точного регулювання температури;
- громіздкість устатковин через низькі коефіцієнти тепловіддачі від газів (10–60 Вт/м² K);
- низька об'ємна теплоємність газів.

Для підведення тепла за більш низьких температур (до кількох сотень градусів) використовують проміжні теплоносії. Найрозповсюдженішим теплоносієм за необхідності забезпечення температури не вище 180–200 °C є *насичена водяна пара*. За можливості транспортування її на великі відстані він має низку істотних переваг:

- доступність;
- високий коефіцієнт тепловіддачі (~ 10000 Вт(м²), що забезпечує компактність устатковини;
- висока теплота конденсації, що забезпечує низьку витрату пари;
- рівномірність обігріву;
- можливість тонкого регулювання температури зміною тиску.

Для роботи за більш високих температур, ніж ті, які досягаються за допомогою водяної пари, застосовують *високотемпературні теплоносії*: пароподібні та рідкі.

З-поміж парових органічних теплоносіїв найбільш поширена дифенільна суміш, що містить близько трьох частин дифенілового ефіру й близько однієї частини дифенілу. За атмосферного тиску рідка дифенільна суміш кипить за 258 °C,

а за підвищеного тиску (~ 8 ат) її можна застосовувати до ~ 400 °С (вище починається інтенсивне розкладання суміші). Дифенільна суміш, хоча й горюча, але практично вибухобезпечна й нетоксична.

Пари висококиплячих органічних рідин, як і водяна пара, одержують у ємностях, що обігріваються топковими або технологічними газами (казани-утилізатори) і направляють для використання в теплообмінники. У разі використання рідких високотемпературних теплоносіїв застосовують обігрів за допомогою оболонок (бань) або циркуляційний обігрів. З-поміж таких теплоносіїв можна відзначити:

- перегріту воду за тиску і температур, близьких до критичних значень (до 300–350 °С);
- мінеральні масла, органічні й кремнійорганічні сполуки (зокрема, рідка дифенільна суміш);
- розплавлені солі й метали (останні застосовують за температур до ~ 1000 °С).

10.5. Види теплообмінників

Класифікація теплообмінників проводиться за такими ознаками: спосіб передачі тепла і спосіб розміщення труб.

Залежно **від способу передачі тепла** розрізняють:

- *поверхневі теплообмінники* — перенесення тепла між середовищами відбувається через поверхню теплообміну — глуху стінку (рис. 10.1а);
- *поверхневі теплообмінники* — перенесення тепла між середовищами відбувається через поверхню теплообміну — глуху стінку (рис. 10.1а);

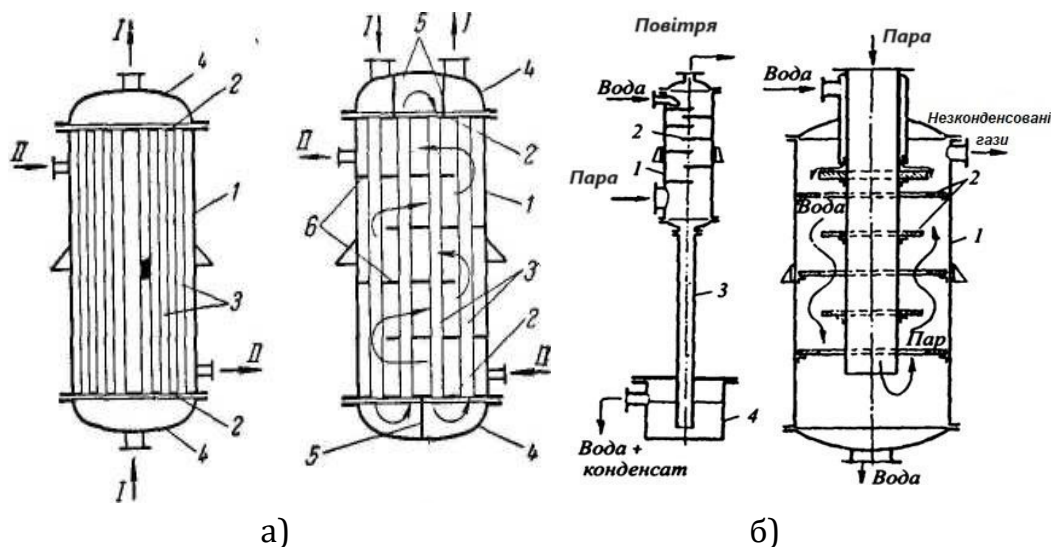


Рис. 10.1. Схема теплообмінника: а) поверхневого; б) змішування

За способом розміщення труб у теплообмінниках:

- ✓ по периметрах правильних шестикутників (рис. 10.2а);
- ✓ по концентричних колах (рис. 10.2б);
- ✓ по периметрах прямокутників (коридорне розташування) (рис. 10.2в).

Найпростішу конструкцію двоходового теплообмінника «труба в трубі» наведено на рис. 10.3–10.5. Основним елементом теплообмінника цього типу є пристрій, який складається з двох труб, що мають різний діаметр. Значна різниця в діаметрі дозволяє вставити одну трубу в іншу по поздовжній осі, залишаючи проміжок між стінками труб для вільного переміщення теплоносія.

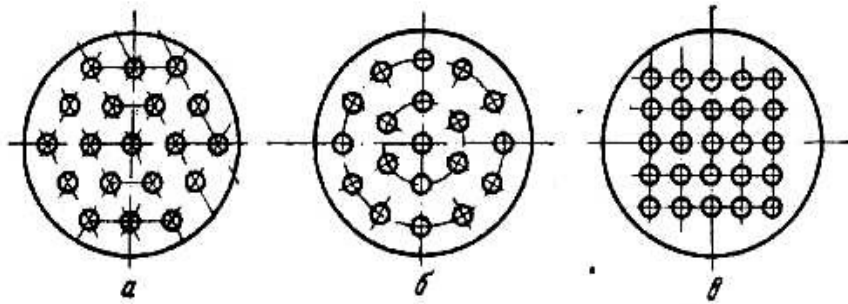


Рис. 10.2. Способи розміщення труб: а) по периметрах правильних шестикутників; б) по концентричних колах; в) по периметрах прямокутників

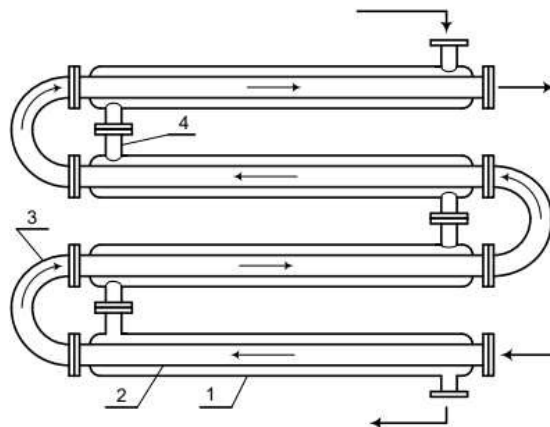


Рис. 10.3. Теплообмінник «труба в трубі»: 1 — зовнішня труба; 2 — внутрішня труба; 3 — з'єднання коліна («калачі»); 4 — єднальні патрубки з фланцями



Рис. 10.4. Теплообмінник «труба в трубі»



Рис. 10.5. Теплообмінник «труба в трубі» з двома секціями

Приєднання до системи забезпечує постійне пропускання протитоком або прямотоком оброблюваного продукту і гарячої води, пари або холодного розсолу. Найбільш розповсюджений теплообмінник протитокowego напрямку руху, оскільки це дає можливість підвищити теплову продуктивність, зменшивши робочу поверхню устаткування. Під час протитокowego руху перепади температур у теплоносіях збільшуються, а витрата енергії зменшується. Одночасно середовище, що нагрівається, направляють знизу вгору, а охолоджуване — зверху вниз для збігу напрямків природного та вимушеного руху рідини.

Конструкція теплообмінника складається з декількох прямолінійних ділянок труб, розташованих одна над одною. Внутрішні труби з меншим діаметром послідовно сполучені одна з одною дугами у півколо (перехідними каналами), які кріпляться фланцевим з'єднанням. З'єднання зовнішніх труб виконується спеціальними патрубками, що дозволяють продукту вільно переміщатися по секції. Величина елементів труб і їх кількість в одній ланці може бути різною, що визначається передусім необхідною продуктивністю теплообмінника.

Ця конструкція має низку недоліків:

- ✓ висока металоємність;
- ✓ вартість;
- ✓ невисока ефективність;
- ✓ швидке забруднення робочих поверхонь.

Ці недоліки компенсуються різноманітністю компонувань і можливістю складання агрегатів зі стандартних елементів на місці установлення агрегата. Для забезпечення ефективного очищення внутрішньої поверхні теплообмінників використовується можливість вибору необхідних розмірів входних і вихідних патрубків.

Конструкція агрегатів забезпечує контроль за розподілом потоків теплоносіїв на кожен канал, це особливо важливо в процесі охолодження в'язких рідин під час роботи одного насоса в групі агрегатів.

Більшість використовуваних теплообмінників — кожухотрубчасті, найпростіший з яких наведений на рис. 10.6.

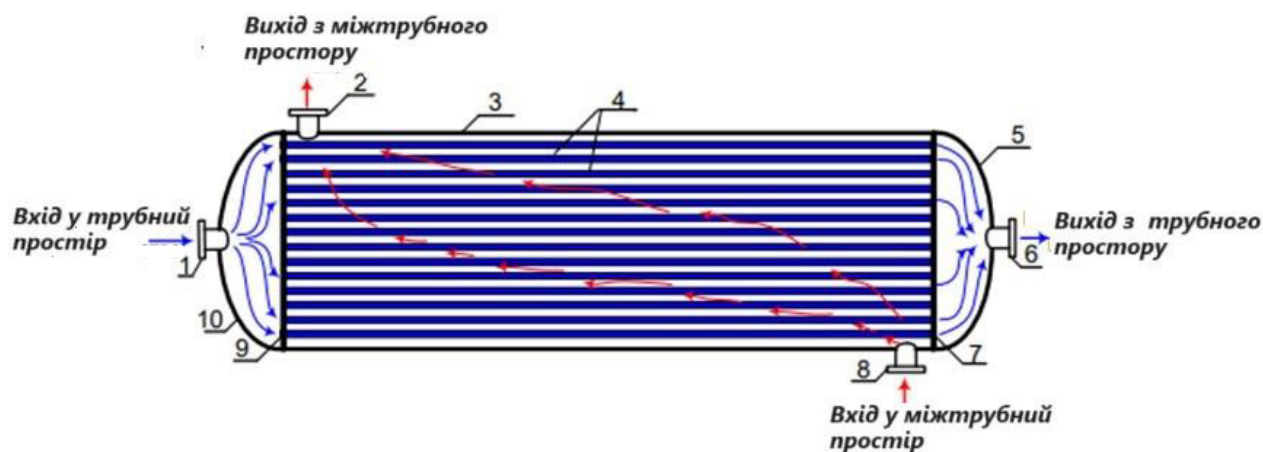


Рис. 10.6. Одноходовий кожухотрубчастий теплообмінник:
1, 2, 6, 8 — штуцери для введення і виведення потоків; 3 — кожух;
4 — труби трубного пучка; 5, 10 — кришки; 7, 9 — трубні ґрати

У кожухотрубчастому теплообміннику (рис. 10.7) один потік проходить по трубах трубного пучка 4 (це так званий трубний простір). Другий потік омиває ці труби зовні, проходячи по міжтрубному простору.



Рис. 10.7. Фото кожухотрубчастого теплообмінника

Краще, якщо потік омиватиме труби під кутом, близьким до прямого, тобто перпендикулярно або майже перпендикулярно. Тому для інтенсифікації передачі теплоти в міжтрубному просторі встановлюють перегородки (рис. 10.8). Ці перегородки різко змінюють траєкторію руху потоку, сприяючи утворенню вихорів. А це підвищує ефективність тепловіддачі. Така конструкція має велику площу теплообміну і малі габаритні розміри.

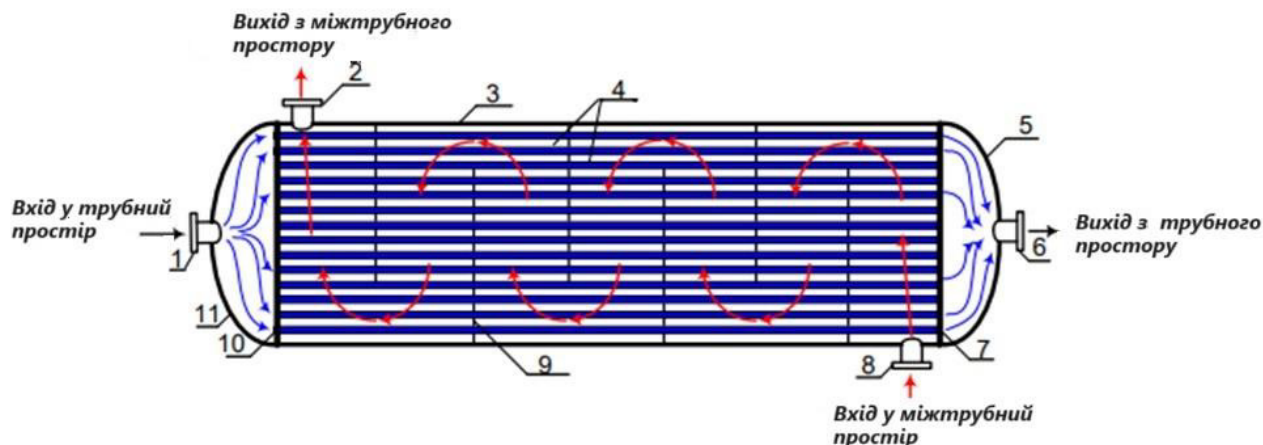


Рис. 10.8. Одноходовий кожухотрубний теплообмінник з перегородками в міжтрубному просторі: 1, 2, 6, 8 — штуцери для введення і виведення потоків; 3 — кожух; 4 — труби трубного пучка; 5, 11 — кришки; 7, 10 — трубні решітки; 9 — перегородки в міжтрубному просторі

Під час проектування нового апарата може вийти дуже довгий, але водночас дуже тонкий теплообмінник. Такий теплообмінник буде складно виготовити, транспортувати із заводу-виробника до підприємства-споживача, він займатиме надто багато місця під час установки. Тому тут трубний пучок доцільніше мовби «скласти». Так з'являються дво-, чотири- і шестиходові апарати (рис. 10.9).

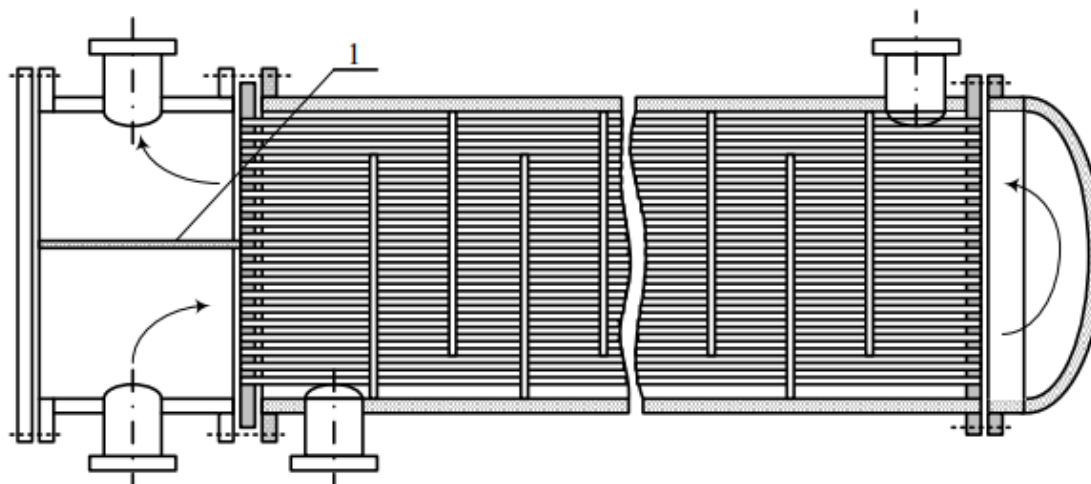


Рис. 10.9. Двоходові кожухотрубні теплообмінники

Холодний теплоносії подається через приймальний патрубок у розподільну камеру, розділену перегородкою. Потік проходить верхню частину труб, змінює напрямок і, відбиваючись від днища, спрямовується в нижню частину трубного пучка. Потім потрапляє в нижню частину розподільної камери і виходить через нижній вивідний патрубок. На рис. 10.9 видно, що в трубному просторі апарата з'явилася перегородка, яка примушує потік, що йде по трубках, здійснювати два ходи. Для зменшення температурної напруги за великої різниці температур

труб і кожуха застосовують змінені варіанти конструкції – теплообмінники з компенсаторами температурних деформацій на кожусі, теплообмінники з голівкою, що плаває, U-подібним трубками тощо.

До змійовикових теплообмінників належать *заглибні* та *зрошувальні*.

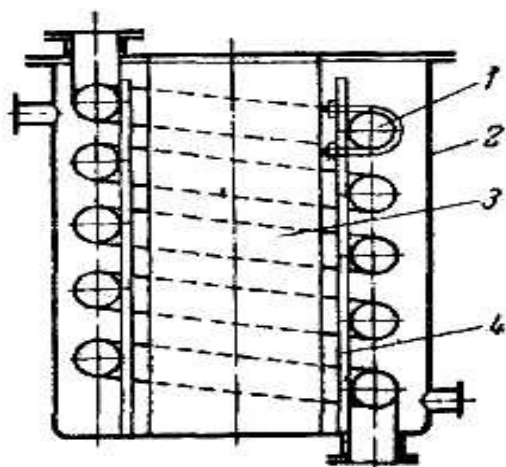


Рис. 10.10. Змійовиковий теплообмінник: 1 — спіральний змійовик; 2 — корпус апарата; 3 — внутрішній стакан; 4 — конструкція для кріплення змійовика

У *заглибному* теплообміннику крапельна рідина, газ або пара рухаються по спіральному змійовику 1, який занурений у рідину, що знаходиться у корпусі 2 апарата (рис. 10.10). Через великий об'єм корпусу, у якому знаходиться змійовик, швидкість рідини у корпусі незначна. Підвищують швидкість руху шляхом установа в ньому внутрішнього стакана 3, але водночас значно зменшується корисний об'єм корпусу. Труби змійовика кріпляться на конструкції 4. Тепло у них передається шляхом вільної конвекції, тому вони працюють за невеликих теплових навантажень. Проте є простими, дешевими, зручними для очищення та ремонту. Їх використовують за поверхонь нагріву до 10–15 м².

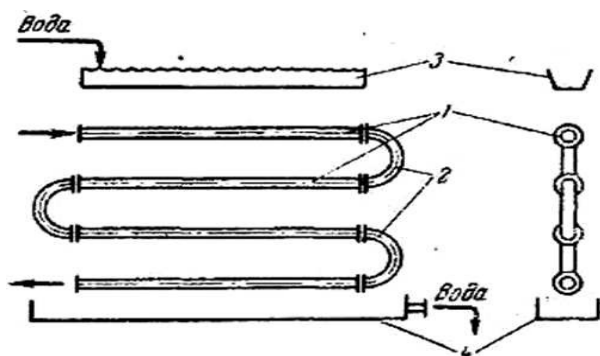


Рис. 10.11. Зрошувальний теплообмінник: 1 — секція прямих труб; 2 — калачі; 3 — розподільний жолоб; 4 — піддон

Зрошувальний теплообмінник є змійовиком 1 з розміщених одна над одною прямих труб, які з'єднані між собою калачами 2 (рис. 10.11). Труби зазвичай розташовані у вигляді паралельних вертикальних секцій із загальними колекторами для подачі та відведення охолоджувального середовища. Згори змійовики зрошуються водою, рівномірно розподіленою у вигляді крапель за допомогою жолоба 3. Відпрацьована вода виводиться з піддона 4, установленого під змійовиками. Зрошувальні теплообмінники вико-

ристовуються зазвичай як холодильники та конденсатори, причому близько половини тепла відводиться під час випаровування охолоджуючої води. Головними недоліками є:

- ✓ громіздкість;
- ✓ корозія труб киснем повітря;
- ✓ наявність крапель і бризок, що потрапляють у навколишнє середовище.

У **спіральному** теплообміннику поверхня теплообміну утворюється двома металевими листками 1 і 2, згорнутими по спіралі (рис. 10.12). Внутрішні кінці листків приварені до глухої перегородки 3, а їх зовнішні кінці зварені один з одним. На торцях спіралі закриті установленими на прокладках кришками 4 і 5. Тобто всередині апарата утворюються два ізольовані один від одного спіральні канали, по яких протитоком рухаються теплоносії. Теплоносій I надходить через нижній штуцер і видаляється через бічний штуцер у правій кришці теплообмінника, а теплоносій II входить через лівий бічний штуцер і видаляється через верхній штуцер. Спіральні теплообмінники компактні, працюють за високих швидкостей теплоносіїв і мають невеликий гідравлічний опір. Проте вони складні у виготовленні і працюють за тисків, що не перевищують 10 атм.

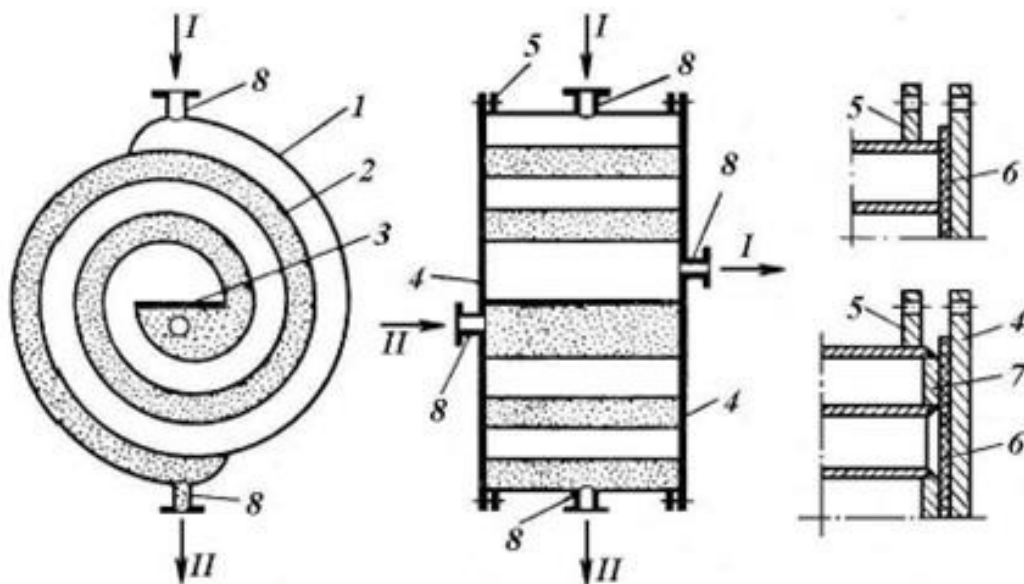


Рис. 10.12. Спіральний теплообмінник: 1, 2 — металеві листки;
3 — перегородка; 4 — кришка; 5 — фланець; 6 — прокладка;
7 — дистанційна смужка; 8 — патрубок

Розрахунок теплообмінної апаратури містить: 1) кількість тепла (Q), що передається за визначений час від одного теплоносія до іншого. Тепловий потік обчислюється шляхом складання і вирішення теплових балансів; 2) визначення поверхні теплообміну (F) апарата, яка забезпечить передачу необхідної кількості тепла у заданий час.

Лекція 11

ТЕПЛОВІ БАЛАНСИ

- 11.1. Фізична суть питомої теплоти конденсації, пароутворення, випаровування, теплоємності.
- 11.2. Тепловий баланс теплоносія без зміни агрегатного стану.
- 11.3. Тепловий баланс теплоносія зі зміною агрегатного стану.
- 11.4. Основне рівняння теплопередачі.

11.1. Фізична суть питомої теплоти конденсації, пароутворення, випаровування, теплоємності

Питома теплота пароутворення, конденсації — це фізична величина, що показує кількість тепла, яка витрачається на перетворення 1 кг рідини на пару за температури кипіння або за конденсації пари.

Питома теплоємність визначає кількість тепла, яку необхідно передати 1 кг (м³, молу) речовини для зміни її температури на 1 градус.

Тепло, що віддається гарячішим теплоносієм, витрачається на нагрівання холоднішого. Відносно невелика частина тепла витрачається на компенсацію втрат тепла апаратом у довкілля (3–5 %). У розрахунках втратою тепла можна знехтувати.

11.2. Тепловий баланс теплоносія без зміни агрегатного стану

Нагрівання чи охолодження рідини або газу без зміни агрегатного стану:

$$Q = Gc (t_2 - t_1), \quad (11.1)$$

де Q — кількість тепла, яке треба передати крізь теплообмінну поверхню, Вт; c — середня у визначеному діапазоні температур теплоємність рідини чи газу, Дж/(кг·град); t_1 і t_2 — початкова та кінцева температури теплоносія, °C; G — масова витрата теплоносія, кг/с.

Під час випаровування киплячої рідини або конденсації пари:

$$Q = Gr, \quad (11.2)$$

де r — питома теплота випаровування (конденсації), Дж/кг.

11.3. Тепловий баланс теплоносія зі зміною агрегатного стану

Під час конденсації пари з подальшим охолодженням одержаного конденсату до визначеної температури (t_1):

$$Q = Gr + G_k c (t_2 - t_1), \quad (11.3)$$

де G_k — кількість конденсату, кг/с; t_2 — температура конденсату, °С; c — середня у визначеному діапазоні температур теплоємність конденсату, Дж/(кг·град).

11.4. Основне рівняння теплопередачі

Основне рівняння теплопередачі має вигляд:

$$Q = k \cdot F \cdot \Delta t_c, \quad (11.4)$$

де k — коефіцієнт теплопередачі; Δt_c — середня різниця температур між теплоносіями.

Рухливою силою теплових процесів є різниця температур між теплоносіями, яка в процесі теплообміну не зберігає сталих значень (рис. 11.1), тому користуються середньою різницею температур $\Delta t_{сеп.}$, яка обчислюється за рівнянням:

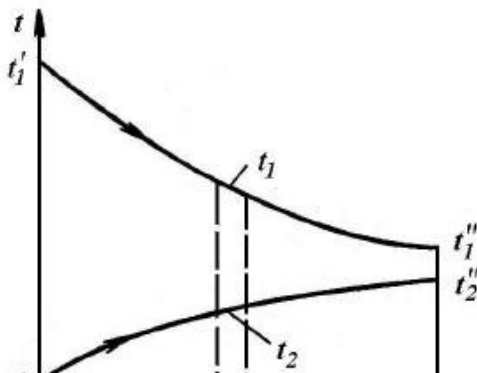


Рис. 11.1. Зміна температури теплоносіїв уздовж поверхні теплообміну за протікання

$$\Delta t_{сеп.} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_M}{\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_M}} \quad (11.5)$$

Коефіцієнт теплопередачі (K) визначається з урахуванням коефіцієнтів тепловіддачі (α_1 і α_2) і термічних опорів стінки і забруднень на ній ($\sum \delta/\lambda$) за формулою:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \delta/\lambda + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (11.6)$$

Теплове навантаження можна розрахувати за: тепловими балансами теплоносіїв; основним рівнянням теплопередачі; рівнянням теплопровідності; рівнянням тепловіддачі.

Лекція 12

ТЕПЛОПРОВІДНІСТЬ

- 12.1. Закон Фур'є.
- 12.2. Коефіцієнт теплопровідності.
- 12.3. Диференціальне рівняння теплопровідності.
- 12.4. Теплопровідність плоскої одношарової стінки.
- 12.5. Теплопровідність циліндричної стінки (труби).

12.1. Закон Фур'є

Жан-Батист Жозеф Фур'є був 12 з 15 дітей в сім'ї кравця (дев'ятим у другому шлюбі батька). Його батько, Жозеф Фур'є, походив з родини крамаря з невеликого містечка в Лотарингії. Його мати померла в 1777 році, коли Фур'є було дев'ять років, у тому ж році помер батько. За іншими джерелами, Фур'є став сиротою у віці восьми років.

У своїй першій школі, якою керував церковний музикант, Фур'є мав успіхи у вивченні французької та латини. У віці 12 років за сприяння єпископа Фур'є влаштували у військову школу при Бенедиктинському монастирі. У 13 років Жозеф зацікавився математикою, а у віці 14 років він освоїв шеститомний «Курс математики» Безу. У цей же час він став збирати свічкові недогарки в будівлі школи, щоб мати можливість займатися ночами. У 1782–1783 роках Фур'є отримав безліч призів з риторики, математики, механіки та співу.

У 17-річному віці він марив військовою кар'єрою і хотів стати артилеристом або військовим інженером. Незважаючи на підтримку шкільних вчителів і інспекторів, Фур'є отримав відмову, що було пов'язано з його незнатним походженням. У 1787 році Фур'є вступив в абатство Святого Бенедикта на Луарі, де збирався прийняти сан. Водночас він сумнівався у своєму виборі. У 1788 році він відправив свою статтю з алгебри Жану Етьєну Монтюкла, однак відповіді не отримав. Фур'є покинув абатство в 1789 році і подався до столиці. У Парижі в Королівській академії наук Фур'є представив роботу про чисельне розв'язання рівнянь будь-якого ступеня.

Довів теорему про кількість дійсних коренів алгебраїчного рівняння, що лежать між визначеними межами (Теорема Фур'є, 1796).

Досліджував, незалежно від Ж. Мурайле, питання про умови застосовності розробленого Ісааком Ньютоном методу чисельного розв'язання рівнянь (1818).

Знайшов формулу представлення функції за допомогою інтеграла, що відіграє важливу роль у сучасній математиці.

Довів, що будь-яку довільно накреслену лінію, складену з відрізків дуг різних кривих, можна подати єдиним аналітичним виразом.

У 1823 році, незалежно від Ерстеда, відкрив термоелектричний ефект, показав, що він має властивість суперпозиції, створив термоелектричний елемент.

У монографії «Аналітична теорія тепла» навів висновки рівняння теплопровідності у твердому тілі і розробку методів його інтегрування за різних граничних умов. Метод Фур'є полягає в поданні невідомої функції кількох змінних у вигляді добутку кількох функцій однієї змінної, в результаті чого рівняння у частині похідних вдається звести до звичайних диференціальних рівнянь. Цей метод надав нової форми подання функцій — у вигляді тригонометричних рядів, названих рядами Фур'є.

Його ім'я внесено до списку найвидатніших учених Франції, розміщеному на першому поверсі Ейфелевої вежі.

Основним законом передачі тепла теплопровідністю є закон Фур'є. Згідно з цим законом кількість тепла dQ , передана у вигляді теплопровідності через елемент поверхні dF , перпендикулярний тепловому потоку, за час dt , прямо пропорційна температурному градієнту dt/dn , поверхні й часу:

$$dQ = -\lambda \frac{dt}{dn} dF dt, \quad (12.1)$$

або кількість тепла, яке передається в одиницю часу через одиницю поверхні (щільність теплового потоку):

$$q = \frac{Q}{Ft} = -\lambda \frac{dt}{dn}. \quad (12.2)$$

12.2. Коефіцієнт теплопровідності

Коефіцієнт теплопровідності показує кількість тепла, яка проходить у результаті теплопровідності за одиницю часу через одиницю поверхні теплообміну за падіння температури на 1 град на одиницю довжини нормалі до ізотермічної поверхні [Вт/(м·град)]. Характеризує здатність тіла проводити тепло шляхом теплопровідності. Кращі провідники — метали, гірші — гази. Теплоізоляційні матеріали, як правило, пористі, в порах яких вкладено матеріал, що погано проводить тепло повітря.

12.3. Диференційне рівняння теплопровідності

Це рівняння виводять на основі закону збереження енергії, припускаючи, що тепло розповсюджується в середовищі, яке має густину ρ , теплоємність c , теплопровідність λ . Фізичні характеристики визначають сталими за напрямками й у часі.

Виділимо в однорідному тілі елементарний паралелепіпед об'ємом dV з ребрами розмірами dx , dy , dz (рис. 12.1).

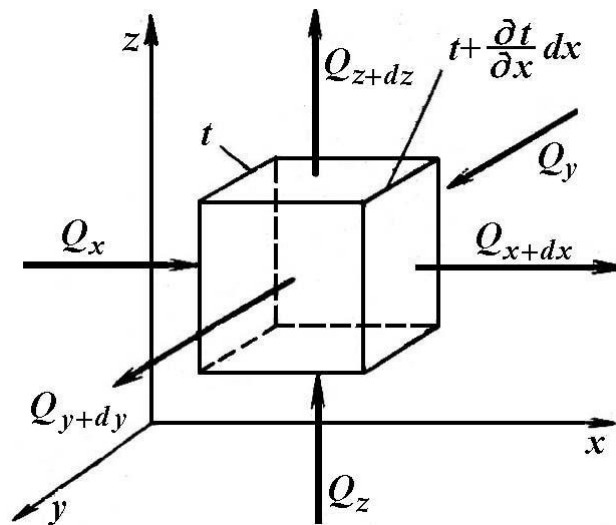


Рис. 12.1. До виведення диференційного рівняння теплопровідності

Кількість тепла, що входить у паралелепіпед через його межі за проміжок часу, dt :

за віссю x крізь грань $dydz$:

$$Q_x = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzd\tau,$$

за віссю y крізь грань $dx dz$:

$$Q_y = -\lambda \frac{\partial t}{\partial y} dx dz d\tau,$$

за віссю z крізь грань $dx dy$:

$$Q_z = -\lambda \frac{\partial t}{\partial z} dx dy d\tau.$$

Кількість тепла, що виходить у паралелепіпеда через його межі за той же проміжок часу, dt :

за віссю x :

$$Q_{x+dx} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzd\tau + \left[-\lambda \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\partial t}{\partial x} \right) dx dy dz d\tau \right],$$

за віссю y :

$$Q_{y+dy} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial y} dx dz d\tau + \left[-\lambda \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{\partial t}{\partial y} \right) dy dx dz d\tau \right],$$

за віссю z :

$$Q_{z+dz} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial z} dx dy d\tau + \left[-\lambda \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\partial t}{\partial z} \right) dz dx dy d\tau \right].$$

Різниця між кількістю тепла на вході у паралелепіпед та на виході з нього складає:

за віссю x :

$$dQ_x = Q_x - Q_{x+dx} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx dy dz d\tau,$$

за віссю y :

$$dQ_y = Q_y - Q_{y+dy} = -\lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dy dx dz d\tau,$$

за віссю z :

$$dQ_z = Q_z - Q_{z+dz} = -\lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dz dx dy d\tau.$$

Повний приріст тепла:

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

або

$$dQ = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) dV d\tau,$$

або

$$dQ = \lambda \nabla^2 t dV d\tau.$$

З іншого боку, згідно із законом збереження енергії приріст кількості тепла в паралелепіпеді витрачається на зміну ентальпії паралелепіпеда, яка становить:

$$dQ = c\rho dV \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau.$$

Прирівнюємо рівняння й отримуємо формулу для визначення розподілу температур у будь-якій точці тіла, через яке передається тепло теплопровідністю, яка називається **диференціальним рівнянням теплопровідності в нерухомому середовищі**, або **рівнянням Фур'є**:

$$\frac{dt}{d\tau} = a\nabla^2 \tau. \quad (12.3)$$

Коефіцієнт температуропровідності a характеризує теплоінерційні властивості тіла (середовища): за інших рівних умов швидше нагріється або охолоне тіло, яке володіє великим коефіцієнтом $a = \frac{\lambda}{c}$.

Для сталого процесу:

$$0 = a\nabla^2 t \text{ або } 0 = \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2}. \quad (12.4)$$

12.4. Теплопровідність плоскої одношарової стінки

Розглянемо плоску стінку товщиною δ з однорідного матеріалу, який має коефіцієнт теплопровідності λ (рис. 12.2). Температура на протилежних зовнішніх межах стінки $t_{ст1}$ і $t_{ст2}$ ($t_{ст1} > t_{ст2}$).

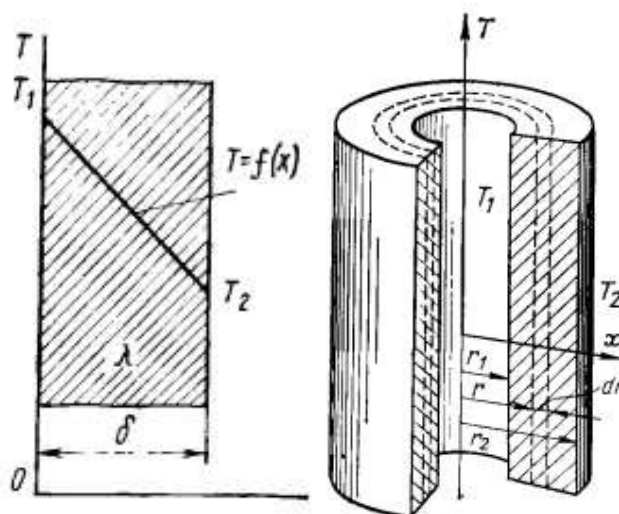


Рис. 12.2. До виводу рівняння теплопровідності стінки:
а) плоскої багатошарової; б) циліндричної

Для виведення рівняння теплопровідності плоскої стінки використовується диференціальне рівняння Фур'є. При цьому отримано рівняння:

$$dQ = \lambda \frac{t_{ct2} - t_{ct1}}{\delta} dF d\tau. \quad (12.5)$$

Для безперервного процесу рівняння набирає вигляду:

$$Q = \lambda \frac{t_{ct2} - t_{ct1}}{\delta} F \quad (12.6)$$

і має назву **рівняння теплопровідності плоскої стінки для сталого процесу теплообміну**.

Рівняння для теплопровідності плоскої багат шарової стінки отримується з (12.6) і має вигляд:

$$Q = \frac{(t_{ct2} - t_{ct1})F}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}}. \quad (12.7)$$

12.5. Теплопровідність циліндричної стінки (труби)

Для циліндричної стінки, поверхня якої складає $F = 2\pi rL$, рівняння Фур'є у сталому режимі має вигляд:

$$Q = -\lambda 2\pi rL \frac{dt}{dr}. \quad (12.8)$$

Тоді отримаємо:
для одношарової стінки:

$$Q = \frac{2\pi L(t_{ct2} - t_{ct1})}{\frac{1}{\lambda} \ln \frac{d_1^{30BH}}{d_1^{внутр}}}, \quad (12.9)$$

багат шарової стінки:

$$Q = \frac{2\pi L(t_{ct2} - t_{ct1})}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{\lambda_i} \ln \frac{d_i^{30BH}}{d_i^{внутр}}}. \quad (12.10)$$

Лекція 13

КОНВЕКТИВНИЙ ТЕПЛООБМІН (ТЕПЛОВІДДАЧА)

- 13.1. Поняття конвективного теплообміну.
- 13.2. Рівняння тепловіддачі.
- 13.3. Критерій теплової подібності Нуссельта.
- 13.4. Критеріальні рівняння.

13.1. Поняття конвективного теплообміну

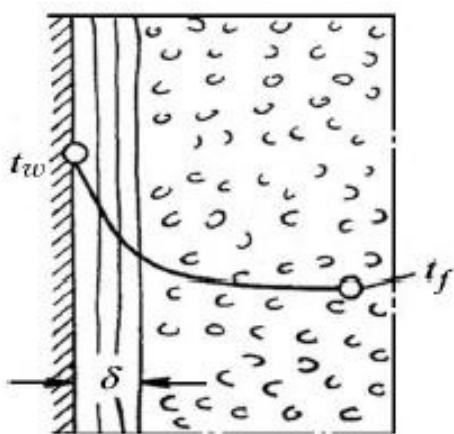


Рис. 13.1. Структура шару рідини, що прилягає до поверхні стінки

Конвективний теплообмін — це процес розповсюдження тепла у рідині (газі) від поверхні твердого тіла або до його поверхні одночасно конвекцією і теплопровідністю. Конвективний теплообмін інакше називається *тепловіддачею*. Перенесення тепла конвекцією тим інтенсивніше, чим більш турбулентно рухається вся маса рідини і чим енергійніше здійснюється перемішування її частинок. Конвекція пов'язана з механічним перенесенням тепла і дуже залежить від гідродинамічних умов руху рідини (рис. 13.1).

13.2. Рівняння тепловіддачі

Основний закон тепловіддачі, або закон охолодження — **закон Ньютона**: кількість тепла dQ , яка віддається за нескінченно малий проміжок часу $d\tau$ поверхнею dF , що має температуру $t_{ст}$, рідині з температурою T , прямо пропорційна цій поверхні й різниці температур $(t_{ст} - T)$:

$$dQ = \alpha(t_{ст} - T)dF d\tau, \quad (13.1)$$

де α — коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м²К).

Для сталого процесу:

$$Q = \alpha(t_{\text{ст}} - T)F. \quad (13.2)$$

Головним завданням у розрахунках процесу тепловіддачі є визначення. Це досить складне завдання, оскільки коефіцієнт залежить від багатьох чинників: режиму і швидкості руху рідини, її фізичних параметрів, форми й розмірів поверхні теплообміну тощо.

13.3. Критерій теплової подібності Нуссельта

Коефіцієнт тепловіддачі визначається з критерію теплової подібності Нуссельта, Nu :

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{l}, \quad (13.3)$$

де l — характерний лінійний розмір, м.

13.4. Критеріальні рівняння

Критерій Нуссельта обчислюється за критеріальними рівняннями конвективного теплообміну залежно від режиму руху теплоносія. Наприклад, у разі тепловіддачі, що не супроводжується зміною агрегатного стану, якщо спостерігається рух середовищ в трубах та каналах:

за розвинутої *турбулентної течії* в прямих трубах ($Re \geq 10\,000$):

$$Nu = 0,021 \varepsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{\text{ст}}} \right)^{0,25}, \quad (13.4)$$

за *ламінарного режиму* ($Re \leq 2000$):

$$Nu = 0,021 \varepsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{\text{ст}}} \right)^{0,25}. \quad (13.5)$$

Лекція 14

ВИПАРЮВАННЯ

- 14.1. Загальні відомості про процес випарювання.
- 14.2. Матеріальний і тепловий баланси випарного апарата.
- 14.3. Розрахунок поверхні нагрівання випарного апарата.
- 14.4. Температурні втрати і температура кипіння розчинів.
- 14.5. Багатокорпусні випарні устатковини.
- 14.6. Загальна корисна різниця температур та її розподіл за корпусами.
- 14.7. Класифікація випарних апаратів.

14.1. Загальні відомості про процес випарювання

Випарювання — це концентрування розчинів нелетких або малолетких речовин у рідких летких розчинниках. Випарюють розчини лугів, солей, а також висококиплячих рідини, що за температури випаровування мають дуже малий тиск пари (деякі мінеральні та органічні кислоти, багатоатомні спирти). Випарювання іноді застосовують для виділення розчинника в чистому вигляді.

Процес випарювання у фармацевтичному виробництві широко застосовується для отримання рідких екстрактів і є проміжною стадією у виробництві сухих екстрактів.

Під час випаровування здійснюється часткове видалення розчинника з усього обсягу за температури кипіння, на відміну від випаровування, яке відбувається за будь-якої температури й тільки з поверхні рідини.

Нагрівання розчину до температури кипіння може здійснюватися різними способами:

- ✓ нагрів водяною парою;
- ✓ використання носіїв тепла з високою температурою;
- ✓ електричний обігрів.

Здебільшого як нагрівальний агент використовують водяну пару, яку називають *нагрівальною* або *первинною*. Під час випаровування киплячого розчину утворюється вторинна пара.

Тепло, необхідне для випарювання розчину до відповідного стану, подається крізь поверхню, яка відокремлює теплоносіїв від розчину. Іноді може здійснюватися безпосередній контакт розчину і теплоносія.

Випарні апарати з поверхнею нагріву являють собою теплообмінники-випарники, як правило, з паровим обігрівом.

Випарювання здійснюють у спеціальному обладнанні, яке має свої технологічні особливості.

У великомасштабному виробництві використовують безперервно діючі випарні устатковини. В апарат безперервно подають вихідний розчин, а упарений безперервно виводять. За умови невеликої продуктивності, а також для випарювання розчинів до високих кінцевих концентрацій використовують апарати періодичної дії. Вихідний розчин упарюють до необхідної концентрації, потім зливають і знову завантажують розбавлений.

Розглянемо принципову схему однокорпусного випарного апарата безперервної дії на прикладі апарата з внутрішньою центральною циркуляційною трубою (рис. 14.1).

Випарний апарат має камеру нагріву 2 з кип'ятильними трубами 3 та сепаратор 1. Камера обігрівается водяною парою з відповідними енергетичними характеристиками, яка надходить у міжтрубний простір. Конденсат відводиться знизу камери. Розбавлений розчин подається над верхньою трубною решіткою й спускається по циркуляційній трубі вниз. Потім піднімається по трубах і починає кипіти, утворюючи вторинну пару. Внаслідок різниці густини розчину в циркуляційній трубі й парорідинної емульсії в кип'ятильних трубах розчин циркулює по замкнутому контуру. Упарений розчин видаляється через штуцер у днищі апарата. Відділення вторинної пари відбувається у сепараторі, після чого вона видаляється з апарата.

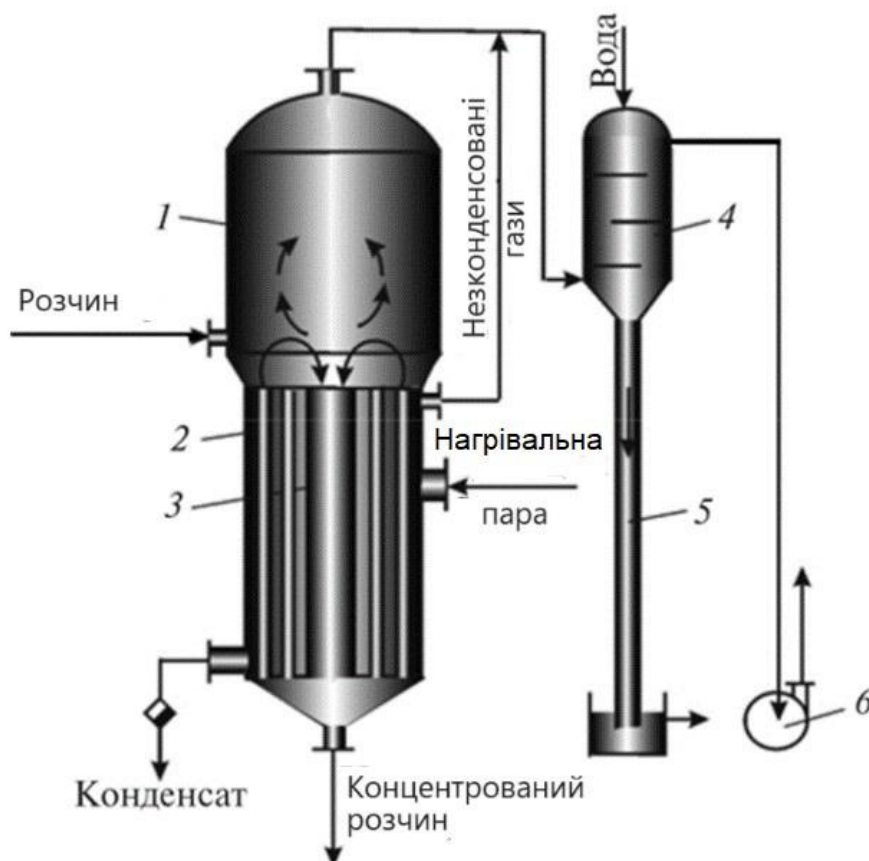


Рис. 14.1. Схема однокорпусного випарного апарата

Випарні апарати можуть працювати під *атмосферним, підвищеним тиском і під вакуумом*. Варіант випарювання визначається властивостями розчину та можливістю використання вторинної пари.

Порівняно з випарюванням під атмосферним тиском випарювання під вакуумом має певні особливості. Унаслідок зростання теплоти конденсації зі зниженням тиску збільшується питома витрата нагрівальної пари:

$$\frac{D}{W} = r$$

Випарювання під вакуумом дає можливість концентрувати розчини речовин, які схильні до розкладання за підвищених температур, оскільки температура їх кипіння буде нижчою.

Випарювання під вакуумом дозволяє зменшувати поверхню нагріву за інших рівних умов завдяки збільшенню корисної різниці температур ($T - t_{\text{кип}}$). Якщо утримувати однакову корисну різницю температур, то можна використовувати нагрівальну пару під нижчим тиском ($Gr = KF (T - t_{\text{кип}})$).

14.2. Матеріальний і тепловий баланси випарного апарата

Продуктивність однокорпусного випарного апарата з упареної води (W), з упареного розчину (G_k), якщо кількість розведеного розчину (G_n), а концентрація розчину змінюється від x_n до x_k (у масових відсотках), визначається з матеріального балансу:

✓ загального вигляду:

$$G_{\Pi} = G_k + W, \quad (14.1)$$

✓ за абсолютно сухою речовиною:

$$G_{\Pi} x_{\Pi} = G_k x_k. \quad (14.2)$$

Для складання теплового балансу випарного апарата визначають надходження та витрату тепла. Тепло надходить з вихідним розчином і нагрівальною парою. Витрачається з упареним розчином, вторинною парою, паровим конденсатом, теплотою концентрування, втратами тепла в навколишнє середовище. Відповідно рівняння теплового балансу буде мати вигляд:

$$G_n i_n + D I_r = G_k i_k + W I + D i' + Q_{\text{конц}} + Q_{\Pi}, \quad (14.3)$$

де I — ентальпія пари; D — витрата пари; $i = c \cdot t$ — ентальпія розчину; $i' = c' \theta$ — ентальпія конденсату; θ — температура насичення нагрівальної пари.

Теплота концентрування може входити як у вихідну, так і у витратну частину балансу.

З теплового балансу визначають витрату нагрівальної пари:

$$D = \frac{G_{\text{п}} c (t_{\text{кип}} - t_{\text{п}}) + W r + Q_{\text{конц}} + Q_{\text{втр}}}{r_{\text{гр}}}. \quad (14.4)$$

14.3. Розрахунок поверхні нагрівання випарного апарата

Поверхня нагріву випарного апарата безперервної дії визначається за рівнянням теплопередачі:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{кор}}}, \quad (14.5)$$

де Q — теплове навантаження апарата; K — коефіцієнт теплопередачі; $\Delta t_{\text{кор}}$ — рушійна сила процесу (корисна різниця температур).

Корисна різниця температур у випарному апараті являє собою різницю між температурою конденсації нагрівальної пари (T) і температурою кипіння розчину ($t_{\text{кип}}$):

$$\Delta t_{\text{кор}} = T - t_{\text{кип}}. \quad (14.6)$$

14.4. Температурні втрати і температура кипіння розчинів

Загальна величина температурних втрат в апараті складається з температурної депресії (Δ'), гідростатичної депресії (Δ'') й гідравлічної депресії (Δ''').

Температурна депресія дорівнює різниці між температурою кипіння розчину і температурою кипіння чистого розчинника за однакового тиску. Температурну депресію можна розрахувати також за правилом Бабо або за рівнянням Кірєєва.

Правило Бабо. Відносне зниження тиску пари $(p_1 - p_2)/p_1$ або p_2/p_1 над розведеним розчином певної концентрації є величиною сталою, яка не залежить від температури кипіння розчину: $p_2/p_1 = K = \text{const}$, де p_1 и p_2 — тиск пари розчинника і розчину відповідно.

Знаючи температуру кипіння розчину t_2 за деякого довільного тиску p_2 за таблицями насиченої водяної пари знаходять тиск пари чистого розчинника p_1 за тієї самої температури і розраховують константу K . Потім визначають для заданого тиску p_2 над розчином (тиск у випарному апараті) тиск пари чистого розчинника p_1 і знаходять за таблицями відповідну йому температуру t_2' , яка і буде температурою кипіння розчину за певного тиску. Оскільки температура чистого розчинника (t_1') за цього тиску відома, то температурна депресія складе: $\Delta' = t_2' - t_1'$.

Дослідні значення температурної депресії зазвичай наводяться за атмосферного тиску. Для розбавлених розчинів за будь-якого тиску величину Δ' можна розрахувати за формулою Тищенко:

$$\Delta' = 1,62 \cdot 10^{-2} \frac{T^2}{r} \Delta'_{\text{атм}}, \quad (14.7)$$

де T — температура кипіння чистого розчинника, К; r — теплота випаровування чистого розчинника, кДж/кг.

Якщо відомі дві температури за відомих тисків, можна користуватися рівнянням (правило лінійності) і номограмою (рис. 14.2).

$$\frac{t_{p1} - t_{p2}}{\theta_{p1} - \theta_{p2}} = K. \quad (14.8)$$

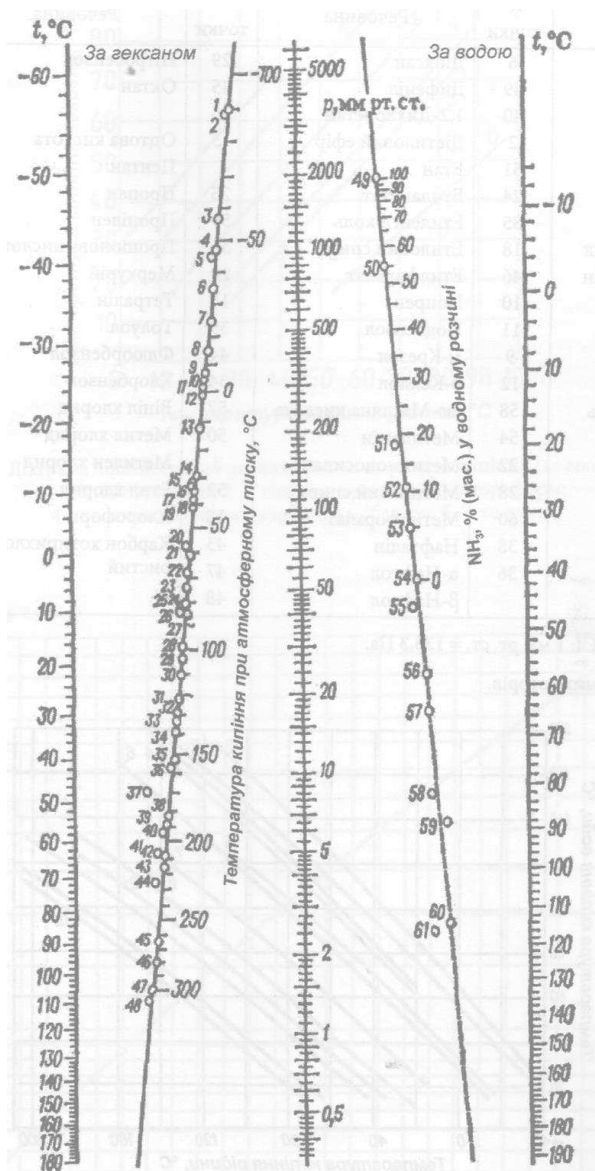


Рис. 14.2. Номограма для визначення тиску насиченої пари і температури кипіння деяких рідин

Гідростатична депресія обумовлена тим, що деяка частина труб випарного апарата заповнена рідиною, над якою знаходиться парорідинна емульсія. Вміст пари в ній різко збільшується у напрямку до верху труб. Цей вид депресії найбільш суттєві під час роботи апарата під вакуумом.

У першому наближенні розрахунок Δ'' можливий у разі визначення температури кипіння у середньому перерізі кип'ятильної труби. Для цього знаходять тиск у зазначеному перерізі як суму тиску вторинної пари і гідростатичного тиску на середині висоти труби, припускаючи, що густина розчину дорівнює половині густини чистого розчинника:

$$p = p_{\text{вт}} + \Delta p_{\text{сер}} = p_{\text{вт}} + \frac{\rho g H}{4}. \quad (14.9)$$

За отриманим тиском знаходять температуру кипіння розчинника (t_p). Різниця між температурою кипіння і температурою вторинної пари (T') визначить величину гідростатичної депресії:

$$\Delta'' = t_p - T'. \quad (14.10)$$

Гідравлічна депресія обумовлена гідравлічними опорами, які долає вторинна пара (тертя, місцевий опір) під час руху через сепараційні прилади і паропроводи. У середньому величину Δ''' можна взяти рівною 1 град.

Температура кипіння розчину з урахуванням температурних втрат, обумовлених температурною і гідростатичною депресією, складає:

$$t_{\text{кип}} = T' + \Delta' + \Delta'' \quad (14.11)$$

14.5. Багатокорпусні випарні устатковини

В однокорпусному випарному апараті на випарювання 1 кг води необхідно витратити понад 1 кг нагрівальної пари. Для зниження витрати пари процес проводять у багатокорпусній устатковини (рис. 14.3). Устатковина складається з декількох корпусів. Вихідний розчин надходить у перший корпус, який обігрівається первинною (нагрівальною) парою. Вторинна пара з цього корпусу використовується як нагрівальна у другому корпусі, де внаслідок зниженого тиску розчин кипить за більш низької температури, ніж у першому. Низький тиск у другому корпусі дозволяє упареному розчину переміщуватися самопливом й охолоджуватися до температури кипіння у цьому корпусі. У результаті цього утворюється додаткова кількість вторинної пари і відбувається так зване самовипарювання розчину. Аналогічно процес відбувається в інших корпусах.

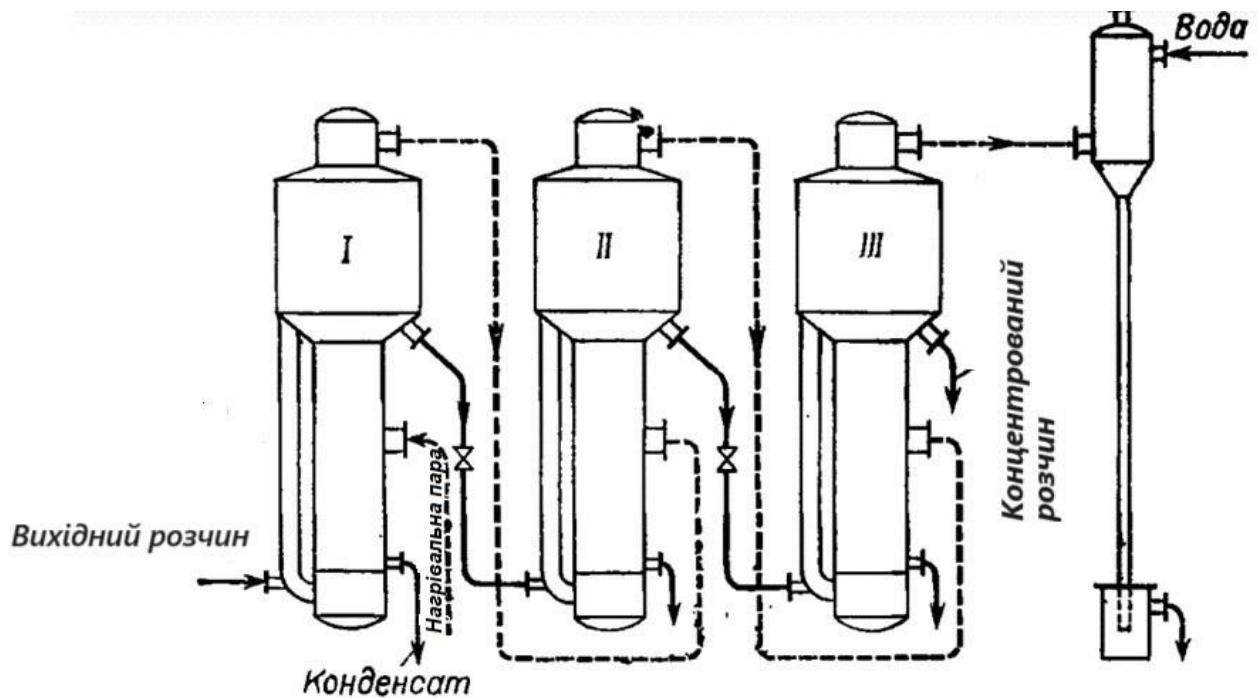


Рис. 14.3. Трикорпусна випарна устатковина

Багатокорпусні устатковини розрізняються за тиском вторинної пари в останньому корпусі, а також за взаємонапрямком руху нагрівальної пари і вихідного розчину (прямотечія або протитечія).

Матеріальний баланс багатокорпусної устатковини аналогічний матеріальному балансу однокорпусного апарата. Загальна кількість розчинника, що випарюється у всіх корпусах, складає:

$$W = G_{\Pi} \left(1 - \frac{x_{\Pi}}{x_k} \right). \quad (14.12)$$

Концентрація розчину на виході з кожного корпуса:

$$x_{k1} = \frac{G_{\Pi} x_{\Pi}}{G_{\Pi} - W_1}, \quad (14.13)$$

$$x_{kn} = \frac{G_{\Pi} x_{\Pi}}{G_{\Pi} - W_1 - \dots - W_n}.$$

14.6. Загальна корисна різниця температур та її розподіл за корпусами

Загальна корисна різниця температур ($\Delta t_{\text{заг}}$) багатокорпусної прямотечійної устатковини визначається як різниця між температурою первинної пари, що обігріває перший корпус (T'), і температурою вторинної пари, що виходить з останнього корпуса у конденсатор ($T_{\text{к}}'$):

$$\Delta t_{\text{заг}} = T' - T_{\text{к}}'. \quad (14.14)$$

Загальна різниця температур повністю не використовується через температурні втрати і тому корисна різниця температур буде менше загальної. Для багатокорпусної устатковини загальна корисна різниця температур дорівнює різниці між температурою нагрівальної пари у першому корпусі і температурою конденсації вторинної пари, яка виходить з останнього корпуса, та суми температурних втрат за всіма корпусами:

$$\Sigma \Delta t_{\text{кор}} = T' - T_{\text{к}}' - \Sigma \Delta t. \quad (14.15)$$

Вибір кількості корпусів. Зі збільшенням корпусів багатокорпусної устатковини знижується питома витрата нагрівальної пари, спостерігається обернено пропорційна залежність. Якщо в одному корпусі витрачається на випарювання 1 кг води приблизно 1 кг нагрівальної пари, то у двокорпусній устатковині — 0,5 кг, у трикорпусній — 0,33 і т. д.

14.7. Класифікація випарних апаратів

Випарні апарати класифікують за такими ознаками:

- ✓ поверхня нагріву;
- ✓ розташування поверхні нагріву в просторі;
- ✓ вид теплоносія;
- ✓ характер руху теплоносія у нагрівальній камері;
- ✓ вид та кратність циркуляції розчину;
- ✓ організація процесу.

Лекція 15

ОСНОВИ МАСОПЕРЕДАЧІ

- 15.1. Види процесів масопередачі.
- 15.2. Способи вираження складу фаз.
- 15.3. Правило фаз.
- 15.4. Фазова рівновага. Лінія рівноваги.
- 15.5. Матеріальний баланс. Робоча лінія.
- 15.6. Напрямок масопередачі.
- 15.7. Швидкість масопередачі.
- 15.8. Рівняння масовіддачі.
- 15.9. Рівняння масопередачі.
- 15.10. Рушійна сила процесів масопередачі.

15.1. Види процесів масопередачі

Масопередача — це процес переходу однієї чи кількох речовин з однієї фази в іншу. Процеси використовуються для розділення гомогенних систем.

Види процесів масопередачі:

Абсорбція — поглинання газу рідини, тобто процес поділу, що характеризується переходом речовини з газової фази в рідку.

Екстракція — вилучення речовини, розчиненої в рідині, іншою рідиною, що практично не змішується або частково змішується з першою.

Ректифікація — поділ гомогенних водяних сумішей шляхом багаторазового взаємного обміну компонентами між рідкою та паровою фазами, які рухаються зазвичай протитечією одна до одної.

Адсорбція — поглинання компоненту газу, пари чи розчину твердим пористим поглиначем, тобто процес поділу, що характеризується переходом речовини з газової (парової) або рідкої фази у тверду.

Сушіння — видалення вологи з твердих матеріалів головним чином шляхом її випаровування. Волога переходить із твердої фази в газову чи парову.

Кристалізація — виділення твердої фази у вигляді кристалів із розчинів або розплавів. Характеризується переходом речовини з рідкої фази у тверду внаслідок зміни її розчинності.

15.2. Способи вираження складу фаз

Кількісний склад фаз виражають:

- ✓ в об'ємних концентраціях — число кг (Cx) (кмоль, $\bar{C}x$) компонента в одиниці об'єму фази (кг/м³, кмоль/м³);
- ✓ у масових ($\tilde{x}$) або мольних (x) частках — кг (кмоль) компонента щодо кількості всієї фази (кгА/кг (А+В), кмольА/кмоль (А+В));
- ✓ у відносних масових ($\tilde{X}$) або мольних (X) частках — кг (кмоль) компонента щодо кількості іншого компонента (кгА/кгВ, кмольА/кмольВ,).

Перерахунок складу з одних одиниць виміру в інші наведено в табл. 15.1.

Таблиця 15.1

Зв'язок між одиницями виміру складу фаз

Вираження концентрації коефіцієнта А	x	$\bar{x}$	X	$\bar{X}$	C	$\bar{C}$
$[x] = \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль (А + В)}}$	—	$\frac{\bar{x}M_{\text{см}}}{M_A}$	$\frac{X}{1 + X}$	$\frac{M_B \bar{X}}{M_B \bar{X} + M_A}$	$\frac{CM_{\text{см}}}{\rho}$	$\frac{\bar{C}M_{\text{см}}}{\rho M_A}$
$[\bar{x}] = \frac{\text{кг А}}{\text{кг (А + В)}}$	$\frac{M_A x}{M_{\text{см}}}$	—	$\frac{M_A X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\bar{X}}{1 + \bar{X}}$	$\frac{M_A C}{\rho}$	$\frac{\bar{C}}{\rho}$
$[X] = \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль (А + В)}}$	$\frac{x}{1 - x}$	$\frac{\bar{x}M_B}{M_A(1 - \bar{x})}$	-	$\frac{M_B \bar{X}}{M_A}$	$\frac{M_B C}{\rho - M_A C}$	$\frac{\bar{C}M_B}{M_A(\rho - \bar{C})}$
$[\bar{X}] = \frac{\text{кг А}}{\text{кг В}}$	$\frac{M_A x}{M_B(1 - x)}$	$\frac{\bar{x}}{1 - \bar{x}}$	$\frac{M_A X}{M_B}$	—	$\frac{M_A C}{\rho - M_A C}$	$\frac{\bar{C}}{\rho - \bar{C}}$
$[C] = \frac{\text{кмоль А}}{\text{м}^3(\text{А + В})}$	$\frac{\rho x}{M_{\text{см}}}$	$\frac{\rho \bar{x}}{M_A}$	$\frac{\rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{M_A(\bar{X} + 1)}$	—	$\frac{\bar{C}}{M_A}$
$[\bar{C}] = \frac{\text{кг А}}{\text{м}^3(\text{А + В})}$	$\frac{\rho M_A x}{M_{\text{см}}}$	$\rho \bar{x}$	$\frac{M_A \rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{\bar{X} + 1}$	$M_A C$	—

15.3. Правило фаз

Знання рівноваги дозволяє установлювати межі перебігу процесів масопередачі. В основі рівноваги лежить правило фаз:

$$\Phi + C = K + 2, \quad (15.1)$$

де Φ — кількість фаз; C — кількість ступенів свободи (кількість незалежних змінних, які можна довільно змінювати без змін у системі); K — кількість компонентів системи.

Правило фаз вказує на кількість параметрів, які можна змінювати довільно для розрахунку рівноваги. Залежності між незалежними змінними зображують у вигляді фазових діаграм ($x - y$; $t - x, y$; $p - x, y$).

15.4. Фазова рівновага. Лінія рівноваги

За рівноваги досягається певна залежність між рівноважними концентраціями розподіленої речовини у фазах за певних температурі й тиску. В умовах рівноваги деякому значенню x відповідає суворо певна концентрація y в іншій фазі. Узагальнено зв'язок між концентраціями розподіленої речовини у фазах за рівноваги виражається залежністю:

$$y^* = f(x). \quad (15.2)$$

Відношення концентрацій фаз за рівноваги називається *коефіцієнтом розподілу*:

$$m = \frac{y^*}{x}. \quad (15.3)$$

Для розведених розчинів лінія рівноваги близька до прямої.

Конкретний вид законів рівноважного розподілу різний щодо різних процесів масопередачі. У процесі абсорбції рівновага описується законом Генрі, у процесі ректифікації — законом Рауля.

15.5. Матеріальний баланс. Робоча лінія

Робочі концентрації розподіленої речовини не досягають рівноважних значень. Залежність між робочими концентраціями зображується робочою лінією. Вигляд цієї залежності є однаковим для всіх масообмінних процесів й отримується з їх матеріальних балансів:

$$y = \frac{L}{G} x + (y_H - \frac{L}{G} x_K). \quad (15.4)$$

15.6. Напрямок масопередачі

Знаючи лінію рівноваги та робочу лінію, можна визначити напрямок та рушійну силу масопередачі у будь-якій точці апарата. На основі цих даних розраховується середня рушійна сила, а за нею — швидкість процесу масопередачі. Речовина, що розподіляється, завжди переходить з фази, де її вміст вище рівноважного, у фазу, в якій концентрація цієї речовини нижче рівноважної (рис. 15.1).

* Рівноважні значення.

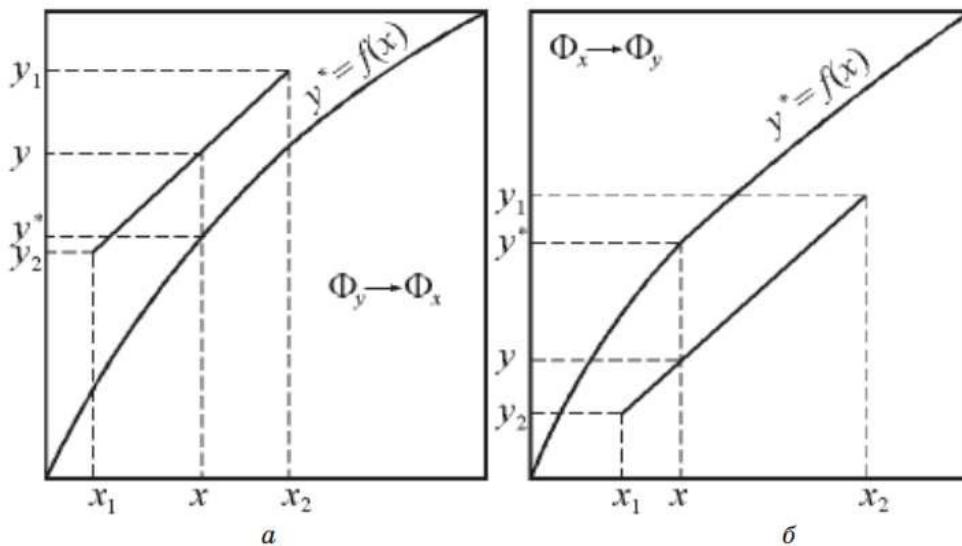


Рис. 15.1. Визначення напрямку масопередачі за x–y діаграмою:

- а) робоча лінія вище рівноважної лінії;
- б) робоча лінія нижче рівноважної лінії

15.7. Швидкість масопередачі

Швидкість масопередачі пов'язана з механізмом перенесення речовини, що розподіляється, у фазах, між якими відбувається масообмін.

Перенесення речовини усередині фази може відбуватися внаслідок молекулярної дифузії у нерухомому середовищі або молекулярної дифузії та конвекції одночасно у середовищі, що рухається.

Молекулярна дифузія — перенесення речовини, що обумовлено хаотичним тепловим рухом молекул, атомів, іонів. Описується першим законом Фіка, згідно з яким маса речовини, яка переноситься за одиницю часу через одиницю поверхні (за нормаллю), пропорційна градієнту концентрації цієї речовини:

$$M = -D \frac{dC}{dn}. \quad (15.5)$$

Коефіцієнт молекулярної дифузії D вказує на кількість речовини, яка переміщується за одиницю часу крізь одиницю поверхні за градієнта концентрації, що дорівнює одиниці. Ця фізична константа характеризує здатність певної речовини проникати внаслідок дифузії у нерухоме середовище.

Розподіл концентрацій під час переносу шляхом конвективної дифузії визначається у найзагальнішому вигляді диференціальним рівнянням конвективної дифузії:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right). \quad (15.6)$$

У разі масообміну в нерухомому середовищі це рівняння має назву другого **закону Фіка**.

15.8. Рівняння масовіддачі

Сьогодні немає теоретичних моделей масопередачі, що ґрунтуються на точних, перевірених досвідом гідродинамічних закономірностях. Через складність механізму масовіддачі у фазах для практичних цілей вважають, що **швидкість масовіддачі** пропорційна рушійній силі, що дорівнює різниці концентрацій у ядрі і на межі фази:

$$\begin{aligned}M_y &= \beta_y F(y - y_{\text{гр}}), \\M_x &= \beta_x F(x_{\text{зр}} - x).\end{aligned}\tag{15.7}$$

Коефіцієнт масовіддачі (β) показує, яка кількість речовини переходить від поверхні поділу фаз в ядро фази (або у зворотному напрямку) через одиницю поверхні за одиницю часу за рушійної сили, що дорівнює одиниці.

15.9. Рівняння масопередачі

Процес масопередачі містить процеси масовіддачі у межах кожної з двох взаємодіючих фаз і процес переносу речовини крізь поверхню поділу фаз. Складність розрахунку пов'язана з неможливістю вимірювати концентрації фаз безпосередньо на межі їх поділу. Враховуючи це, основне рівняння масопередачі, що визначає кількість речовини, яка переноситься між фазами за одиницю часу, має вигляд:

$$\begin{aligned}M_y &= K_y F(y - y^*), \\M_x &= K_x F(x^* - x).\end{aligned}\tag{15.8}$$

Коефіцієнт масопередачі (K) показує, яка кількість речовини переходить із фази у фазу через одиницю поверхні за одиницю часу за рушійної сили, що дорівнює одиниці.

Концентрації фаз змінюються за її руху вздовж поверхні розділу, відповідно змінюється рушійна сила. Тому, у рівняння вводять величину середньої рушійної сили:

$$\begin{aligned}M_y &= K_y F \Delta y_{\text{сер}}, \\M_x &= K_x F \Delta x_{\text{сер}}.\end{aligned}\tag{15.9}$$

* Рівноважні значення.

15.10. Рушійна сила процесів масопередачі

Розрахунок середньої рушійної сили залежить від вигляду рівноважної лінії (пряма або не пряма лінія) (рис. 15.2).

Припустимо, що процес масопередачі відбувається із фази Φ_y у фазу Φ_x , витрати фаз і коефіцієнти масопередачі вздовж поверхні контакту не змінюються.

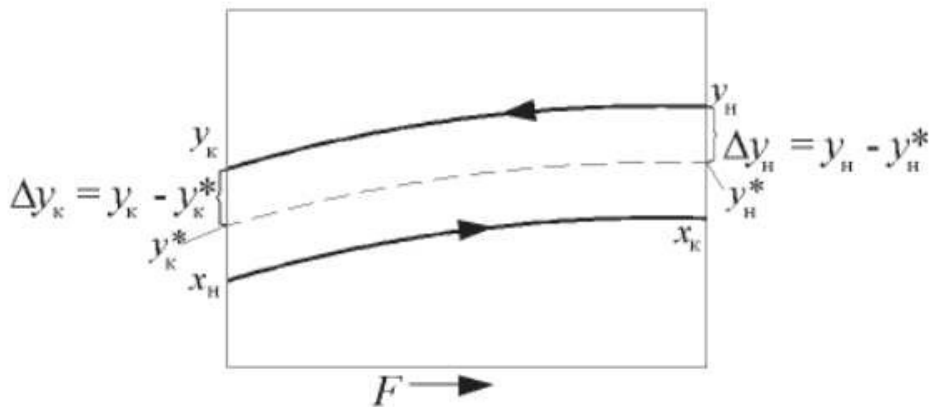


Рис. 15.2. До визначення середньої рушійної сили процесу масопередачі

Тоді, відповідно, рівнянням масопередачі і матеріального балансу для елементарної поверхні отримуємо вирази:

$$dM_y = -Gdy = K_y dF(y - y^*) \text{ або } dM_x = -Ldx = K_x dF(x^* - x), \quad (15.10)$$

які після інтегрування набувають вигляду:

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

або

$$M_x = K_x F \frac{x_k - x_n}{\int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x}}. \quad (15.11)$$

* Рівноважні значення.

З отриманих рівнянь видно, що середню рушійну силу можна розрахувати за формулами:

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{y_{\text{н}} - y_{\text{к}}}{\int_{y_{\text{к}}}^{y_{\text{н}}} \frac{dy}{y - y^*}}$$

або

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{x_{\text{к}} - x_{\text{п}}}{\int_{x_{\text{п}}}^{x_{\text{к}}} \frac{dx}{x^* - x}} \quad (15.12)$$

Якщо лінія рівноваги є прямою, середня рушійна сила визначається аналогічно, як для теплообмінних апаратів:

$$\begin{aligned} \Delta y_{\text{ср}} &= \frac{(y_{\text{н}} - y_{\text{н}}^*) - (y_{\text{к}} - y_{\text{к}}^*)}{\ln \frac{y_{\text{н}} - y_{\text{н}}^*}{y_{\text{к}} - y_{\text{к}}^*}} = \frac{\Delta y_{\text{б}} - \Delta y_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta y_{\text{б}}}{\Delta y_{\text{м}}}}, \\ \Delta x_{\text{ср}} &= \frac{(x_{\text{к}}^* - x_{\text{к}}) - (x_{\text{н}}^* - x_{\text{н}})}{\ln \frac{x_{\text{к}}^* - x_{\text{к}}}{x_{\text{н}}^* - x_{\text{н}}}} = \frac{\Delta x_{\text{б}} - \Delta x_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta x_{\text{б}}}{\Delta x_{\text{м}}}}. \end{aligned} \quad (15.13)$$

Для розрахунку масообмінних апаратів знаходять робочу висоту апарата, яка забезпечує задані концентрації розподіленого компонента у фазах.

Інтегрالي $\int_{y_{\text{к}}}^{y_{\text{н}}} \frac{dy}{y - y^*}$ і $\int_{x_{\text{п}}}^{x_{\text{к}}} \frac{dx}{x^* - x}$ мають назву **число одиниць переносу** і можуть розглядатись як ділянка апарата, де зміна концентрації однієї з фаз дорівнює середній рушійній силі на цій ділянці:

$$\int_{y_{\text{к}}}^{y_{\text{н}}} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{y_{\text{н}} - y_{\text{к}}}{\Delta y_{\text{ср}}} = n_{oy} \quad (15.14)$$

Число одиниць переносу знаходять методом графічного інтегрування.

Розрахунок основних розмірів масообмінних апаратів. До основних розмірів масообмінних апаратів відносять діаметр (для апаратів циліндричної форми), який характеризує продуктивність апарата, та робочу висоту, що відображає інтенсивність процесу.

Розрахунок діаметра здійснюється за рівнянням витрати.

Висота апарата визначається залежно від того, є контакт фаз у ньому безперервним або ступінчастим. За безперервного контакту фаз висоту апарата можна знайти з рівняння масопередачі:

$$M_y = K_y a V \Delta y_{\text{ср}}.$$

або

$$M_x = K_x a V \Delta x_{\text{ср}}. \quad (15.15)$$

Для ступінчастого контакту висоту визначають за допомогою числа одиниць переносу як його добуток з висотою одиниці переносу:

$$H = h_{ox} n_{ox}$$

або

$$H = h_{oy} n_{oy} \quad (15.16)$$

Висота одиниць переносу. Кількість речовини, що переходить із фази у фазу, можна визначити як з матеріального балансу, так і з рівняння масопередачі. Якщо дорівняти ці рівняння, отримаємо:

$$M = G(y_{\Pi} - y_k) = K_y a V \Delta y_{\text{сер.}}$$

або

$$M = L(x_k - x_{\Pi}) = K_x a V \Delta x_{\text{сер.}} \quad (15.17)$$

Звідки:

$$H = \frac{G}{K_y a S} \frac{y_{\Pi} - y_k}{\Delta y_{\text{сер.}}}$$

або

$$H = \frac{G}{K_x a S} \frac{x_k - x_{\Pi}}{\Delta x_{\text{сер.}}}, \quad (15.18)$$

де перший множник — висота одиниці перенесення, другий — число одиниць.

Лекція 16

АБСОРБЦІЯ

16.1. Матеріальний баланс.

16.2. Мінімальна витрата поглинача.

16.3. Класифікація абсорбційних апаратів.

16.1. Матеріальний баланс

Розглянемо схему руху потоків у протитечійному апараті для масообміну (рис. 16.1). В апарат надходять газова фаза і рідка відповідно з витратами G (кг/с) і L (кг/с). Вміст компонента, що розподіляється, виражений у відносних масових частках, визначений у газовій фазі y , у рідкій — x .

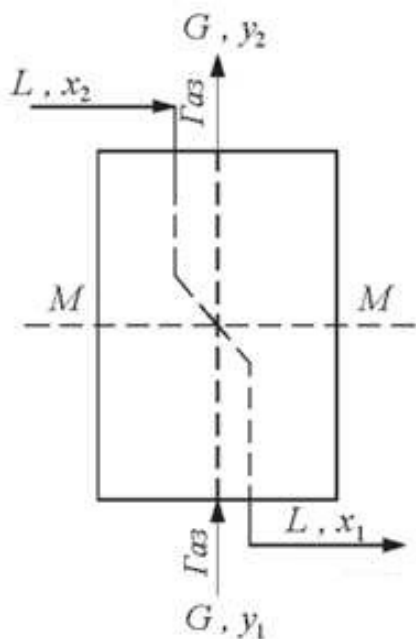


Рис. 16.1. Схема рухів потоків у протитечійному абсорбері

Компонент, який розподіляється, переходить з фази G у фазу L , вміст цього компонента у фазі G зменшується від y_n (на вході в апарат) до y_k (на виході з апарата). Відповідно, вміст цього ж компонента у фазі L збільшується від x_n (на вході в апарат) до x_k (на виході з апарата).

Кількість речовини, яка переходить із газу у рідину, записують у вигляді матеріального балансу апарата:

$$M = G(y_n - y_k) = L(x_k - x_n). \quad (16.1)$$

З отриманого рівняння визначають питому витрату рідини (l):

$$l = \frac{L}{G} = \frac{y_n - y_k}{x_k - x_n}. \quad (16.2)$$

Повнота вилучення з газової фази визначають ступенем перетворення (φ):

$$\varphi = \frac{y_n - y_k}{y_n}. \quad (16.3)$$

Розглядаючи довільний перетин апарата з проміжним складом фаз, отримаємо рівняння робочої лінії процесу:

$$y = \frac{L}{G}x + (y_n - \frac{L}{G}x_k), \quad (16.4)$$

що показує залежність між нерівноважним складом у довільному перетині апарата.

16.2. Мінімальна витрата поглинача

Залежно від витрати поглинача робоча лінія переміщується відносно точки В (рис. 16.2). У разі **мінімальної витрати поглинача** (L_{min}) робоча лінія торкається рівноважної, рушійна сила масопередачі буде дорівнювати 0, процес буде припинений, а необхідна висота абсорбера збільшується до нескінченності.

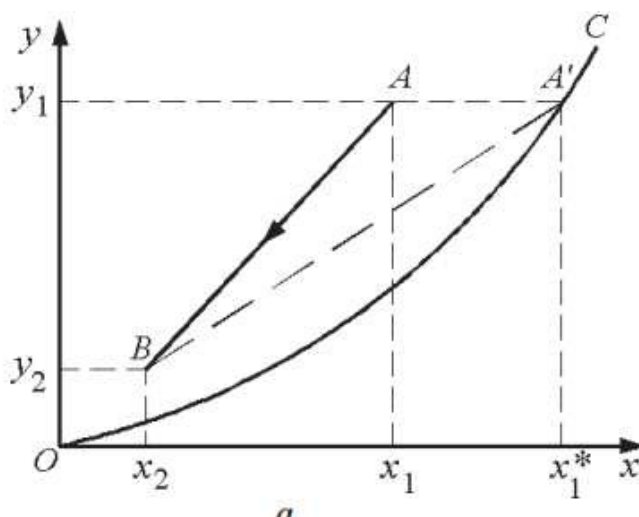


Рис. 16.2. Визначення мінімальної витрати поглинача

Витрату поглинача визначають з урахуванням коефіцієнта надлишку (β) за рівнянням:

$$L = \beta L_{min}. \quad (16.5)$$

Мінімальну витрату поглинача розраховують графічно або з матеріального балансу:

$$M = G(y_n - y_k) = L(x_k - x_n) = L_{min}(x_k^* - x_n). \quad (16.6)$$

16.3. Класифікація абсорбційних апаратів

Класифікація абсорбційних апаратів здійснюється за способом утворення поверхні контакту, а саме: поверхневі, плівкові, насадкові, тарілчасті (барботажні), розпилювальні.

У **поверхневих абсорберах** контакт фаз відбувається на дзеркалі нерухокої або малорухомої рідини (рис. 16.3). Ці апарати використовуються тільки для добре розчинених газів через малу поверхню контакту.

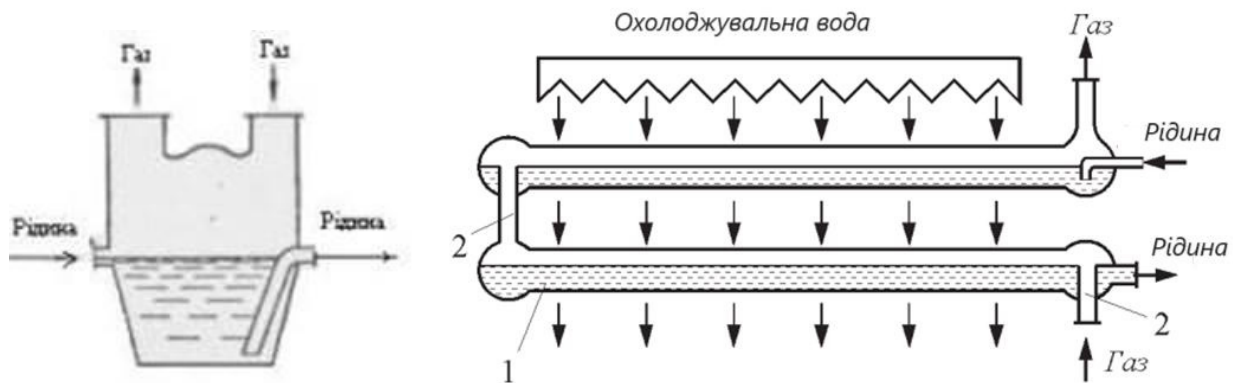


Рис. 16.3. Поверхневі абсорбери

У **плівкових абсорберах** поверхнею контакту фаз є поверхня рідини, що рухається по твердій вертикальній стінці. До цього виду апаратів належать:

- трубчасті абсорбери;
- абсорбери з плоскопаралельною або листковою насадкою;
- абсорбери з висхідним рухом плівки рідини.

З перерахованих вище абсорберів найбільш поширені трубчасті абсорбери (рис. 16.4), які за конструкцією аналогічні кожухотрубчастому теплообміннику.

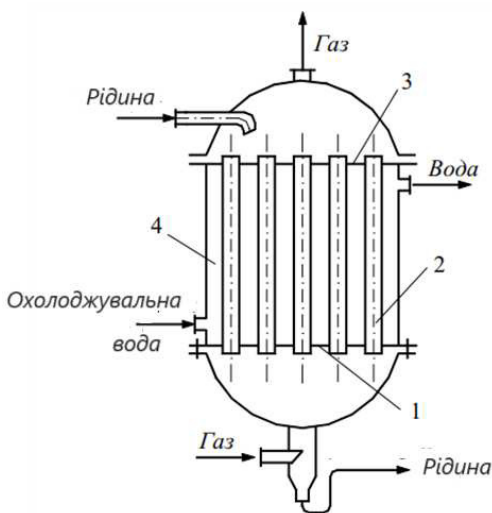


Рис. 16.4. Плівкові абсорбери

Абсорбент надходить на верхню трубну решітку, розподіляючись по трубах 2, і стікає по їх внутрішній поверхні у вигляді тонкої плівки. Газ рухається по трубах знизу вгору назустріч рідкій плівці, що стікає. У разі необхідності відведення теплоти за екзотермічної абсорбції в міжтрубний простір абсорбера подають воду для охолодження.

Переваги плівкового трубчастого абсорбера:

- 1) низький гідравлічний опір порівняно з насадковими і тарілчастими;
- 2) висока рушійна сила завдяки структурі потоків, близької до ідеального витиснення;
- 3) можливість відведення теплоти.

Порожністі (форсункові) розпилювальні абсорбери є порожністими колонами (рис. 16.5). У цих абсорберах газ рухається знизу вгору, а рідина подається через розташовані кілька горизонтальних рядів форсунки з напрямком факела розпилення зазвичай зверху вниз.

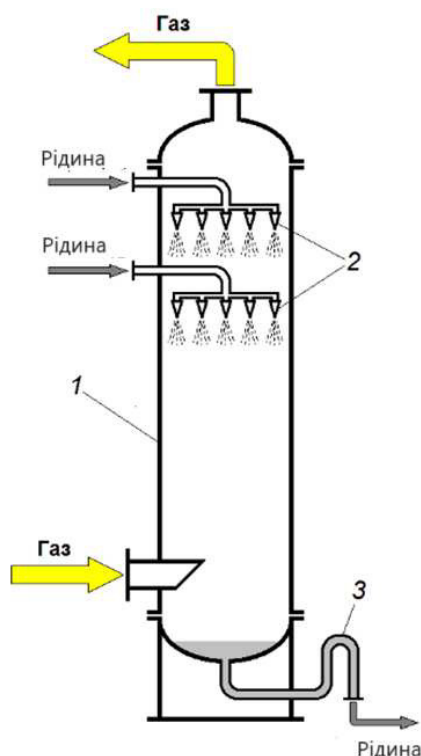


Рис. 16.5. Розпилювальний абсорбер

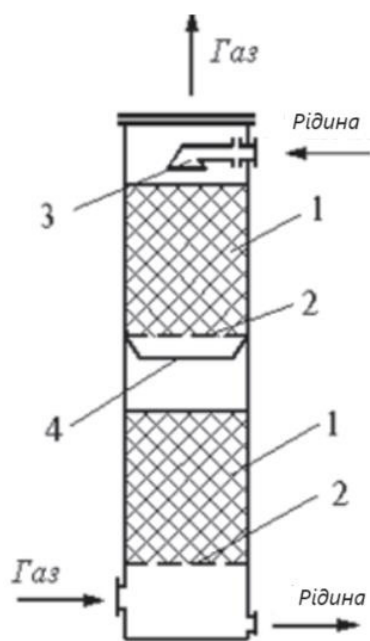


Рис. 16.6. Насадковий абсорбер

Переваги порожнистих розпилювальних абсорберів:

- 1) простота пристрою;
- 2) низька вартість;
- 3) низький гідравлічний опір за газовою фазою порівняно з іншими типами абсорберів.

Насадкові абсорбери, що працюють у плівковому режимі (рис. 16.6), набули найбільшого поширення в промисловості. Ці абсорбери є порожністими колонами, заповненими насадкою, яка покладена на опорні ґрати. Для поліпшення рівномірності зрошення насадки та запобігання руйнуванню крихких елементів насадки під власною вагою її укладають шарами. Кожен шар спирається на свої опорні ґрати, а між шарами встановлені перерозподільні тарілки.

Рідина в колонці насадки тече по елементах насадки у вигляді тонкої плівки, тому площа поверхні контакту фаз приблизно дорівнює площі змоченої поверхні насадки. Газ подається в колону знизу і рухається вгору через вільний об'єм насадки, контактуючи з плівкою, по якій стікає рідина.

Переваги насадкового плівкового абсорбера:

- 1) відносно велика площа поверхні контакту фаз порівняно з плівковими трубчастими і порожністими розпилювальними абсорберами;
- 2) низький гідравлічний опір порівняно з тарілчастими абсорберами;
- 3) висока корозійна стійкість контактних елементів;
- 4) простіша і менш металомістка конструкція порівняно з тарілчастими апаратами;
- 5) висока рушійна сила завдяки малому поздовжньому перемішуванню.

Недоліки насадкового абсорбера:

- 1) менша поверхня контакту фаз порівняно з тарілчастими барботажними колонами і, як наслідок, більші об'єми апаратів;

- 2) погане змочування насадки за малих витрат рідкої фази;
- 3) складність відведення теплоти у разі екзотермічного ефекту абсорбції.

Насадкові абсорбери можуть працювати у різних гідродинамічних режимах:

- 1) плівковий — спостерігається за невеликої щільності зрошування та невеликих швидкостях газу;
- 2) підвисання;
- 3) емульгування — виникає як результат накопичування рідини у вільному об'ємі насадки.

У насадкових апаратах за високих витрат газової фази відбувається інверсія фаз. До цього суцільною фазою була газова, а рідка фаза була дисперсною (розподіленою насадкою у вигляді плівки). У разі інверсії відбувається зміна фаз — суцільною фазою стає рідка, а газова фаза перетворюється на дисперсну (розподіляючись у рідині у вигляді бульбашок).

Після інверсії фаз насадка перетворюється на режим емульгування. У вільному обсязі насадки утворюється газорідинна дисперсна система, що на вигляд нагадує барботажний шар (піну). Режим емульгування починається у найвужчому перерізі насадки, щільність засипки якої завжди має деяку нерівномірність. Шляхом ретельного регулювання подачі газу режим емульгування може бути встановлений на всій висоті насадки. Цей режим відрізняється високим гідравлічним опором. Крім того, режим емульгування складно підтримувати, оскільки малий інтервал зміни швидкостей газу, за яких режим зберігається. Усе це різко обмежує застосування режиму емульгування практично.

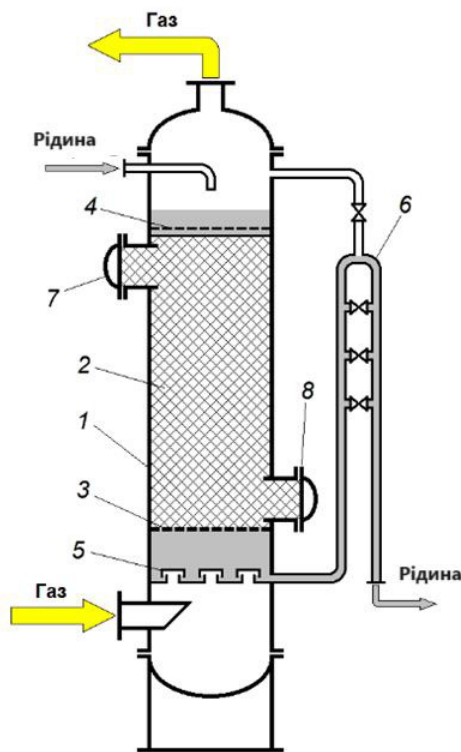


Рис. 16.7. Емульгаційний абсорбер

Режим емульгування відповідає максимальній ефективності насадкових колон переважно внаслідок збільшення площі поверхні контакту фаз, яка в цьому режимі визначається не поверхнею насадки, а міжфазною поверхнею газорідинної дисперсії, що утворюється та заповнює весь вільний обсяг насадки. У насадкових колонах без спеціальних пристроїв підтримувати режим емульгування дуже важко, оскільки малий інтервал зміни швидкостей газу, в якому колона працює у цьому режимі. Тому розроблено спеціальну конструкцію емульгаційної насадкової колони (рис. 16.7) у якій насадка занурена в рідину — затоплена.

Типи насадок. Насадка являє собою тверді тіла різної форми (рис. 16.8). Насадка збільшує поверхню контакту газу і рідини. Основними характеристиками насадок є питома поверхня і вільний об'єм.

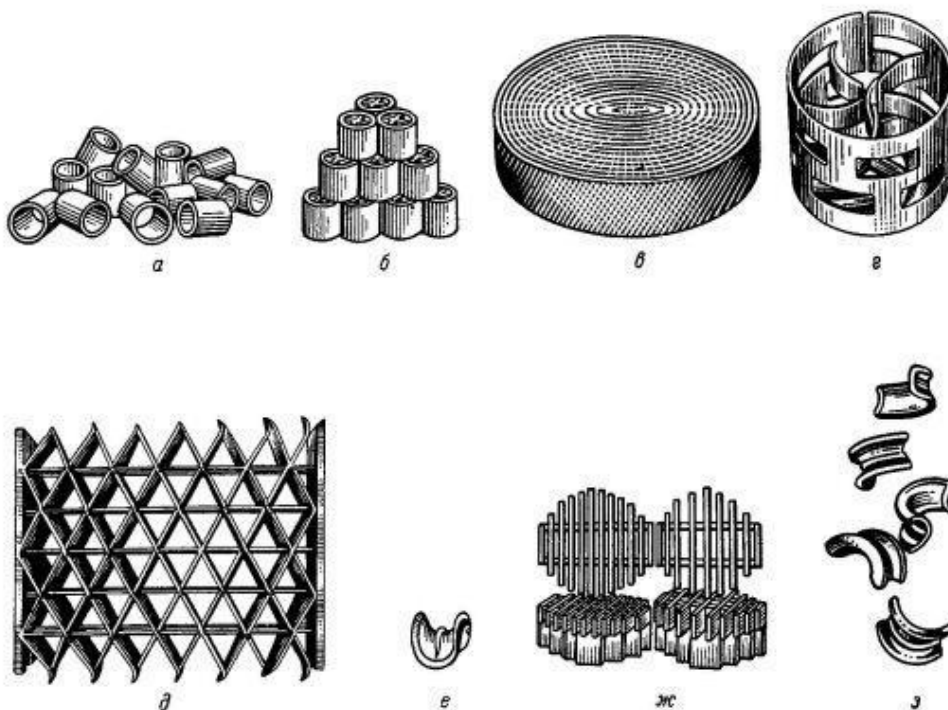


Рис. 16.8. Типи насадок: а) кільця Рашига, хаотично розташовані; б) кільця з перегородками, розташовані у певному порядку; в) насадка Гулдсе; г) кільця Палля; д) насадка «Спрейпак»; е) сідла Берля; ж) хордова насадка; з) сідла «Інталлокс»

Барботажні (тарілчасті) абсорбери. У тарілчастих абсорберах поверхня контакту фаз більша, ніж в інших абсорберів. Однак для абсорбера велику роль відіграє його гідравлічний опір, за високого значення енергетичні витрати на транспортування газу стають неприпустимо великими. Високий гідравлічний опір тарілчастих абсорберів обмежує їх застосування. Тому з усіх тарілчастих апаратів найбільшого поширення як абсорбери отримали апарати з провальними ґратчастими тарілками (рис. 16.9), гідравлічний опір яких не настільки великий. Абсорбер з провальними ґратчастими тарілками — це протитечійний апарат зі ступінчастим контактом фаз, де поверхня контакту фаз утворюється за рахунок барботажу газу крізь шар рідини на тарілках.

Переваги абсорбера з провальними ґратчастими тарілками:

- 1) велика поверхня контакту фаз на одиницю об'єму апарата;
- 2) можливість роботи за невеликих витрат рідини, на відміну від насадкових плівкових абсорберів;
- 3) можливість відведення теплоти шляхом установлення на тарілках трубчатки, по якій рухається охолоджувальна вода.

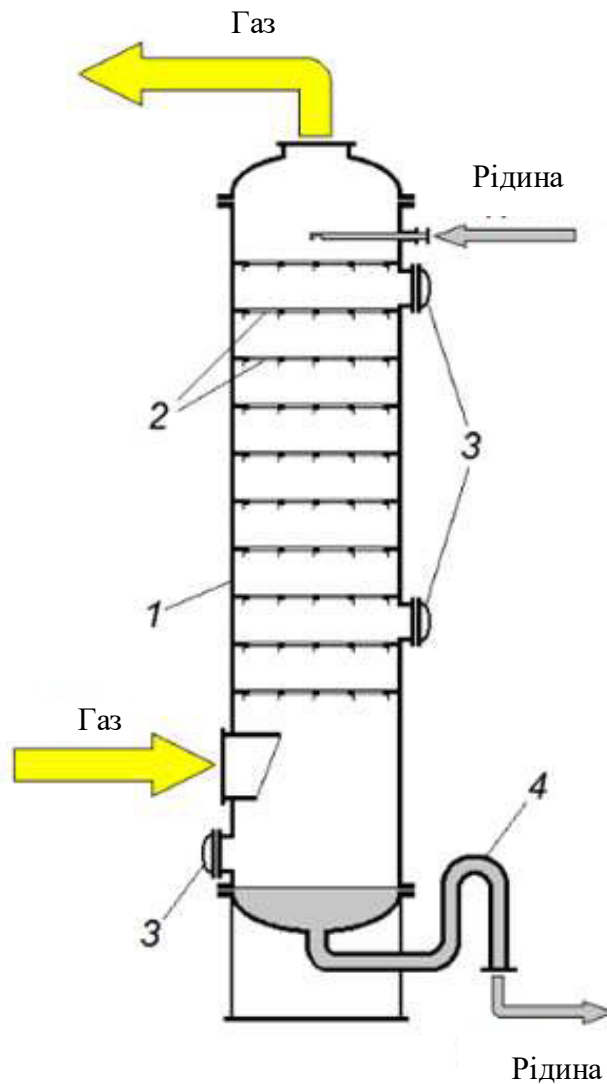


Рис. 16.9. Тарілчастий абсорбер

Недоліки абсорбера з провальними ґратчастими тарілками:

1) високий гідравлічний опір (нижче, ніж в інших тарілках, але вище, ніж у насадки, що працює у плівковому режимі);

2) неможливість роботи за низьких витрат газової фази через те, що за низьких витрат газу рідина не утримується на тарілці, стікаючи через отвори, і барботажний шар не утворюється.

До тарілок зі зливними приладами належать сітчасті, ковпачкові, клапанні, баластні, пластинчасті.

Лекція 17

ПЕРЕГОНКА РІДИНИ

- 17.1. Види перегонки.
- 17.2. Класифікація бінарних сумішей.
- 17.3. Закон Дальтона. Закон Рауля.

17.1. Види перегонки

У широкому сенсі **перегонка** являє собою процес, що полягає у частковому випаровуванні суміші, яка розділяється, і наступній конденсації утвореної пари, що відбувається одноразово або багаторазово. У результаті конденсації одержують рідину, склад якої відрізняється від складу вихідної суміші.

За допомогою перегонки розділяють суміші, всі компоненти яких леткі. Розділ перегонкою заснований на різній леткості компонентів суміші за однієї і тієї самої температури. Усі компоненти суміші переходять у пароподібний стан у кількостях, пропорційних їхній леткості.

У найпростішому випадку суміш складається з двох компонентів. Отримувана під час перегонки пара містить більше низькокиплячого компонента (легколеткого), ніж вихідна суміш. Рідка фаза збіднюється, а парова фаза збагачується НК. Рідина, що не випарувалася, багатша на висококиплячий (важколеткий) компонент ВК.

Рідина, що не випарувалася, називається залишком, рідина, отримана після конденсації парів — дистилятом (ректифікатом).

Існують два принципово відмінні *види перегонки*: проста перегонка і ректифікація.

Проста перегонка — процес одноразового часткового випаровування рідкої суміші і конденсації парів, що утворюються. Застосовується лише для розділення сумішей, леткості компонентів яких суттєво різні.

Ректифікація — розділення гомогенних сумішей летких рідин шляхом двостороннього масо- і теплообміну між нерівноважними рідкою та паровою фазами, що мають різну температуру кипіння і рухаються відносно одна одної. Розділення зазвичай здійснюється в колонних апаратах за багаторазового або безперервного контакту фаз. За кожного контакту з рідини випаровується НК, яким збагачується пара, а з парової фази конденсується переважно ВК, що переходить у рідину. Обмін компонентами між фазами дозволяє отримати в підсумку пару, що є практично чистою НК. Ця пара, що виходить з верхньої частини колони, після її конденсації в окремому апараті дає дистилят і флегму — рідину, що повертається для зрошення колони і взаємодії з паром, що піднімається по колоні. Знизу колони видаляється рідина, що є майже чистим ВК — кубовий залишок. Частину залишку випаровують у нижній частині колони для отримання висхідного потоку пари.

Суть процесу можна простежити за допомогою t - x -у діаграми (рис. 17.1).

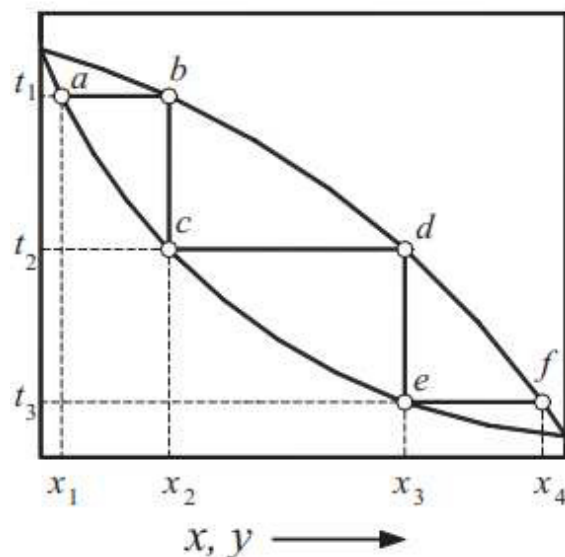


Рис. 17.1. Суть процесу багаторазового випаровування і конденсації

17.2. Класифікація бінарних сумішей

Залежно від взаємної розчинності компонентів розрізняють суміші рідин:

- ✓ з необмеженою взаємною розчинністю (ідеальні та реальні суміші);
- ✓ взаємно розчинні, обмежено розчинні одна в одній.

17.3. Закон Дальтона. Закон Рауля

Ідеальні суміші. Ідеальні розчини слідуєть **закону Рауля**. Відповідно до цього закону парціальний тиск кожного компонента пропорційний мольній частці цього компонента в рідині. Водночас коефіцієнт пропорційності дорівнює тиску насиченої пари певного компонента за певної температури. Під час змішування компонентів ідеального розчину тепловий ефект відсутній, об'єм суміші практично не змінюється.

Відповідно до **закону Дальтона**, загальний тиск пари над розчином дорівнює сумі парціальних тисків його компонентів. Водночас парціальний тиск кожного компонента пропорційний його мольній частці в парі.

Насправді ідеальних розчинів немає, проте у промисловості доводиться розділяти перегонкою багато розчинів, що за властивостями наближаються до ідеальних.

Реальні рідкі суміші з повною взаємною розчинністю компонентів не дотримуються закону Рауля. Спостерігаються відхилення від цього закону. За позитивного відхилення різниця тисків $P - P_{\text{ід}} > 0$, за негативного відхилення $P - P_{\text{ід}} < 0$, де P — загальний тиск над реальним розчином, а $P_{\text{ід}}$ — над ідеальним. Для низки сумішей кількісні відхилення від закону Рауля настільки великі, що призводять до якісно нових властивостей сумішей. За деякого складу такі суміші мають постійну температуру кипіння. За такої температури склад рівноважної пари над сумішшю дорівнює складу рідини. Такі суміші називаються азеотропними, або неподільно киплячими.

Лекція 18

ПРОСТА ПЕРЕГОНКА

- 18.1. Матеріальний баланс простої перегонки.
- 18.2. Визначення середнього складу дистиляту.

18.1. Матеріальний баланс простої перегонки

Проводять шляхом поступового випаровування рідини, що знаходиться у перегінному кубі (рис. 18.1). Пара, що утворюється, відводиться і конденсується. Процес здійснюється періодично (частіше) або безперервно.

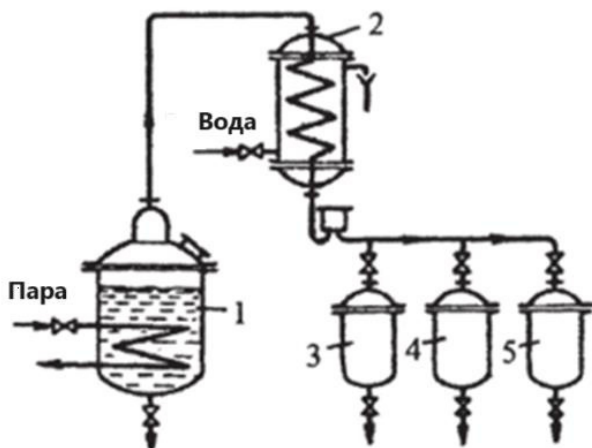


Рис. 1. Схема устатковини для фракційної перегонки:
1 — перегінний куб; 2 — конденсатор; 3–5 — збірники фракцій дистиляту

18.2. Визначення середнього складу дистиляту

Для складання матеріального балансу простої перегонки вважається, що в кубі в деякий час знаходиться L кг суміші, яку розділяють, з концентрацією за легколетким (ЛК) компонентом x . Кількість важколеткого компонента (ВК) у рідині у цей час складає Lx . Тоді для нескінченно малого проміжку часу можна записати:

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + dLy^*, \quad (18.1)$$

вважаючи, що випаровується dL кг суміші, концентрація рідини в кубі зменшується на dx , утворюється рівноважна пара у кількості dL з концентрацією y^* , кількість ЛК у парі буде дорівнювати dLy^* .

Нехтуючи складовою $dLdx$, після розкриття дужок отримаємо:

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y^* - x}. \quad (18.2)$$

Отримане рівняння інтегрується у межах зміни кількості рідини від вихідного F до кінцевого W , а концентрації від x_F до x_W :

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}. \quad (18.3)$$

Інтегрування правої частини рівняння проводять графічно через неможливість установлення аналітичної залежності $y^* = f(x)$.

Знаючи кількість завантаженої в куб суміші та її склад, а також заданий склад залишку, знаходять кількість залишку:

$$P = F - W. \quad (18.4)$$

Середній склад дистилату, що отримується, визначають з рівняння матеріального балансу за ЛК:

$$x_{P_{cp}} = \frac{Fx_F - Wx_W}{F - W}. \quad (18.5)$$

Розрахунок простої перегонки зазвичай має на меті визначити кількість рідини, яку необхідно перегнати для того, щоб отримати в кубі залишок заданого складу і дистилат необхідного середнього складу.

* Рівноважні значення.

Лекція 19

РЕКТИФІКАЦІЯ

- 19.1. Принцип ректифікації.
- 19.2. Безперервнодіючі устатковини.
- 19.3. Матеріальний баланс безперервної ректифікаційної колони.
- 19.4. Рівняння робочих ліній.
- 19.5. Побудова робочих ліній на діаграмі у-х.
- 19.6. Мінімальне та дійсне флегмове числа.
- 19.7. Тепловий баланс ректифікаційної колони.
- 19.8. Класифікація ректифікаційних апаратів.

19.1. Принцип ректифікації

Процес ректифікації здійснюється шляхом багаторазового контакту між не-рівноважними рідкою і газовою фазами, що рухаються відносно одна одної. Під час взаємодії між фазами відбувається масо- і теплообмін, що обумовлюється намаганням системи дістатися рівноважного стану. Як результат, за кожного контакту компоненти перерозподіляються між фазами: пара збагачується ЛК, а рідина — ВК. Відбувається практично повне розділення вихідної суміші.

19.2. Безперервнодіючі устатковини

Розглянемо, як реалізуються вищезазначені умови в колонах ректифікації безперервної дії (рис. 19.1–2).

Ректифікаційна колона має циліндричний корпус 1, всередині якого розташовані контактні пристрої у вигляді тарілок або насадок. Знизу вгору по колоні рухається пара, яка утворюється у кип'ятильнику 2. Пара починає проходити крізь шар рідини з концентрацією x_1 і температурою t_1 на нижній тарілці.

У результаті взаємодії між рідиною і парою, що має більшу температуру, рідина частково випаровується і у пар переходить переважно ЛК. Тому на другу тарілку переходить пара, яка містить більше ЛК.

Тобто пара, що на виході з кип'ятильника була майже ВК, рухаючись по колоні збагачується ЛК і залишає колону у вигляді майже чистого ЛК. Пара конденсується в дефлегматорі 3, отриманий конденсат розділяється на дистилят і флегму, що подається знову в колону на верхню тарілку і створює низхідний потік рідини. Флегма являє собою майже чистий ЛК. Рухаючись по колоні і взаємодіючи з парою, збагачується все більше ВК, який конденсується з пари. На нижню тарілку флегма надходить як ВК.



Рис. 19.1. Загальний вигляд ректифікаційної колони

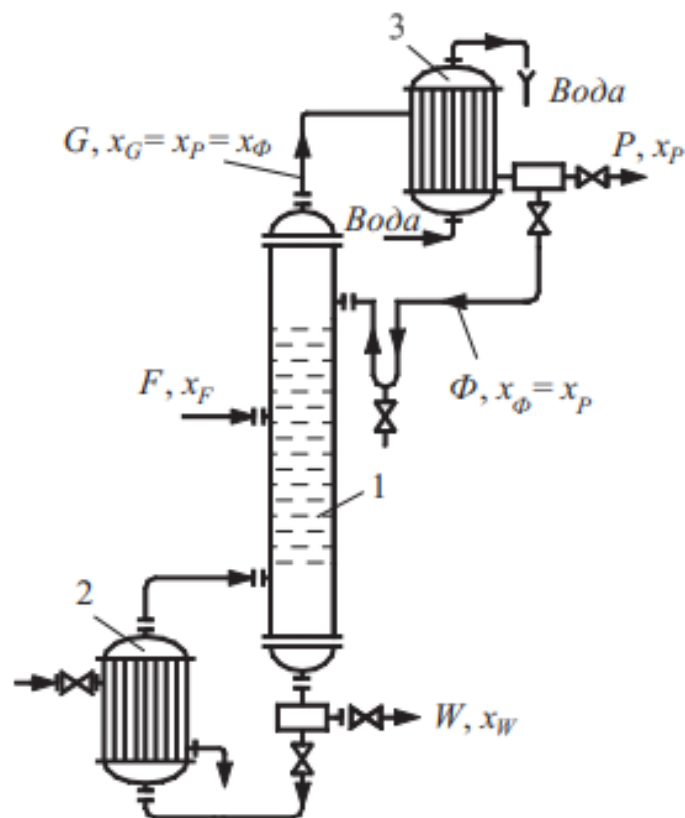


Рис. 19.2. До виводу МБ ректифікаційної устатковини:
1 — колона; 2 — куб; 3 — дефлегматор

Вихідна суміш подається в колону на живильну тарілку, яка знаходиться на деякій відстані від верху колони. Живильна тарілка розділяє колону на дві частини, які мають різне призначення. У верхній частині відбувається зміцнення пари ЛК (закріплювальна частина), у нижній — максимально видаляється з рідини ВК (вичерпна частина).

19.3. Матеріальний баланс ректифікаційної колони

Основні моменти у складанні матеріальних і теплових балансів безперервної ректифікації бінарних сумішей такі:

1. Кількості та склади фаз виражаються в мольних величинах.
 2. Суміш підкорюється правилу Трутона: молярна ентропія випаровування різних речовин за нормальної температури кипіння є постійною величиною і дорівнює константі Трутона.
 3. Склад пари в дефлегматорі дорівнює складу дистилляту.
 4. Склад пари в кип'ятильнику дорівнює складу кубової рідини.
 5. Теплоти змішування компонентів суміші дорівнюють нулю.
 6. На живильній тарілці суміш нагріта до температури кипіння.
- Матеріальний баланс колони буде мати вигляд:

$$F + \Phi = G + W. \quad (19.1)$$

Оскільки $G = P + \Phi$, то можна записати:

$$F = P + W. \quad (19.2)$$

Матеріальний баланс за ЛК:

$$Fx_F = Wx_w + Px_p. \quad (19.3)$$

19.4. Рівняння робочих ліній

Для отримання робочих ліній процесу (рис. 19.3) користуються загальним для всіх масообмінних процесів рівнянням:

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_n - \frac{L}{G}x_k\right).$$

Закріплювальна частина колони. Кількість флегми $L = \Phi = PR$, де $R = \Phi/P$ — флегмове число, відношення кількості флегми до кількості дистилляту.

Кількість пари, що рухається по колоні:

$$G = P + \Phi = P + PR = P(R + 1). \quad (19.4)$$

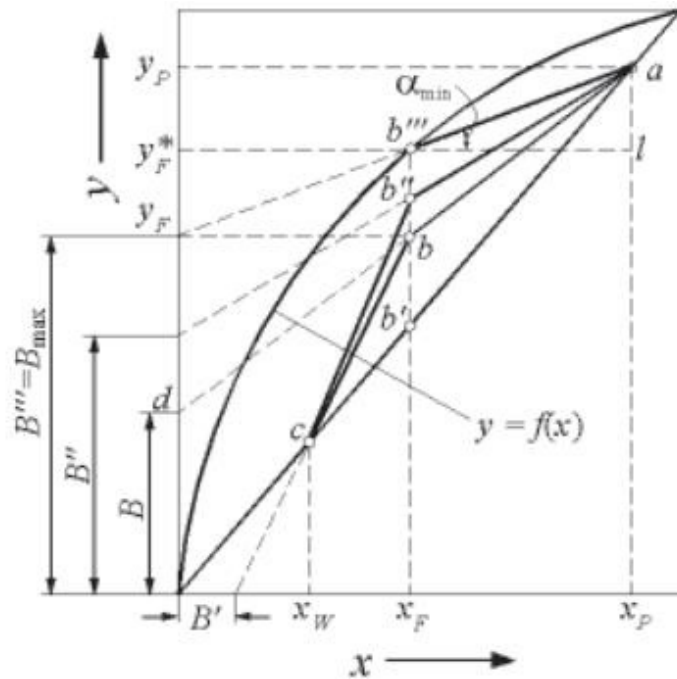


Рис. 19.3. Побудова робочих ліній на діаграмі x-y

Отримуємо рівняння робочої лінії:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_p}{R+1}. \quad (19.5)$$

Вичерпна частина колони. Кількість зрошувальної рідини більше кількості флегми на витрату вихідної суміші. Якщо позначити кількість живлення, що приходить на 1 кмоль дистилляту, як $f = F/P$, то $F = Pf$ і кількість загальної рідини можна визначити за такою формулою:

$$L = \Phi + F = PR + Pf = P(R + f). \quad (19.6)$$

Кількість пари не змінюється і рівняння робочої лінії вичерпної частини колони набуває вигляду:

$$y = \frac{R+f}{R+1}x + \frac{1-f}{R+1}x_W. \quad (19.7)$$

19.6. Мінімальне та дійсне флегмове числа

За заданого складу дистилляту відрізок B (рис. 19.3), який відсікає робоча лінія закріплювальної частини колони на осі ординат залежить тільки від дійсного флегмового числа, що можна розрахувати як:

$$B = \frac{x_p}{R+1}. \quad (19.8)$$

Величину флегмового числа можна зменшувати тільки до певної межі, яка визначається рушійною силою процесу масопередачі між фазами. Тоді робоча лінія проходить через точку b''' і максимальний відрізок $V_{\max}$ відповідає мінімальному флегмовому числу.

Дійсне флегмове число знаходиться в межах $R_{\min}$ і $R = \infty$ і визначається за допомогою коефіцієнта надлишку флегми β : $R = \beta \cdot R_{\min}$. Для визначення флегмового числа та відповідного коефіцієнта надлишку флегми ставлять кілька значень коефіцієнта надлишку флегми в межах 1,02–5, графічно визначають відповідні їм числа теоретичних тарілок N_t . Потім за кожного значення будують на діаграмі y - x робочі лінії. Між ними і рівноважною лінією проводять відрізки, паралельні осям координат. Число утворених ступенів у межах x_p - x_f буде відповідати числу теоретичних тарілок у верхній частині колони, а число ступенів, яке вийшло в межах зміни концентрації x_f - x_w , — числу теоретичних тарілок у нижній частині колони (рис. 19.4).

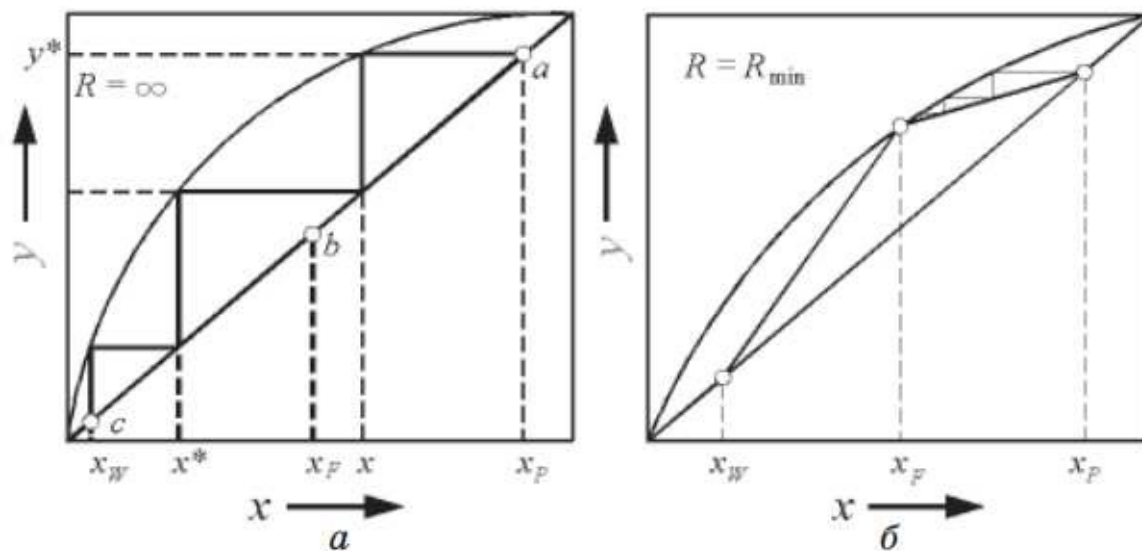


Рис. 19.4. Зображення робочих ліній: а) $R_{\min}$; б) $R = \infty$

Далі будують графік у координатах R -($R+1$) N і визначають мінімум отриманої функції. Використовуючи значення оптимального флегмового числа, будують остаточну робочу лінію, за допомогою якої обчислюють число теоретичних тарілок.

19.7. Тепловий баланс ректифікаційної колони

Для колони безперервної дії з урахуванням втрат тепла в навколишнє середовище визначають прихід та витрату тепла (рис. 19.5).

Прихід тепла здійснюється з теплоносієм у кип'ятильнику ($Q_{\text{кип}}$), з вихідною сумішшю (Fi_f), з флегмою (Φi_ϕ). Витрачається тепло з парою, що надходить у дефлегматор (GI), із залишком (WI_w), виходить у навколишнє середовище ($Q_{\text{втр}}$). Тобто рівняння теплового балансу набуває вигляду:

$$Q_{\text{кип}} + Fi_f + \Phi i_\phi = GI_G + WI_w + Q_{\text{пот.}} \quad (19.9)$$

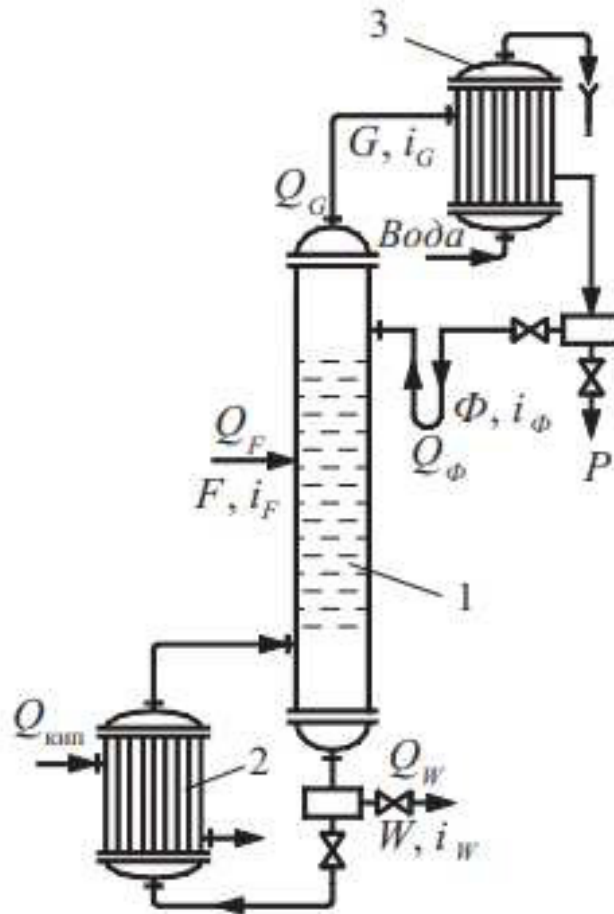


Рис. 19.5. Схема потоків для теплового балансу: 1) колона; 2) кип'ятильник; 3) дефлегматор

Розв'язуючи рівняння теплового балансу відносно $Q_{\text{кип}}$ з урахуванням залежностей:

$$i_{\Phi} = C_{\Phi} t_{\Phi}; \quad i_W = C_W t_W; \quad i_F = C_F t_F, \quad (19.10)$$

отримуємо можливість знайти витрату тепла у кип'ятильнику:

$$Q_{\text{кип}} = P(R+1)r_{\Phi} + P(i_{\Phi} - i_F) + W(i_W - i_F) + Q_{\text{пот}}, \quad (19.11)$$

Теплоємності і теплоти конденсації для бінарних сумішей обчислюють за правилом адитивності, виходячи із властивостей чистих компонентів:

$$C = C_{\text{л}} x + C_{\text{т}} (1-x), \quad r = r_{\text{л}} x + r_{\text{т}} (1-x). \quad (19.12)$$

Кількість тепла в дефлегматорі залежить від кількості пари, яка конденсується. Для повної конденсації розрахунок проводиться за формулою:

$$Q_{\text{деф}} = (\Phi + P)(i_G - i_{\Phi}) = P(R+1)r_{\Phi}. \quad (19.13)$$

За конденсації пари, що відповідає кількості флегми, отримують:

$$Q_{\text{деф}} = \Phi(i_G - i_{\Phi}) = P \cdot R \cdot r_{\Phi}. \quad (19.14)$$

19.8. Класифікація ректифікаційних апаратів

Використовують апарати двох типів: насадкові і тарілчасті (рис. 19.6).

Крім того, для ректифікації під вакуумом використовують плівкові і роторні колони різних конструкцій. Ректифікаційні колони за конструкцією аналогічні абсорбційним апаратам. На відміну від абсорберів ректифікаційні колони обладнані теплообмінними пристроями — кип'ятильником і дефлегматором.

Кип'ятильник (куб) призначений для перетворення на пару частини рідини, яка рухається із колони, і підводу пари у її нижню частину. Кип'ятильники мають поверхню нагріву у вигляді змійовика або вбудованого кожухотрубчатого теплообмінника. У періодичних апаратах кип'ятильник використовується і як ємність для вихідної суміші.



Рис. 19.6. Ректифікаційні апарати: а) тарілчасті; б) насадкові

Дефлегматор призначений для конденсації пари і подання флегми в колону. Являє собою кожухотрубчатий теплообмінник, у міжтрубному просторі якого конденсується пара, а по трубах рухається охолоджувальна вода.

СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Коваленко, І. В. Основні процеси та апарати хімічних виробництв : підручник / І. В. Коваленко, В. В. Малиновський. — Київ : Інрес: Воля, 2006. — 264 с.
2. Марценюк, О. С. Процеси і апарати харчових виробництв : підручник / О. С. Марценюк, Л. М. Мельник. — Київ : НУХТ, 2011. — 407 с.
3. Новіков, В. П. Процеси і апарати хіміко-фармацевтичної промисловості : навч. посіб. для фармац. і хім. спец. ВНЗ / В. П. Новіков, Ю. І. Сидоров, В. І. Чуєшов. — Вінниця : Нова книга, 2009. — 816 с.
4. Онищук, О. О. Процеси та апарати хімічних виробництв : курс лекцій / О. О. Онищук, Ж. О. Кормош. — Луцьк : Вежа-Друк, 2020. — 155 с.
5. Промислова технологія ліків : підручник : у 2-х т. / В. І. Чуєшов [та ін.] ; за ред. проф. В. І. Чуєшова. — Харків : Основа : Вид-во УкрФА, 1999. — 560 с.
6. Процеси і апарати. Механічні та гідромеханічні процеси : підручник / В. С. Бойко [та ін.]. — Київ : ПрофКнига, 2021. — 468 с.
7. Процеси та апарати харчових виробництв. Теплообмінні процеси : підручник / В. С. Бойко [та ін.]. — Мелітополь : Видавнично-поліграфічний центр «Lux», 2020. — 330 с.
8. Процеси та апарати харчового виробництва : конспект лекцій з навч. дисц. для здоб. вищої освіти першого (бакалаврського) рівня зі спец. 133 Галузеве машинобудування за освітньо-професійною програмою «Галузеве машинобудування» / Укл.: О. І. Білоус. — Кам'янське : ДДТУ, 2019. — 67 с.
9. Процеси та апарати хіміко-фармацевтичних виробництв в таблицях та номограмах : навч. посіб. для студ. фармац. закладів вищої освіти / Р. В. Сагайдак-Нікітюк [та ін.]. — Харків : НФаУ, 2018. — 77 с.
10. Процеси та апарати хімічних виробництв. Практикум [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спец. 161 «Хімічні технології переробки деревини та рослинної сировини», освітня програма «Хімічні технології переробки деревини та рослинної сировини» / уклад. : Б. І. Дуда [та ін.]. — Київ : КПП ім. Ігоря Сікорського, 2020. — 116 с.
11. Сагайдак-Нікітюк, Р. В. Процеси і апарати хіміко-фармацевтичних виробництв : навч. посіб. для самост. роботи студ. техн. спец. фармац. ф-тів / Р. В. Сагайдак-Нікітюк, О. В. Кутова, В. І. Вельма. — Харків : НФаУ, 2019. — 52 с.
12. Сидоров, Ю. І. Процеси і апарати хіміко-фармацевтичної промисловості / Ю. І. Сидоров, В. І. Чуєшов, В. П. Новіков. — Вінниця : Нова Книга, 2009. — 816 с.
13. Тertiшний, О. О. Механічні процеси в хімічній технології / О. О. Тertiшний, С. О. Опарін, П. В. Рябік. — Дніпропетровськ : ДВНЗ УДХТУ, 2015. — 215 с.
14. Філімонова, І. А. Процеси та апарати харчових виробництв : навч.-метод. посіб. для самост. роботи студ. / І. А. Філімонова. — Умань : Видавничо-поліграфічний центр «Візаві», 2014. — 105 с.

ЗМІСТ

Вступ	3
Лекція 1. Освітня компонента «Процеси і апарати хіміко-фармацевтичних виробництв»: предмет і завдання	4
Лекція 2. Гідростатика	14
Лекція 3. Гідродинаміка	20
Лекція 4. Насоси	34
Лекція 5. Переміщення та стискання газів (компресори)	42
Лекція 6. Розділення неоднорідних систем	48
Лекція 7. Відстоювання	52
Лекція 8. Фільтрування	55
Лекція 9. Центрифугування	59
Лекція 10. Теплові процеси	64
Лекція 11. Теплові баланси	74
Лекція 12. Теплопровідність	76
Лекція 13. Конвективний теплообмін (тепловіддача)	82
Лекція 14. Випарювання	84
Лекція 15. Основи масопередачі	92
Лекція 16. Абсорбція	100
Лекція 17. Перегонка рідини	107
Лекція 18. Проста перегонка	109
Лекція 19. Ректифікація	111
Список рекомендованої літератури	118

Самостійне електронне навчальне видання

Кутова Ольга В'ячеславівна
Манський Олександр Анатолійович
Кухтенко Олександр Сергійович
Сагайдак-Нікітюк Рита Василівна

**ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ
ХІМІКО-ФАРМАЦЕВТИЧНИХ
ВИРОБНИЦТВ
КУРС ЛЕКЦІЙ
Частина 1**

Редакторка *Н. І. Голубєва*
Комп'ютерне верстання *О. О. Воробйова*

Формат 60 × 90/8. Ум. друк. арк. 15.

Національний фармацевтичний університет
вул. Пушкінська, 53, м. Харків, 61002
Свідоцтво суб'єкта видавничої справи серії ДК № 3420 від 11.03.2009.