

І. О. Мікульонок

**МЕХАНІЧНІ,
ГІДРОМЕХАНІЧНІ
І МАСООБМІННІ
ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ
ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ**

І. О. Мікульонок

**МЕХАНІЧНІ,
ГІДРОМЕХАНІЧНІ
І МАСООБМІННІ
ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ
ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ**

*Затверджено Міністерством освіти і науки України
як підручник для студентів вищих навчальних закладів,
які навчаються за напрямками підготовки
«Інженерна механіка» та «Машинобудування»*

Київ
НТУУ «КПІ»
2014

УДК 66.02 (075.8)
ББК 35.11я73
М59

*Гриф надано Міністерством освіти і науки України
(Лист № 1/11-8931 від 10.06.2014)*

Рецензенти:

О. С. Парфенюк, д-р техн. наук, проф.,
Донецький національний технічний університет

О. Ю. Шевченко, д-р техн. наук, проф.,
Національний університет харчових технологій

Відповідальний редактор

Є. М. Панов, д-р техн. наук, проф.,
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

Мікульонок І. О.

М59 **Механічні, гідромеханічні і масообмінні процеси та обладнання хімічної технології : підруч. [для студ. вищ. навч. закл.]**. – К.: НТУУ «КПІ», 2014. – 340 с.: іл. – Бібліогр.: с. 330–332. – 500 прим.
ISBN 978-966-622-643-6

Викладено теоретичні основи механічних, гідромеханічних і масообмінних процесів хімічної технології. Розглянуто будову й принцип дії обладнання для проведення цих процесів. Показано методи розрахунку типових процесів та обладнання. У кожному розділі наведено запитання для самоконтролю студентів.

Для студентів вищих навчальних закладів, які навчаються за напрямками підготовки «Машинобудування» і «Хімічна технологія».

УДК 662.998(075.8)
ББК 35.11я73

ISBN 978-966-622-843-6

© І. О. Мікульонок, 1998, 2002

© І. О. Мікульонок, 2014, зі змінами

ВСТУП

Хімічна продукція є чи не найважливішою сировинною базою майже для всіх галузей промисловості. Номенклатура хімічних продуктів містить тисячі й тисячі найменувань, і вивчити виробництва всіх цих продуктів майже неможливо. Проте в цьому й нема потреби, тому що в усіх хімічних виробництвах можна виділити загальні, типові процеси, для здійснення яких потрібна типова апаратура, а для одержання, здавалося б, зовсім різних речовин часто потрібен один і той самий фізико-хімічний процес. Так, майже нема виробництва, у якому не було б нагрівання або охолодження потоків речовин; кінцевим етапом виробництва селітри, цукру або ацетатного шовку є сушіння готового продукту; процес кристалізації має місце у виробництві соди, мідного купоросу й вирощуванні штучних рубінів; підготування сировини для одержання цукру (буряк), бікарбонату натрію (крейда), коксового газу (кам'яне вугілля) передбачає її попереднє подрібнення і т.д.

Отже, у більшості хімічних і споріднених з ними виробництв є типові фізичні й фізико-хімічні процеси, які відбуваються в трьох основних стадіях виробництва: підготовки сировини, одержання готового продукту зазвичай у суміші з іншими компонентами, а також виділення готового продукту з цієї суміші.

Метою навчальної дисципліни «Процеси та обладнання хімічної технології»^{*} є вивчення типових стадій виробництва, знаходження найприйнятніших їхніх параметрів, а також набуття навичок проектування відповідного технологічного обладнання. Ця дисципліна належить до основних загальноінженерних дисциплін, які формують фахівця хімічної технології й хімічного машино- та апаратобудування, тому зрозуміла її значущість для подальшої успішної діяльності майбутніх інженерів на виробництві, у проектно-конструкторських і дослідних установах.

Отже, наука про процеси та обладнання хімічної технології дає змогу вирішувати такі завдання:

- 1) під час експлуатації виробництв вибирати найкращі (раціональні) технологічні режими, досягати високої продуктивності обладнання, підвищувати якість продукції, успішно вирішувати екологічні проблеми;
- 2) проектуючи нові підприємства, розробляти високоефективні й малотата безвідходні технологічні схеми, а також вибирати оптимальне обладнання;
- 3) робити технічно грамотні та науково-обґрунтовані розрахунки обладнання, використовуючи сучасну обчислювальну техніку й засоби проектування, а також розробляти принципово нові методи розрахунку процесів та обладнання хімічної технології.

^{*} *Технологія* – від грецьк. *téchnē* – мистецтво, майстерність, уміння та *logos* – учення.

Усі типові процеси хімічної технології залежно від закономірностей, які характеризують їх проходження, поділяють на п'ять основних груп:

- 1) механічні процеси;
- 2) гідромеханічні процеси;
- 3) масообмінні процеси;
- 4) теплові процеси;
- 5) хімічні процеси.

У цьому підручнику розглянуто перші три основні групи процесів та обладнання.

Слід зазначити, що у пропонованому підручнику, складеному на основі курсу лекцій, який автор упродовж багатьох років читає в Національному технічному університеті України «Київський політехнічний інститут», наведено мінімум емпіричних рівнянь і майже немає довідкових даних. Ці відомості, а також алгоритми й методики розрахунку основних процесів та обладнання розглядають під час виконання студентами практичних, лабораторних і розрахунково-графічних робіт, а також курсового проектування.

Підручник базується на двох виданнях відповідного навчального посібника (1998, 2002 рр.), при цьому в ньому доповнено розділи, які стосуються екстракції, адсорбції, кристалізації й мембранних процесів та відповідного обладнання, а також інтенсифікації процесів хімічної технології. Стиль, методологію та структуру попередніх навчальних видань залишено без змін.

ОСНОВНІ ПОЗНАЧЕННЯ ТА СКОРОЧЕННЯ

Основні позначення

a, b, c – три характерні розміри грудки (зерна), відстань, м; коефіцієнти;
 A – робота, Дж; сила Архімеда, Н;
 Ar – характеристичне число (критерій) Архімеда;
 B – ширина, відстань, м;
 Bi' – характеристичне число (критерій) Біо дифузійне (дифузійний);
 c – молярна концентрація компонента у фазі, кмоль/м³; молярна теплоємність, Дж/(моль·К); коефіцієнт;
 \bar{c} – масова концентрація компонента у фазі, кг/м³;
 C – кількість ступенів вільності;
 d – середній розмір грудки (зерна), діаметр, м;
 D – діаметр, м; дисперсія випадкової величини, коефіцієнт молекулярної дифузії, м²/с;
 e – мінімальна величина розвантажувальної щілини дробарки, м; коефіцієнт рівноспадності зерен твердого матеріалу;
 E – ефективність змішування; константа Генрі; ефективність тарілки (ступеня) за Мерфрі (коефіцієнт корисної дії Мерфрі);
 E_R – напруженість електричного поля, В/м;
 E_T – модуль пружності матеріалу під час розтягу, Па;
 Eu – характеристичне число (критерій) Ейлера;
 f – коефіцієнт тертя; механічна сила, Н; площа, м²;
 F – площа, м²; число живлення колони;
 Fo' – характеристичне число (критерій) Фур'є дифузійне (дифузійний);
 Fr – характеристичне число (критерій) Фруда;
 g – прискорення вільного падіння, м/с²;
 G – масова витрата, кг/с; молярна витрата, моль/с; вага, кг; кількість легкої фази, моль; молярна витрата легкої фази, моль/с;
 Ga – характеристичне число (критерій) Галілея;
 h – висота, відстань, м;
 h_{ox} – висота одиниці переносу (ВОП) у важкій фазі, м;
 h_{oy} – висота одиниці переносу (ВОП) в легкій фазі, м;
 H – висота, відстань, м; масова ентальпія, Дж/кг;
 Ho – характеристичне число (критерій) гомохронності;
 i – ступінь дроблення (подрібнення); поточне значення величини;
 I – інтенсивність змішування;
 k – коефіцієнт пропорційності; коефіцієнт консистенції, Па·с; коефіцієнт масопровідності (коефіцієнт ефективної дифузії), м²/с; коефіцієнтом захисної дії шару;

K – коефіцієнт пропорційності; характеристичне число (критерій) потужності; ступінь розширення псевдозрідженого шару; коефіцієнт масопередачі (розмірність залежить від способу вираження рушійної сили процесу);
 K_p – фактор розділення (відцентровий фактор);
 l – довжина, відстань, визначальний розмір, м; питома витрата абсорбенту, кг/кг;
 L – довжина, відстань, м; кількість легкої фази, моль; молярна витрата легкої фази, моль/с;
 Lu – характеристичне число (критерій) Лященко;
 m – маса, кг; індекс течії рідини;
 M – маса, кг; маса молярна, кг/кмоль;
 n – кількість, шт; частота обертання, s^{-1} ;
 n_{ox} – число одиниць переносу у важкій фазі;
 n_{oy} – число одиниць переносу в легкій фазі;
 N – потужність, Вт; кількість;
 Ne – характеристичне число (критерій) Ньютона;
 Nu' – характеристичне число (критерій) Нуссельта дифузійне (дифузійний), або характеристичне число (критерій) Шервуда Sh ;
 p – тиск, Па;
 P – сила, Н; загальний тиск у системі, Па;
 Pe' – дифузійний критерій Пекле,
 Pr' – характеристичне число (критерій) Прандтля дифузійне (дифузійний), або характеристичне число (критерій) Шмідта Sc ;
 $q_{аб}$ – диференційна молярна теплота розчинення газу (диференційна теплота абсорбції), Дж/моль;
 Q – теплота, Дж; тепловий потік, Вт;
 r – поточний радіус, ексцентриситет, м; питома масова теплота пароутворення, Дж/кг;
 r_{oc} – питомий об'ємний опір осаду, m^{-2} ;
 R – радіус, м; флегмове число;
 R_{oc} – загальний опір осаду, m^{-1} ;
 $R_{фп}$ – об'ємний опір фільтрувальної перегородки, m^{-1} ;
 Re – характеристичне число (критерій) Рейнольдса;
 s – питома сила тертя, N/m^2 (Па);
 S – хід рухомої щоки шокової дробарки, м; сила тертя, Н; площа, m^2 ;
 Sc – характеристичне число (критерій) Шмідта, або характеристичне число (критерій) Прандтля дифузійне (дифузійний) Pr' ;
 Sh – характеристичне число (критерій) Шервуда, або характеристичне число (критерій) Нуссельта дифузійне (дифузійний) Nu' ;
 St' – характеристичне число (критерій) Стентона дифузійне (дифузійний);
 t – температура, $^{\circ}C$;
 T – температура, $^{\circ}C$; сила, Н;

V – об'єм, м³;
 w – швидкість, м/с;
 W – швидкість, м/с ; масова витрата, кг/с;
 We – характеристичне число (критерій) Вебера;
 x, y, z – декартові прямокутні координати;
 x – молярна частка компонента у важкій фазі;
 \bar{x} – масова частка компонента у важкій фазі;
 \tilde{x} – об'ємна частка компонента у важкій фазі;
 X – відносна молярна частка компонента у важкій фазі;
 \bar{X} – відносна масова частка компонента у важкій фазі;
 \tilde{X} – відносна об'ємна частка компонента у важкій фазі;
 y – молярна частка компонента у важкій фазі;
 \bar{y} – масова частка компонента в легкій фазі;
 \tilde{y} – об'ємна частка компонента в легкій фазі;
 Y – відносна молярна частка компонента у легкій фазі;
 \bar{Y} – відносна масова частка компонента в легкій фазі;
 \tilde{Y} – відносна об'ємна частка компонента в легкій фазі;
 Π – повний змочений периметр каналу, м;
 Φ – коефіцієнт, який враховує форму зерен шару осаду; кількість фаз системи;
 α – кут, рад, ...°; відносна леткість компонентів суміші;
 β – коефіцієнт масовіддачі, м/с;
 γ – коефіцієнт активності;
 δ – товщина, відстань, м;
 ε – порозність шару осаду;
 η – коефіцієнт корисної дії; ступінь очищення;
 λ – коефіцієнт масопровідності, м²/с;
 μ – динамічна в'язкість, Па·с; коефіцієнт розпушення зернистого (кускового) матеріалу;
 ν – кінематична в'язкість, м²/с;
 ξ – коефіцієнт опору;
 π – число «пі» ($\pi = 3,14159$); осмотичний тиск, Па;
 ρ – густина, кг/м³; кут тертя, рад, ...°;
 σ – поверхневий натяг, Н/м; питома поверхня, м²/м³;
 σ_T – границя міцності під час стиску, Па;
 Σ_T – теоретичний індекс продуктивності осаджувальної центрифуги;
 τ – час, с; дотичні напруження, Па;
 ψ – коефіцієнт форми частинки;
 ω – кутова швидкість, рад/с;
 ∇ – оператор Гамільтона;
 ∇^2 – оператор Лапласа (лапласіан).

Основні індекси

верхні

- $\bar{\quad}$ – стосується масової частки (над символом); стосується середнього значення (над символом);
- \sim – стосується об'ємної частки (над символом);
- $*$ – стосується рівноважного значення величини;

нижні

- 0 – стосується початкового значення;
- i – стосується i -го компонента;
- D – стосується дистилляту;
- E – стосується екстракту;
- F – стосується вихідної суміші;
- m – стосується середнього значення;
- \max – стосується максимального значення;
- \min – стосується мінімального значення;
- p – стосується тиску;
- R – стосується рафінату;
- S – стосується екстрагенту;
- V – стосується об'єму;
- W – стосується кубового залишку;
- x – стосується важкої фази;
- y – стосується легкої фази;
- x, y, z – стосується відповідної декартової прямокутної координати;
- σ – стосується поверхневого натягу;
- Σ – стосується сумарного значення;
- ab – стосується абсорбції;
- b – стосується внутрішньої поверхні циліндричного барабана;
- vt – стосується втрат;
- $гальм$ – стосується гальмування;
- $гс$ – стосується гумової стрічки;
- d – стосується дійсної величини;
- $дес$ – стосується десорбції;
- $доп$ – стосується допоміжної величини;
- $екв$ – стосується еквівалентної величини;
- $з$ – стосується захлинання;
- $зав$ – стосується завантаження;
- $зм$ – стосується змоченої поверхні;
- $зн$ – стосується знімання осаду;
- $зовн$ – стосується зовнішньої поверхні;
- k – стосується кінцевого значення;

кип – стосується кип’ятильника;
кр – стосується критичного значення;
м – стосується миттєвого значення; стосується модифікованої величини;
мп – стосується межі поділу фаз;
нас – стосується насипного стану зернистого матеріалу;
нс – стосується неоднорідної системи;
о – стосується осадження;
опт – стосується оптимального значення;
ос – стосується осаду; стосується осушування;
ох – стосується охолодження;
оч – стосується очищеного від дисперсної фази дисперсійного середовища;
п – стосується початкового значення;
пз – стосується псевдозрідження;
пр – стосується приводу; стосується проєкції; стосується промивання;
стосується проскакування;
пуск – стосується періоду пуску;
пш – стосується парорідинного (газорідинного) шару;
р – стосується рідини; стосується процесу осадження під дією відцентрової сили;
рк – стосується розмельних куль; стосується рідинного кільця;
роб – стосується робочого періоду;
рот – стосується ротора центрифуги;
с – стосується однієї секунди; стосується сухого стану;
сер – стосується середнього значення;
сн – стосується сальникової набивки;
ст – стосується стисненого режиму осадження;
сум – стосується сумарного значення;
сф – стосується суцільної фази (дисперсійного середовища);
т – стосується твердого матеріалу; стосується теоретичної величини;
ф – стосується фільтрування; стосується фіктивної (приведеної) величини;
стосується флегми;
цик – стосується циклу;
ш – стосується шийки вала ротора.

Основні скорочення

ВКК – висококиплячий компонент;
ГОСТ – міждержавний стандарт;
ДСТУ – державний стандарт України;
НКК – низькокиплячий компонент.

1. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ

Механічні процеси хімічної технології – це процеси, які описують законами механіки твердих тіл. До них належать: дроблення й подрібнення, грохочення, формоутворення частинок (зерен) сухими способами, транспортування, змішування, деякі процеси розділення сумішей твердих матеріалів на компоненти, дозування й пакування твердих матеріалів і деякі інші*.

1.1. Збагачення корисних копалин у хімічній технології

Джерелом одержання багатьох видів сировини і продуктів хімічної технології є корисні копалини: тверді (металічні й неметалічні руди, вугілля, сланці), рідкі (нафта, мінеральні води) і газоподібні (природні горючі та інертні гази).

Корисними копалинами згідно з ДСТУ 2684–94 називаються природні мінеральні речовини, які за сучасного стану техніки можуть бути ефективно використані в народному господарстві.

Незважаючи на широке застосування корисних копалин у промисловості, лише деякі з них можна використати без попереднього спеціального оброблення – збагачення. Тому розроблення родовищ тієї чи іншої, передусім твердої, корисної копалини здебільшого складається з трьох стадій: видобування, збагачення й безпосереднього використання або подальшого перероблення продуктів збагачення.

Збагачення – це сукупність процесів оброблення мінеральної сировини, внаслідок яких корисні мінерали відділяють від інших компонентів (домішок). У результаті збагачення тверді корисні копалини розділяються на *концентрат* (продукт, здобутий збагаченням, з вмістом цінного компонента вищим, ніж у вихідній руді та в інших продуктах тих самих операцій збагачення) і *відходи збагачення* (продукт, у якому міститься основна кількість пустої породи**, шкідливих домішок та невелика (залишкова) кількість цінних компонентів), які іноді ще називають хвостами. Слід зазначити, що відходи збагачення при відповідному рівні розвитку техніки можуть стати придатними для подальшого перероблення.

Цінними компонентами називаються окремі хімічні елементи та (чи) мінерали, які входять до складу корисної копалини та здобуваються для їх по-

* Одні з базових процесів хімічної технології – *процеси збагачення корисних копалин* – належать найчастіше до механічних і гідромеханічних процесів, проте з погляду на їхнє місце в більшості хімічних виробництв їх (а також відповідне обладнання) розглянуто в першому розділі посібника

** *Пуста порода* – мінерали, які не містять цінні компоненти й видаляються під час збагачення у відходи разом зі шкідливими домішками.

дальшого використання (ДСТУ 2684–94). Крім цінних компонентів у корисних копалинах можуть також міститися *супутні компоненти* – окремі хімічні елементи та (чи) мінерали, які входять до складу корисної копалини в порівняно невеликій кількості, виділяються під час збагачення в окремий продукт чи разом з цінними компонентами й здобуваються в процесі металургійного плавлення або хімічного перероблення, а також *шкідливі домішки* – окремі хімічні елементи та (чи) хімічні сполуки, які містяться в корисних копалинах і негативно впливають на якість здобутих цінних компонентів. У результаті оброблення корисних копалин найчастіше одержують так званий *промпродукт* – продукт, здобутий збагаченням корисних копалин, який є сумішшю зерен, які містять цінні компоненти, із зернами пустої породи (промпродукт – скорочення від «проміжний продукт», тобто продукт збагачення, який не є кінцевим продуктом).

Значення збагачення корисних копалин зумовлюється не тільки тим, що в багатьох випадках лише після нього можливі подальші технологічні процеси, але й тим, що економічний ефект більший від перероблення збагаченого продукту, ніж природного: зменшується кількість перероблюваного матеріалу, підвищується якість готової продукції, зменшуються енергоємність продукції, втрати цінного компонента з відходами виробництва й витрати на транспортування сировини тощо.

На збагачувальних фабриках корисні копалини піддають процесам збагачення, тобто низці послідовних операцій, у результаті яких корисні компоненти відділяються від домішок. За своїм призначенням процеси збагачення поділяють на підготовчі, основні й допоміжні.

Підготовчі процеси – це процеси, у результаті яких досягають розкриття мінералів з утворенням механічної суміші частинок (грудок і зерен) різного мінерального складу, придатної для подальшого розділення в процесі збагачення. До них належать грохочення, класифікація, дроблення й подрібнення, а також промивання й термічне оброблення (випал).

Основні процеси – це фізичні й фізико-хімічні процеси розділення мінералів, під час яких корисні мінерали виділяються в концентрати, а пуста порода – у відходи. До них належать різноманітні процеси збагачення.

Допоміжні процеси – це процеси, які сприяють підвищенню ефективності основних процесів збагачення. До них належать процеси звільнення від шламу, зневоднення (дренування, згущення, фільтрування, центрифугування), сушіння, знепилення, очищення повітря та стічних вод.

З усіх збагачувальних процесів найбільш енергоємними є підготовчі, частка яких у загальних витратах енергії на збагачувальних фабриках досягає 60 % і більше, а частка основних процесів становить лише приблизно третину загальних витрат.

Для збагачення корисних копалин використовують різні їхні фізичні й

фізико-хімічні властивості й характеристики, суттєвими серед яких є твердість, густина, колір, блиск, спайність*, магнітні, електричні та деякі інші властивості.

Технологічні результати збагачення корисної копалини не можна оцінити за одним показником. З цією метою необхідно враховувати кілька основних показників, які характеризують процес збагачення в цілому. До таких показників належать: вміст цінного компонента в корисній копалині та продуктах збагачення, вихід продукту збагачення, здобуток процесу збагачення, ступінь збагачення, ступінь скорочення та ефективність збагачення.

Вмістом цінного компонента називається масова частка цього компонента в корисній копалині або продукті збагачення (у перерахунку на суху речовину). Масову частку цінного компонента в корисній копалині виражають у відсотках і позначають грецькою літерою α , у концентраті – β і у відходах збагачення – θ .

Вихід продукту збагачення – це показник, що визначає частку того чи іншого продукту збагачення від маси перероблюваної корисної копалини. Вихід продукту збагачення виражають у відсотках, рідше – у масових частках і позначають грецькою літерою γ .

Здобуток процесу збагачення – це показник, що визначає, яка частка цінного компонента, що міститься в збагачуваній корисній копалині, перейшла в концентрат чи інший продукт збагачення. Цей показник виражають у відсотках, рідше – у масових частках і позначають грецькою літерою ϵ .

Ступінь збагачення – величина, яка показує, у скільки разів масова частка компонента в концентраті збільшилась порівняно з масовою часткою компонента у вихідній руді. Цей показник позначають літерою R .

Ступінь скорочення – величина, яка показує, у скільки разів маса здобутого концентрату менша від маси переробленої руди.

Ефективність збагачення – показник, який характеризує ступінь наближення реального процесу збагачення до ідеального. Цей показник виражають у відсотках чи частках і позначають літерою E .

Технологічні показники є критеріями роботи збагачувальних фабрик.

1.2. Дроблення й подрібнення твердих матеріалів

1.2.1. Загальні положення

Дроблення й подрібнення – це процеси поділу твердого тіла на частини шляхом прикладення зовнішніх сил, при якому перемагаються сили міжмолекулярної взаємодії в подрібнюваному тілі та утворюються нові поверхні.

* *Спайність* – здатність мінералів розколюватися під дією ударів за суворо визначеними напрямками та утворювати по площинах розколу гладкі поверхні.

Процеси дроблення й подрібнення можуть бути підготовчими операціями (наприклад, на збагачувальних фабриках перед збагаченням корисних копалин) або мати самостійне значення (наприклад, дроблення й подрібнення вугілля перед його коксуванням або пиловидним спалюванням на дробильно-сортувальних фабриках).

Дроблення й подрібнення застосовують для досягнення таких цілей: 1) збільшення поверхні твердих тіл (грудок, зерен), які беруть участь у теплових, масообмінних, хімічних та інших процесах хімічної технології з метою їх інтенсифікації; 2) розкриття мінералів з метою подальшого збагачення їх цільовим компонентом; 3) одержання твердих тіл певних розмірів і форми (наприклад насадок масообмінних апаратів у вигляді грудок коксу або мармуру); 4) зменшення розмірів негабаритних твердих тіл з метою їх подальшого транспортування та (або) завантаження в технологічні апарати (найчастіше з цією метою подрібнюють гірничорудну сировину).

Згідно з ДСТУ 2415–94 і ДСТУ 2684–94 *дроблення* – це процес зменшення розмірів грудок мінеральної сировини та продуктів її переробки методами роздавлювання, розколювання, стирання, удару та їх поєднанням, а *подрібнення* – процес зменшення розмірів кусків мінеральної сировини для одержання зерен розміром 5 мм і менше під дією зовнішніх механічних зусиль.

Перший вид руйнування виконують у дробарках, а другий – у млинах.

Процес дроблення (подрібнення) характеризується *ступенем дроблення (подрібнення)* ^{**} i , тобто відношенням середнього розміру грудки (зерна) твердого матеріалу перед дробленням (подрібненням) $d_{\text{п}}$ до середнього розміру грудки (зерна) того самого матеріалу після дроблення (подрібнення) $d_{\text{к}}$

$$i = d_{\text{п}} / d_{\text{к}}, \quad (1.1)$$

а також *об'ємним ступенем подрібнення*

$$i_{\text{о}} = i^3 = (d_{\text{п}} / d_{\text{к}})^3. \quad (1.2)$$

Середній розмір грудки (зерна) визначають як середнє арифметичне або середнє геометричне трьох характерних розмірів a , b і c грудки (зерна)

$$d = (a + b + c) / 3 \text{ або } d = \sqrt[3]{abc}. \quad (1.3)$$

Так, якщо $a = 0,01$ м, $b = 0,02$ м і $c = 0,03$ м, то середній розмір грудки (зерна) відповідно до залежностей (1.3) становитиме $d = (a + b + c) / 3 = (0,01 + 0,02 + 0,03) / 3 = 0,02$ м або $d = \sqrt[3]{abc} = \sqrt[3]{0,01 \cdot 0,02 \cdot 0,03} \approx 0,0182$ м.

Грудки (зерна) вихідного матеріалу та грудки (зерна), одержані в результаті подрібнення, не мають правильної форми, тому на практиці їхні середні розміри $d_{\text{п}}$ і $d_{\text{к}}$ характеризуються розміром отворів сит, крізь які просіюють твердий сипкий матеріал до й після подрібнення.

^{**} Цей показник іноді також називають лінійним ступенем дроблення (подрібнення).

Після цього в кожній з n фракцій визначають її середній розмір d_i як півсуму мінімального d_{\min} і максимального d_{\max} розмірів грудок (зерен) у цій фракції

$$d_i = \frac{d_{\min} + d_{\max}}{2}, \quad (1.4)$$

а потім визначають середній розмір грудок (зерен) у суміші

$$d_{\text{сеп}} = \frac{d_1 \bar{x}_1 + d_2 \bar{x}_2 + \dots + d_n \bar{x}_n}{\bar{x}_1 + \bar{x}_2 + \dots + \bar{x}_n}, \quad (1.5)$$

де \bar{x}_i – масова частка i -ї фракції в суміші.

Залежно від середніх розмірів грудок або зерен продукту, тобто матеріалу після руйнування, розрізняють такі види дроблення:

- 1) крупне (розмір грудок зменшується від 1500–300 мм до 350–100 мм);
- 2) середнє (від 350–100 мм до 100–40 мм);
- 3) дрібне (від 100–40 мм до 30–5 мм);

і подрібнення:

- 1) грубе (розмір продукту становить 1,0–0,5 мм);
- 2) середнє (0,5–0,1 мм);
- 3) тонке (0,1–0,04 мм);
- 4) надтонке (менше 0,04 мм).

Тверді матеріали залежно від максимального розміру грудок і зерен поділяють на такі групи (ДСТУ 2531–94):

- 1) кускові (максимальний розмір – понад 40 мм);
- 2) грубозернисті (максимальний розмір – 40 мм);
- 3) крупнозернисті (10 мм);
- 4) середньозернисті (5 мм);
- 5) дрібнозернисті (2 мм);
- 6) тонкозернисті (0,5 мм);
- 7) мікрозернисті (0,09 мм);
- 8) тонкодисперсні (0,005 мм);
- 9) надтонкодисперсні (0,0001 мм).

Дроблення роблять зазвичай сухим способом, а подрібнення – як сухим, так і мокрим способами. При мокрому подрібненні (у рідині, найчастіше у воді) зерна продукту мають більш рівномірні розміри, а крім того, при цьому також зменшується пилоутворення й полегшується вивантаження продукту з подрібнювальної машини**.

На практиці застосовують такі методи руйнування: для дроблення – роздавлювання, розколювання, стирання, удар та їх поєднання, а для подрібнення, крім того, злом і зріз. Для м'яких матеріалів також застосовують розрізання, розпилювання, зсув і стругання (рис. 1.1).

* Найменування груп визначають за максимальним розміром зерен (при цьому кожна попередня група може містити зерна з розмірами наступних груп).

** Механічну суміш води з частинками мінеральної сировини у вигляді суспензії називають *пульпою*.

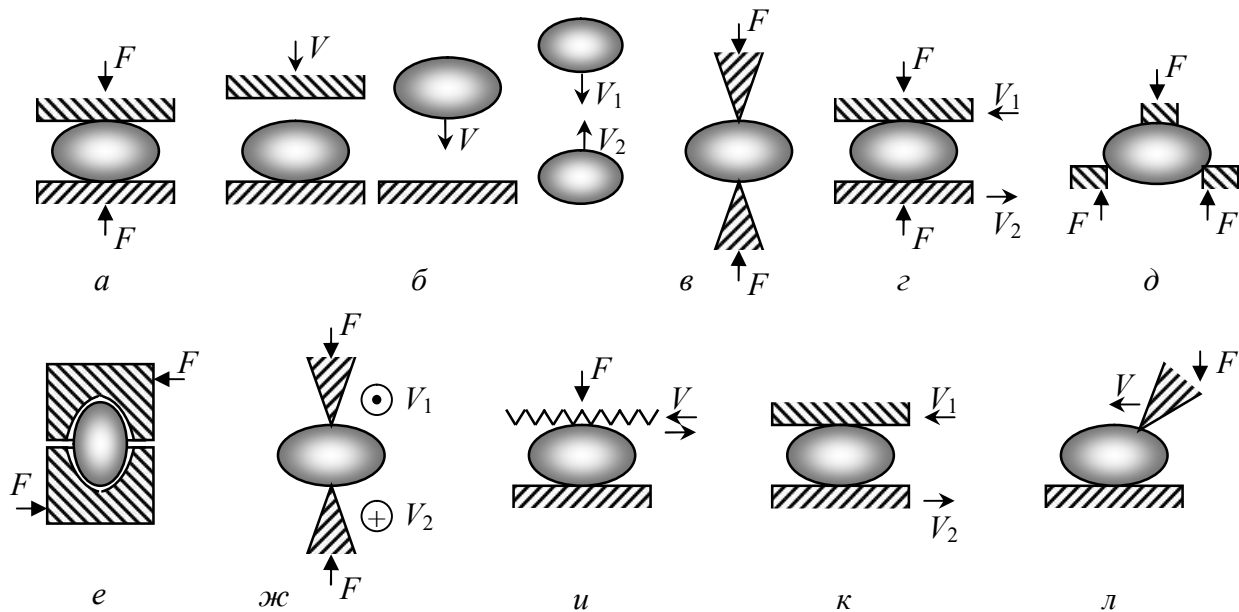


Рис. 1.1. Методи дроблення й подрібнення: *a* – роздавлювання; *б* – удар (стиснений і вільний); *в* – розколювання; *г* – стирання; *д* – злом; *е* – зріз; *ж* – розрізання; *и* – розпилювання; *к* – зсув; *л* – стругання (F – зусилля; V – швидкість)

Під час подрібнення майже завжди одночасно сполучаються кілька методів, тому що вони неминуче супроводжують один одного. Так, наприклад, стирання зазвичай супроводжується роздавлюванням, розколюванням та іноді ударами.

Вибір того чи іншого методу залежить від розміру грудок і зерен, міцності, вологості, схильності до збільшення (злипання) грудок і зерен та інших властивостей і характеристик подрібнюваного матеріалу. Так, для подрібнення твердих крихких матеріалів застосовують способи подрібнення, які здебільшого ґрунтуються на роздавлюванні, розколюванні, стиранні та ударі, а для подрібнення матеріалів на органічній основі (гума, полімери, деревина та ін.) – розпилюванні, розрізанні та ударі (як за позитивної, так і за негативної температури).

1.2.2. Гіпотези дроблення й подрібнення

Одним з основних техніко-економічних показників подрібнювальних машин є питома витрата енергії на одиницю маси або об'єму перероблюваного матеріалу. Питання, пов'язані з визначенням витрат енергії на дроблення або подрібнення, досить складні, тому що ці витрати залежать від низки чинників (неоднорідність будови, різноманітність розмірів і форм грудок і зерен, наявність у них тріщин тощо), які змінюються під час роботи обладнання й важко піддаються врахуванню.

Подрібнення потребує значних витрат енергії, які можна оцінити, виходячи з гіпотез подрібнення.

Згідно з гіпотезою поверхонь, яку запропонував П. Риттінгер 1867 року, робота A , необхідна для подрібнення, пропорційна знов утворюваній поверхні подрібнюваного матеріалу ΔF

$$A = k_1 \Delta F \text{ або } A = k_1' d^2, \quad (1.6)$$

де d – характерний розмір грудки або зерна матеріалу.

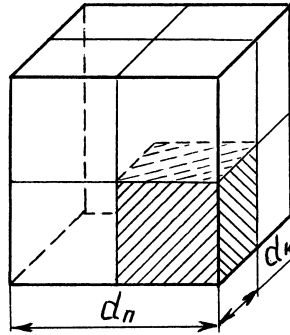


Рис. 1.2. До гіпотези поверхонь

У цій гіпотезі використовують такі припущення:

- а) грудки або зерна матеріалу мають форму куба;
- б) знов утворювані поверхні паралельні граням куба.

Припустімо, що необхідно поділити кубічну грудку матеріалу по одній площині. При цьому витрачається робота A_1 . Для поділу же куба по трьох площинах при ступені подрібнення $i = d_n/d_k = 2$ (рис. 1.2) кількість утворюваних грудок (зерен) $n' = 8 = 2^3 = i^3$, а кількість поверхонь поділу $n'' = 3 = 3(2 - 1) = 3(i - 1)$. Для будь-якого ступеня подрібнення витрачена робота i тоді становить $A = A_1 n'' = 3A_1(i - 1)$.

З урахуванням того, що ступінь подрібнення при дрібному дробленні досягає 30, а при подрібненні $i = 500 - 1000$ і більше, робота A становить: $A = 3A_1(i - 1) \approx 3A_1 i$, тобто робота, необхідна для подрібнення, пропорційна ступеню подрібнення

$$A = k_1'' i, \quad (1.7)$$

де k_1'' – коефіцієнт пропорційності.

Згідно з гіпотезою об'ємів, яку запропонували 1874 року В. Л. Кирпичов та 1885 року Ф. Кік, робота, необхідна для подрібнення, пропорційна об'єму подрібнюваного матеріалу V :

$$A = k_2 V = \frac{\sigma_T^2}{2E_T} V \text{ або } A = k_2' d^3, \quad (1.8)$$

де σ_T – границя міцності матеріалу подрібнюваного тіла під час стиску, Па;
 E_T – модуль пружності матеріалу подрібнюваного тіла під час розтягу, Па.

Згідно же з *об'єднаною гіпотезою*, яку запропонував П. А. Ребіндер 1941 року, робота, необхідна для подрібнення, пропорційна об'єму та знов утворюваній поверхні подрібнюваного матеріалу:

$$A = k_2 V + k_1 \Delta F \text{ або } A = k_2' d^3 + k_1' d^2. \quad (1.9)$$

За гіпотезою Ф. Бонда, висунутою ним 1950 року, робота, необхідна для подрібнення, пропорційна середньому геометричному між об'ємом V і площею F поверхні грудки матеріалу

$$A = k_3 \sqrt{VF} = k_3 \sqrt{d^3 d^2} = k_3 d^{2.5}. \quad (1.10)$$

Якщо ступені дроблення або подрібнення (дрібне дроблення, подрібнення) значні, то застосовують гіпотезу Риттингера, а якщо малі (крупне дроблення) – гіпотезу Кирпичова–Кіка. Гіпотеза Бонда займає проміжне положення, а гіпотеза Ребіндера має універсальне значення.

Отже, вираз для визначення роботи дроблення або подрібнення можна записати в загальному вигляді

$$A = K d^m, \quad (1.11)$$

де K – коефіцієнт пропорційності; $m = 2 \dots 3$.

Виходячи з розглянутих гіпотез, можна зробити такі висновки:

1) не дробити й не подрібнювати нічого зайвого і дробити тільки до заданих розмірів («золоте» правило дроблення й подрібнення).

Переподрібнення грудок і зерен, тобто подрібнення їх до розмірів, значно менших, ніж необхідний розмір продукту, майже завжди не бажане, і це пов'язане не тільки з витратами енергії, а й з втратами матеріалу під час його транспортування й зберігання, підвищенням пожежо- та вибухонебезпечності виробництва, погіршенням умов праці працівників. У вологому стані такі матеріали можуть налипати на елементи обладнання, змерзатися за низьких температур, легко окислятися на повітрі тощо. Особливо слід зазначити випадки, коли через переподрібнення сировини знижується ефективність її збагачення: замість дешевого гравітаційного розділення сумішей доводиться застосовувати складні методи (флотацію та ін.);

2) одностадійне дроблення або подрібнення доцільно сполучати з попередніми грохоченням та (або) класифікацією, тобто розділенням грудок і зерен на класи (фракції) за крупністю.

Так, перед подрібненням вихідний матеріал зазвичай піддають грохоченню або класифікують, відділяючи від нього грудки (зерна), розміри яких не перевищують розмірів грудок (зерен) кінцевого продукту. Таким чином можна досягти зменшення витрат енергії на подрібнення, запобігти переподрібненню матеріалу та одержати продукт більш рівномірний за розмірами грудок (зерен);

3) при значних ступенях дроблення або подрібнення процес треба виконувати в кілька стадій, після кожної з яких подрібнений матеріал піддавати контрольним (перевірним) грохоченню та (або) класифікації.

Ступінь дроблення (подрібнення), що досягають у кожній окремій стадії, називається частковим. Загальний ступінь дроблення (подрібнення) дорівнює добутку часткових ступенів i_i

$$i = i_1 i_2 \dots i_n. \quad (1.12)$$

Залежно від необхідної крупності продукту дроблення й подрібнення виконують в одну, дві або декілька стадій (приймів) у відкритому або замкненому циклах.

Під час одностадійного дроблення (подрібнення) у відкритому циклі грудки або зерна матеріалу проходять через подрібнювальну машину тільки один раз, не повертаючись у неї. За наявності дрібняка у вихідному матеріалі (зазвичай понад 17–20 % від маси вихідного матеріалу) його заздалегідь піддають попередньому грохоченню (або попередній класифікації), і відділений дрібняк приєднують до кінцевого продукту (рис. 1.3,а). Таку схему найчастіше застосовують при крупному й середньому дробленні, коли нема потреби в точних розмірах кінцевого продукту.

Під час одностадійного дроблення (подрібнення) у замкненому циклі подрібнювальна машина працює з пристроями для грохочення, класифікації і транспортування, за допомогою яких матеріал після подрібнювальної машини й контрольних (перевірних) грохочення та (або) класифікації безперервно повертається для повторного подрібнення в ту саму машину (рис.1.3,б). Така схема широко застосовується при подрібненні, коли ставляться жорсткі вимоги до однорідності кінцевого продукту.

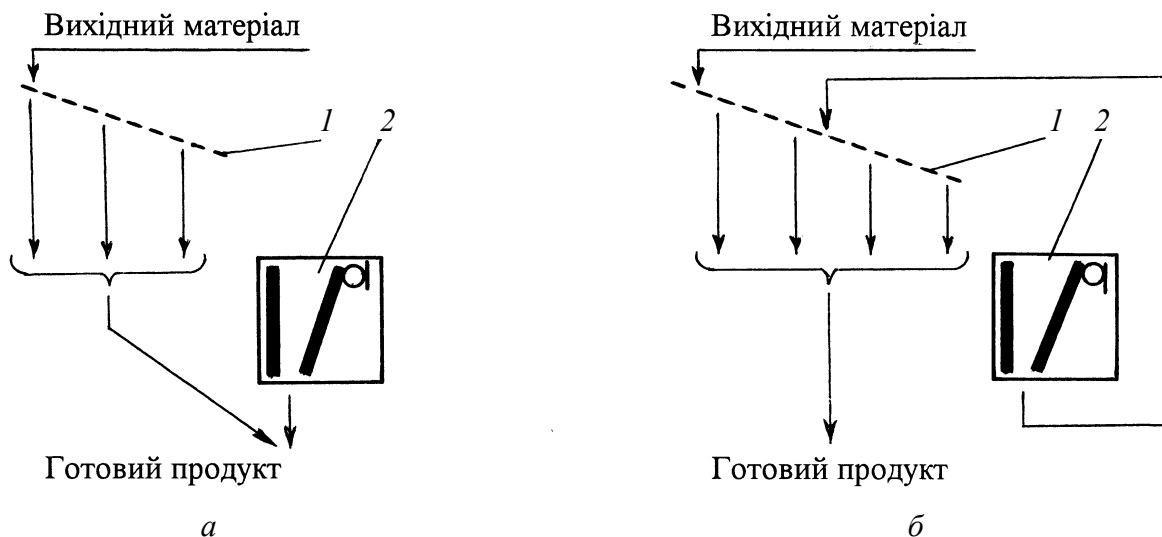


Рис. 1.3. Схеми одностадійного подрібнення: а – за відкритим циклом; б – за замкненим циклом; 1 – класифікатор; 2 – подрібнювальна машина

Під час крупного й середнього дроблення $i = 3 - 8$, дрібного – $i = 10 - 30$, а під час подрібнення $i = 500 - 1000$ і більше. Якщо ж потрібне співвідношення розмірів грудок або зерен вихідної сировини й готового продукту перевищує зазначені розміри i , то застосовують багатостадійні дроблення й подрібнення. На рис. 1.4 наведено схему тристадійного дроблення матеріалу в трьох дробарках: крупного (I), середнього (II) і дрібного (III) дроблення.

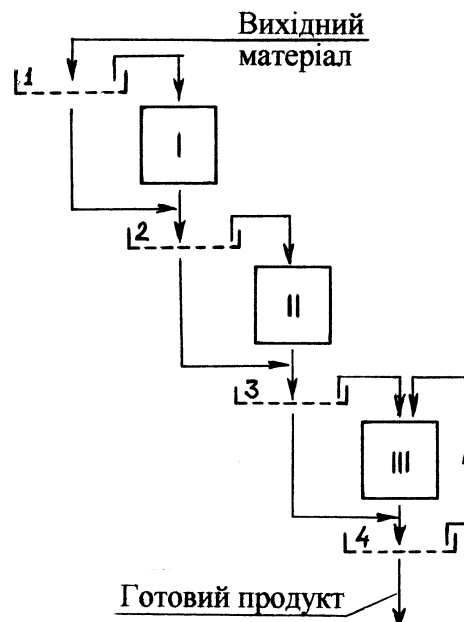


Рис. 1.4. Схема тристадійного дроблення: I–III – дробарки; 1–4 – грохоти

Вихідний матеріал піддають попередньому грохоченню на грохоті 1, звідки верхній клас (великі грудки) потрапляє в дробарку I, а кондиційний за крупністю нижній клас (дрібні грудки) приєднується до подрібненого після цієї дробарки матеріалу й разом з ним надходить на грохот 2. Далі процес перед кожною наступною дробаркою повторюється. На виході з останньої дробарки матеріал піддають контрольному (перевірному) грохоченню на грохоті 4, з якого верхній клас повертається в дробарку III, а нижній відводиться як готовий продукт.

1.2.3. Подрібнювальні машини

1.2.3.1. Загальні положення. Подрібнювальні машини поділяються на дробарки і млини.

Дробарками^{*} називають машини для дроблення, а *млинами* – машини для подрібнення^{**}.

* Згідно з ДСТУ 2411–94 *дробарка* – це машина для дроблення, тобто руйнування твердого кускового матеріалу на дрібні куски.

** Такий поділ значною мірою умовний, оскільки окремі типи дробарок і млинів використовують для проведення суміжних видів дроблення й подрібнення.

Промислові подрібнювальні машини поділяються на такі основні види:

1) дробарки (ДСТУ 2411–94): щокові, конусні, валкові, роторні, молоткові;

2) млини: стрижневі або пальцеві (дезінтегратори й дисмембратори), барабанні (кульові, стрижневі, рудногалькові й самоподрібнювальні), кульо-кільцеві, ролико-кільцеві маятникові, вібраційні, відцентрово-кульові, планетарні, струминні, колоїдні, кавітаційні та ін., а також бігуни.

Якщо в дробарках дробильні елементи завжди кінематично зв'язані з приводом їх коливального чи обертового руху, то в млинах подрібнення відбувається за рахунок вільних розмельних тіл, закріплених розмельних тіл або взагалі без них.

До млинів з вільними розмельними тілами (металеві, керамічні та ін. кулі, стрижні, обкатана кремінна галька тощо) належать: тихохідні обертові барабанні млини – кульові, стрижневі, рудногалькові, а також швидкохідні млини – відцентрово-кульові, вібраційні, планетарні та ін. До млинів із закріпленими розмельними тілами (ролики, котки, валки тощо) належать: середньохідні млини – бігуни, кульо-кільцеві, ролико-кільцеві маятникові, жорна та ін.; швидкохідні відцентрові млини – ножові, дезінтегратори, дисмембратори та ін. До млинів без подрібнювальних тіл належать: барабанні самоподрібнювальні, струминні (повітро-, паро- і газоструминні), кавітаційні, колоїдні та ін.

1.2.3.2. Вимоги до подрібнювальних машин. Подрібнювальні машини мають забезпечити:

- 1) рівномірність розмірів грудок (зерен) готового продукту;
- 2) надійне вчасне видалення готового продукту з камери дроблення або подрібнення;
- 3) мале пилоутворювання (для дробарок);
- 4) безперервність роботи;
- 5) можливість регулювання ступеня подрібнення;
- 6) малу енерго- та матеріалоємність;
- 7) простоту заміни спрацьованих частин.

1.2.3.3. Щокові дробарки. *Щоковою дробаркою* називається дробарка, у якій матеріал дроблять, стискаючи його між щоками.

Щокові дробарки належать до машин крупного дроблення.

Вони бувають двох виконань (ДСТУ 2411–94):

- 1) щокова дробарка з простим рухом щоки – дробарка, точки рухомої щоки якої рухаються по прямих лініях або по дугах кола, близьких до прямих (рис. 1.5,*а*);
- 2) щокова дробарка зі складним рухом щоки – дробарка, точки рухомої щоки якої рухаються по замкнених кривих (рис. 1.5,*б*).

До корпусу 1 дробарки з простим рухом щоки прикріплено нерухому щоку 2 з броньовою плитою 3 із зносостійкого матеріалу (див. рис. 1.5,*а*). Та-

ку саму плиту 4 прикріплено й до рухомої щоки 5, яка коливається на осі 6. З боків камеру дроблення 7 обмежено гладкими броньовими плитами. Рухома щока коливається за допомогою шатуна 8, закріпленого на ексцентриковому валу 9. Шатун шарнірно з'єднано з рухомою щокою за допомогою передньої розпірної плити 10. Задня розпірна плита 11 дробарки з'єднана як із шатуном, так і з одним із клинів 12, за допомогою яких регулюють ширину шпальта (випускної щілини) камери дроблення. Тяга 13 з пружиною 14 полегшує відхід рухомої щоки від нерухомої під час розвантаження камери дроблення від чергової порції подрібненого матеріалу. На ексцентриковому валу закріплено маховик 15, який накопичує енергію під час відходу рухомої щоки і сприяє процесу дроблення при її наближенні до нерухомої щоки. Крім того, маховик забезпечує рівномірність обертання ексцентрикового вала, а отже і зменшує негативний вплив вібрації, яка виникає під час роботи дробарки.

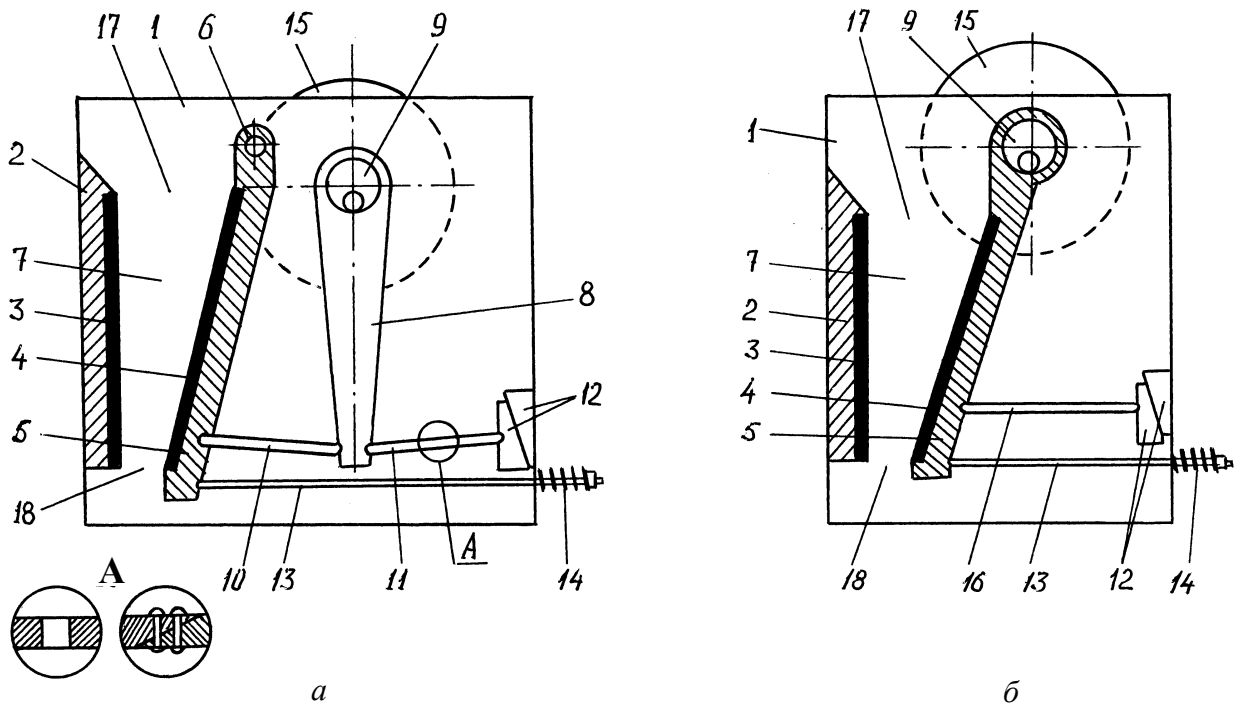


Рис. 1.5. Виконання щоків дробарок: *а* – з простим рухом щоки; *б* – зі складним рухом щоки: 1 – корпус; 2 – нерухома щока; 3, 4 – броньові плити; 5 – рухома щока; 6 – вісь підвісу рухомої щоки; 7 – камера дроблення; 8 – шатун; 9 – ексцентриковий вал; 10 – передня розпірна плита; 11 – задня розпірна труба; 12 – регульовальні клини; 13 – тяга; 14 – пружина; 15 – маховик; 16 – розпірна плита; 17 – завантажувальний отвір (паца, зів); 18 – розвантажувальний отвір (шпальт)

Вихідний матеріал, що підлягає подрібненню, завантажують у камеру дроблення зверху. У процесі дроблення він під дією сили тяжіння поступово опускається в напрямку розвантажувального отвору.

Для запобігання руйнуванню відповідальних елементів дробарки задню розпірну плиту виготовляють послабленою за рахунок наскрізних отворів або

виготовляють з двох частин, зрізаних під кутом і з'єднаних заклепками (див. рис. 1.5). Якщо в камеру дроблення потрапляє надто міцний матеріал, то ця розпирна плита руйнується, після чого її відновлюють або замінюють на нову.

Переваги щоккових дробарок: простота й надійність конструкції, відносна простота обслуговування. Недоліки: дискретність дії на подрібнюваний матеріал (тільки під час зближення щік), а отже незрівноваженість рухомих частин, що призводить до вібрації, поштовхів і струсу.

Переваги дробарок з простим рухом щоки порівняно з дробарками зі складним рухом щоки: більше зусилля дроблення, полегшене видалення подрібненого матеріалу з камери дроблення. Недоліки: більші габаритні розміри, наявність двох розпирних плит, нерівномірність розмірів готового продукту, а також подрібнення матеріалу тільки за рахунок роздавлювання (а в дробарці зі складним рухом щоки ще й за рахунок стирання). Недолік дробарки зі складним рухом щоки – підвищене пилоутворення.

У хімічній промисловості використовують щоккові дробарки з пащею (завантажувальним отвором камери дроблення) розмірами від 160×250 мм (дробарка зі складним рухом щоки ЩДС-1,6×2,5) до 2100×2500 мм (дробарка з простим рухом щоки ЩДП-21×25). Забезпечуваний ступінь дроблення $i=3-8$. Об'ємна продуктивність найпотужнішої дробарки ЩДП-21×25 становить 800 м³/год, потужність її приводу – 400 кВт, а маса – 470 т.

Основні розрахункові параметри щоккових дробарок. До основних розрахункових параметрів щоккових дробарок належать: зусилля дроблення, кут захоплення (кут між щоками), кількість подвійних коливань рухомої щоки (частота обертання ексцентрикового вала), продуктивність, витрата енергії на дроблення.

Зусилля дроблення. Зусилля дроблення P у щокковій дробарці з простим рухом щоки визначають з умови рівноваги сил, які діють на рухому щоку: $Ph = TH$, звідки $P = TH/h$, де T – зусилля в передній розпирній плиті (рис. 1.6).

Тобто чим ближче буде розташовано подрібнювану грудку матеріалу до осі підвісу рухомої щоки, тим більше буде зусилля дроблення.

Кут захоплення. Зі збільшенням кута захоплення α зростає ступінь дроблення i , проте існує максимальне значення кута α , перевищення якого призводить до виштовхування подрібнюваного матеріалу з камери дроблення крізь її завантажувальний отвір.

Розглянемо дію сил на грудку матеріалу, затиснуту між щоками дробарки (рис. 1.7).

На подрібнюваний матеріал з боку нерухомої й рухомої щік перпендикулярно до їхніх робочих поверхонь діють сили P_1 і P_2 , а також відповідні сили тертя $P_1 f$ і $P_2 \square f$, які діють вздовж щік у напрямку розвантажувального отвору й намагаються втягнути матеріал у камеру дроблення (f – коефіцієнт тертя подрібнюваного матеріалу по матеріалу поверхні щік).

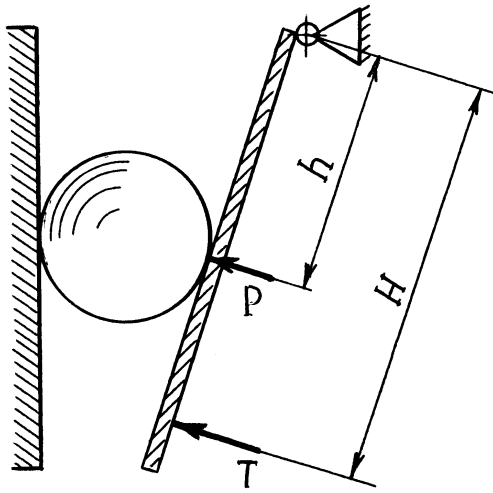


Рис. 1.6. До визначення значення зусилля дроблення щоклової дробарки

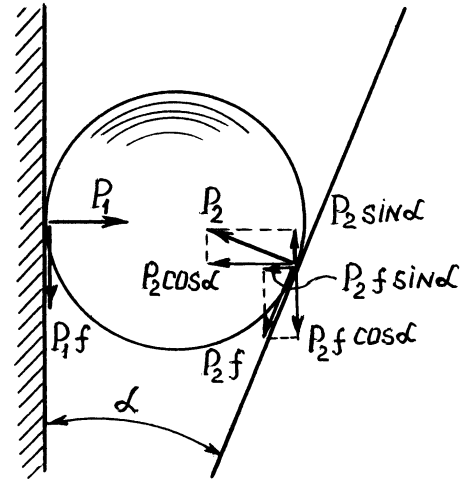


Рис. 1.7. До визначення значення кута захоплення щоклової дробарки

Умова рівноваги сил вздовж горизонтальної осі (матеріал по горизонталі не рухається)

$$P_1 - P_2 \cos \alpha - P_2 f \sin \alpha = 0. \quad (1.13)$$

Умова запобігання виштовхуванню матеріалу з камери дроблення

$$P_2 \sin \alpha \leq P_2 f \cos \alpha + P_1 f. \quad (1.14)$$

Розв'язуючи разом рівняння (1.13) і (1.14), отримуємо

$$\operatorname{tg} \alpha \leq \frac{2f}{1 - f^2}. \quad (1.15)$$

Враховуючи, що $f = \operatorname{tg} \rho$ (ρ – кут тертя подрібнюваного матеріалу по матеріалу поверхні щік, тобто максимальний кут, при якому подрібнюваний матеріал утримується на похилій площині), маємо

$$\operatorname{tg} \alpha \leq \frac{2 \operatorname{tg} \rho}{1 - \operatorname{tg}^2 \rho} = \operatorname{tg}(2\rho).$$

Остаточно

$$\alpha \leq 2\rho. \quad (1.16)$$

Для більшості подрібнюваних у хімічній промисловості матеріалів $\rho = 16 - 18^\circ$, проте з метою гарантованого втягування матеріалу в камеру дроблення беруть $\alpha = 15 - 25^\circ$.

Примітка: Навіть у разі додержанні умови $\alpha \leq 2\rho$ можливі випадки виштовхування грудок подрібнюваного матеріалу з пащі дробарки внаслідок утворення так званого миттєвого кута захоплення α_m (рис. 1.8).

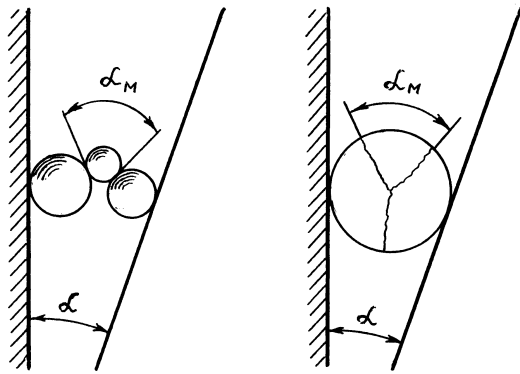


Рис.1.8. Приклади утворення миттєвого кута захоплення α_M подрібнюваного матеріалу в щоківій дробарці

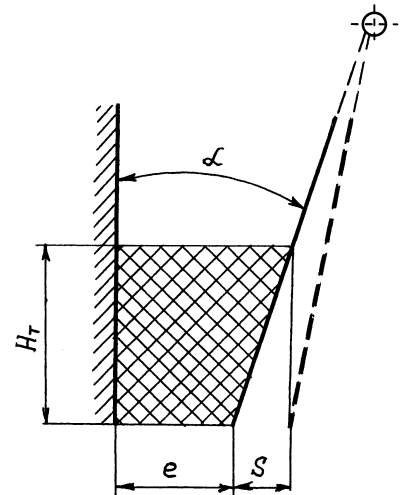


Рис. 1.9. До визначення кількості подвійних коливань рухомої щоки: e – мінімальна величина шпальта; S – хід рухомої щоки ($S=0,005-0,030$ м)

Кількість подвійних коливань рухомої щоки (частота обертання ексцентрикового вала). Коли рухома щока відходить від нерухомої, з камери дроблення під дією сили тяжіння випадає шар матеріалу, який має об'єм призми з перерізом у вертикальній площині у вигляді прямокутної трапеції (рис. 1.9). Висота вказаного перерізу становить $H_T = S/\text{tg}\alpha$.

Час відходу рухомої щоки від нерухомої становить $\tau_1 = 1/(2n)$, де n – частота обертання ексцентрикового вала, с^{-1} .

Час вільного падіння матеріалу з висоти H_T під дією сили тяжіння:

$$\tau_2 = \sqrt{\frac{2H_T}{g}} = \sqrt{\frac{2S}{g \text{tg}\alpha}}.$$

Для своєчасного видалення подрібненого матеріалу з камери дроблення необхідно, щоб виконувалася нерівність $\tau_1 \geq \tau_2$, тоді

$$\frac{1}{2n} \geq \sqrt{\frac{2S}{g \text{tg}\alpha}}, \quad (1.17)$$

де g – прискорення вільного падіння.

Остаточно

$$n \leq 1,107 \sqrt{\frac{\text{tg}\alpha}{S}}. \quad (1.18)$$

На практиці частоту обертання ексцентрикового вала зазвичай беруть

$$n \approx \sqrt{\frac{\text{tg}\alpha}{S}}. \quad (1.19)$$

Продуктивність. Теоретична масова продуктивність шокової дробарки становить (див. рис. 1.9)

$$G = V_c \rho_{\text{Тнас}} = \left(\frac{e + (e + S)}{2} H_T L n \right) (\rho_T \mu_k) = \left(e + \frac{S}{2} \right) \frac{S}{\text{tg}\alpha} L n \rho_T \mu_k,$$

де V_c – об’єм матеріалу, який випадає зі шпальта за 1 с; $\rho_{\text{Тнас}}$ – насипна густина* подрібненого матеріалу; ρ_T – істинна густина подрібнюваного матеріалу; L – ширина паці; μ_k – коефіцієнт розпушення подрібненого матеріалу ($\mu_k = \rho_{\text{Тнас}} / \rho_T = 0,25 - 0,70$).

Остаточно теоретична продуктивність може бути обчислена за формулою

$$G = S L d_k \mu_k \rho_T n \text{ctg}\alpha. \quad (1.20)$$

Витрати енергії на дроблення. На сьогодні немає прийнятних залежностей для визначення витрат енергії шоковою дробаркою, тому що вказані витрати значною мірою залежать від властивостей і характеристик подрібнюваного матеріалу, які дуже важко врахувати.

На практиці для оцінювання витрати енергії на дроблення можна користуватися залежністю, кВт

$$N = 0,005 \frac{G \sigma_T^2}{E_T \rho_T} \text{лgi}. \quad (1.21)$$

Примітка. Іноді праву частину формули (1.21) помножують на поправковий коефіцієнт, який враховує зменшення міцності матеріалу при збільшенні розмірів його грудок та деякі інші чинники.

Для приблизних розрахунків іноді користуються також формулою

$$N = \frac{B L}{120}, \quad (1.22)$$

де B і L – розміри паці, см.

Також припускають, що на 1 т/год продуктивності шокової дробарки потрібна встановлювальна потужність 0,4–1,5 кВт залежно від властивостей і характеристик подрібнюваного матеріалу.

1.2.3.4. Конусні дробарки. *Конусна дробарка* – це дробарка, у якій матеріал дроблять, стискаючи його між поверхнями конусів, розташованих один в одному та протилежно направлених вершинами, внутрішній з яких є обертовим.

* *Насипна густина* – відношення маси сипкого матеріалу до заповнюваного ним об’єму. Насипна густина залежить від гранулометричного складу сипкого матеріалу (див. п. 1.3.2), його густини, форми грудок та (або) зерен і способу засипки матеріалу в ємність (наприклад, під дією вібрації насипна густина для одного й того ж матеріалу може змінюватися в 1,1–3,0 рази).

Конусні дробарки бувають:

1) за технологічним призначенням: крупного, середнього й дрібного дроблення;

2) за конструктивним виконанням: з підвішеним валом і дробильною головкою (внутрішнім конусом) у вигляді крутого конуса; інерційні; з консольним валом і дробильною головкою у вигляді пологого конуса (грибовидні дробарки; вони у свою чергу поділяються на нормальні, середні й короткоконусні).

Поздовжня вісь внутрішнього конуса (дробильної головки) дробарки з підвішеним валом описує конічну поверхню, тобто внутрішній конус коливається відносно нерухомої точки А (точки гірації, рис. 1.10,*а*), а в інерційній дробарці й дробарці з консольним валом внутрішній конус рухається за круговою траєкторією, здійснюючи обертовий рух (рис.1. 10,*б*). Під час руху внутрішнього конуса поверхні обох конусів дробарки то зближуються, то віддаляються одна від одної. У першому випадку матеріал дробиться, а в другому – видаляється з камери дроблення під дією сили тяжіння.

Ступінь дроблення дробарок з крутим конусом складає 4–8, а грибовидних – 10–30. Об'ємна продуктивність конусних дробарок крупного дроблення (ККД) досягає 2600 м³/год у дробарки ККД-1500/300, середнього дроблення (КСД) – 1200 м³/год у дробарки КСД-3000 і дрібного дроблення (КМД) – 160 м³/год у дробарки КМД-3000. Потужність привода найпотужнішої дробарки ККД-1500/300 становить 800 кВт, а маса – 610 т.

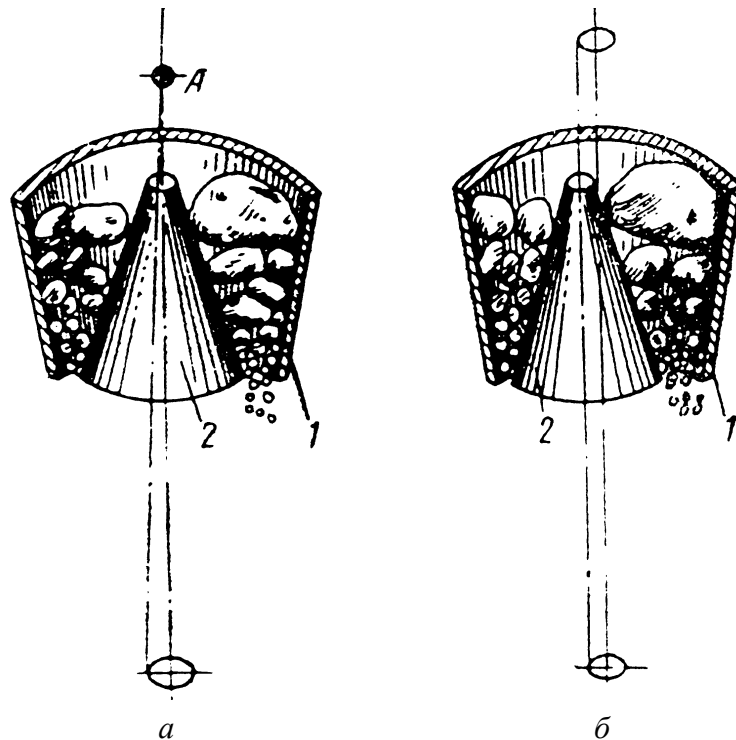


Рис. 1.10. Схеми роботи конусних дробарок: *а* – з підвішеним валом; *б* – інерційної; 1 – зовнішній конус; 2 – внутрішній конус

Незважаючи на складнішу порівняно з щокковими дробарками конструкцію, конусні дробарки часто мають більшу продуктивність завдяки безперервності дії й подрібнення матеріалу одночасно роздавлюванням і згинанням. Вони відрізняються спокійною, зрівноваженою роботою, а також високим ступенем дроблення.

Основні розрахункові параметри конусної дробарки такі: кут захоплення, частота обертання головного вала, продуктивність і витрата енергії на дроблення.

Розглянемо дробарку з підвищеним валом і внутрішнім конусом у вигляді крутого конуса (рис. 1.11 і 1.12). Піднімаючи або опускаючи внутрішній конус, можна регулювати ступінь дроблення машини.

Кут захоплення, як і в щоккових дробарок, має бути не більшим двох кутів зовнішнього тертя подрібнюваного матеріалу по матеріалу броньових плит зовнішнього й внутрішнього конусів (корпуса або дробильної головки)

$$\alpha = \alpha_1 + \alpha_2 \leq 2\rho. \quad (1.23)$$

Зазвичай беруть $\alpha = 21\text{--}23^\circ$.

Частота обертання головного вала має забезпечувати своєчасне видалення готового продукту з камери дроблення

$$n \leq 1,107 \sqrt{\frac{\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2}{S}} = 0,783 \sqrt{\frac{\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2}{r}}. \quad (1.24)$$

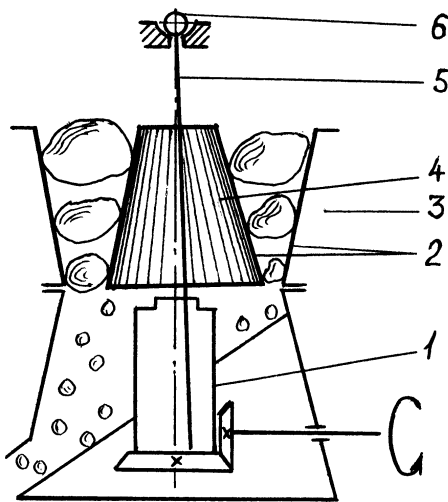


Рис. 1.11. Схема конусної дробарки з дробильною головкою у вигляді крутого конуса: 1 – стакан-ексцентрик; 2 – броньові плити; 3 – зовнішній конус; 4 – внутрішній конус (дробильна головка); 5 – головний вал; 6 – опора

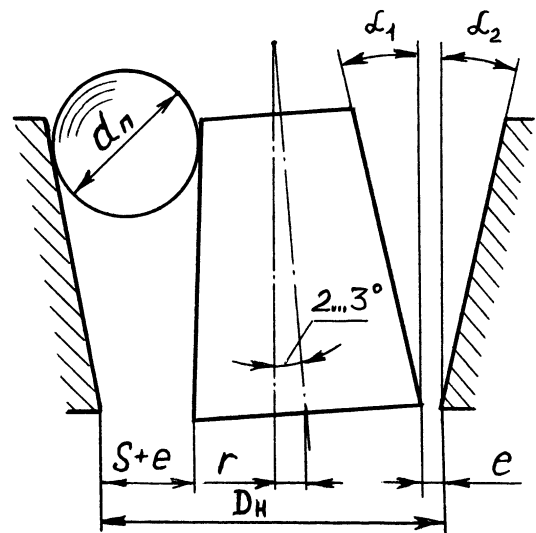


Рис. 1.12. До визначення основних параметрів конусної дробарки з дробильною головкою у вигляді крутого конуса: r – ексцентриситет головного вала на рівні випускної щілини ($r = S/2$)

Теоретична масова продуктивність дробарки становить

$$G = 2\pi \frac{D_H(e+r)r\mu_k\rho_T n}{\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2} = \frac{2\pi D_H r(e+S/2)\mu_k\rho_T n}{(\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2)} =$$

$$= 2\pi D_H r d_k \mu_k \rho_T n / (\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2), \quad (1.25)$$

де D_H – діаметр зовнішнього конуса на рівні випускної щілини.

Потужність приводу конусної дробарки можна визначити за формулою (1.21).

1.2.3.5. Валкові дробарки. Валкова дробарка – це дробарка, у якій матеріал дроблять, стискаючи його між обертовими валками або між валком і нерухомою плитою (рис. 1.13 і 1.14). Залежно від кількості валків дробарку називають одновалковою, двовалковою, тривалковою тощо (ДСТУ 2411–94).

Найбільшого поширення набули двовалкові дробарки з гладкими валками (максимальний середній розмір грудок вихідного матеріалу d_{Π} , який захоплюють валки, становить приблизно $0,05D$, де D – діаметр валка); з рифленими валками ($d_{\Pi} \approx (0,08 - 0,10)D$); із зубчастими ($d_{\Pi} \approx (0,25 - 0,50)D$).

Якщо в дробарку потрапляє тіло з дуже міцного матеріалу, пружини одного з валків стискаються, валки розсуваються і пропускають указане тіло. Це запобігає пошкодженню елементів дробарки.

Ступінь дроблення валкових дробарок становить: у дробарок з гладкими валками 2–4, з рифленими валками 2–6 і з зубчастими – 3–10. Об’ємна продуктивність дробарок з гладкими валками досягає $65 \text{ м}^3/\text{год}$ (дробарка ДГ 1500×600), з рифленими – $54 \text{ м}^3/\text{год}$ (дробарка ДГР 600×400) і з зубчастими – $500 \text{ м}^3/\text{год}$ (дробарка ДДЗ 16). Розміри валків дробарок (діаметр і ширина) – від 400×250 у дробарки ДГ 400×250 до 1600×2000 мм у дробарки ДДЗ 16.

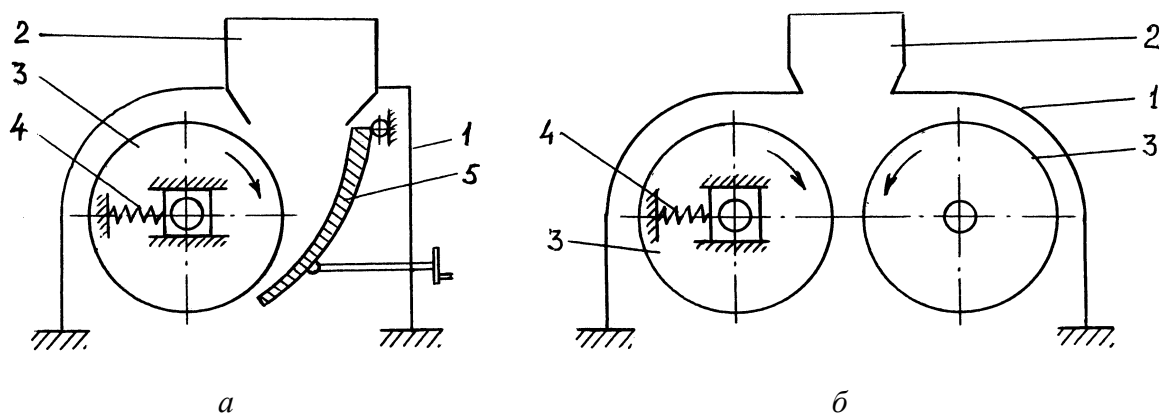


Рис. 1.13. Схема валкових дробарок: а – одновалкової; б – двовалкової; 1 – корпус; 2 – завантажувальний бункер; 3 – валок; 4 – пружина; 5 – нерухома плита

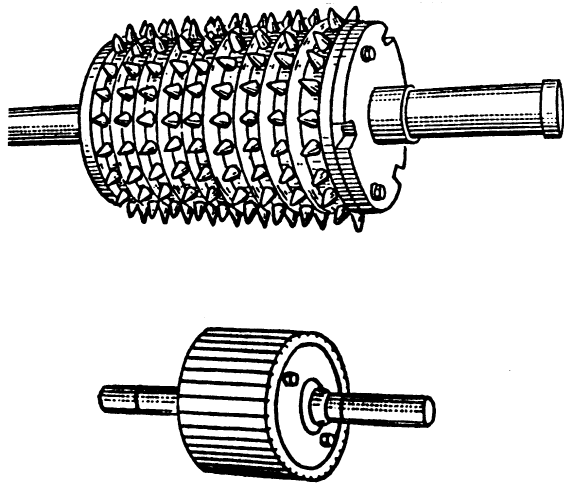


Рис. 1.14. Схеми валків валкової дробарки:
а – зубчастого; б – рифленого

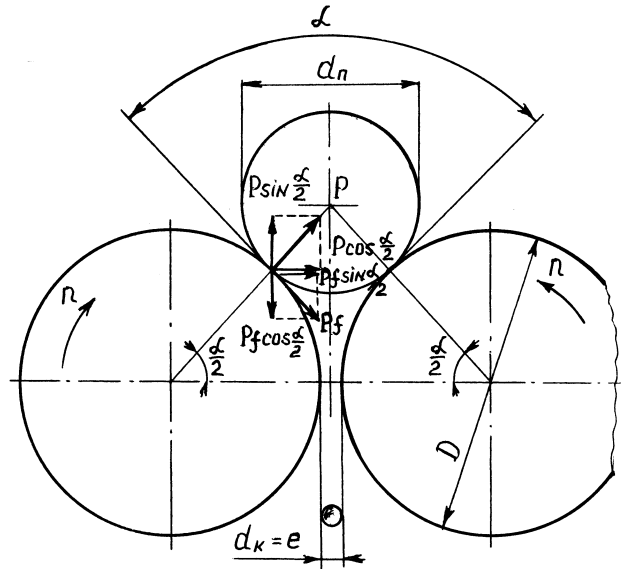


Рис. 1.15. До визначення основних параметрів двовалкової дробарки

Переваги валкових дробарок – простота й компактність, надійність в експлуатації, а недоліки – непридатність для подрібнення міцних матеріалів, значне пилоутворення, можливість виходу з дробарки із гладкими валками плоских грудок подрібненого матеріалу, довжина й ширина яких значно перевищують зазор між валками.

Основні розрахункові параметри двовалкових дробарок – кут захоплення, частота обертання валків, продуктивність і витрати енергії на дроблення.

Кут захоплення двовалкової дробарки з гладкими валками, як і для більшості дробарок, має відповідати умові $\alpha \leq 2\rho$ (рис. 1.15).

Дійсно, умова втягування матеріалу в зазор між валками:

$$2P \sin\left(\frac{\alpha}{2}\right) \leq 2P f \cos\left(\frac{\alpha}{2}\right);$$

$$\operatorname{tg}(\alpha/2) \leq f;$$

$$\operatorname{tg}\left(\frac{\alpha}{2}\right) \leq \operatorname{tg} \rho \quad \text{або} \quad \alpha \leq 2\rho.$$

Зазвичай для таких дробарок беруть $\alpha = 36^\circ$.

Частоту обертання валків визначають з умови запобігання проковзуванню подрібнюваного матеріалу по поверхні гладких валків

$$n \leq 10,27 \sqrt{\frac{f}{\rho_T d_{II} D}}, \quad (1.26)$$

де f – коефіцієнт тертя подрібнюваного матеріалу по поверхні валків (здебільшого $f = 0,3$).

При цьому лінійна швидкість робочої поверхні валків w не повинна перевищувати 6 м/с.

Теоретична масова продуктивність дробарки становить, кг/с

$$G = V_c \rho_{\text{нас}} = (wLe)(\mu_k \rho_T) = \pi D n L e \mu_k \rho_T, \quad (1.27)$$

де L – довжина твірної робочої поверхні валка.

Потужність приводу двовалкової дробарки з гладкими валками можна визначити за формулою (1.21).

1.2.3.6. Роторні й молоткові дробарки. *Роторною* називається дробарка, у якій матеріал дробиться ударами бил, жорстко закріплених на роторі, який обертається навколо горизонтальної осі (рис. 1.16,а). Залежно від кількості роторів дробарку називають однороторною, двороторною, трироторною тощо.

Молотковою називається дробарка, у якій матеріал дробиться ударами молотків, шарнірно закріплених на обертовому роторі (рис. 1.16,б). Залежно від кількості роторів дробарку називають однороторною молотковою дробаркою, двороторною молотковою дробаркою і т. д. Крім того, розрізняють молоткові дробарки з горизонтальним і вертикальним розташуванням осі обертання ротора (роторів).

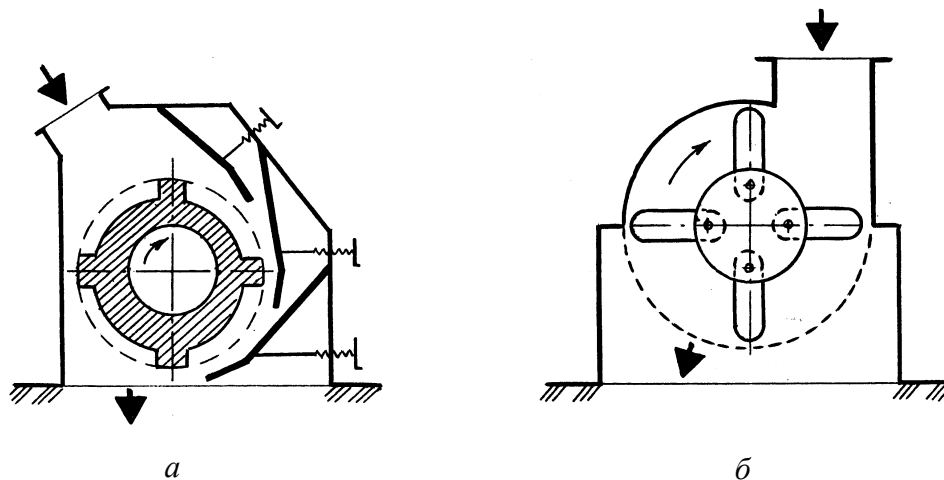


Рис. 1.16. Схема роторної (а) і молоткової дробарок (б):
 1 – ротор; 2 – відбійна плита; 3 – молоток; 4 – колосникова решітка

Дроблення в роторних і молоткових дробарках роблять ударами виступів ротора й молотків по грудках матеріалу, ударами грудок об відбійні плити, а також раздавлюванням й стиранням матеріалу молотками на колосниковій решітці. Ступінь дроблення однороторних дробарок становить 8–12, двороторних – 25–30, однороторних молоткових – 10–15, двороторних молоткових – 30–40. Частота обертання ротора коливається від 500 хв^{-1} для молоткової дробарки М-20-30 з діаметром ротора 2000 мм та його довжиною 3000 мм (потужність

приводу 1000 кВт, маса дробарки 60 т) до 1500 хв^{-1} для дробарки М-6-4 з діаметром ротора 600 мм та його довжиною 400 мм (28 кВт; 1,5 т). Масова продуктивність молоткових дробарок залежно від розмірів машини коливається від 12 (у дробарки М-6-4) до 1000 т/год (у дробарки М-20-30) під час дроблення вапняків середньої твердості.

Недоліки молоткових дробарок: швидке зношування молотків, можливість замазування колосникової решітки при вологості матеріалу більше 15 %, непридатність для дроблення дуже міцних матеріалів.

1.2.3.7. Комбіновані дробарки. З метою забезпечення компактності технологічного обладнання використовують комбіновані дробарки – багатуступінчасті дробарки з основними робочими органами, характерними для дробарок різних видів (рис. 1.17).

Недоліком таких дробарок є складні конструкція та експлуатація порівняно з одноступінчастими.

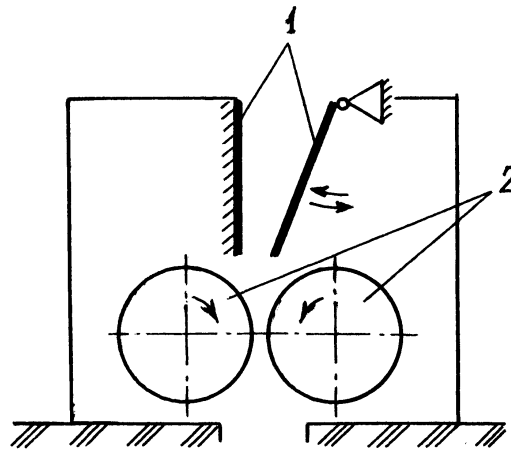


Рис. 1.17. Схема комбінованої дробарки: 1 – дробильні щокми; 2 – дробильні валки

1.2.3.8. Бігуни. Бігуни застосовують як для дрібного дроблення, так і для грубого подрібнення.

За конструкцією розрізняють бігуни з нерухомою чашею, по якій котяться котки (жорна), кожен з яких одночасно обертається навкруги своєї осі (рис. 1.18), а також з обертовою чашею, на якій котки обертаються тільки за рахунок тертя навкруги своєї горизонтальної осі. Набігаючи на великі грудки міцного матеріалу, котки можуть трохи підійматися завдяки кривошипові, що запобігає руйнуванню елементів машини. При цьому бігуни можуть бути як безперервної, так і періодичної дії (в останньому випадку матеріал у кількості до 1,5 т подрібнюється протягом 5–15 хв, після чого одержаний продукт розвантажується). Ступінь подрібнення бігунів звичайно становить від 10 до 50.

Котки й робоча поверхня чаші можуть бути металевими або кам'яними (з граніту, кварциту, фарфору, кам'яного литва тощо).

Розміри котків бігунів сухого подрібнення (діаметр і ширина) коливаються від 600×200 мм до 1800×450 мм (розміри котків бігунів мокрого подрібнення досягають 1800×550 мм і більше), а маса котка досягає 7 т.

Продукт у бігунах безперервної дії з нерухомою чашею розвантажують крізь щілини в основі чаші або за допомогою скребка через борт чаші, а в бігунах з обертовою чашею – зазвичай під дією відцентрової сили в кільцевий піддон, який ззовні оточує чашу.

Подрібнення грудок і зерен матеріалу в бігунах можливе лише у випадку, коли кут захоплення α між дотичною до котка в місці контакту з грудкою матеріалу й горизонталлю не буде перевищувати певної величини.

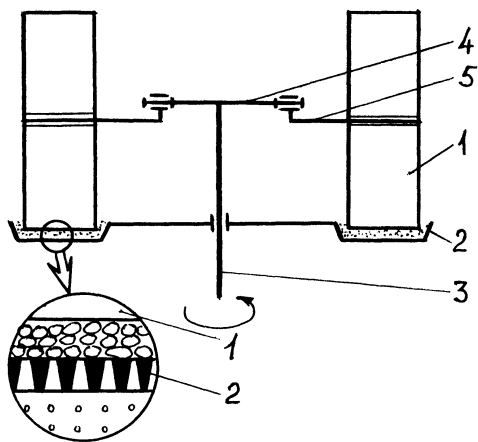


Рис. 1.18. Схема бігунів: 1 – коток; 2 – чаша; 3 – вертикальний вал; 4 – горизонтальна вісь; 5 – кривошип

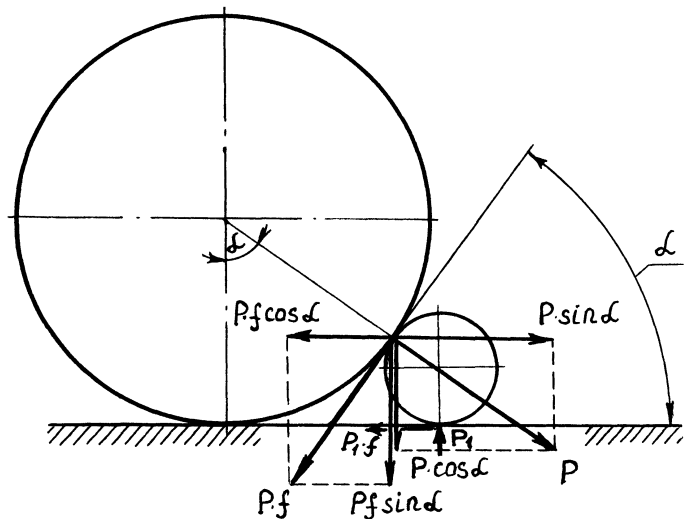


Рис. 1.19. До визначення кута захоплення бігунів

Якщо розкласти нормальні сили, які діють на матеріал з боку котка P і з боку чаші P_1 , а також відповідні сили тертя fP і fP_1 на горизонтальну й вертикальну осі (рис.1.19), то за аналогією з цюковою дробаркою можна записати:

$$\begin{cases} P_1 - P \cos \alpha - f P \sin \alpha = 0; \\ P \sin \alpha \leq f P_1 + f P \cos \alpha. \end{cases} \quad (1.28)$$

Розв'язання цієї системи рівнянь відносно α дає знайому вже залежність $\alpha \leq 2\rho$.

1.2.3.9. Стрижневі (пальцеві) подрібнювальні машини. До стрижневих (пальцевих) подрібнювальних машин насамперед належать дезінтегратори (рис. 1.20) і дисмембратори. Як і бігуни, ці машини можна застосовувати як для дрібного дроблення, так і для подрібнення.

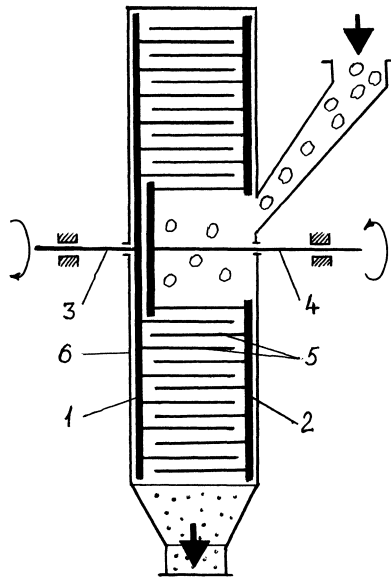


Рис. 1.20. Схема подрібнення в дезінтеграторі: 1, 2 – обертові диски; 3, 4 – співвісні вали; 5 – пальці; 6 – корпус

Дезінтегратор має два ротори у вигляді суцільного й кільцевого дисків 1 і 2, закріплених на співвісних валах 3 і 4, які обертаються у протилежних напрямках. На дисках по концентричних колах з кроком приблизно 200 мм розташовані стрижні (пальці, била) 5 діаметром 30–40 мм. Кожний ряд пальців одного диска розташовано з незначним зазором між двома сусідніми рядами стрижнів іншого диска. Частота обертання дисків становить $200\text{--}1200\text{ хв}^{-1}$, а продуктивність дезінтеграторів – від 0,5 до 20 т/год.

Вихідний матеріал завантажують усередину кільцевого диска, після чого матеріал поступово рухаючись до периферії дисків, подрібнюється ударами стрижнів. На виході з міждискowego простору подрібнений матеріал по внутрішній поверхні кожуха зсипається у розвантажувальний патрубок.

Дисмембратори мають один обертовий диск. Роль другого диска виконує нерухома кришка подрібнювача. Іноді для подрібнення волокнистих матеріалів стрижні дисмембраторів виконують у формі ножів.

Переваги стрижневих подрібнювачів: простота конструкції й компактність, високі продуктивність і ступінь подрібнення. Недоліки: інтенсивне зношування пальців і корпусу, пилоутворення, енергоємність, втрата зрівноваженості диска під час поломки одного чи кількох стрижнів.

1.2.3.10. Кулььо-кільцеві й ролико-кільцеві маятникові млини.

Ці млини належать до так званих середньоходових млинів і застосовуються для подрібнення м'яких і крихких матеріалів середньої міцності (глина, тальк, крейда, каолін, гіпс, мармур, графіт, вугілля тощо).

У кулььо-кільцевому млині матеріал подрібнюється між розмельним кільцем і металевими кулями, притиснутими до нього під дією пружин або відцентрових сил, що виникають при обертанні водила (рис. 1.21). Висхідний потік повітря захоплює подрібнений матеріал у сепаратор, звідки готовий продукт видаляється за межі млина, а більш крупні зерна повертаються на доподрібнення. Діаметр кульь досягає 190 мм, кількість кульь – шести, частота обертання водила – 250 хв^{-1} , а продуктивність млина – 12 т/год.

У ролико-кільцевому маятниковому млині ролики з вертикальними осями обертання підвішені на вертикальних маятниках з горизонтальними осями підвісу, закріплених на спільній хрестовині (рис. 1.22). Під дією відцентрових

сил маятники розходяться, а ролики при цьому притискаються до нерухомого розмельного кільця, подрібнюючи матеріал, що потрапляє в зазор між роликками й розмельним кільцем. Готовий продукт розвантажується як у кульокільцевому млині. Діаметр роликів досягає 700 мм, а масова продуктивність млина – 12 т/год.

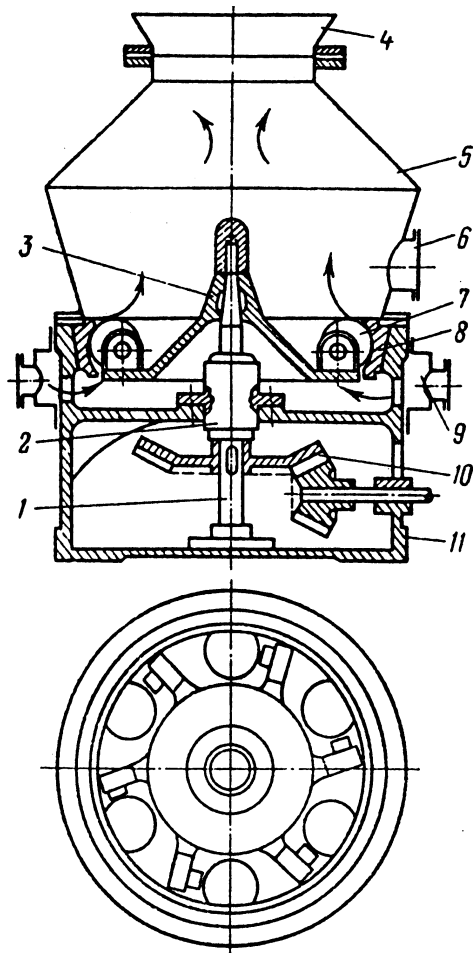


Рис. 1.21. Схема кульокільцевого млина:
 1 – вертикальний вал; 2 – підшипник;
 3 – водило; 4 – сепаратор; 5 – кожух;
 6 – вхід матеріалу; 7 – куля; 8 – розмельне
 кільце; 9 – вхід повітря; 10 – привід;
 11 – корпус

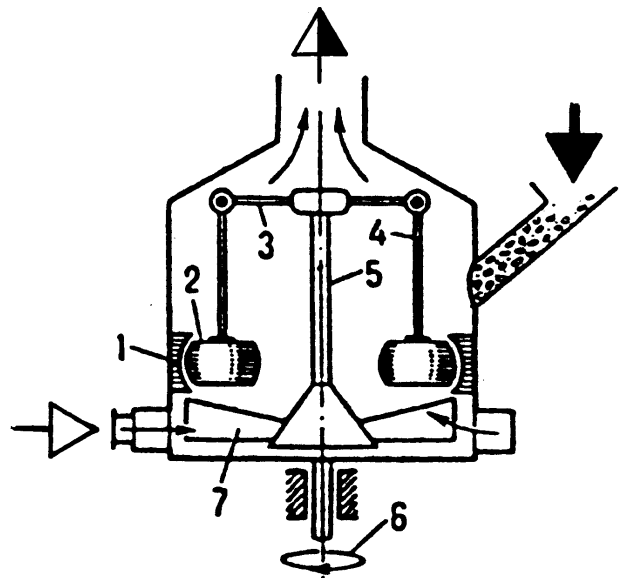


Рис. 1.22. Схема ролико-кільцевого
 маятникового млина: 1 – розмельне
 кільце; 2 – ролик; 3 – хрестовина;
 4 – маятник; 5 – вал; 6 – привід;
 7 – скребок

1.2.3.11. Барабанні млини. Барабанні млини являють собою циліндричний або циліндро-конічний барабан, частково заповнений подрібнювальним середовищем (розмельними тілами: розмельними кулями та цильбепсами (короткими циліндрами), стрижнями, галькою або безпосередньо грудками подрібнюваного матеріалу). Відповідно розрізняють такі типи барабанних млинів: кульові, стрижневі, рудногалькові й самоподрібнювальні (рис. 1.23).

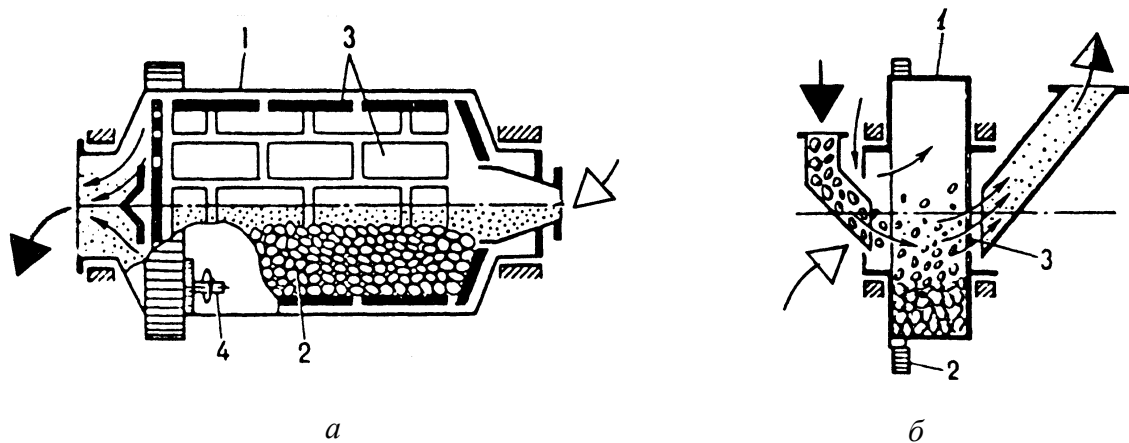


Рис. 1.23. Схема барабанних млинів: *a* – з розвантаженням крізь решітку (1 – барабан; 2 – розмельні кулі; 3 – футерувальні плити; 4 – привід; 5 – решітка); *б* – самоподрібнювального (1 – барабан; 2 – привід; 3 – решітка)

Кульові млини виконують з центральним розвантаженням (крізь порожнисту цапфу – млини МШЦ), з розвантаженням крізь решітку (МШР) і з периферійним розвантаженням крізь сито, а стрижневі – з центральним розвантаженням (МСЦ).

Під час обертання барабана розмельні кулі підіймаються під дією сили тертя по його стінках доти, доки кут підйому не перевищить кута природного укусу, після чого вони вільно падають, подрібнюючи матеріал ударами та стиранням. Цильбепси в барабані не падають, а перекочуються, що майже виключає переподрібнення матеріалу.

Розмельні кулі виготовляють з металу (рідше кварцу або кераміки) діаметром від 30 до 120 мм з кроком 10 мм (зазвичай діаметр куль складає 1/24–1/18 діаметра барабана), а цильбепси – діаметром 40–100 мм. Розміри барабанів (діаметр і довжина: $D \times L$) досягають у кульових млинах 6000×8000 мм, а в стрижневих – 4500×6000 мм; потужність привода таких млинів становить 2500 кВт. Частота обертання барабанів – від 12,5 до 30,0 хв^{-1} . Ступінь подрібнення 50–100, при цьому подрібнення виконують як сухим, так і мокрим способами. Ступінь заповнення барабана кулями – 30–40 %. При цьому розрізняють короткі ($L \leq D$) і довгі ($L > D$) млини.

Діаметр розмельних куль d_o обчислюють за залежностями:

$$d_o = 28\sqrt[3]{d_{\text{п}}} \text{ або } d_o = 6\sqrt{d_{\text{п}}} \lg d_{\text{к}}, \quad (1.29)$$

де $d_{\text{п}}$ – середній розмір грудок вихідного матеріалу, мм; $d_{\text{к}}$ – середній розмір готового продукту, мкм.

Розмір зерен подрібнюваного матеріалу по довжині барабана зменшується, тому з метою зменшення витрати енергії на подрібнення й підвищення ефективності подрібнення використовують так звані трубні млини, корпус яких розділено всередині перегородками на 3–5 камер, при цьому діаметр

куль зменшується за ходом подрібнюваного матеріалу (рис. 1.24). Іноді перші камери завантажують кулями, а останні – цильбепсами. Ступінь заповнення багатокамерного барабана розмельними тілами від 28 до 32 %. Переважають трубні млини з розмірами барабана від 2,2×13 м до 3,2×15 м.

Також використовують барабанні рудногалькові млини й барабанні млини без розмельних тіл, у яких матеріал самоподрібнюється. У рудногалькових млинах розміри барабана досягають 6000×12500 мм (млин МГР-6000×12500), потужність приводу – 6300 кВт, маса – 900 т, а в млинах мокро-го самоподрібнення – 5000×10000 мм (млин ММС-10000×5000), потужність приводу – 8000 кВт, а маса – 1600 т.

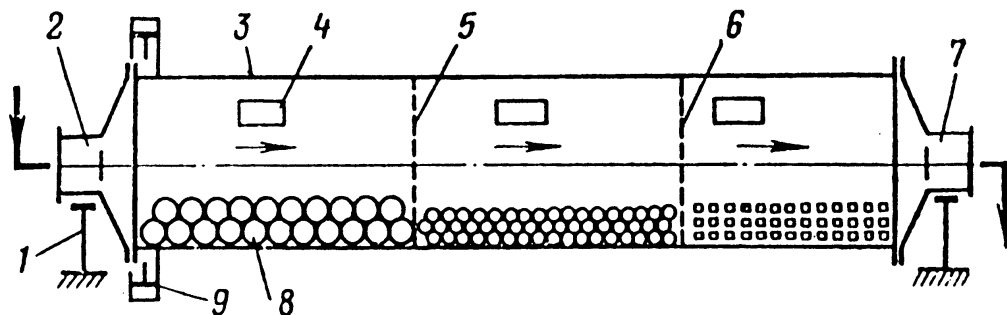


Рис. 1.24. Схема багатокамерного кульового млина: 1 – рама; 2 – завантажувальна цапфа; 3 – барабан; 4 – оглядовий люк; 5, 6 – діафрагми; 7 – розвантажувальна цапфа; 8 – кулі; 9 – шестірня

Основні розрахункові параметри барабанного кульового млина такі: частота обертання барабана, продуктивність і витрата енергії на подрібнення.

Зі збільшенням частоти обертання барабана n зростає й продуктивність млина, проте при досягненні певного значення $n_{кр}$ кулі не будуть падати, а під дією відцентрової сили притискатимуться до внутрішньої стінки барабана. Така частота обертання барабана називається критичною і для поодинокі кулі визначається за формулою

$$n_{кр} = \frac{0,705}{\sqrt{D}}. \quad (1.30)$$

Найвигідніший кут відриву куль від барабана, при якому виконується найбільша робота млина, дорівнює $54^{\circ}40'$. При цьому відповідна частота обертання барабана становить

$$n = \frac{0,534}{\sqrt{D}}. \quad (1.31)$$

Продуктивність кульового млина залежить від частоти обертання барабана, його розмірів, ступеня заповнення барабана кулями, властивостей і характеристик подрібнюваного матеріалу.

Витрати потужності на подрібнення можна оцінити, наприклад, за такою залежністю, Вт

$$N = 1,415 G_{\text{рк}} D n, \quad (1.32)$$

де $G_{\text{рк}}$ – вага розмельних куль, Н.

Як бачимо, потужність холостого ходу млина майже дорівнює потужності робочого ходу, тому в жодному разі без потреби не слід умикати привід млина. При цьому потужність, що витрачається безпосередньо на подрібнення, становить звичайно 1 % від потужності, споживаної приводом млина.

1.2.3.12. Вібраційні млини. Розрізняють два типи вібраційних млинів: інерційні й гіраційні. В *інерційних* вібраційних млинах вібрація спричиняється обертанням дисбалансу, встановленого з ексцентриситетом відносно осі обертання у внутрішньому корпусі подрібнювача (рис.1.25,а), а в *гіраційних* – коливанням корпусу млина, який монтується на ексцентриковому валу (рис. 1.25,б).

Ступінь заповнення кільцевого циліндричного корпусу розмельними кулями – 70–80 %. Частота коливань вібратора – 25–50 Гц, амплітуда – 2–4 мм.

При одержанні готового продукту розміром 1–10 мкм ефективність цих машин у 5–30 разів вища, ніж ефективність кульових млинів.

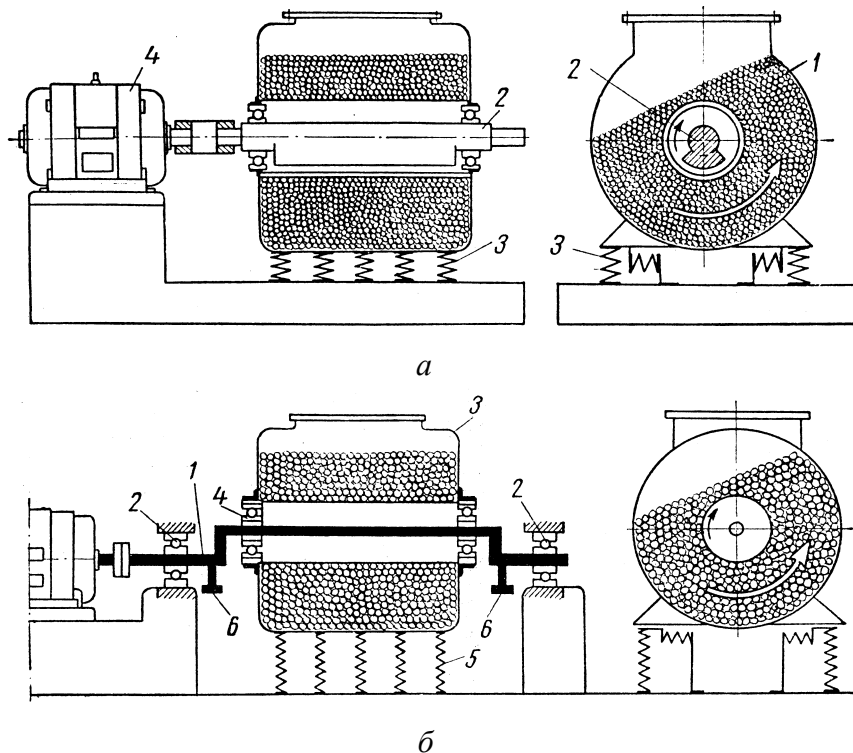


Рис. 1.25. Схема вібраційних млинів: а – інерційного (1 – корпус; 2 – дисбалансний вал; 3 – пружина; 4 – привід); б – гіраційного (1 – ексцентриковий вал; 2, 4 – підшипники; 3 – корпус; 5 – пружина; 6 – противага)

1.2.3.13. Відцентрово-кульові й планетарні млини. У відцентрово-кульових млинах (рис. 1.26,*а*) кулі під час обертання чаші відкидаються відцентровими силами до відбійної стінки статора, подрібнюючи при цьому матеріал, після чого знову падають у чашу. Потік повітря, утворений вентилятором, захоплює подрібнений матеріал. При цьому в чашу на доподрібнення падають крупні грудки й зерна, відбиті відповідно решіткою й сепаратором. Ці млини використовують для подрібнення тальку, крейди та інших матеріалів незначної твердості. Ступінь подрібнення – 5–100.

У планетарних млинах (рис. 1.26,*б*) декілька барабанів змонтовано на спільному водилі. На осі кожного барабана закріплено шестірню, зчеплену з нерухомим центральним зубчастим колесом. При обертанні водила шестерні обкочуються навкруги колеса, і барабани одночасно обертаються навкруги своїх осей і центрального вала. У результаті розмельні кулі набувають складного руху при значних прискореннях, що значно інтенсифікує подрібнення матеріалу. Основна перевага цих млинів – висока ефективність подрібнення; недоліки – незначна продуктивність, періодичність процесу, розігрівання подрібнюваного матеріалу внаслідок значного виділення теплоти. Ступінь подрібнення 20–300.

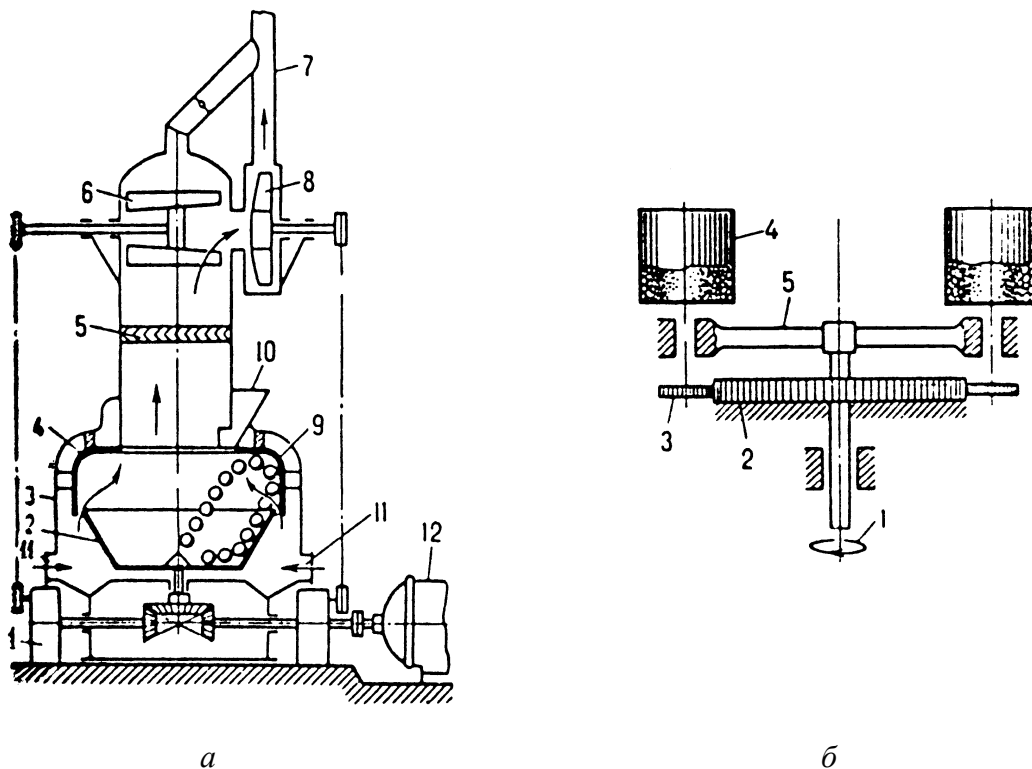


Рис. 1.26. Схеми млинів: *а* – відцентрово-кульового (1, 12 – привід; 2 – корпус; 3 – чаша; 4 – відбійна поверхня статора; 5 – решітка; 6 – повітряний сепаратор; 7 – повітропровід; 8 – вентилятор; 9 – розмельні кулі; 10, 11 – патрубки для подавання відповідно вихідного матеріалу й повітря); *б* – планетарного (1 – привід; 2 – зубчасте колесо; 3 – шестірня; 4 – барабан; 5 – водило)

1.2.3.14. Ножові млини, жорна й фарботерки. У ножових млинах (рис. 1.27,*а*) матеріал піддається рубильній й різальній дії ножів ротора й статора. Подрібнений продукт розвантажується крізь перфоровану решітку. Основна перевага – можливість ефективного подрібнення еластичних матеріалів (гумо- й полімервмісних відходів тощо). Ступінь подрібнення 10–50.

У жорнах (рис. 1.27,*б*), які застосовують головним чином у виробництві барвників, паперу й картону, матеріал надходить усередину верхнього нерухомого круга-жорна, який власною вагою й пружинами притискається до нижнього обертового жорна. Під дією відцентрових сил і завдяки напрямним насічкам на робочих поверхнях жорен матеріал втягується в зазор між ними, подрібнюється за рахунок стирання й розвантажується. Основна перевага – високий ступінь подрібнення; недоліки – незначна продуктивність та інтенсивне зношування жорен. Ступінь подрібнення 5–100.

Фарботерки (рис. 1.27,*в*) дозволяють диспергувати або перетирати матеріал (у виробництві фарб, полімерних паст тощо) у регульованому зазорі між паралельними валками, які обертаються один назустріч одному з різними швидкостями. Перевага фарботерок – зручність регулювання ступеня подрібнення (від 20 до 100); недоліки – обмежена продуктивність і нерівномірне зношування валків.

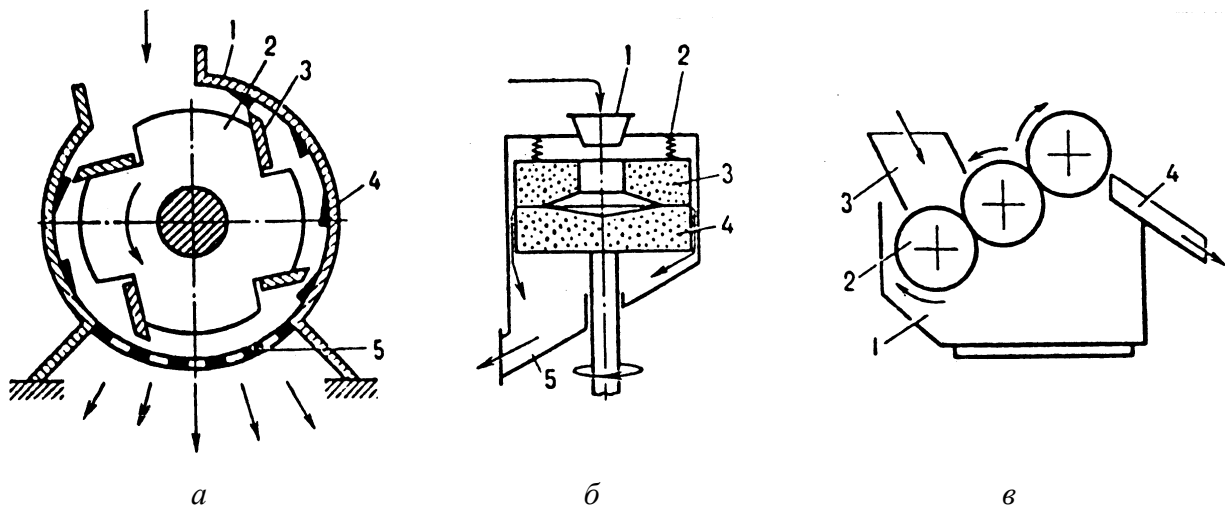


Рис. 1.27. Схеми млинів: *а* – ножовий млин (1 – корпус-статор; 2 – ротор; 3, 4 – обертовий і нерухомий ножі відповідно; 5 – перфорована решітка); *б* – жорна (1 – завантажувальний бункер; 2 – пружини; 3, 4 – жорна; 5 – розвантажувальний патрубок); *в* – фарботерка (1 – корпус; 2 – валок; 3 – завантажувальний бункер; 4 – розвантажувальний лотік)

1.2.3.15. Струминні, колоїдні й кавітаційні млини. У струминних млинах подрібнення матеріалу відбувається у струменях газоподібного агента (повітря, пара тощо) під час співударяння зерен між собою, а також під час удару і стирання їх на стінках робочої камери. Розмір готового продукту становить 2–5 мкм.

На рис. 1.28,*а* наведено схему струминного млина з вертикальною трубчастою подрібнювальною камерою. Зерна матеріалу, що підлягають подрібненню, стрічковим живильником *1* подаються в завантажувальний бункер *2*, звідки по трубопроводу *3* потрапляють у дифузор *4*, де підхоплюються повітрям, що подається з патрубку *5*, сполученого з повітропроводом *7*, після чого зерна матеріалу надходять у зону подрібнення *A* подрібнювально-розділювальної камери *б*. Повітря після колектора *8* надходить у сопла *9*, які забезпечують циркуляцію повітря в камері *б* і взаємне співударяння подрібнюваних зерен. Розділення зерен за розмірами відбувається в колінах *Б* і *В* за рахунок інерційних сил: великі зерна відкидаються до зовнішньої поверхні труби і знову потрапляють в зону подрібнення *A*, а дрібні рухаються в потоці повітря поблизу внутрішньої поверхні труби й відводяться як продукт крізь жалюзі *10* інерційного роздільника.

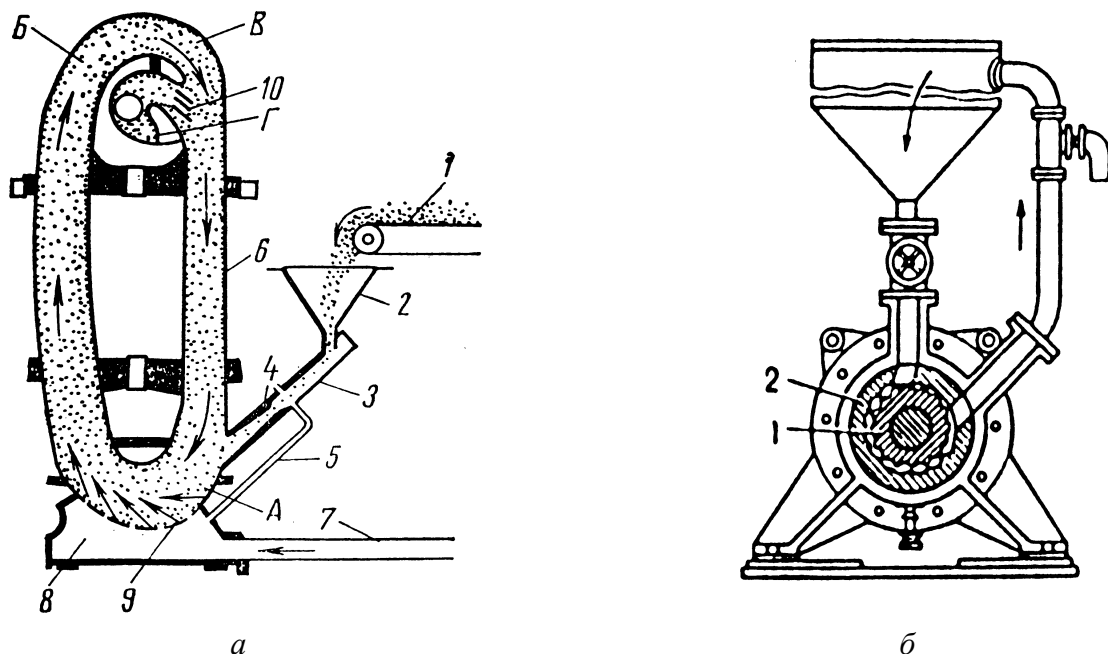


Рис. 1.28. Схема млинів: *а* – струминного з вертикальною трубчастою подрібнювальною камерою (*1* – стрічковий живильник; *2* – завантажувальний бункер; *3* – трубопровід; *4* – дифузор; *5* – патрубок; *б* – подрібнювально-розділювальна камера; *7* – повітропровід; *8* – колектор; *9* – сопла; *10* – жалюзі); *б* – кавітаційного (*1* – ротор; *2* – статор)

Кавітаційні млини (рис. 1.28,*б*) працюють у системі з напірними баками, що забезпечує циркуляцію й високий ступінь подрібнення матеріалу. Діючи як насос, млин прокачує суспензію з подрібнюваною дисперсною фазою крізь кільцевий зазор між ротором і статором, причому завдяки поздовжнім виступам і западинам на їхніх поверхнях тиск у потоці коливається і, як наслідок, виникає кавітаційний ефект (докладно див. п. 2.6.3). У результаті тверда фаза інтенсивно подрібнюється. Готовий продукт розвантажують за допомогою спеціального

крана в нижній частині млина. Основна перевага – висока однорідність подрібненого продукту; недоліки – незначна продуктивність, інтенсивне зношування робочих органів машини. Ці млини звичайно використовують у виробництві гумових сумішей і лакофарбових матеріалів. Ступінь подрібнення 5–40.

У колоїдних млинах матеріал подрібнюється в зазорі величиною менше міліметра між корпусом і швидкообертливим ротором у потоці рідини для запобігання злипанню між собою дрібних зерен, розмір яких зазвичай менше 1 мкм. Масове співвідношення твердої й рідкої фаз у суспензії від 1:6 до 1:2.

1.2.3.16. Вибір подрібнювачів. Вибір дробарок і млинів залежить від властивостей і характеристик матеріалу (передусім фізико-механічних), потрібних продуктивності, ступеня подрібнення й розмірів грудок або зерен готового продукту.

1.2.4. Дозатори й живильники

Дозатори застосовують для автоматичного відмірювання (дозування) заданої маси або об'єму твердих сипких матеріалів, паст, рідин і газів.

Живильники застосовують для рівномірного подавання регульованої кількості матеріалу в різні види збагачувального устаткування, у технологічний процес (наприклад, подрібнювачі, печі, сушарки тощо) або в транспортний потік. За допомогою живильників подають сипкі або поштучні матеріали й вироби. Розрізняють об'ємні й вагові живильники, які бувають як безперервної, так і дискретної дії.

Живильники для сипких матеріалів поділяють на три групи:

- 1) з тяговим органом (пластинчасті, стрічкові, скребкові);
- 2) з коливальним рухом робочого органу (хитні, вібраційні, маятникові, плунжерні);
- 3) з обертовим органом (дискові, тарілчасті, гвинтові (шнекові), лопатеві, барабанні).

На рис. 1.29 наведено принципові схеми деяких живильників.

Ланцюговий живильник (див. рис. 1.29,а) застосовують для подавання кускових матеріалів великої й середньої крупності у дробарки або на транспортувальні пристрої. Він має барабан 1 з важкими ланцюгами, які вільно висять на приводних зірочках у декілька рядів по всій ширині лотка 3 і стрічкового транспортера 4. Ланцюги утворюють завісу, яка запобігає висипанню матеріалу з лотка під час зупинки живильника. Під час роботи барабан обертається таким чином, щоб нижні вітки ланцюгів рухалися в напрямку руху матеріалу. Переваги живильника – компактність, надійність роботи, простота обслуговування, незначна енергоємність. Основним же недоліком живильника є незначне просипання матеріалу між ланцюгами під час його зупинки, що ускладнює пуск дробарок.

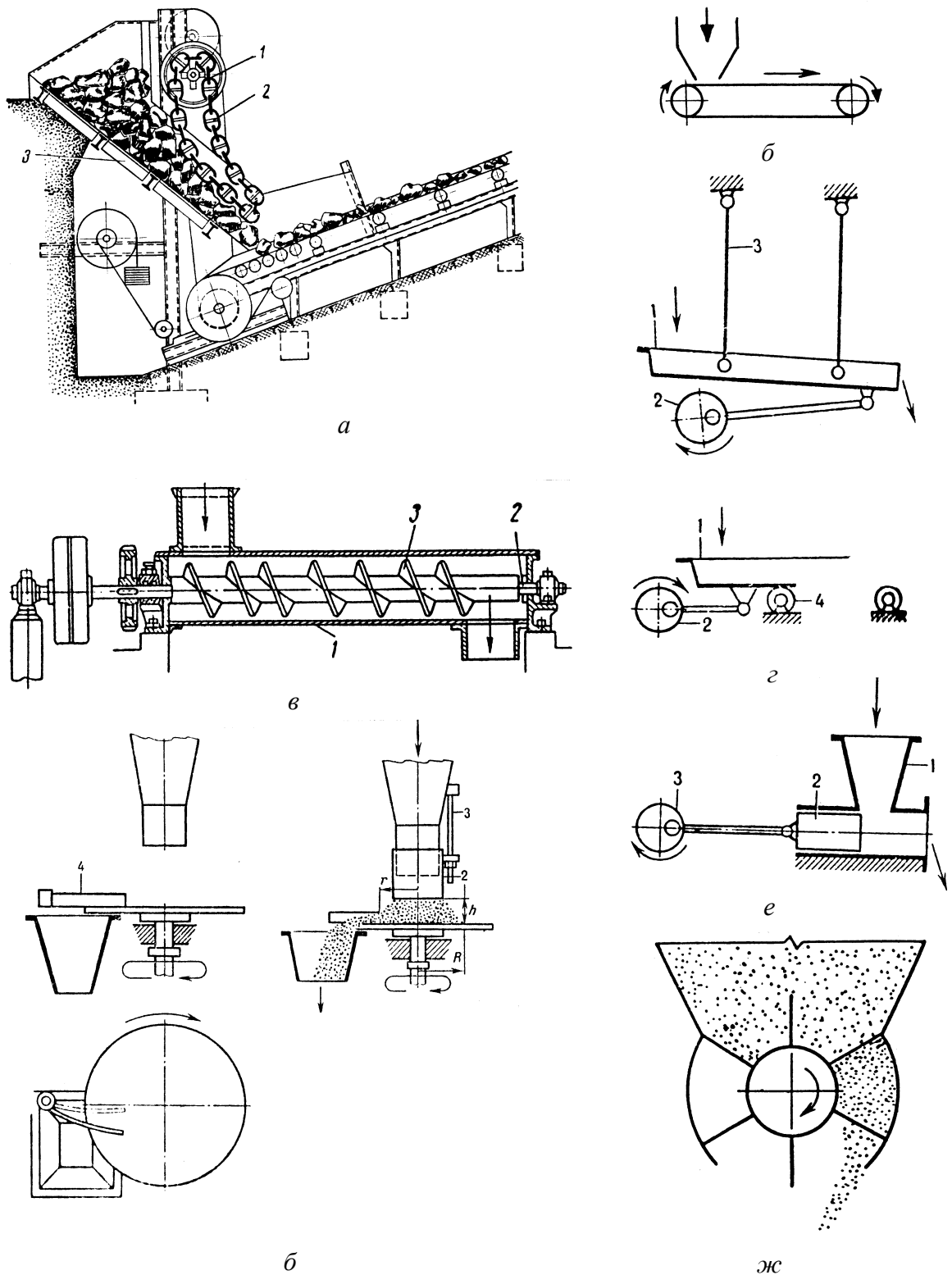


Рис. 1.29. Живильники для сипких матеріалів: а – ланцюговий (1 – барабан; 2 – ланцюг; 3 – лотік; 4 – стрічковий транспортер); б – стрічковий; в – шнековий; г – підвісний і каретковий лоткові (або хитні; 1 – лотік; 2 – ексцентриковий механізм; 3 – тяги; 4 – ролики); д – тарілчастий (1 – обертовий диск; 2 – скребок; 3 – рухома обойма); е – плунжерний (1 – корпус; 2 – плунжер; 3 – ексцентриковий механізм); ж – барабанний

Принцип дії інших живильників зрозуміло з наведених схем.

Кількість матеріалу під час роботи тарілчастого живильника (див. рис. 1.29,д) регулюється трьома основними способами: зміною частоти обертання диска, переміщенням скребка вздовж радіуса обертового диска або підйманням чи опусканням рухомої обойми (підймання обойми збільшує конус матеріалу на диску, а отже і продуктивність живильника).

Під час вибору та експлуатації живильника слід пам'ятати, що насипна густина сипкого матеріалу не є сталою величиною. Її значення залежить від коефіцієнта розпушення матеріалу й може коливатися в межах 25 %.

Живильники для рідких систем поділяють на ковшові, клапанні, поршневі й барабанні.

Тип живильника вибирають залежно від властивостей і характеристик транспортованого матеріалу, продуктивності, призначення та умов роботи.

1.3. Грохочення і класифікація твердих матеріалів

1.3.1. Загальні положення

Класифікацією за крупністю називається процес розділення твердих матеріалів за розміром грудок або зерен на класи (фракції).

Класифікацію за крупністю застосовують:

- як допоміжну операцію, наприклад, у схемах дроблення або подрібнення вихідного матеріалу;
 - як підготовчу операцію, наприклад, під час розділення матеріалу на декілька класів крупності, призначених для наступного роздільного оброблення;
 - як самостійну операцію для виділення класів, які є готовим продуктом.
- У техніці використовують два основні види класифікації за крупністю:

1) *грохочення* – процес розділення грудкових і зернистих матеріалів на класи різної крупності за допомогою просіювальних пристроїв з каліброваними отворами (ДСТУ 2415–94). При грохоченні крізь отвори просіювального пристрою проходять грудки (зерна) матеріалу, розміри яких менші, ніж розміри отворів; ці грудки (зерна) утворюють так званий нижній клас (нижню фракцію або подрешітковий продукт). Грудки (зерна), які не пройшли крізь отвори просіювального пристрою, утворюють верхній клас (верхню фракцію або надрешітковий продукт);

2) *класифікація** – процес розділення матеріалу на класи різної крупності в рідкому чи газоподібному середовищі, у якому утворюється зависль зерен класифікованого матеріалу з різною швидкістю осадження.

Грохочення й класифікацію використовують під час збагачення корисних копалин, виробництва будівельних матеріалів, синтетичних каучуків, барвників, люмінофорів, скла, абразивних порошків тощо.

* Термін «класифікація» походить від лат. *classis* – розряд, група і *facio* – роблю.

1.3.2. Грохочення

Грохочення застосовують для розділення грудок і зерен матеріалів розміром від сотень міліметрів (грохочення крупних грудок) до часток міліметра (грохочення дуже дрібних грудок).

Грохочення крупних грудок – грохочення, що застосовують у разі крупності грудок у вихідному матеріалі $-1200+0$ мм (див. нижче) і виконують на ситах з розмірами отворів від 300 до 100 мм.

Грохочення середніх грудок – грохочення, що застосовують у разі крупності грудок у вихідному матеріалі $-350+0$ мм і виконують на ситах з розмірами отворів від 60 до 25 мм.

Грохочення дрібних грудок – грохочення, що застосовують у разі крупності грудок у вихідному матеріалі $-75+0$ мм і виконують на ситах з розмірами отворів від 25 до 6 мм.

Грохочення дуже дрібних грудок – грохочення, що застосовують у разі крупності грудок у вихідному матеріалі $-10+0$ мм і виконують на ситах з розмірами отворів від 5,0 до 0,5 мм (ДСТУ 2684–94).

Іноді застосовують *особливо тонке грохочення* (розмір отворів просіювальної поверхні до 40 мкм).

Крім згаданих самостійного, підготовчого, допоміжного, попереднього й контрольного (перевірною) грохочення також використовують *зневоднювальне грохочення*, яке застосовують, щоб видалити основну масу води (після промивання^{**}) чи суспензії (під час сепарації у важкому середовищі).

Для грохочення використовують спеціальні машини – *гροхоти*, як просіювальні пристрої яких найчастіше застосовують дротяні сита, листові решета та колосникові решітки (рис. 1.30, 1.31).

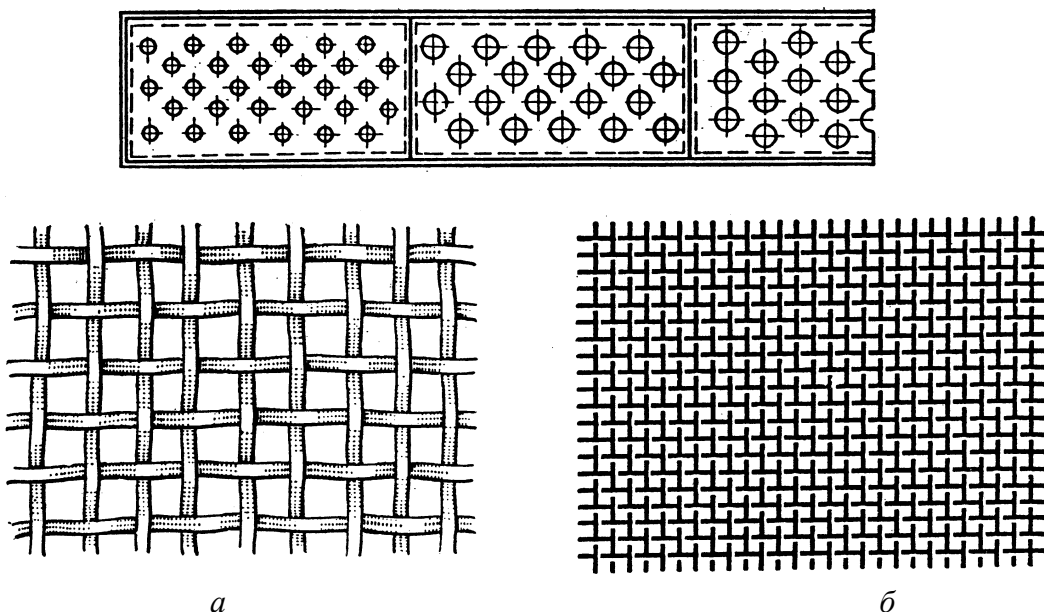


Рис. 1.30. Решета (а) і сита (б)

^{**} *Промивання* – процес підготовки та збагачення руд осадових родовищ відмиванням від глини або піску (ДСТУ 2684–94).

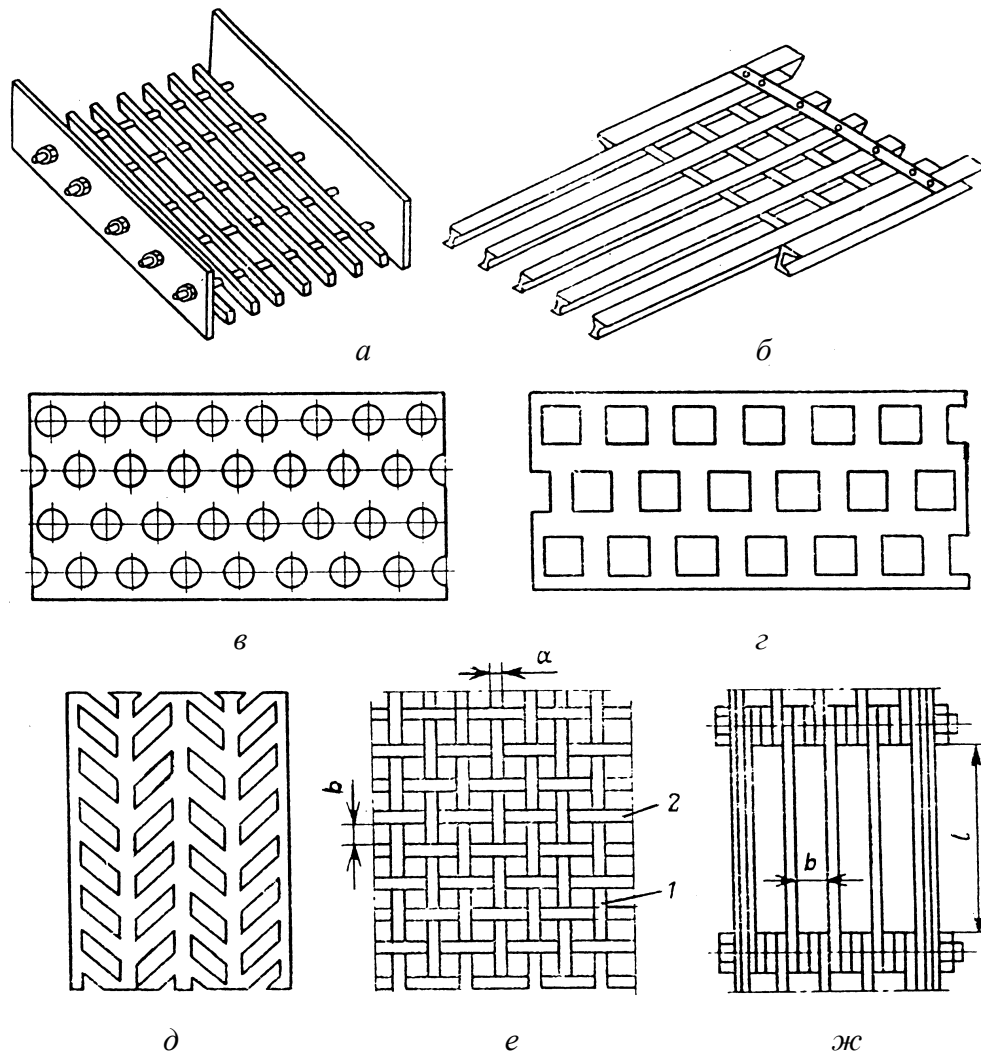


Рис. 1.31. Просіювальні пристрої: *а, б* – колосникові решітки; *в–д* – листові решета відповідно з круглими, квадратними й фігурними отворами; *е, ж* – дротяні сита з квадратними й прямокутними отворами; *1* – основа; *2* – утік

Дротяні сита виготовляють зі сталевого, латунного, мідного, бронзового, нікелевого або іншого дроту з квадратними або прямокутними отворами, які мають розміри від 100 до 0,04 мм. Номер сита відповідає розмірові сторони отвору (комірки) на просвіт у міліметрах (наприклад, сита № 0053 і № 4 мають сторону отворів у 0,053 мм та 4 мм). Є також сантиметрова система сит (застосовують у Німеччині), за якою номер сита відповідає кількості отворів на один квадратний сантиметр, і дюймова (застосовують у США та Великій Британії), яка характеризується числом «меш» (меш – це кількість отворів на лінійний дюйм (25,4 мм)).

Листові решета – це просіювальні пристрої, виготовлені з перфорованих листів (металевих, гумових та ін.) завтовшки зазвичай 4–10 мм, у яких штамнують круглі, квадратні або прямокутні (рідше – фігурні) отвори розміром до 60 мм, які іноді розширюються донизу, щоб під час грохочення вони не забивалися.

Якщо взяти решета з круглими, квадратними або прямокутними отворами одного розміру (діаметр круглого отвору дорівнює стороні квадратного й ширині прямокутного), то найкрупніший підрешітковий продукт буде одержано на ситах з прямокутними отворами, дрібніший – на ситах з квадратними отворами і найдрібніший – на ситах з круглими отворами.

Просіювальні пристрої грохотів характеризуються живим перерізом (відношенням площі отворів сита на просвіт до його загальної площі), вираженим у відсотках (див. рис. 1.31):

$$L = 100 \left(\frac{b}{a+b} \right)^2 ; \quad (1.33)$$

$$L = 100 \frac{lb}{(a+b)(a+l)}, \quad (1.34)$$

де a – діаметр дроту; b – ширина отвору; l – довжина отвору.

Колосникові решітки – це просіювальні пристрої, набрані з окремих колосників (найчастіше паралельних стрижнів зазвичай трапецієвидного поперечного перерізу, який звужується донизу, або спрацьованих залізничних рейок, перевернутих головою донизу).

Процес розділення вихідного матеріалу на грохоті характеризується *ефективністю грохочення*, тобто відношенням маси підрешіткового продукту до маси нижнього класу крупності у вихідному матеріалі (ДСТУ 2684–94).

На ефективність грохочення впливають: форма зерен (сферичні зерна розсіюються краще); кут нахилу грохота (проходження зерен знижується зі збільшенням нахилу грохота й товщини просіювальної поверхні); вологість матеріалу (зазвичай вологість не повинна перевищувати 7–12 %; із збільшенням вологості ефективність знижується); товщина шару матеріалу на грохоті та швидкість руху матеріалу (зі збільшенням товщини шару ймовірність проходження зерен крізь отвори й відповідно ефективність знижуються); розмір зерен (дрібні зерна важче розсіювати, тому що поверхнева вологість утримує зерна на грохоті); довжина шляху грохочення (чим більший шлях, тим вища ефективність) і деякі інші чинники.

Оскільки у виробничих умовах визначення маси підрешіткового продукту ускладнене, на практиці для оцінювання ефективності розділення користуються таким поняттям як коефіцієнт корисної дії грохочення

$$\eta = 10^4 \frac{a-b}{a(100-b)}, \quad (1.35)$$

де η – коефіцієнт корисної дії грохочення, %; a – масова частка нижнього класу у вихідному матеріалі, %; b – масова частка нижнього класу в надрешітковому продукті, %.

Значення a і b визначають на підставі ретельного розсіювання проб вихідного матеріалу й надрешіткового продукту, проведеного на ситах з отворами таких самих розмірів і форми, як і на просіювальній поверхні грохота.

Основними показниками роботи грохота є продуктивність і ефективність грохочення. Ці показники завжди взаємопов'язані. Продуктивність різних грохотів можна порівнювати лише за умови забезпечення ними однакової ефективності грохочення. Вважають, що від ширини грохота залежить його продуктивність, а від довжини – ефективність грохочення.

Найбільший розмір грудки (зерна) d , що може пройти крізь отвір похилого решета (сита), визначають із залежності (рис. 1.32)

$$d = D \cos \alpha - \delta \sin \alpha, \quad (1.36)$$

де D – розмір отвору; δ – товщина решета, яку зазвичай беруть рівною $0,625 D$; α – кут нахилу решета.

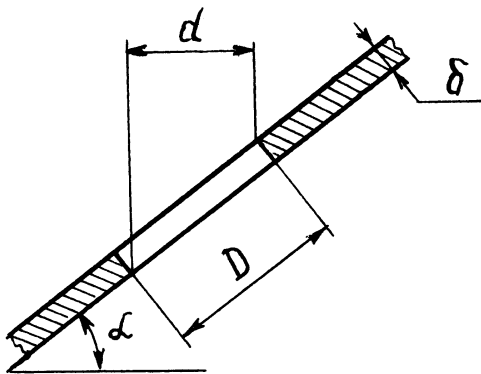


Рис. 1.32. До визначення найбільшого розміру грудки (зерна), що проходить крізь решето

Зерна розміром від 0,75 до 1,5 розмірів отворів сита вважають «важкими» для грохочення, оскільки вони проходять крізь сито з певними складнощами: зерна розміром, меншим від розміру отвору, «заважають» одне одному, а трохи більшим – легко застрягають в отворах і ускладнюють проходження інших зерен крізь сито.

Оброблювана тверда сировина та одержувані з неї продукти являють собою суміш грудок або зерен неправильної форми різного розміру. Розподіл грудок і зерен по класах крупності характеризує гранулометричний склад суміші.

Для визначення гранулометричного складу суміші використовують:

- вимірювання великих грудок за трьома взаємно перпендикулярними напрямками (див. формулу (1.3));
- ситовий аналіз (розсіювання матеріалу на наборі сит на класи різної крупності);
- седиментаційний аналіз (розділення матеріалу за швидкістю осадження зерен різної крупності у водному середовищі для матеріалу крупністю від 5 до 50 мкм; для дрібніших матеріалів застосовують седиментацію у відцентровому полі);
- мікроскопічний аналіз (вимірювання зерен під мікроскопом і класифікація їх за групами у вузьких границях певних розмірів; застосовують для матеріалів крупністю від 50 мкм до десятих часток мікрметра).

У хімічній технології гранулометричний склад матеріалів найчастіше визначають за допомогою ситового аналізу.

Для ситового аналізу застосовують набір сит з постійним відношенням (модулем шкали грохочення) розміру отворів кожного попереднього сита до наступного, що дорівнює зазвичай 2, $2^{0,5}$ або $2^{0,25}$. Відношення мас одержаних залишків на ситах до маси вихідної суміші дає вміст різних класів зерен у матеріалі, тобто зерен, обмежених за розміром певними верхньою й нижньою границями. Класи зерен позначають розмірами отворів двох сусідніх сит, одне з яких повністю пропускає зерна (підрешітковий продукт (зі знаком мінус) $-d$, тобто дрібнішими за d), а друге – повністю затримує (надрешітковий продукт (зі знаком плюс) $+d$, тобто крупнішими за d , де d – розмір отворів сита). Так, сипкий матеріал, який пройшов крізь сито з отворами 4 мм (підрешітковий продукт) і не пройшов крізь сито з отворами 2 мм (надрешітковий продукт), позначають $-4+2$ мм. Також для характеристики сипкого матеріалу використовують термін *гранулометричний клас*, який дорівнює ширині отвору найдрібнішого сита, крізь яке проходить не менше 95 % маси матеріалу (ISO 1927–84, ДСТУ 2531–94).

Кількість класів (фракцій) твердого сипкого матеріалу в розсіюваній суміші залежить від кількості сит, на яких виконують грохочення. Послідовно розсіюючи матеріал на n ситах, одержують $n+1$ класів крупності від $+d_1$, $-d_1+d_2$, $-d_2+d_3$ і т.д. до $-d_n$ (наприклад, класи $+25$, $-25+13$, $-13+6$, $-6+3$ і $-3+0$ мм).

Ситовий аналіз полягає в розсіюванні проби матеріалу на кількох ситах з різними стандартними розмірами отворів певного модуля. Ситовий аналіз матеріалу, крупнішого за 25 мм, виконують вручну на наборі сит або на хитних горизонтальних грохотах. Матеріал крупністю менше 25 мм розсіюється на лабораторних ситах. Залежно від крупності матеріалу й необхідної точності ситового аналізу проби розсіюються сухим або мокрим способом. Якщо дозволяє крупність і матеріал не схильний до злипання, застосовують сухий спосіб розсіювання на механічному струшувачі, сита в якому розташовують одне над одним зверху вниз від крупних отворів до дрібних. Пробу засипають на верхнє сито, закривають кришкою і струшують протягом 10–30 хвилин. Під нижнім ситом установлюють піддон, куди збирається найдрібніший клас (підрешітковий продукт нижнього сита). Після розсіювання проби кожний клас крупності зважують. Вихід кожного класу визначають діленням його маси на загальну масу проби.

Для тонкоподрібненого матеріалу застосовують мокре розсіювання. Для цього пробу засипають на сито з дрібними отворами й відмивають найдрібніші зерна, багаторазово занурюючи сита в бачок з водою або промиваючи матеріал на ситі слабим струменем води. Відмивають доти, доки промивальна вода не стане прозорою. Матеріал, що залишився на ситі, висушують і зважують. За різницею визначають масу відмитого шламу. Висушений залишок матеріалу розсіюють сухим способом на ситах, включаючи й найдрібніше, на

якому відмивали шлам. Визначивши масу підрешіткового продукту нижнього сита, її додають до отриманої раніше маси відмитого шламу.

У результаті ситового аналізу, який оформлюють зазвичай у вигляді таблиць або графіків, отримують одну з характеристик сипкого матеріалу – фракційний (гранулометричний) склад, тобто статистичну сукупність зерен різного розміру*.

Сумарні виходи «за плюсом» (+) або «за мінусом» (–) являють собою суму виходів усіх класів, відповідно крупніших або дрібніших за отвори даного сита.

За даними ситового аналізу будуються характеристики крупності (рис.1.33). На підставі сумарних виходів матеріалу, крупніших за розмір отворів сита, будується крива «за плюсом», а менших – «за мінусом». Сума виходів по обох залежностях становить 100 %, тому обидві залежності є дзеркальним відбитком одна одної. Вони завжди перетинаються в точці, що відповідає сумарному виходу 50 %.

Сумарні характеристики «по плюсу» бувають увігнутими (див. рис. 1.33), опуклими й прямолінійними. Увігнута крива вказує на переважання в матеріалі дрібних зерен, опукла – крупних, а прямолінійна характеристика свідчить про рівномірний розподіл класів крупності. Увігнуті залежності характерні для крихких матеріалів, а опуклі – для міцних.

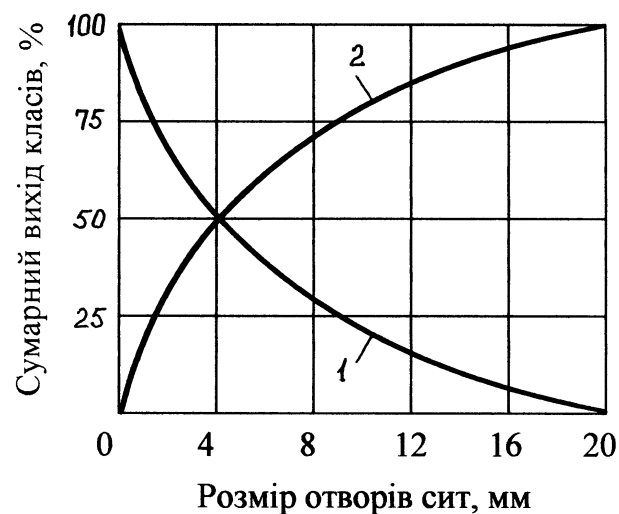


Рис. 1.33. Сумарні виходи «за плюсом» (1) і «за мінусом» (2)

Грохочення виконують на одному ситі (решеті, колоснику) або послідовно на кількох ситах – багаторазове грохочення.

* Для характеристики складу сипкого матеріалу використовують також такий термін як *тонкість помелу* – характеристика дисперсності матеріалу після помелу, що виражена масовою часткою у відсотках залишку порошку на одному або декількох контрольних ситах або величиною питомої поверхні порошку (ДСТУ Б А.1.1-5-94).

Розрізняють такі способи багаторазового грохочення (рис. 1.34):

1) *від дрібного до крупного* – на ситах, розташованих в одній площині, розміри отворів яких збільшуються від кожного попереднього до наступного; переваги способу: зручність експлуатації й ремонту, незначна висота грохота; недоліки: невисока ефективність грохочення дрібної фракції, значне зношування дрібних сит, значна довжина грохота.

2) *від крупного до дрібного* – на ситах, розташованих одне над одним, розміри отворів яких зменшуються від верхнього сита до нижнього; переваги способу: висока ефективність грохочення, незначне зношування сит, мала довжина; недоліки: незручність експлуатації й ремонту, значна висота грохота.

3) *комбінований спосіб* є сполученням перших двох способів.

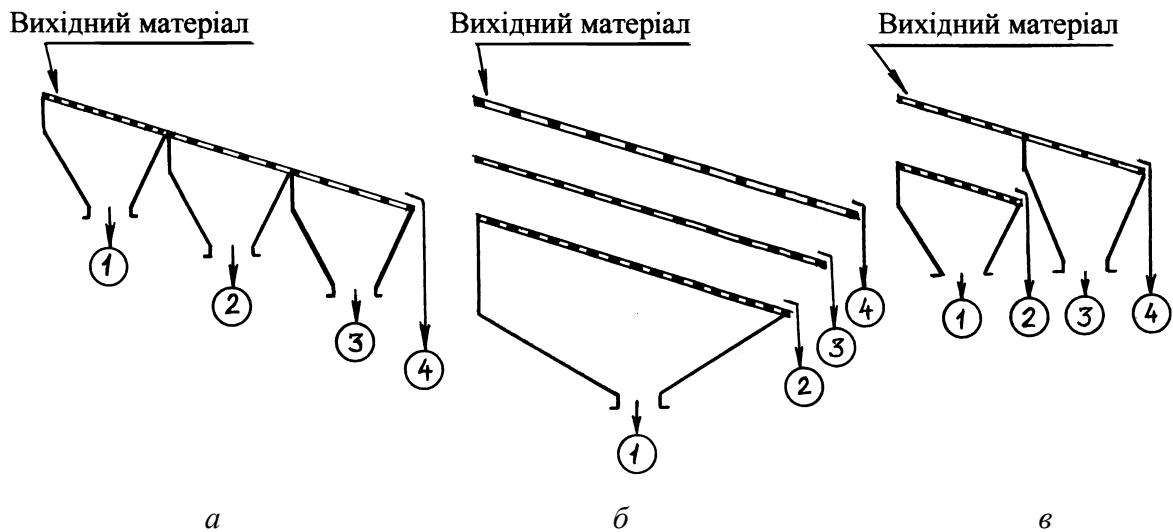


Рис. 1.34. Схеми способів багаторазового грохочення: *а* – від дрібного до крупного; *б* – від крупного до дрібного; *в* – комбінований спосіб

Грохочення матеріалів виконують під час їх руху відносно просіювального пристрою (робочої поверхні) грохота. Відносний рух матеріалу утворюють або на нерухомому грохоті, встановленому під кутом до горизонту, більшим ніж кут тертя матеріалу по просіювальному пристрою, або на рухомих просіювальних пристроях грохотів.

Розрізняють такі типи грохотів: нерухомі; з рухом окремих елементів просіювального пристрою (наприклад, з еластичним ситом); рухомі з коливальним (наприклад, вібраційні або інерційні), обертовим (наприклад, барабанні) або хвилеподібним (наприклад, спеціальні інерційні) рухом робочої поверхні; з рухом матеріалу в потоці пульпи. За формою просіювальної поверхні грохоти поділяються на плоскі, дугові, барабанні й багатогранні, за розташуванням у просторі – на горизонтальні й похилі, а за кількістю сит – на одно-, дво- і багатоситові.

Нерухомий колосниковий грохот – це решітка з паралельних колосників, встановлених під кутом 30–50° до горизонту. Його застосовують для грохочення крупних і середніх грудок, розмір щілин між колосниками не менше 50 мм. Просіювальна поверхня з боків обмежена бортами. Вихідний матеріал надходить на верхню частину колосникової решітки й рухається по ній самопливом під дією сили тяжіння. Дрібніший продукт проходить крізь щілини, утворені колосниками, а крупний розвантажується в кінці решітки. Незважаючи на просту конструкцію, цей грохот забезпечує невисоку ефективність грохочення й досить легко забивається, що ускладнює його експлуатацію.

Валковий грохот являє собою ряд паралельно розташованих у горизонтальній площині валів із змонтованими на них концентрично або з ексцентриситетом круглими або трикутними роликками (дисками), які обертаються від єдиної ланцюгової передачі в одному напрямку (рис.1.35,а, 1.36,а). Швидкість обертання дисків збільшується в напрямку руху матеріалу. Верхня фракція розвантажується на виході з грохота, а нижня провалюється між дисками й валами. У процесі розсіювання диски, встановлені з ексцентриситетом, ворушать матеріал, що сприяє ефективності грохочення. Іноді валковий грохот називають роликковим.

Хитні грохоти встановлюють під кутом 7–14° до горизонту. Від приводу вони здійснюють відносно повільний коливальний рух (5–8 Гц), завдяки якому матеріал переміщується вздовж просіювального пристрою та одночасно розсіюється (рис. 1.35,б).

Переваги хитних грохотів: значна продуктивність, висока ефективність, компактність, зручність експлуатації й ремонту; недоліки: незрівноваженість конструкції, що призводить до вібрації, поштовхів і струсу.

Барабанні грохоти – це циліндричні або багатогранні обертові барабани (останні грохоти називають буратами), встановлені під кутом не більше 7° до горизонту, а також конічні горизонтально встановлені обертові барабани, у яких матеріал переміщується завдяки формі барабана, що розширюється по ходу розсіюваного матеріалу (рис.1.35,в–е). Діаметр барабанів від 500 до 3000 мм, довжина – від 2000 до 9000 мм, а продуктивність досягає 200–250 т/год. Ефективність грохочення зазвичай не перевищує 60–70 %.

Бурати найчастіше виконують у вигляді шестигранного барабана, кожна грань якого складається зі знімних плоских сит, що значно полегшує експлуатацію й ремонт грохота (рис. 1.35,е, 1.36,б).

Переваги барабанних грохотів: простота конструкції та експлуатації, динамічна зрівноваженість (немає коливань і вібрацій); недоліки: значні габарити й металоємність, схильність до забивання, низький ступінь використання поверхні сит (20–30 %) унаслідок малого коефіцієнта заповнення барабана матеріалом (15–18 %).

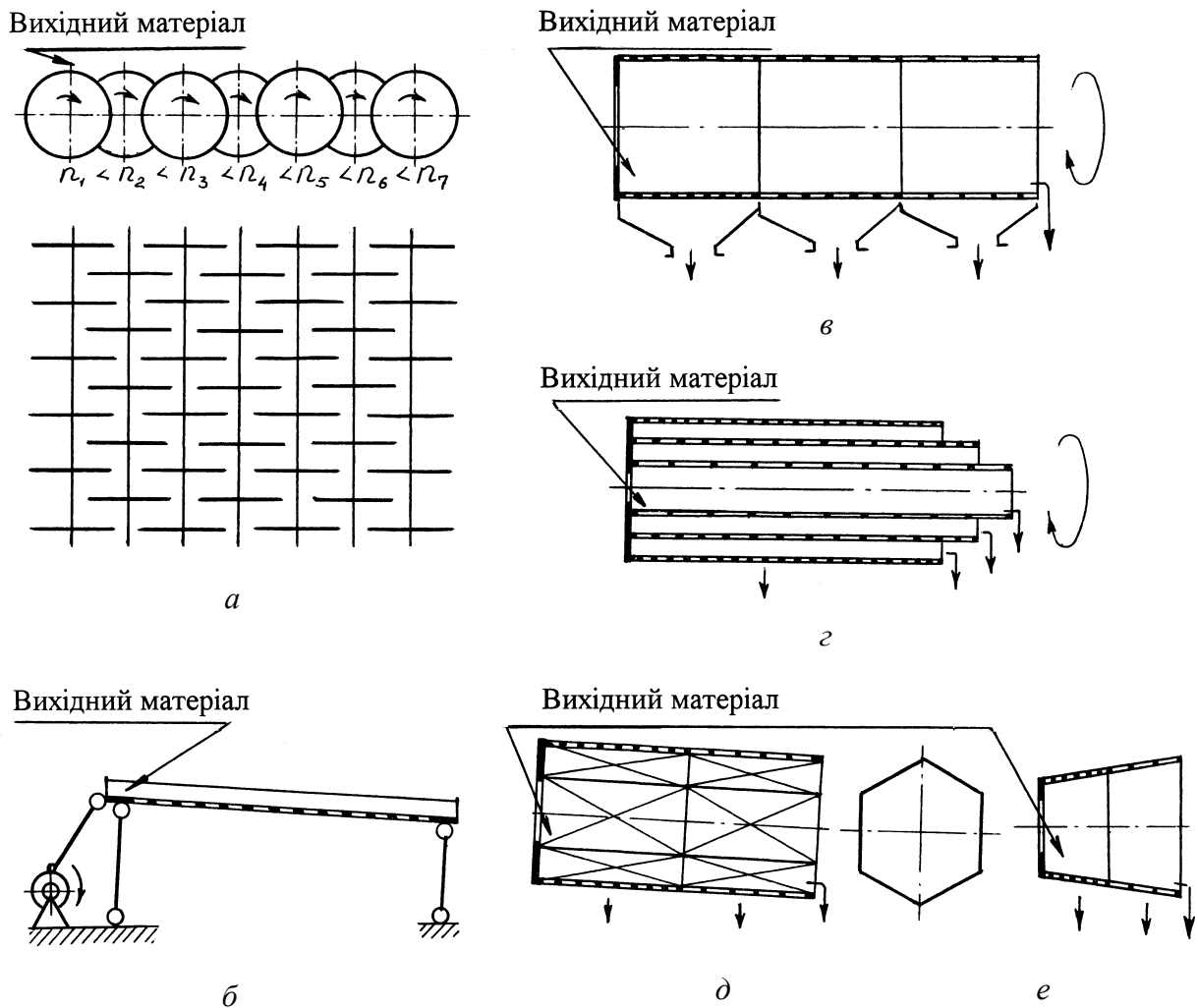


Рис. 1.35. Схеми грохотів: а – валкового; б – плоского хитного; в–е – барабаних (в – циліндричного з послідовним розташуванням сит, г – циліндричного зі співвісним розташуванням сит; д – багатогранного (бурата); е – конічного)

Вібраційні грохоти розсіюють матеріал завдяки спеціальному механізму, який спричинює коливання сита з частотою 10–25 Гц і амплітудою 0,5–12 мм. Розрізняють також інерційні, самобалансні й резонансні грохоти. В інерційному грохоті коливання виникають під впливом дисбалансного віброзбудника, у самобалансному короб грохота прямолінійно коливається від інерційного (дисбалансного) віброзбудника, а в резонансному період коливання просіювальної поверхні грохота близький до періоду коливань пружно закріпленої рами.

Для зменшення зношування просіювальних пристроїв застосовують інерційні грохоти з еластичною деформівною робочою поверхнею з полімерних або еластомерних матеріалів, наприклад з гумовим ситом, виконаним з поздовжніх шнурів діаметром 3–6 мм при зазорі між ними до 8 мм, які спираються на поперечні гребінчасті планки.

Переваги грохотів з вібраційними пристроями – високі продуктивність і ефективність грохочення, майже немає забивання грохота, придатність до розсіювання вологих матеріалів, компактність, незначна енергоємність; недолік – наявність вібрації.

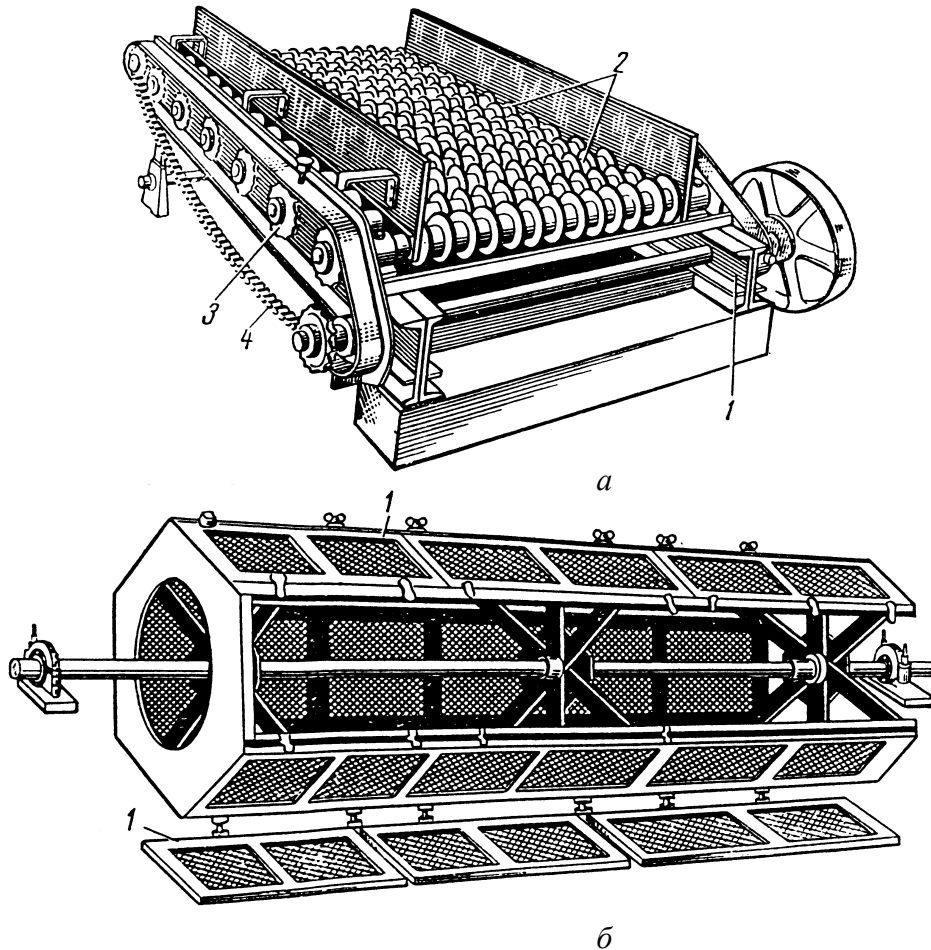


Рис. 1.36. Загальний вигляд грохотів: *a* – валкового (1 – рама; 2 – валки; 3 – зірочка; 4 – ланцюг); *б* – барабанного багатогранного – бурата (1 – плоске сито)

1.3.3. Класифікація

Розрізняють такі види класифікації (ДСТУ 2684–94):

- 1) *повітряна (суха) класифікація** – класифікація, у якому вихідний матеріал розділяється за крупністю в повітряних потоках;
- 2) *мокра класифікація* – класифікація, у якому вихідний матеріал розділяється за крупністю у водяному середовищі;
- 3) *гідралічна класифікація* – класифікація, у якому крупнозернистий матеріал (пісок) розвантажується самопливом (гідроциклони).

* Повітряну класифікацію іноді називають також *повітряною сепарацією* (від лат. *separatio* – відділення).

4) *механічна класифікація* – класифікація, під час якого крупнозернистий матеріал (пісок) з апарата видаляє механічний розвантажувальний пристрій (рейкові, чашкові, спіральні, елеваторні пристрої);

5) *електрокласифікація* – класифікація, у якому вихідний сухий сипкий матеріал розділяється за крупністю в електричних полях.

Розглянемо мокру й суху класифікацію.

Для проведення ефективного розділення вихідної суміші за крупністю на класи необхідно, щоб час перебування елемента потоку в апараті був не менше за час осадження зерен, а також лінійна швидкість потоку в апараті має бути значно меншою, ніж швидкість осадження зерен (невиконання першої умови призводить до того, що зерна не встигають осісти, а другої – до того, що утворювані вихрові токи суцільного середовища можуть підіймати зерна матеріалу й заважати їхньому осадженню).

В апарат надходить завесь вихідної суміші зерен у рідині (суспензія). На рухоме в рідині зерно діють такі сили: тяжіння G , Архімеда A і тертя S (рис. 1.37).

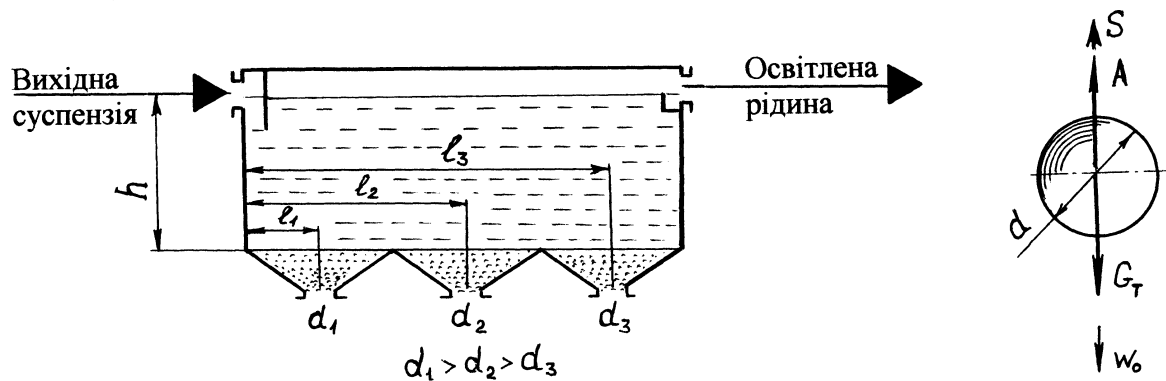


Рис. 1.37. Схема безперервного мокрої класифікації під дією сили тяжіння

Умова рівномірного осадження зерна

$$S + A = G. \quad (1.37)$$

Якщо течія рідини ламінарна, то згідно із законом Стокса для зерна кулястої форми

$$S = 3\pi d \mu_p w_0, \quad (1.38)$$

де d – діаметр зерна; μ_p – динамічна в'язкість рідини; w_0 – швидкість осадження зерна.

Також для зерна кулястої форми:

$$G = gV_T \rho_T = g \frac{\pi}{6} d^3 \rho_T; \quad A = gV_T \rho_p = g \frac{\pi}{6} d^3 \rho_p, \quad (1.39)$$

де V_T – об'єм зерна; ρ_T і ρ_p – густина матеріалу зерна й рідини відповідно.

Тоді

$$3\pi d\mu_p w_o + g \frac{\pi}{6} d^3 \rho_p = g \frac{\pi}{6} d^3 \rho_T;$$

$$w_o = \frac{gd^2}{18\mu_p} (\rho_T - \rho_p). \quad (1.40)$$

Час перебування зерен даного діаметра d у рідині

$$\tau = l/w_p,$$

де l – довжина пробігу зерна; w_p – швидкість рідини в апараті в горизонтальному напрямку.

Час осадження зерна

$$\tau_o = h/w_o,$$

де h – відстань осі вхідного патрубку до днища апарата.

Прирівнюючи ці два часи, знаходимо l

$$l = \frac{hw_p}{w_o} = \frac{18\mu_p h w_p}{gd^2(\rho_T - \rho_p)} = \frac{k}{d^2},$$

де k – параметр, постійний для даного апарата.

Тобто відстань місця осадження зерен обернено пропорційна квадрату їхнього діаметра (розміру).

На підставі досліджень встановлено такі закономірності осадження зерен:

- крупніші зерна й зерна з більшою густиною мають більші швидкості осадження;

- зі збільшенням густини та в'язкості середовища швидкість осадження в ньому зерен зменшується;

- форма зерен і характер їхньої поверхні значно впливають на швидкість осадження. За однакової маси зерен найбільшу швидкість осадження мають зерна кулястої форми, а найменшу – пластинчастої. Шорсткі зерна осаджуються повільніше, ніж зерна з гладкою поверхнею;

- підвищення температури середовища зменшує його в'язкість і збільшує швидкість осадження зерен (це помітніше при ламінарному осадженні зерен).

У процесі розділення зерен різних розмірів і густини в системі можна спостерігати явище рівноспадності. *Рівноспадними* називаються зерна, які за різних густин і розмірів мають однакову швидкість осадження в тому самому середовищі. Відношення діаметрів рівноспадних зерен легкого мінералу до важкого називається коефіцієнтом рівноспадності.

Для зерен однакової форми розміром 2 мм і більше коефіцієнт рівноспадності e обчислюють за формулою

$$e = \frac{\rho_{\tau 1} - \rho_p}{\rho_{\tau 2} - \rho_p}, \quad (1.41)$$

де $\rho_{\tau 1}$ і $\rho_{\tau 2}$ – густина важкого й легкого рівноспадних зерен, відповідно.

Для зерен розміром 0,1–2,0 мм

$$e = \left(\frac{\rho_{\tau 1} - \rho_p}{\rho_{\tau 2} - \rho_p} \right)^{\frac{2}{3}}, \quad (1.42)$$

а для зерен розміром 0,1 мм і менше

$$e = \sqrt{\frac{\rho_{\tau 1} - \rho_p}{\rho_{\tau 2} - \rho_p}}. \quad (1.43)$$

Як видно з наведених залежностей, значення коефіцієнта рівноспадності змінюється зі зміною розмірів зерен розділюваної суміші.

Для ефективного розділення зерен різних мінералів слід забезпечити крупність зерен суміші у границях коефіцієнта рівноспадності (наприклад, якщо коефіцієнт рівноспадності становить 3,95, то для ефективного розділення необхідно, щоб відношення максимального й мінімального розмірів зерен у суміші не перевищувало чотири).

Усе викладене справедливе для поодиноких зерен, тобто для умов вільного осадження. Але в практиці класифікація найчастіше спостерігається стиснене осадження, тобто рух великої кількості зерен у вигляді більш чи менш щільної маси, які крім впливу гравітаційних сил і сил опору середовища зазнають динамічної дії навколишніх зерен, що безперервно стикаються.

Швидкість стисненого осадження $w_{\text{ст}}$, яка завжди менша, ніж швидкість вільного, можна приблизно оцінити за допомогою залежності

$$w_{\text{ст}} = K w_0, \quad (1.44)$$

де K – коефіцієнт зниження швидкості (наприклад, для кварцу він становить 0,362, а для свинцевого блиску – 0,288).

Якщо класифікацію виконують під дією сили тяжіння у висхідному потоці* рідини, то вихідна суміш розділяється на два класи, швидкість руху зерен яких більша або менша, ніж швидкість рідини (рис. 1.38).

На рис. 1.39 наведено схеми відстійного газоходу, багатоканального й спірального класифікаторів.

* *Висхідний потік* (під час класифікації) – це водяний чи повітряний потік, з яким у злив відходять зерна, кінцева швидкість осадження яких у зрівноваженому середовищі перевищує швидкість відповідного потоку (ДСТУ 2684–94).

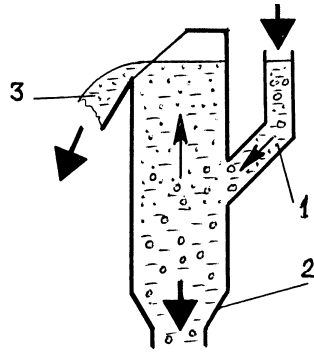


Рис. 1.38. Схема безперервної мокрої класифікації під дією сили тяжіння у висхідному потоці рідини: 1 – патрубок вихідного матеріалу; 2 – крупний клас; 3 – дрібний клас

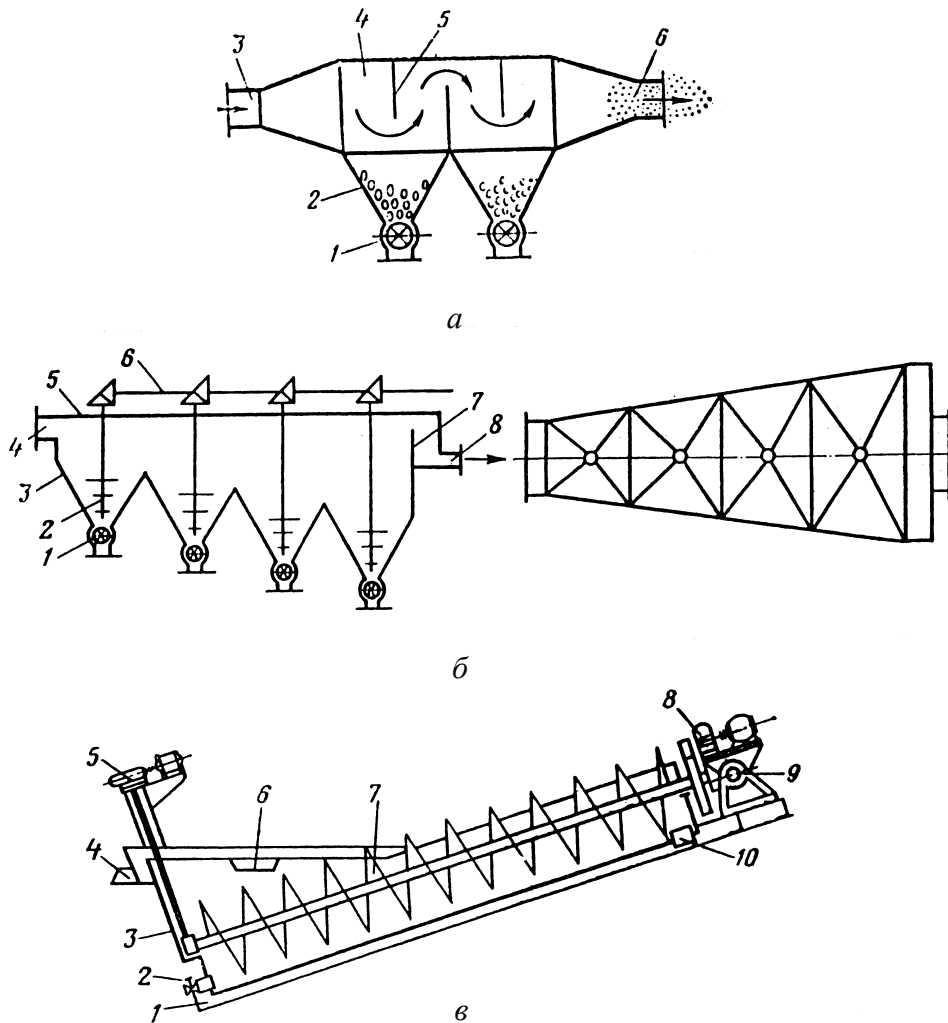


Рис. 1.39. Класифікатори: а – відстійний газохід (1 – розвантажувач; 2 – збірник; 3 – вхідний патрубок; 4 – корпус; 5 – перегородка; 6 – вихідний патрубок); б – багатокамерний класифікатор (1 – розвантажувач; 2 – мішалка; 3 – збірник; 4 – вхідний патрубок; 5 – корпус; 6 – привід мішалок; 7 – поріг; 8 – вихідний патрубок); в – спіральний класифікатор (1 – рама; 2 – випускний патрубок; 3 – корито; 4 – поріг із жолобом для зливання; 5 – підймальний механізм шнека; 6 – приймальний лотік; 7 – шнек; 8 – привід; 9 – вісь повороту шнека; 10 – вихід крупного класу)

Одним з найпростіших пристроїв для сухої класифікації є відстійний газохід (див. рис. 1.39,а). У ньому завдяки зменшенню швидкості й багаторазовій зміні напрямку руху потоку в першому збірнику осаджуються переважно крупні зерна, у другому – дрібніші, а з газовим потоком з апарата видаляються переважно найдрібніші зерна (тобто в цьому випадку одержують три класи зерен за їхніми розмірами).

Багатокамерний класифікатор має корпус, який розширюється за ходом потоку, і ряд збірників, споряджених мішалками й щільно підігнаними комірковими розвантажувачами (див. рис. 1.39,б). Процесу класифікації сприяє також поступове зменшення швидкості суспензії в напрямку її руху.

Спіральний класифікатор застосовують для розділення зерен у рідині на два класи. Він має похиле корито з півкруглим днищем і шнек. Крупні зерна відводяться шнеком з верхньої частини корита, а дрібніші через поріг видаляються разом з водою з нижньої (див. рис. 1.39,в).

Виготовляють односпіральні й більш продуктивні двоспіральні класифікатори із зануреною чи незануреною спіраллю. У класифікаторів із зануреною спіраллю перший виток спіралі у зливного порога повністю занурений у пульпу, а в класифікаторі з незануреною спіраллю – верхня половина першого витка спіралі виступає над поверхнею пульпи. Спіральні класифікатори з незануреною спіраллю застосовують для одержання крупного зливу, а з зануреною – тонкого зливу. Виготовляють класифікатори із спіраллю діаметром від 1,2 до 3 м і завдовжки від 6,5 до 15,5 м.

Гідравлічна класифікація часто реалізують у гідроциклонах – нерухомих циліндроконічних апаратах для розділення зерен мінералів за крупністю, густиною або загалом за масою, у воді чи мінеральній суспензії в полі відцентрових сил (ДСТУ 2415–94).

Вхідний патрубок гідроциклона розташовано тангенційно до циліндричної частини корпусу апарата. Під дією відцентрової сили, яка виникає під час руху суспензії на вході в апарат, зерна, які мають більшу масу, відкидаються до внутрішньої стінки апарата й рухаються до розвантажувального патрубка у вершині конічної частини корпусу. Освітлена рідина з дрібними зернами видаляється через верх центральної труби (рис. 1.40).

Зміною положення нижнього торця центральної труби в корпусі апарата можна регулювати розмір зерен в освітленій рідині. Гідроциклони застосовують головним чином для виділення зерен розмірами від 5 до 100 мкм.

Ефективність і продуктивність класифікації під дією відцентрових сил значно більші, ніж під дією сили тяжіння. Крім того, ці параметри в першому випадку можна регулювати.

Повітряна класифікація відрізняється від гідравлічного тим, що швидкість осадження зерен у повітрі суттєво більша, ніж у рідині. Тому повітряну класифікацію реалізують зазвичай у висхідних повітряних потоках.

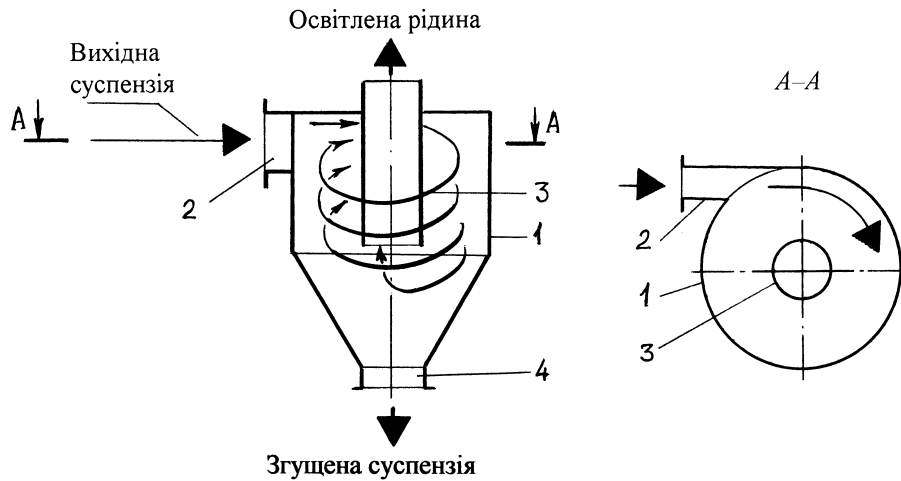


Рис. 1.40. Схема гідроциклона: 1 – корпус; 2 – вхідний патрубок; 3 – центральна труба; 4 – розвантажувальний патрубок

У повітряно-прохідному класифікаторі (рис. 1.41,*а*) всередині змонтовано циклон, який завдяки відцентровим та інерційним силам розділяє зерна вихідного матеріалу на три класи. На відміну від цього класифікатора, повітряно-замкнений має власний вентилятор, який створює внутрішню циркуляцію повітря (рис. 1.41,*б*).

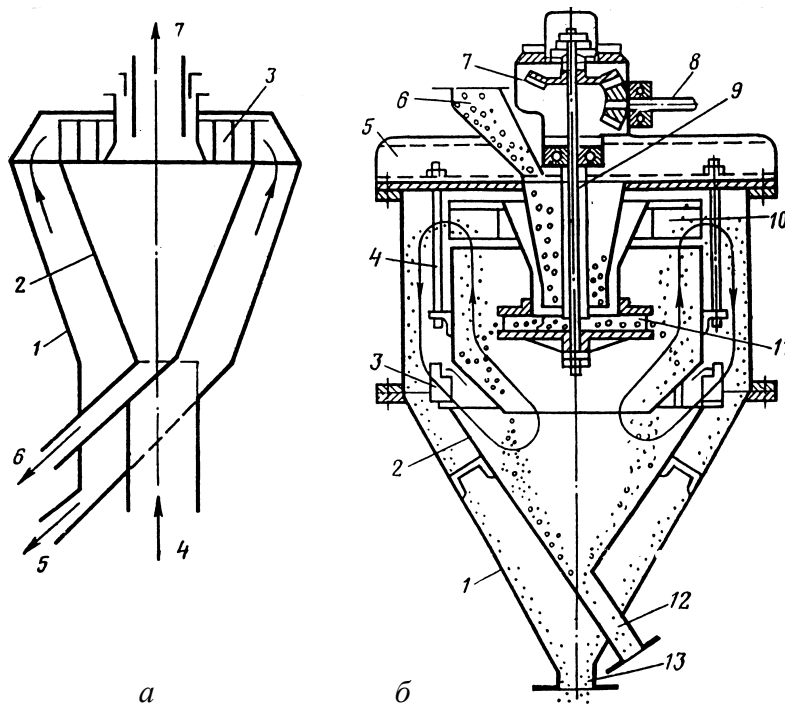


Рис. 1.41. Повітряні класифікатори: *а* – повітряно-прохідний (1 – корпус; 2 – циклон; 3 – жалюзі; 4 – вхідний патрубок; 5 – вихід крупного класу; 6 – вихід середнього класу; 7 – вихід повітря з дрібним класом); *б* – повітряно-замкнений (1 – корпус; 2 – внутрішній конус; 3 – лопаті; 4 – підвіска; 5 – рама; 6 – живильний бункер; 7 – редуктор; 8 – приводний вал; 9 – вісь вентилятора й обертового диска; 10 – вентилятор; 11 – обертовий диск; 12 – вихід крупного класу; 13 – вихід дрібного класу)

Вихідний матеріал, що надходить за допомогою завантажувального бункера, розподіляється обертовим диском у внутрішньому конусі. Циркулюючий потік повітря захоплює дрібні зерна в кільцевий зазор між двома конусами, де вони осаджуються завдяки зменшенню швидкості й далі відводяться крізь нижній патрубок зовнішнього конуса. Крупні зерна осаджуються у внутрішньому конусі й видаляються окремо. Розміри класів регулюють частотою обертання вентилятора або поворотом його лопатей.

Повітряній класифікації найчастіше піддають матеріали крупністю до 2–3 мм, рідше – до 13 мм.

1.4. Транспортування твердих матеріалів

Транспортування застосовують для переміщення твердих матеріалів між технологічними операціями (технологічним обладнанням), а іноді безпосередньо і в технологічних операціях.

Транспортувальні пристрої поділяються:

- 1) за безперервністю роботи: безперервної й періодичної дії;
- 2) за характером вантажу: для переміщення насипних і поштучних вантажів;
- 3) за способом переміщення вантажів: самопливні (гравітаційні), у яких вантажі рухаються під дією сили тяжіння; механічні, які діють за допомогою комплексу механізмів; гідравлічні, які транспортують насипні вантажі в потоці рідини в завислому стані, і пневматичні – у повітрі;

- 4) за конструктивними ознаками: з нескінченим тяговим органом (стрічкові, пластинчасті, скребкові, трубчасті, підвісні, ковшові конвеєри та елеватори); транспортувальні машини і пристрої без тягового органа, наприклад гвинтові й хитні конвеєри;

- 5) за ступенем рухомості: стаціонарні й пересувні.

Вибір транспортувального пристрою залежить від:

- 1) параметрів транспортованого вантажу (розмір грудок або зерен, крихкість, можливість подрібнення під час транспортування, схильність до злипання та утворення грудок, густина, кут природного укусу тощо);

- 2) продуктивності технологічного обладнання;

- 3) довжини й напрямку руху вантажу;

- 4) способів зберігання вантажів, подачі їх на транспортний пристрій і розвантажування;

- 5) місцевих умов (форма й розміри приміщень, рельєф місцевості та ін.);

- 6) економічних показників (термін введення в дію, капітальні витрати, ступінь використання, матеріало- та енергоємність тощо).

1.5. Змішування сипких матеріалів

Змішуванням твердих сипких матеріалів називається процес приготування сумішей цих матеріалів*.

* Процес, протилежний змішуванню, називається *сегрегацією*.

Очевидно, що якість продукції значною мірою залежить від ретельної підготовки сировини. Крім того, інтенсивність та ефективність хімічних реакцій за участю твердої фази значно підвищуються з рівномірністю розподілу окремих компонентів у загальному об'ємі суміші.

Процес змішування характеризується такими параметрами:

- 1) *інтенсивністю*, тобто кількістю енергії, яка витрачається на змішування одиниці об'єму або маси матеріалу за одиницю часу;
- 2) *ефективністю*, тобто рівномірністю розподілу компонентів у суміші (рис. 1.42);
- 3) *витратою енергії на змішування*.

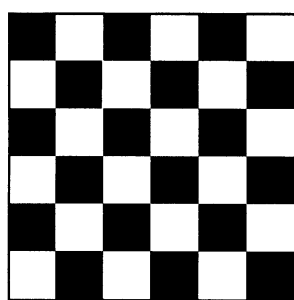
Ступінь відхилення дійсного розподілу компонентів від ідеального характеризується дисперсією* (квадратичним відхиленням), яку в цьому разі ще називають коефіцієнтом неоднорідності

$$D = \sigma^2 = \frac{\sum_{i=1}^N (x_i - \bar{x})^2}{N}, \quad (1.45)$$

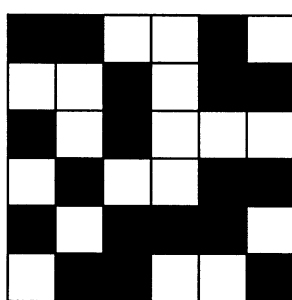
де \bar{x} – концентрація компонента в суміші при ідеальному розподілі; x_i – концентрація компонента в i -й пробі; N – загальна кількість проб.

Для сумішей відмінної якості $D = 1,0 - 2,5 \%$, а для сумішей низької – понад 6% .

Загалом випадку залежність ефективності змішування E від його інтенсивності I має вигляд, наведений на рис.1.43 (область, де раціонально змінювати інтенсивність з метою впливу на ефективність змішування, заштриховано; за межами цієї області ефективність змішування майже не залежить від інтенсивності).



a



б

Рис. 1.42. Ідеальний (а) і реальний (б) розподіл компонентів у суміші

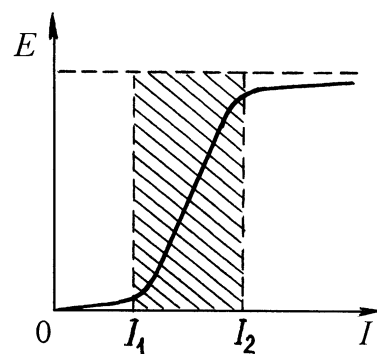


Рис. 1.43. Залежність ефективності змішування E від інтенсивності I

* *Дисперсія випадкової величини* – це середнє значення квадрата відхилення випадкової величини від її середнього значення.

Для змішування матеріалів застосовують змішувальні машини (змішувачі) як періодичної, так і безперервної дії. За принципом дії їх поділяють на три групи: механічні, гравітаційні та пневматичні.

Механічне змішування сипких матеріалів виконують у змішувачах чотирьох основних типів:

- 1) з обертовим корпусом (наприклад, барабанні);
- 2) з обертовими внутрішніми пристроями (наприклад, лопатеві, одно- та двовалові або роторні змішувачі);
- 3) зі струшувальними, хитними й вібраційними змішувальними елементами;
- 4) комбінованих (наприклад, з обертовими корпусом і внутрішніми обертовими пристроями).

Змішувачі періодичної дії за механізмом процесу поділяють на циркуляційні, об'ємного й дифузійного змішування. До циркуляційних змішувачів належать планетарно-шнекові та відцентрові, до змішувачів об'ємного змішування – барабанні з внутрішніми змішувальними органами, лопатеві, роторні, а до змішувачів дифузійного змішування* – барабанні без внутрішніх змішувальних органів (з гладким барабаном), вібраційні трубчасті, з псевдозрідженим шаром.

Змішувачі безперервної дії за механізмом процесу поділяють на прямо-течіні (гравітаційного змішування) і поздовжньо-радіального змішування (двошнекові, стрічкові та ін.).

Барабанні змішувачі призначено для змішування сухих або з невеликою кількістю рідини сипких матеріалів. Ці змішувачі виконують з обпиранням на бандажі або цапфи (рис. 1.44). Для підвищення ефективності змішування в барабанах з горизонтальною віссю монтують лопаті, спіралі та інші змішувальні елементи.

Лопатеві або роторні змішувачі застосовують для приготування сумішей сипких сухих або вологих матеріалів, а також паст. Їх виготовляють одно- або найчастіше двоваловими (рис. 1.45, 1.46). Вали виконують із Z-, T-подібними лопатями або у вигляді стрічкового змішувального елемента.

У циркуляційних змішувачах матеріал циркулює по всьому внутрішньому об'єму. У планетарно-шнекових змішувачах (рис. 1.47,*а*) матеріал циркулює завдяки шнекові, який обертається навкруги власної осі та осі апарата, а у відцентрових – швидкообертовому дискові (тарілці): суміш, завантажена в корпус змішувача, під дією швидкообертового диска, розташованого біля днища машини, набуває інтенсивного руху, при цьому в об'ємі матеріалу рухаються змішувальні лопаті (рис. 1.47,*б*).

* У дифузійних змішувачах зерна одних компонентів поступово проникають між зернами інших компонентів; цей процес зовні схожий з молекулярною дифузією (див. п. 3.1.8).

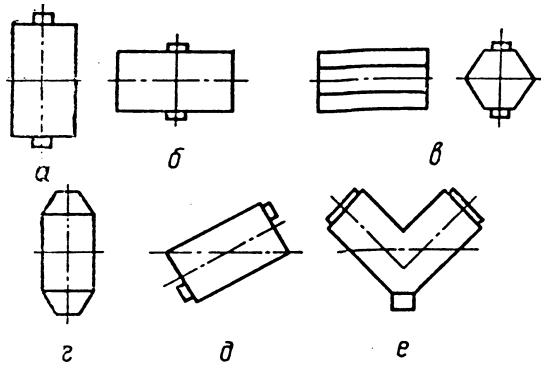


Рис. 1.44. Барабанні змішувачі з обертовим корпусом: а, б – циліндричним; в – гранованим; г – біконічним; д – похилим (типу «п'яна бочка»); е – біциліндричним (типу «подвійна п'яна бочка»)

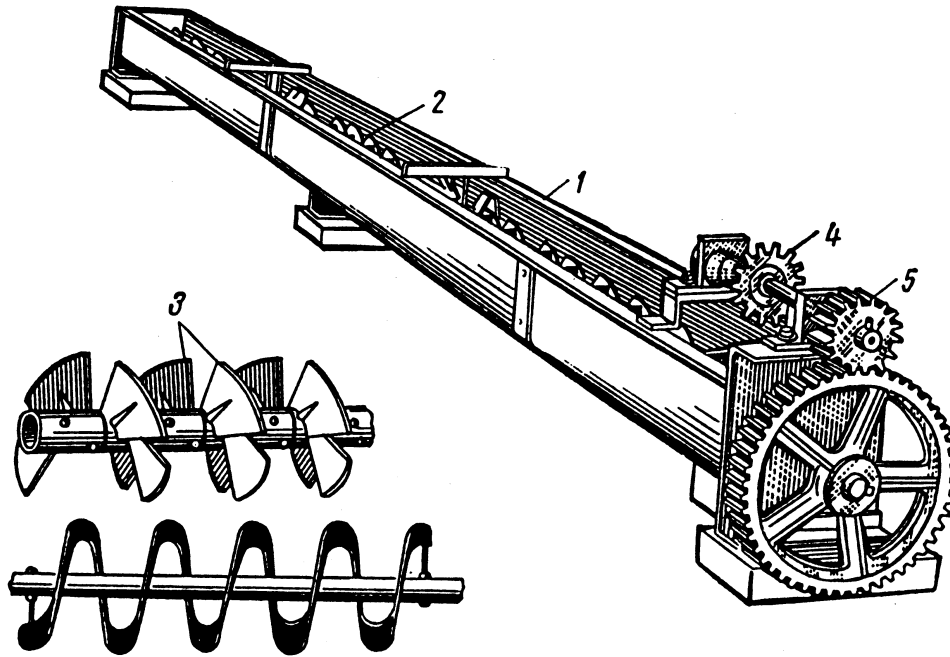


Рис. 1.45. Схема одновалового горизонтального змішувача: 1 – корито; 2 – вал; 3 – гвинтові лопаті; 4 – зірочка; 5 – зубчаста передача

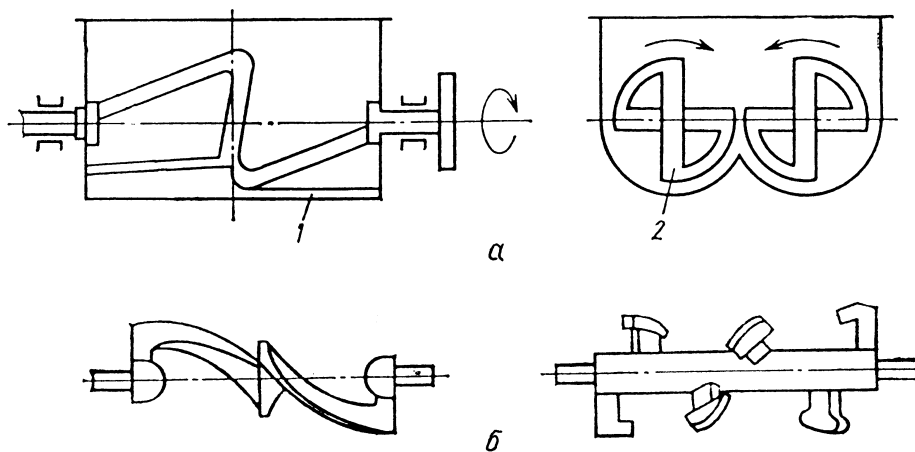


Рис. 1.46. Схема двовалового горизонтального змішувача (а) і його валів (б – Z-подібного; в – Т-подібного): 1 – корпус; 2 – горизонтальний вал з лопатями

Гравітаційне змішування виконують за допомогою різноманітних механічних пристроїв, які підіймають твердий матеріал на певну висоту, після чого цей матеріал опускається під дією сили тяжіння, рухаючись при цьому по досить складних траєкторіях (рис. 1.48).

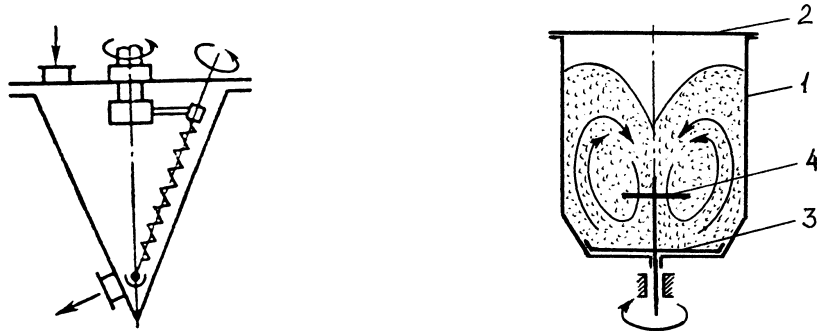


Рис. 1.47. Планетарно-шнековий (а) і відцентровий (б) змішувач (1 – корпус; 2 – кришка; 3 – обертовий диск; 4 – лопать)

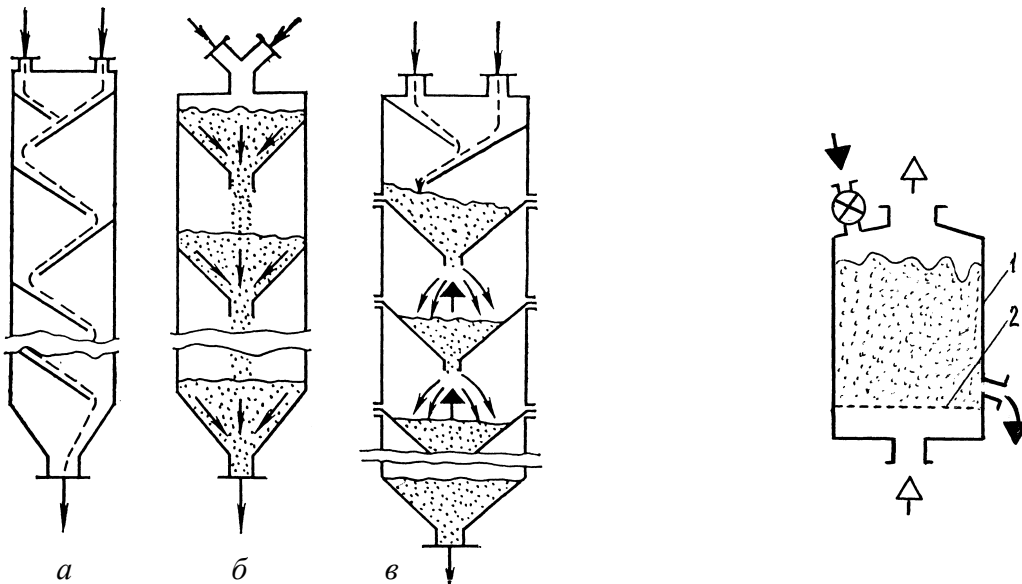


Рис. 1.48. Гравітаційні змішувачі:
а – лотковий; б – бункерний;
в – ударно-розпилювальний

Рис. 1.49. Пневматичний змішувач:
1 – корпус; 2 – газорозподільна
решітка

Пневматичне змішування полягає в пропусканні повітря чи іншого газу крізь матеріал та утворенні при цьому псевдозрідженого шару**, який забезпечує інтенсивне та ефективне змішування компонентів одержуваної суміші (рис. 1.49). Переваги цих змішувачів: короткий цикл змішування, немає рухомих механічних елементів, простота конструкції. Недоліки: низька якість сумішей компонентів із значною різницею густин і розмірів зерен, інтенсивне зношування корпусу апарата та необхідність застосовувати пиловловлювальні пристрої на виході зі змішувача.

** Докладніше псевдозріджений шар розглянуто в п. 2.7.

1.6. Розділення сумішей твердих матеріалів на компоненти

У багатьох хімічних технологічних процесах часто необхідно розділяти суміші твердих сипких матеріалів на компоненти. Це особливо важливо у збагаченні корисних копалин.

Щоб розділити мінерали на компоненти, застосовують такі методи: розділення за зовнішніми ознаками грудок (зерен), розділення в гравітаційному й відцентровому полях сил, флотація, розділення в магнітному та електричному полях, хімічні методи, методи розділення за тертям і формою, методи розділення за пружністю, радіометричні методи та ін.

Для проведення процесу розділення мінералів на компоненти застосовують **класифікатори** – пристрої для розділення матеріалу за крупністю, формою чи густиною без застосування просіювальної поверхні, а також **сепаратори** – пристрої для розділення компонентів, різних за фізичними властивостями, з метою збагачення мінеральної сировини (ДСТУ 2415–94).

До найпростіших методів належить **ручне розділення** суміші сипких матеріалів, яке ґрунтується на різниці зовнішніх ознак розділюваних матеріалів: розмірів або форми грудок (зерен), їхнього кольору або блиску. Із суміші зазвичай вибирають матеріал, якого в ній найменше. Для цього застосовують стрічкові або пластинчасті конвеєри з повільним рухом робочого органа. Іноді для підсилення контрастності в кольорі розділюваних матеріалів застосовують люмінесцентні та інші лампи.

Ручне розділення, де це можливо, замінюють механізованим, наприклад фотометричним сортуванням, під час якого поштучні грудки сировини потрапляють в оптичну камеру, на виході з якої встановлено пневматичний сортувальний пристрій, який залежно від параметрів світла, відбитого від грудки мінералу, відкидає сировину в потрібний бункер.

Якщо грудки (зерна) компонентів суміші (наприклад, кварцовий пісок і грудки вапняку) значно різняться за розміром, їх можна розділяти **грохоченням**. Таке грохочення іноді називають вибірним.

Вібірне дроблення ґрунтується на різниці в міцності компонентів суміші. Менш міцні матеріали під час дроблення (подрібнення) легко руйнуються й переходять у дрібні класи крупності, а міцніші руйнуються важче й залишаються в крупних класах. Подальше грохочення або класифікацію подрібненої суміші дає змогу повністю або частково розділити її на компоненти.

Розділення за пружністю ґрунтується на відміні траєкторії руху зерен компонентів після їх падіння на площину. Більш пружні зерна, падаючи на плиту (іноді похилу), відбиваються під більшим кутом і з більшою швидкістю, ніж менш пружні зерна, після чого різні матеріали потрапляють у відповідні бункери. Цей метод часто застосовують, розділяючи щебінь, гравій та інші будівельні матеріали.

Розділення за тертям і формою грудок та зерен матеріалів ґрунтується на використанні різниці у швидкостях руху розділюваних зерен по поверхні під дією сили тяжіння або відцентрової сили.

Основним параметром, що характеризує рух зерен по похилій площині, є коефіцієнт тертя, який залежить передусім від характеру поверхні зерен і їхньої форми: зерна з гладкою поверхнею будуть рухатися швидше, ніж шорсткі зерна, а зерна кулястої форми скочуватимуться з площини швидше, ніж плоскі зерна. На виході з похилої площини зерна з більшою швидкістю будуть відлітати далі, що і використовують, розділяючи суміші на компоненти.

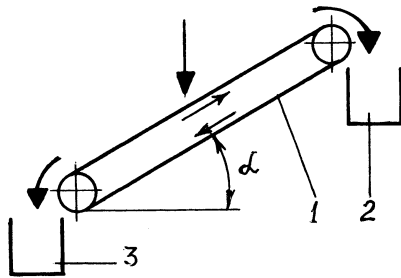


Рис. 1.50. Схема стрічкового сепаратора для розділення за тертям: 1 – нескінченна гумова стрічка; 2, 3 – бункери для компонентів суміші

Рух зерен на розділювальній поверхні забезпечує сила тяжіння (рух по похилій площині) або рухома поверхня (стрічка, обертювий диск).

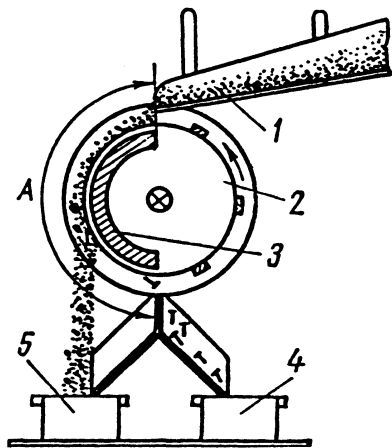
Стрічковий сепаратор (рис. 1.50) являє собою похилу нескінченну гумову стрічку, на яку тонким шаром надходить суміш. Зерна з великим коефіцієнтом тертя захоплюються рухомою стрічкою й потрапляють у верхній бункер, а зерна з меншим коефіцієнтом тертя скочуються по стрічці в нижній бункер.

Радіометричні методи розділення ґрунтуються на різній здатності матеріалів випромінювати, відбивати або поглинати різні види випромінювання (гамма-випромінювання, рентгенівське, ультрафіолетове та інші види випромінювання).

Хімічні методи пов'язані з хімічним перетворенням компонентів суміші (або тільки поверхні грудок і зерен) на інші хімічні сполуки, унаслідок чого змінюються їхні властивості, або пов'язані з переходом компонентів з одного фазового стану в інший. До них належать гідрометалургійні, термохімічні, пірометалургійні процеси, хлорид- і фторидсублімація, відновлювальний випал тощо.

Серед хімічних методів найбільшого поширення набули гідрометалургійні процеси, які ґрунтуються на вибірному розчиненні у водному середовищі чи інших розчинниках компонентів розділюваної суміші (наприклад цінних компонентів або шкідливих домішок, які містяться в руді, під час її збагачення). Схеми гідрометалургійного перероблення звичайно містять такі операції: підготовку вихідного матеріалу; розчинення мінералів; відділення розчину від нерозчинних твердих речовин; виділення з розчину розчинених речовин; регенерацію розчинника та його подальше використання. Основною операцією при цьому є розчинення, яке буває простим і хімічним: просте (без хімічного перетворення) відбувається у воді (наприклад, розчинення NaCl), а хімічне – у розчинах кислот, лугів і солей з окиснювачами, відновниками або без них.

Магнітні методи розділення ґрунтуються на використанні різниці в магнітних властивостях (значення магнітної сприйнятливості) компонентів розділюваної механічної суміші й реалізуються в апаратах, які називаються магнітними сепараторами. Розрізняють сепаратори з електромагнітами й постійними магнітами. У промисловості використовують різні види магнітних сепараторів (барабанні, валкові, дискові, роликові та ін.) сухого й мокрого розділення (сухе розділення зазвичай застосовують для зерен понад 3–6 мм, а мокре – для зерен меншого розміру).



На рис. 1.51 подано конструкцію магнітного сепаратора. Вихідна суміш тонким шаром рівномірно розподіляється на барабані, у якому змонтовано магнітну систему. Із суміші магнітні зерна притягаються до магніту та повертаються разом з барабаном до ділянки, де виходять із зони впливу магнітного поля й потрапляють у відповідний бункер.

Рис. 1.51. Схема магнітного сепаратора: 1 – обертовий барабан; 2 – лотковий живильник; 3 – магніт; 4, 5 – бункери для магнітних і немагнітних зерен відповідно

Розміри барабанів магнітних сепараторів (діаметр×ширина) коливаються від 300×1000 мм (у сепаратора 2ЭВМ-30/100) до 1500×4000 мм (у сепаратора ПБМ-150/400).

Електричні методи розділення реалізують у електричному полі. Вони ґрунтуються на використанні різниці між електричними властивостями компонентів розділюваної механічної суміші. До електричних властивостей матеріалів належать електропровідність, діелектрична проникність, трибоелектричний ефект (електризація тертям) та ін. Для реалізації цих методів зерна суміші тим чи іншим способом заряджаються (наприклад контактом із зарядженими електродами, нагріванням тощо), після чого потрапляють на розділювальний пристрій, наприклад обертовий барабан, на виході з якого позитивно й негативно заряджені, а також нейтральні зерна потрапляють у різні бункери.

Основні схеми барабанних електричних сепараторів наведено на рис. 1.52.

В *електростатичному сепараторі* матеріал розділяється на компоненти за знаком і значенням їхніх зарядів у електростатичному полі. Зерна розділюваного матеріалу набувають електричних зарядів через безпосередній контакт із зарядженим електродом (див. рис. 1.52,а). Вихідний матеріал з бункера 3 надходить на заряджений обертовий барабан 2 (електрод), на якому зерна з більшою електропровідністю заряджаються швидко й отримують більший заряд, а неелектропровідні зерна заряджаються повільно й отримують незначний заряд. Заряджені зерна відштовхуються від електрода (унаслідок одноіменних зарядів) і потрапляють в бункер для провідників, а неелектропровідні

зерна майже не змінюють напрямку свого руху й потрапляють у бункер для непровідників або навіть утримуються на барабані й знімаються з нього щітками 1. Проміжний продукт збирається в бункері для промпродукту. Електрод 4 надає зернам додаткового заряду, поліпшуючи умови розділення.

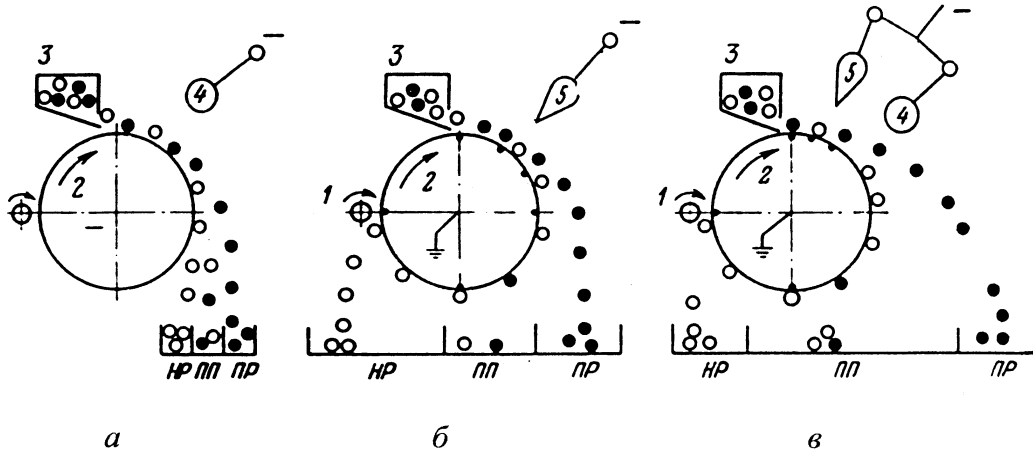
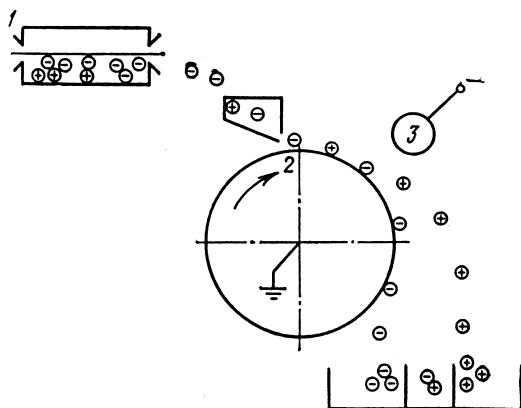


Рис. 1.52. Схеми барабанних електричних сепараторів: а – електростатичний; б – коронний; в – коронно-електростатичний (НР – непровідник; ПП – промпродукт; ПР – провідник; 1 – щітка; 2 – обертовий барабан; 3 – бункер; 4 – додатковий електрод; 5 – коронувальний електрод)

У коронному сепараторі матеріал розділяється на компоненти за знаком і значенням їхніх зарядів у полі коронного розряду (див. рис. 1.52,б). При коронному розряді на два електроди, один з яких має малий радіус кривизни, прикладається значна різниця потенціалів. Виникає неоднорідне електричне поле, напруженість якого біля тонкого електрода набагато вище, за рахунок чого поблизу нього газ іонізується (починає світитися – виникає коронний розряд). Тонкий електрод (зазвичай катод) називається коронувальним, а інший (відповідно анод) – осаджувальним. Вихідний матеріал з бункера 3 тонким шаром подається на заземлений обертовий барабан 2 (осаджувальний електрод), навпроти якого розташований коронувальний електрод 5. У міжелектродному просторі негативні іони газу рухаються до барабана й віддають свій заряд зернам матеріалу. Зерна з високою електропровідністю, вийшовши із зони коронного розряду, швидко розряджаються на заземленому барабані й відцентровими силами скидаються в бункер для провідників. Зерна же з малою електропровідністю віддають свій заряд повільно, довше утримуються на барабані й потрапляють (іноді за допомогою щітки 1) у бункер для непровідників. Проміжний продукт збирається в бункері для промпродукту.

Найбільшого поширення серед електричних сепараторів набули *коронно-електростатичні сепаратори*, у яких матеріал розділяється на компоненти за знаком і значенням їхніх зарядів у полі коронного розряду та в електростатичному полі (див. рис. 1.52,в). Вони відрізняються від коронних сепараторів

наявністю додаткового відхилювального електрода 4, на який подається напруга того самого знака, що і на коронувальний електрод. За рахунок цього на виході із зони коронного розряду утворюється додаткове нерівномірне електростатичне поле, яке сприяє більш інтенсивному відхиленню електропровідних зерен і збільшує різницю в траєкторіях різних зерен на виході з барабана, що поліпшує умови розділення.



У трибоелектричних сепараторах матеріал розділяється на компоненти за набутими або трибоелектричними зарядами в електростатичному полі (рис. 1.53). Вихідний матеріал заздалегідь інтенсивно переміщується в зарядному пристрої (електризаторі 1).

Рис. 1.53. Схема трибоелектричного сепаратора: 1 – зарядний пристрій; 2 – обертовий барабан; 3 – електростатичний електрод

Під час перемішування, яке можуть виконувати потоки повітря, механічні пристрої тощо, одні зерна за певних умов набувають лише позитивні заряди, а інші – лише негативні.

Після цього матеріал подається на заземлений обертовий барабан 2, навпроти якого розташовано циліндричний електростатичний електрод 3. Позитивно заряджені зерна відхиляються до негативного електрода й потрапляють у приймальний бункер, а негативно заряджені зерна відхиляються в інший бік і відповідно – в інший бункер.

Барабанні електричні сепаратори можуть мати також два й більше барабанів.

Флотація (від франц. *flottation*, англ. *flotation* – плавання на поверхні води, спливання) ґрунтується на вибіркового прилипанні зерен компонентів розділюваної суміші крупністю 0,5 мм і менше до поверхні поділу двох фаз (слід зазначити, що флотація належить не до механічних, а до гідромеханічних процесів).

Найпоширенішою в промисловості є *пінна флотація*, яка ґрунтується на вибірковій здатності зерен прилипати до повітряних бульбашок, які виносять їх на поверхню, утворюючи піну (ДСТУ 2684–94). Щорічно у світі пінною флотацією збагачують приблизно 1 млрд т гірничої маси – понад 20 типів руд. Зернисту суміш, що підлягає розділенню на компоненти, заливають рідиною (зазвичай водою) з флотаційними реагентами* й перемішують мішалкою. У ємність з такою пульпою знизу подають повітря. Через те, що змочуваність рі-

* Флотаційні реагенти – речовини для цілеспрямованого впливу на міжфазну поверхневу енергію з метою підвищення флотувальності мінералів (ДСТУ 2684–94).

зних компонентів неоднакова, повітряні бульбашки (найчастіше розміром від десятків мікрометрів до 1–2 мм) не можуть утриматися на зернах з хорошою змочуваністю, тобто покритих щільною рідинною плівкою. Такі зерна, маючи підвищену густину, осаджуються на днище флотаційної машини або апарата. Якщо поверхня зерен погано змочується, то повітря, маючи досить високий поверхневий натяг, заміщує плівку рідини на зерні. Густина зерна в цьому випадку знижується, і воно витискується на поверхню рідини.

Щоб керувати флотаційним процесом і підвищити його ефективність, у флотаційну пульпу додають різні флотаційні реагенти. Залежно від призначення вони поділяються на такі групи: збирачі, або колектори (підвищують здатність флотовних зерен концентруватися на поверхні бульбашок газу; як збирачі застосовують, наприклад, соснову олію, олеїнову й нафтонові кислоти, ксантогенати та ін.); спінювачі (речовини, що діють на поверхні поділу газ–рідина, змінюючи поверхневу енергію й підвищуючи дисперсність бульбашок та стійкість піни; як спінювачі застосовують, наприклад, одноатомні аліфатичні спирти, смерекову й соснову олії); депресанти (речовини, що діють на поверхні поділу тверде тіло–рідина, підвищуючи змочуваність зерна й перешкоджаючи закріпленню на ній збирача); активатори (речовини, що діють на поверхні поділу тверде тіло–газ, забезпечуючи більш міцне закріплення збирача на активованих зернах і поліпшення їхньої флотувальності) та ін.

У практиці флотації, у результаті взаємодії в пульпі повітряних бульбашок і мінеральних зерен, утворюються різноманітні агрегати: одна бульбашка та поодинокі зерна, поодинокі крупні зерна та декілька бульбашок, бульбашка з декількома дрібними зернами тощо). На рис.1.54 наведено схему закріплення флотованих зерен на поверхні повітряної бульбашки.



Рис. 1.54. Схема закріплення флотованих зерен на поверхні повітряної бульбашки

Пристрій, у камері якого матеріал розділяється в аерованій пульпі на пінний і камерний продукти за вибірковою здатністю зерен прилипати до бульбашок повітря, що спливають, називається *флотаційною машиною* (ДСТУ 2415–94).

Флотаційні машини мають забезпечити:

- безперервне подавання вихідної пульпи й розвантаження пінного й камерного продуктів;
- досить інтенсивне перемішування пульпи для підтримання зерен у завислому стані та їх контактування з повітряними бульбашками;
- оптимальну аерованість пульпи й диспергування повітря на дрібні бульбашки з рівномірним їх розподіленням по всьому об'єму камери;
- утворення спокійної зони піноутворення на поверхні пульпи.

Флотаційні машини класифікують найчастіше залежно від способу аерації пульпи. За цією ознакою машини поділяють на:

- *механічні* (флотаційні машини, у яких аерація й перемішування пульпи в камері відбувається за допомогою імпелера, що всмоктує необхідне для флотації повітря безпосередньо з атмосфери);
- *пневматичні* (машини, у яких пульпу в камері перемішує та аерує стиснене повітря, що подається через патрубки або крізь пористі перегородки);
- *пневмомеханічні* (машини, у яких повітря надходить від повітродувки, а пульпа перемішується й диспергується за допомогою імпелера);
- *флотаційні машини з киплячим шаром* (машини, у яких над аератором по всьому перерізу камери встановлено решето (сито) для створення киплячого шару з крупнозернистої фракції твердої фази пульпи);
- *ежекторні* (машини, у яких пульпу аерують струминні насоси, які забезпечують ежектування повітря з атмосфери);
- *ерліфтні* (пневматичні флотаційні машини, у яких стиснене повітря подається в нерухомий ерліфтний пристрій);
- *вібраційні* (пневмомеханічні флотаційні машини, у яких аератор виконує спрямовані коливання).

За формою камери розрізняють флотаційні машини коритного типу, які мають одну подовжену камеру (рис. 1.55,*а*), машини спільного рівня, які мають камеру, поділену по довжині на відсіки кількома перегородками, що не доходять до днища (рис. 1.55,*б*), а також машини камерного типу, які складаються з кількох послідовно з'єднаних між собою камер (рис. 1.55,*в*).

Об'єм камери механічних флотаційних машин коливається від 0,38 м³ у машини ФМ0,4 до 12,5 м³ у машини МФУ12, а пневматичних – від 10 м³ у машини ФП10 до 40 м³ у машини ФП40 (за кордоном до 100 м³). Витрати повітря на 1 м³ об'єму камери зазвичай складають 0,8–1,2 м³/хв.

Крім пінної флотації в промисловості обмежено застосовують також маляну, плівкову, іонну, сольову та інші види флотації (ДСТУ 2684–94).

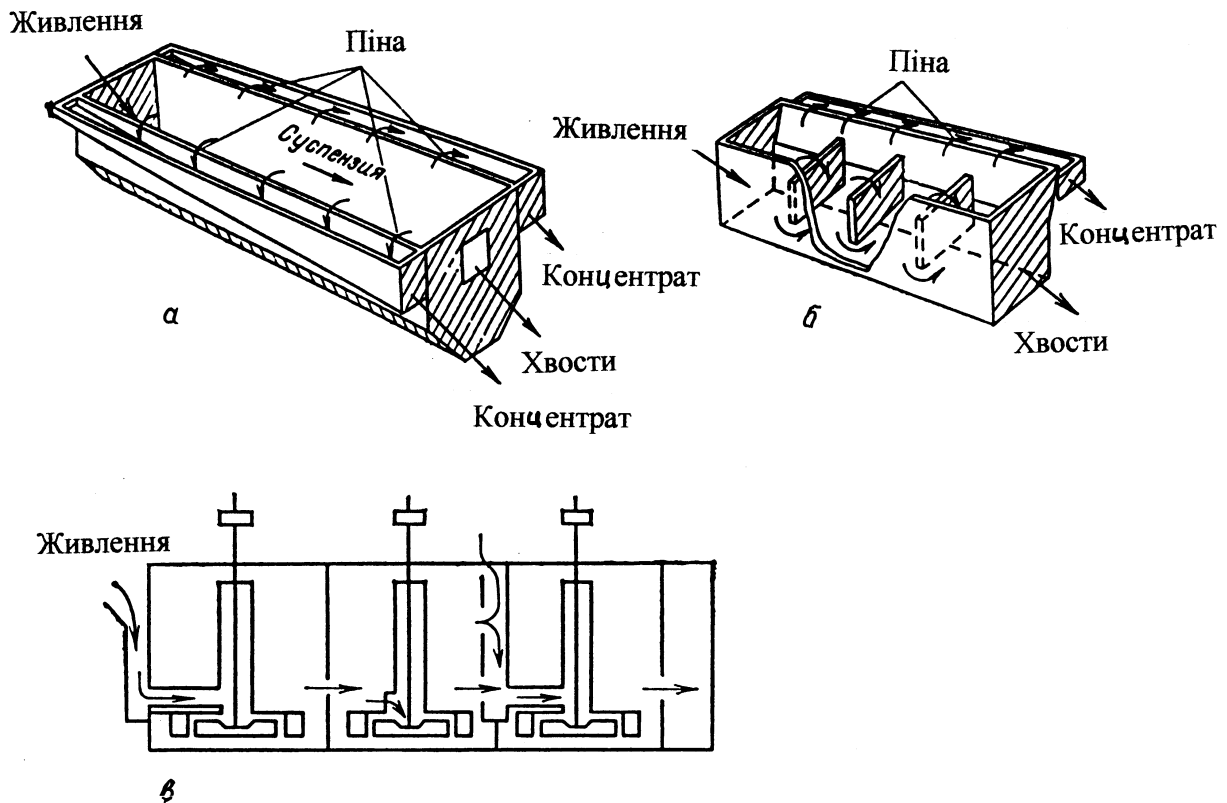


Рис. 1.55. Принципові схеми флотаційних машин: а – коритного типу; б – спільного рівня; в – камерного типу

Плівкова флотація – флотація, у якій гідрофобні зерна потрапляють на поверхню потоку води й залишаються на ній, утворюючи плівку, а гідрофільні зерна тонуть.

Масляна (оливна) флотація – флотація, у якій гідрофобні зерна прилипають до крапель масла (оливи) у пульпі та спливають нагору.

Іонна флотація – флотація з використанням реагентів-збирачів, що утворюють у розчині поверхнево-активні іони протилежного знака відносно іона, що видобувається.

Сольова флотація – флотація природно-гідрофобних корисних копалин (вугілля, сірки) у концентрованих розчинах неорганічних солей (KCl, NaCl).

Іноді до окремих видів флотації відносять електрофлотацію й флотацію з виділенням повітря з розчину (хоча вони є різновидами пінної флотації). *Електрофлотація* ґрунтується на використанні як газових бульбашок кисню й водню, які утворюються під час електролізу води. Перевага електрофлотації – одержання бульбашок дуже малих розмірів, що дозволяє флотувати найдрібніші зерна. *Флотація з виділенням повітря з розчину* полягає в утворенні насиченого розчину повітря в рідині з наступним зниженням тиску над цим розчином, унаслідок чого розчин стає перенасиченим і з нього виділяються повітряні бульбашки. Цю флотацію зазвичай виконують у вакуумних і компресійних (напірних) флотаційних машинах: у першому випадку рідину насичують повітрям при атмосферному тиску, а потім тиск зменшують до 30–40 кПа, а в другому – рідину насичують повітрям під тиском 0,3–0,4 МПа, після чого знижують тиск над розчином до атмосферного.

Крім того, розрізняють *пряму флотацію* (флотацію, у якій цінний мінерал концентрується в пінному продукті), *зворотну флотацію* (флотацію, у якій цінний мінерал концентрується в камерному продукті (пісках), а пуста порода – у пінному продукті), *селективну флотацію* (флотацію, що передбачає послідовне виділення із збагачуваної руди цінних компонентів у вигляді окремих концентратів), *колективно-селективну флотацію* (флота-

цію, що передбачає виділення в колективний концентрат декількох цінних компонентів з наступним селективним розділенням), *основну флотацію* (флотацію, якій підлягає вихідна руда; здобутий концентрат може бути направлений на перемелу флотацію, а відходи – на контрольну); *контрольну флотацію* (флотацію, якій підлягають відходи основної флотації; здобутий концентрат повертається до основної флотації, а відходи направляються у відвал); *перемелу флотацію* (флотацію, призначену для підвищення якості концентрату основної та (чи) попередньої флотації; її відходи повертаються до основної флотації).

Методи розділення в гравітаційному й відцентровому полях сил ґрунтуються на різниці густин компонентів розділюваної суміші при взаємодії з середовищем у полі сили тяжіння або у відцентровому полі сил. Як середовище, у якому реалізуються ці методи, використовують при мокрому розділенні воду, важкі суспензії або розчини, а при сухому – повітря. До зазначених методів належать відсадження, збагачення у важких середовищах, розділення в потоці води, що тече по похилій поверхні, та ін.

Відсадження – це процес розділення в гравітаційному полі сил у пульсуючому вертикальному потоці рідини чи повітря. Відсадження застосовують для розділення й збагачення компонентів розділюваної суміші густиною від 1200 до 15 600 кг/м³ і розміром зерен від 0,2 до 50 мм (для вугілля іноді до 200–250 мм).

Вихідний матеріал надходить на відсаджувальне решето, крізь отвори якого по черзі проходять висхідні й низхідні потоки води чи повітря. Під час проходження висхідного потоку матеріал підіймається й розпушується, а під час низхідного – ущільнюється. У результаті дії цих різноспрямованих потоків вихідна суміш через певний час розділяється на шари так, що внизу (на відсаджувальному решеті) розташовуються зерна найбільшої густини, а у верхніх шарах – найменшої. Аналогічно реалізується і пневматичне розділення.

Розглянемо процес розділення суміші матеріалів у відсаджувальній машині під час збагачення крупних і дрібних зерен (рис. 1.56).

У процесі відсаджування на решеті 2, розташованому в корпусі 1 відсаджувальної машини, утворюється шар матеріалу, що рухається разом з водою до розвантажувального патрубку. На кінцевій ділянці решета суміш зазвичай уже розділена на легкі й важкі фракції. Легкі фракції потік води виносить через зливний поріг 3, а важкі фракції при роботі машини на крупному матеріалі (див. рис. 1.56,а) видаляються крізь щілинний отвір між решетом і зливним порогом. Під час відсаджування дрібного матеріалу (див. рис. 1.56,б) важка фракція проходить крізь шар штучної постелі* й видаляється під решето, розмір отворів якого має бути більшим за максимальний розмір зерен важкої фракції. Легка фракція видаляється через зливний поріг.

* *Постіль* – шар матеріалу, що міститься на решеті під час відсаджування крупного матеріалу (ДСТУ 2684–94).

Природна постіль – шар матеріалу, що утворюється під час відсаджування крупного матеріалу та складається із зерен самого матеріалу.

Штучна постіль – шар матеріалу, утворений крупними важкими частинками збагачуваної руди чи іншого матеріалу, що міститься між решетом і надпостільним шаром.

За способом утворення пульсацій води застосовують такі відсаджувальні машини: з рухомим решетом, діафрагмові, поршневі й безпоршневі (рис. 1.57). Ці машини бувають одноступінчастими (виділяють два продукти), двохступінчастими (виділяють три продукти) і багатоступінчастими (виділяють більше трьох продуктів, які відрізняються між собою вмістом цільового компонента). Час перебування матеріалу у відсаджувальній машині зазвичай становить 50–180 с. Частота пульсацій у безпоршневих машинах коливається від 30 до 80 хв⁻¹, а в діафрагмових – від 130 до 350 хв⁻¹. Корисна площа відсаджувального решета становить 1–24 м², а масова продуктивність досягає 650 т/год (за вугіллям).

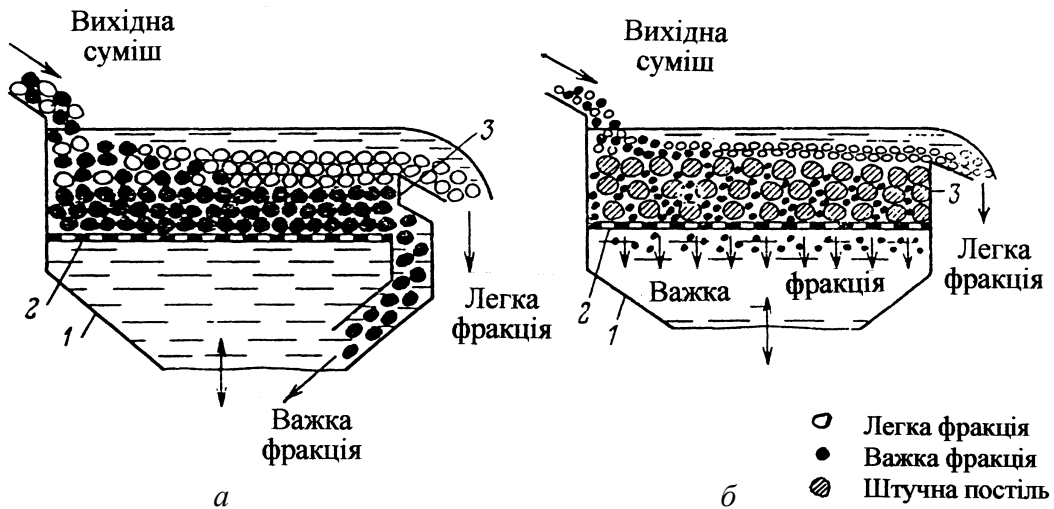


Рис. 1.56. Процес розділення суміші матеріалів у відсаджувальній машині під час розділення крупного (а) і дрібного (б) матеріалів: 1 – корпус; 2 – відсаджувальне решето; 3 – зливний поріг

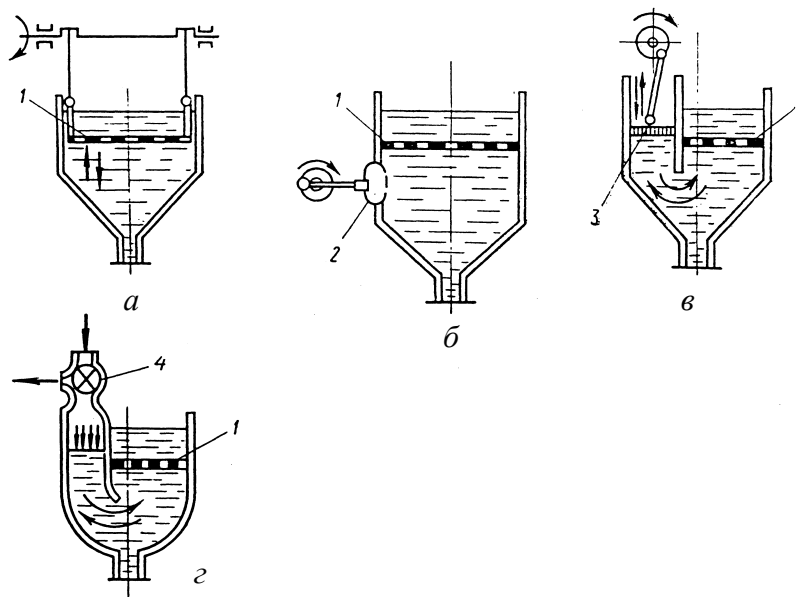


Рис. 1.57. Основні типи відсаджувальних машин: а – з рухомим решетом; б – діафрагмова; в – поршнева; г – безпоршнева; 1 – решето; 2 – діафрагма; 3 – поршень; 4 – повітряний пульсатор

Розділення й збагачення у важких середовищах відбувається у гравітаційному полі сил у рідинному середовищі, яке має проміжну густину між густинами компонентів, на які розділяється вихідна суміш. У цьому випадку компоненти з густиною, меншою, ніж густина рідинного середовища, спливають, а важчі – тонуть. Як важкі середовища застосовують органічні рідини, водні розчини важких солей і найчастіше – важкі суспензії, які являють собою зависі у воді тонкодисперсних зерен важкого мінералу (обважнювача), наприклад кварцового піску, глини, бариту, магнетиту, галеніту та ін.

Розділення в потоці води, що тече по похилій поверхні, реалізується в мийних і звужувальних жолобах, гвинтових сепараторах, на концентраційних столах.

На рис.1.58 наведено схему звужувального жолоба. Вихідна пульпа з незначною початковою швидкістю надходить на верхню широкую частину жолоба. Під час стікання по похилому жолобу відбувається поступове звуження потоку, що приводить до збільшення його глибини й прискорення. Під дією потоку в нижніх шарах поступово розташовуються зерна більшої густини, а у верхніх – меншої. Через те, що важкі зерна рухаються повільніше, на виході з жолобу утворюється віяло компонентів різної густини, розділюваних за допомогою перегородок-відсікачів.

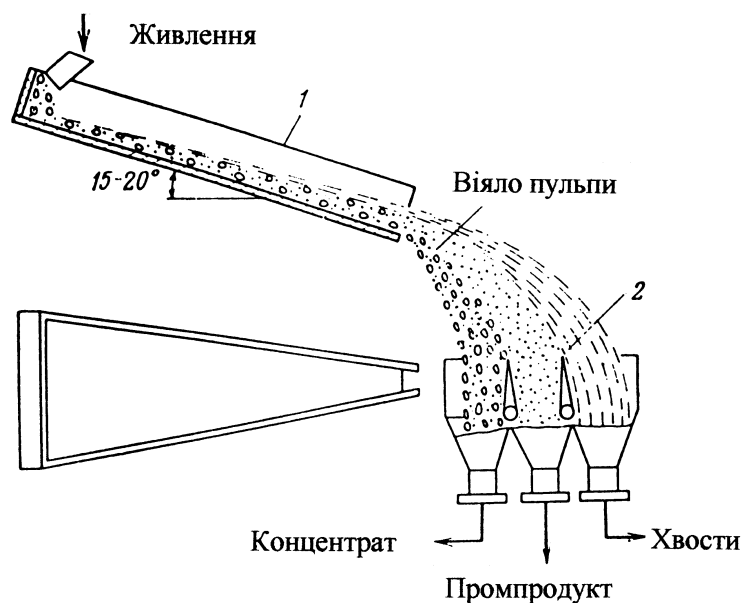


Рис. 1.58. Звужувальний жолоб:

1 – жолоб; 2 – приймальні бункери; 3 – перегородки-відсікачі

Розділення на жирових поверхнях (жировий процес) ґрунтується на вибірному закріпленні деяких мінералів на поверхні, покритій шаром жиру. Коли мінеральна пульпа тече по жировому покриву, гідрофобні зерна прилипають до нього, а гідрофільні видаляються потоком води у відходи. Цей метод застосовують зокрема в операціях доводки первинних (чорнових) алмазних

концентратів. Для утворення жирових покривів застосовують суміші, до складу яких залежно від властивостей руди входять нафта, мінеральна олива, вазелін, парафін та ін. Процес відбувається на так званих жирових столах. Столи неперервної дії мають нескінченну гумову стрічку, яка охоплює два барабани, змонтовані на спільній рамі. Установлена на пружинних опорах, вона коливається в площині потоку. Шар жиру разом з гідрофобними зернами знімається скребками в розвантажувальний барабан.

Особливий вид фізико-хімічного збагачення, який ґрунтується на вибірній змочуваності матеріалів ртуттю, – *амальгамацію*, використовують переважно для видобування благородних металів.

Отже, методи розділення сумішей сипких матеріалів на компоненти визначаються властивостями й характеристиками цих компонентів:

Колір, блиск	Ручне розділення
Густина в комбінації з крупністю	Гравітаційне розділення
Фізико-хімічні властивості поверхні матеріалів	Флотація
Магнітна сприйнятливність	Магнітна сепарація
Електричні властивості	Електрична сепарація
Радіоактивність або випромінювання	Радіометричне розділення
Коефіцієнт тертя	Розділення за тертям
Пружність	Розділення за пружністю
Форма	Розділення за формою
Твердість, міцність	Вибірне дроблення

Усі методи розділення або збагачення компонентів можна застосовувати як самостійно, так і разом з іншими, наприклад, гравітаційні методи можуть сполучатися з флотацією, магнітною та електричною сепарацією тощо.

1.7. Згрудкування твердих матеріалів

Одержувані в результаті збагачення корисних копалин дрібні й тонкі концентрати та інші продукти, а також приготовлені дрібнодисперсні суміші сипких матеріалів часто через свої дрібні розміри бувають непридатними або малоприсадними для подальшого перероблення чи прямого використання. Щоб ефективно використати такі матеріали, застосовують операції згрудкування, які дозволяють раціонально використовувати сировину й готові продукти, одержавши міцні грудки або зерна певних мас, розмірів і форми. Згрудкування покращує умови зберігання й транспортування матеріалів, дозволяє механізувати та автоматизувати більшість процесів за участю цих матеріалів, а також збільшити продуктивність процесів подальшого застосування продуктів, знижує їх втрати.

Згрудкуванню піддають торф, буре вугілля, дрібні класи кам'яного вугілля та антрацитів, коксовий дрібняк, фосфоритні добрива, термореактивні пресматеріали у виробництві пластичних мас тощо. До методів укрупнення твердих частинок відносять також і гранулювання.

Серед методів згрудкування найпоширенішими є агломерування, безпосередньо згрудкування, брикетування й таблетування.

Агломерування – це термічний процес одержання відносно крупних грудок (агломерату) спіканням агломераційної шихти. Агломерат (продукт розміром понад 5–8 мм) одержують в агломераційних машинах.

Згрудкування – це процес утворення згрудкованого продукту з дрібних пиловидних вологих зерен.

Згрудкування зазвичай проходить такі стадії: змочування зерен матеріалу в'яжучою речовиною (вода, суміші води з вапном, глинами, шлаками та ін.), у результаті чого утворюються окремі грудочки – агломерати зерен – та (або) дрібні зерна нашаровуються на крупніші; ущільнення агломератів у шарі матеріалу. Одержані в результаті грудкування сирі кулясті окатки діаметром 10–20 мм піддаються зміцненню випалювальним або безвипалювальним методом. Згрудкування реалізується в барабанних, чашкових, швидкісних і вібраційних грануляторах.

Принцип дії барабанного (рис. 1.59,*а*) і тарілчастого (рис. 1.59,*б*) грануляторів ґрунтується на обертанні відповідно барабана, встановленого під кутом 1–3° (частота обертання 5–20 хв⁻¹), і спеціальної тарілки, розташованої під кутом 45–55° (частота обертання 5–50 хв⁻¹), усередині яких переміщується шар матеріалу. Ступінь заповнення ним апаратів може змінюватися від 10 до 15 %. Згрудкування в барабанному грануляторі відбувається на боковій циліндричній поверхні, а в тарілчастому – здебільшого на поверхні днища тарілки.

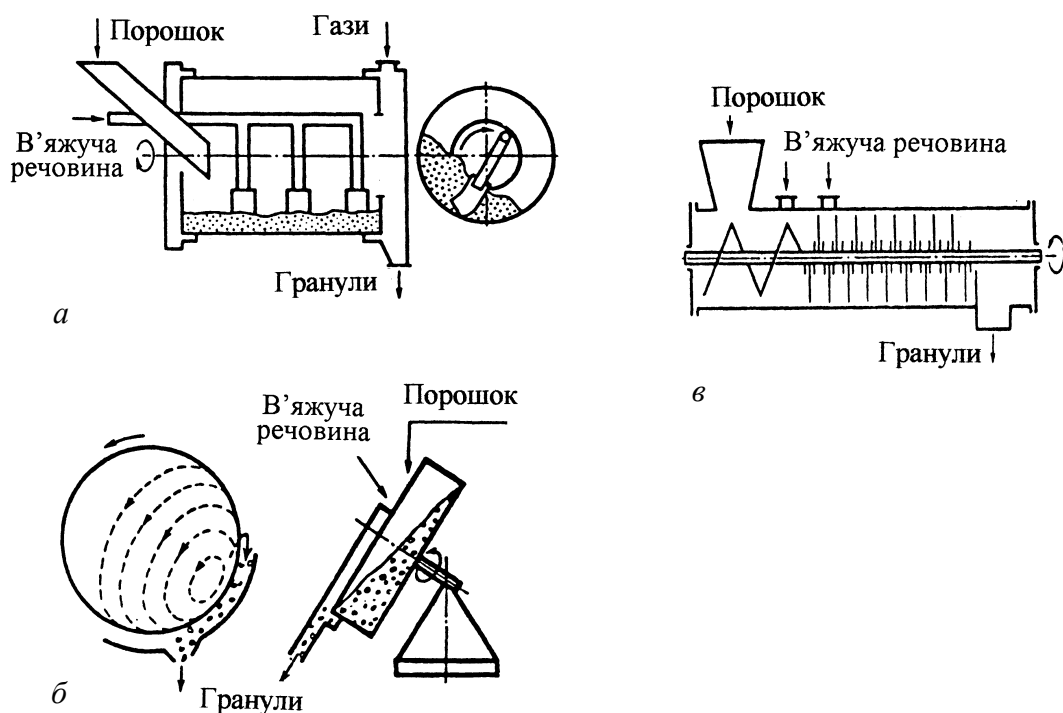


Рис. 1.59. Схема грануляторів: *а* – барабанного; *б* – тарілчастого (ліворуч показано траєкторію руху зерен матеріалу при обертанні тарілки); *в* – швидкісного

Для інтенсифікації грудкування застосовують швидкісні й вібраційні гранулятори, у яких одержують більш щільні й рівномірні за розмірами гранули. У швидкісному грануляторі (рис. 1.59,в) шар матеріалу інтенсивно перемішують шнеком (частота обертання $1000\text{--}2500\text{ хв}^{-1}$) і валом зі штирями або пластинами. Корпус вібраційного гранулятора – горизонтальний прямокутний або трапецієвидний короб – кріпиться спеціальними пружинами до опорної плити і за допомогою віброзбудника піддається механічним коливанням (частота $5\text{--}50\text{ Гц}$, амплітуда $2\text{--}5\text{ мм}$), завдяки яким матеріал добре перемішується й ущільнюється.

Брикетування – це процес грудкування дрібнозернистих матеріалів за рахунок пресування під тиском з метою одержання з них брикетів – грудок геометрично правильної форми й однакових розмірів (рис. 1.60). Різновидом брикетування є **таблетування** – одержання щільних гранул невеликого розміру – таблеток (рис. 1.61). Брикетування й таблетування застосовують зазвичай у тих випадках, коли плавлення матеріалу неможливе або недоцільне.

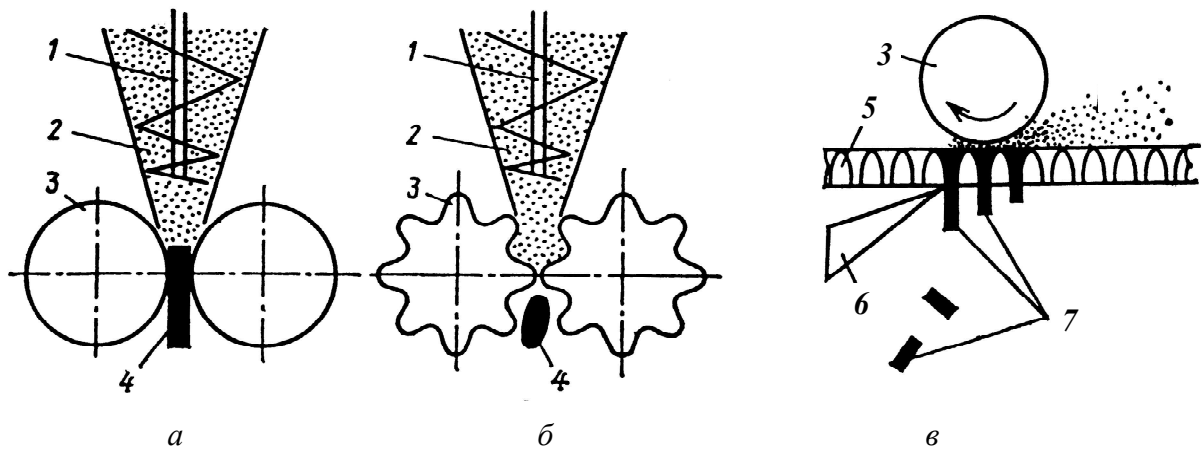


Рис. 1.60. Схема вальцювальних пресів (а, б) і преса з дисковою матрицею (в): 1 – вихідний порошок; 2 – живильник; 3 – валок; 4 – брикети; 5 – дискова матриця; 6 – ніж; 7 – гранули

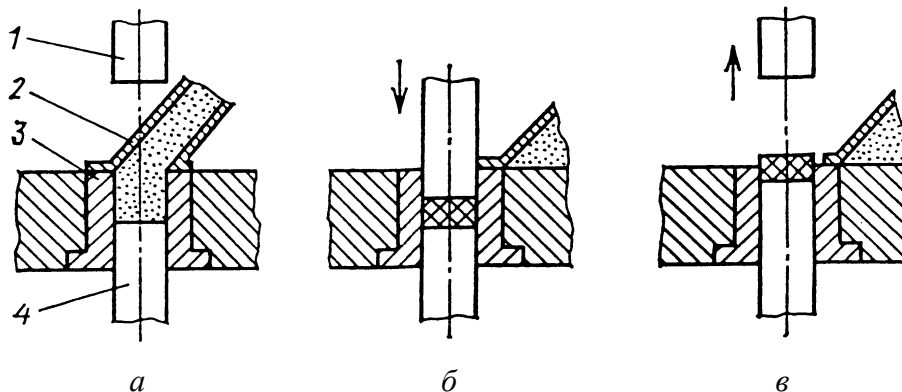


Рис. 1.61. Схема стадій таблетування: а – дозування порошку; б – пресування порошку (формування порошку); в – виштовхування таблетки; 1 – верхній пуансон; 2 – башмак живильника; 3 – матриця; 4 – нижній пуансон

Залежно від властивостей вихідного матеріалу брикетування можна робити додаючи в'язучі речовини при тиску до 80 МПа і без них при тиску понад 80 МПа. Під час таблетування робочий тиск зазвичай становить 50–300 МПа; при цьому тиск можна знизити шляхом попереднього підігрівання матеріалу, його зволоження, використання змащувальних домішок і в'язучих речовин. Брикетування реалізується в пресах низького (вальцювальних, столових) і високого (штемпельних, кільцевих) тиску, а таблетування – на кривошипних, роторних, гідравлічних, екструзійних та інших таблетувальних машинах.

Гранулювання – це процес формування твердих зерен (гранул) певних розмірів і форми із заданими властивостями (одержання гранул розміром до 1 мм іноді ще називають мікрогранулюванням).

Одним із способів одержання гранул є диспергування рідин, яке відбувається у вільному об'ємі або на поверхні зерен з подальшим охолодженням крапель розплаву або кристалізацією тонких плівок рідкого розчину при сушінні. Для цього виду гранулювання застосовують барабанні гранулятори-сушарки та апарати псевдозрідженого шару (ці процеси належать не до механічних, а до тепломасообмінних зі складною гідромеханікою).

Також для гранулювання використовують екструзію – одержання гранул шляхом продавлювання в'язкопластичної маси зазвичай за допомогою шнека крізь гранулювальну головку з наступним розрізанням і охолодженням або подрібненням охолодженого матеріалу. Метод широко застосовують для гранулювання термопластів і еластомерів (каучуків і гумових сумішей).

1.8. Інтенсифікація механічних процесів

Для інтенсифікації багатьох механічних і збагачувальних процесів хімічної технології широко застосовують вібрацію (від лат. *vibratio* – коливання).

Робочі органи вібраційного обладнання піддаються коливанням з частотою від 10 Гц до 10 кГц (за допомогою кінематичних, відцентрових, електромагнітних, гідравлічних та ін. вібробудників) або до 3 МГц (за допомогою ультразвукових, магнітострикційних і п'єзоелектричних вібробудників).

Під дією вібрації значно зменшується механічний опір матеріалів їхньому переміщенню відносно поверхні, що вібрує, також виникає можливість організувати цілеспрямований рух компонентів у приготовлюваній суміші, розігрівати сипкий матеріал завдяки дисипації механічної енергії, поліпшити формування порошків у гранули тощо.

Знизивши зовнішнє й внутрішнє тертя під час вібрації, можна поліпшити умови транспортування сипких, кускових і високов'язких (наприклад пульпи) матеріалів: у конвеєрах сипкі й кускові матеріали переміщуються в горизонтальному (зазвичай на відстань до 50 м) і похилому (кут підйому до 60°) напрямках, а по гвинтовому лотку – у вертикальному (на висоту до 12 м).

У живильниках вібрація усуває зависання сипкого матеріалу й утворення склепіння, прискорює вихід матеріалу з бункера. У вібраційних дробарках і млинах ступінь дроблення й подрібнення у декілька разів більший, ніж у звичайному обладнанні. У грохотах вібрація спричинює не лише переміщення матеріалу, але і його перемішування на розсіювальній пристрої, що значно інтенсифікує грохочення й підвищує його ефективність (іноді на розсіювальній поверхні грохота утворюють неоднорідне вібраційне поле, що полегшує відділення дрібняку в зоні завантаження й просіювання матеріалу в зоні вивантаження надрешіткового продукту). У змішувачах вібрація забезпечує контрольовану циркуляцію матеріалу, інтенсифікує змішування й забезпечує високу однорідність сумішей. Використовуючи же віброгранулятори, можна одержувати більш щільні й однорідні за розмірами гранули.

Головний недолік вібрації – часто негативний вплив на організм людини, а також поступова втомлюваність конструкційних матеріалів і елементів обладнання й конструкцій, яка може призвести не тільки до погіршення їхніх властивостей і характеристик, але й навіть до руйнування.

Іноді для інтенсифікації механічних і збагачувальних процесів змінюють температуру оброблюваного середовища чи робочих органів технологічного обладнання. Так, зниження температури гумо- чи полімервмісних відходів, наприклад за допомогою рідкого азоту, або, навпаки, підвищення їхньої температури до 80–120 °С, значно поліпшує умови їх дроблення й подрібнення. Підвищення же температури просіювальної поверхні грохотів (найчастіше до 50 °С), наприклад за рахунок електрообігріву, сприяє розсіюванню вологих і схильних до злипання матеріалів.

Значно інтенсифікувати процеси подрібнення та змішування твердих матеріалів можна, діючи на них ударними хвилями в рідині (електрогідравлічний ефект), за допомогою кавітації, а також використовуючи тверді магнітні розмельні тіла, які збуджуються змінними магнітними полями. Також досліджують можливості ефективного подрібнення матеріалів завдяки термічним напруженням, які виникають у подрібнюваному матеріалі, за допомогою пучків електромагнітного випромінювання діапазону надвисоких частот або лазерного променя.

Електрогідравлічне подрібнення твердих тіл ґрунтується на механізмі відколу грудок або зерен матеріалу під дією розтягувальних зусиль, які виникають при інтерференції ударних хвиль. Електрогідравлічні установки можна використовувати як для грубого, так і для тонкого й навіть надтонкого подрібнення. Простота конструкцій, брак рухомих елементів та інші особливості електрогідравлічних подрібнювачів дозволяють рекомендувати їх для використання при продуктивності до 0,4 т/год за дрібною фракцією та до 2,0 т/год за крупною.

Кавітація дає можливість проводити високоефективне диспергування твердої фази в рідкому дисперсійному середовищі, отримуючи зерна розміром у частки мікрметра. При цьому техніко-економічні показники ультразвукових кавітаційних диспергаторів навіть перевищують показники для інших подрібнювачів. Так, знімання готової емалі на основі цинкового білила й залізного сурику на кульовому млині становить 72,3 кг/год, на тривалковій фарботерці 27,0 кг/год, а на ультразвуковому кавітаційному диспергаторі – до 250 кг/год. При цьому площа, яку займає диспергатор, у чотири рази менша, ніж та, яку займає кульовий млин, витрати енергії на одну тону емалі становлять відповідно 34 і 71 кВт·год, а якість продукту, одержаного на диспергаторі, вища, тому що дисперсність цього продукту менша приблизно в п'ять разів (порівняно з продуктом, одержаним на кульовому млині).

Використання розмельних тіл з магнітотвердих матеріалів в обертовому полі за певних умов приводить до їх синхронного обертання навкруги своїх осей. Матеріалом таких тіл можуть бути сплави типу ЮНДК або ферит барію. Діаметр розмельних куль становить 2–16 мм. При двополюсному обертовому магнітному полі індуктора, що живиться від промислової електромережі з частотою 50 Гц, частота обертання куль становить 50 с^{-1} . При об'ємі камери подрібнення $0,1 \text{ м}^3$ продуктивність млина досягає 1 т/год за оксидом алюмінію (Al_2O_3).

Запитання для самоконтролю

1. Що таке збагачення? Поясніть його значення для хімічної технології.
2. Які технологічні процеси включає збагачення?
3. За допомогою яких показників можна оцінити технологічні результати збагачення?
4. Розкажіть про значення механічних процесів у хімічній технології.
5. Що таке дроблення й подрібнення? Чим вони відрізняються одне від одного?
6. З якою метою дроблять і подрібнюють тверді тіла в хімічній промисловості?
7. Якими методами виконують дроблення й подрібнення твердих тіл?
8. Що таке ступінь дроблення (подрібнення) й об'ємний ступінь дроблення (подрібнення)?
9. Як визначають середній розмір грудок (зерен), а також середній розмір фракції сипкого матеріалу?
10. Наведіть класифікацію дроблення й подрібнення залежно від середнього розміру грудок або зерен подрібненого матеріалу?
11. Сформулюйте гіпотези подрібнення. Поясніть «золоте» правило подрібнення.
12. З якою метою застосовують багатостадійне дроблення (подрібнення)?
13. З якою метою дроблення й подрібнення сполучають з попереднім та контрольним (перевірним) грохоченням і класифікацією?
14. Що таке відкритий і замкнений цикли дроблення й подрібнення?
15. З якою метою застосовують багатостадійне дроблення (подрібнення)? Як у цьому випадку визначають загальний ступінь дроблення (подрібнення)?

16. Наведіть класифікацію подрібнювальних машин. Які вимоги ставлять до подрібнювальних машин?
17. Що таке кут тертя й миттєвий кут захоплення подрібнюваного матеріалу в подрібнювальній машині?
18. Що таке коефіцієнт розпушення сипкого матеріалу?
19. Що таке насипна густина сипкого матеріалу? Від яких факторів вона залежить?
20. З яких міркувань визначають кут захоплення й кількість подвійних коливань рухомої щоки щоккової дробарки?
21. Яким чином руйнується матеріал у конусних дробарках?
22. З яких міркувань визначають кут захоплення й частоту обертання валків двовалкової дробарки з гладкими валками?
23. Яким чином можна зменшити витрати енергії при подрібненні матеріалу в кульовому барабанному млині?
24. З якою метою застосовуються живильники й дозатори?
25. Що таке грохочення та класифікація твердих матеріалів і з якою метою їх застосовують? Опишіть основні види грохочення.
26. Яким чином визначають гранулометричний склад сипкого матеріалу?
27. Що таке ситовий аналіз? Як його проводять?
28. Що таке ефективність грохочення? Від яких факторів вона залежить?
29. Сформулюйте способи багаторазового грохочення, їх переваги й недоліки.
30. Опишіть основні види класифікації.
31. Які основні умови мають виконуватися піз час гідравлічної класифікації під дією сили тяжіння?
32. Наведіть переваги й недоліки гідравлічної класифікації в полі відцентрових сил.
33. Що таке стиснене осадження?
34. Що таке рівноспадні зерна й коефіцієнт рівноспадності?
35. Навіщо потрібне транспортування твердих матеріалів у хімічній технології?
36. З якою метою в хімічній технології застосовують змішування сипких матеріалів?
37. Сформулюйте параметри процесу змішування твердих матеріалів.
38. На які групи поділяють змішувачі сипких матеріалів?
39. Наведіть методи розділення сумішей твердих матеріалів на компоненти.
40. Що таке флотація? Охарактеризуйте пінну флотацію.
41. У яких випадках проводять пряму та зворотну флотацію?
42. Навіщо потрібне окускування частинок твердих матеріалів?
43. Що таке агломерування, згрудкування, брикетування, таблетування й гранулювання? За допомогою яких методів виконують ці процеси?
44. Яким чином можна інтенсифікувати механічні й збагачувальні процеси? Наведіть приклади інтенсифікації процесів подрібнення та змішування твердих матеріалів.

2. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ

2.1. Загальні положення

Гідромеханічними називаються процеси, швидкість яких визначається законами гідромеханіки. До них належать: розділення газових і рідких неоднорідних систем осадженням завислих у них частинок під дією сили тяжіння, інерційних сил, відцентрової сили й сил електричного поля; розділення фільтруванням, мокре розділення газових неоднорідних систем, а також спеціальні види розділення; транспортування рідин і стискання та транспортування газів і парів (у цьому посібнику не розглядаємо); перемішування рідких середовищ і псевдозрідження твердого зернистого матеріалу.

Результатом багатьох процесів хімічної технології є утворення неоднорідних рідких або газоподібних сумішей, які надалі підлягають розділенню, або, навпаки, часто з речовин, які знаходяться в різних агрегатних станах, необхідно одержати суміш.

Неоднорідною (гетерогенною^{}) системою називається дисперсна система, яка складається з щонайменше однієї дисперсної фази, розподіленої в рідкому або газоподібному дисперсійному середовищі.*

Як бачимо, неоднорідні системи складаються щонайменше з двох фаз: *дисперсної фази*, тобто переривчастої фази, яка містить частинки роздрібненої речовини (твердої, рідкої, газоподібної), і *дисперсійного середовища*, тобто суцільної фази, у якій розподілено частинки дисперсної фази.

Залежно від фізичного стану фаз розрізняють такі бінарні неоднорідні (гетерогенні) системи: пил, дим, туман, суспензію, емульсію й піну.

Пил – це дисперсна система з твердою дисперсною фазою з розмірами частинок 5 мкм і більше й газоподібним дисперсійним середовищем. Ця система утворюється зазвичай при дробленні, подрібненні, змішуванні та транспортуванні твердих матеріалів.

Дим – це дисперсна система з твердою дисперсною фазою з розмірами частинок менше 5 мкм і газоподібним дисперсійним середовищем. Вона утворюється зазвичай при згорянні палива.

Туман – це дисперсна система з рідкою дисперсною фазою з розмірами частинок до 5 мкм і газоподібним дисперсійним середовищем. Вона утворюється при конденсації парів або розпилуванні рідини в газі.

Усі ці системи, дисперсійним середовищем яких є газ, мають загальну назву – *аерозолі* (аерозолі з рідкою дисперсною фазою також називають *спреями*).

^{*} Дисперсні системи з розмірами частинок дисперсної фази від 0,005 до 10 мкм часто називають *мікрогетерогенними*.

Суспензія – це мікрогетерогенна система з твердою дисперсною фазою й рідким дисперсійним середовищем (ДСТУ 2432–94).

Залежно від розмірів частинок твердої дисперсної фази d_T суспензії умовно поділяють на три групи: грубі суспензії ($d_T \geq 100$ мкм), тонкі суспензії ($0,1 \text{ мкм} \leq d_T < 100$ мкм) і колоїдні розчини ($d_T < 0,1$ мкм).

Емульсія – це дисперсна система, утворена двома рідинами, які не змішуються (ДСТУ 2432–94), або рідка неоднорідна система, у якій дисперсна фаза – завислі крапельки однієї або кількох рідин з обмеженою розчинністю в рідкому дисперсійному середовищі (ГОСТ 16887–76).

Розмір частинок дисперсної фази коливається в широких границях, проте емульсії набувають стійкості лише при розмірах частинок дисперсної фази менше 0,4–0,5 мкм або при додаванні в систему стабілізаторів.

Піна – це дисперсна система з газоподібною дисперсною фазою й рідким дисперсійним середовищем*.

Для емульсій і пін характерна можливість переходу дисперсної фази в дисперсійне середовище й навпаки. Цей перехід можливий лише за певного масового співвідношення фаз і називається *інверсією фаз*, або просто *інверсією*.

Здебільшого неоднорідні системи містять частинки дисперсної фази, які розрізняються за розмірами. Такі системи називаються *полідисперсними*. Вони характеризуються фракційним, або дисперсним, складом, тобто масовою часткою частинок певного розміру в дисперсній фазі. Бувають також системи, у яких усі частинки близькі за розмірами. Їх називають *монодисперсними*.

Більшість неоднорідних систем нестійкі, тому що мають тенденцію до укрупнення частинок дисперсної фази. Укрупнення крапель рідини або бульбашок газу шляхом їх злиття називають *коалесценцією*, а укрупнення твердих частинок внаслідок їх злипання – *коагуляцією*.

2.2. Матеріальний баланс гідромеханічних процесів

Результатом проведення гідромеханічних процесів може бути розділення неоднорідних сумішей на компоненти або утворення сумішей шляхом змішування компонентів.

Нехай неоднорідна система складається з дисперсійного середовища (суцільної фази) і дисперсної фази.

Якщо речовини не втрачаються, матеріальний баланс гідромеханічних процесів можна описати рівняннями:

– для всіх речовин

$$G_{\text{нс}} = G_{\text{оч}} + G_{\text{ос}}; \quad (2.1)$$

* Згідно з ДСТУ 3126–96 *піна* – це сукупність газових комірок, розділених тонкими плівками рідини, що являє собою скупчення бульбашок, які утворюються під час диспергування газу в рідині.

– для дисперсної речовини

$$G_{\text{НС}} \bar{x}_{\text{НС}} = G_{\text{Оч}} \bar{x}_{\text{Оч}} + G_{\text{Ос}} \bar{x}_{\text{Ос}}, \quad (2.2)$$

де $G_{\text{НС}}$, $G_{\text{Оч}}$ і $G_{\text{Ос}}$ – масові витрати вихідної неоднорідної системи, очищеного від дисперсної фази дисперсійного середовища й виділеного з вихідної неоднорідної системи дисперсної фази (зазвичай осаду) відповідно; $\bar{x}_{\text{НС}}$, $\bar{x}_{\text{Оч}}$ і $\bar{x}_{\text{Ос}}$ – масова частка дисперсної фази у вихідній неоднорідній системі, очищеному дисперсійному середовищі та у виділеній дисперсійній фазі відповідно.

Рівняння (2.1) і (2.2) зазвичай розв'язують відносно $G_{\text{Оч}}$ або $G_{\text{Ос}}$:

$$G_{\text{Оч}} = G_{\text{НС}} \frac{\bar{x}_{\text{Ос}} - \bar{x}_{\text{НС}}}{\bar{x}_{\text{Ос}} - \bar{x}_{\text{Оч}}}; \quad G_{\text{Ос}} = G_{\text{НС}} \frac{\bar{x}_{\text{НС}} - \bar{x}_{\text{Оч}}}{\bar{x}_{\text{Ос}} - \bar{x}_{\text{Оч}}}. \quad (2.3)$$

Ефективність будь-якого методу розділення можна оцінити за ступенем очищення η газу або рідини

$$\eta = (c_{\text{П}} - c_{\text{К}}) / c_{\text{П}}, \quad (2.4)$$

де $\bar{c}_{\text{П}}$ і $\bar{c}_{\text{К}}$ – масова концентрація дисперсної фази в неоднорідній системі до і після розділення відповідно, кг/м³.

Рівняння (2.1) і (2.2) можна одночасно використати і в процесі змішування. У цьому випадку масова частка дисперсної речовини в одержаній суміші становитиме

$$\bar{x}_{\text{НС}} = \frac{G_{\text{Оч}} \bar{x}_{\text{Оч}} + G_{\text{Ос}} \bar{x}_{\text{Ос}}}{G_{\text{НС}}}. \quad (2.5)$$

2.3. Критерії подібності гідромеханічних процесів

Розраховуючи гідромеханічні процеси, широко використовують теорію подібності, яка оперує критеріями подібності (характеристичними числами).

До найважливіших гідродинамічних критеріїв подібності належать:

1) *критерій Ньютона* – міра співвідношення сили, що діє на систему, і сили інерції

$$Ne = \frac{fl}{m_{\text{ДФ}} w^2}; \quad (2.6)$$

2) *критерій Фруда* – міра співвідношення сил інерції й тяжіння; відображає вплив сили тяжіння на рух потоку*

$$Fr = \frac{w}{\sqrt{gl}}; \quad (2.7)$$

* Цей вираз критерію Фруда наведено згідно з ДСТУ 3651.2–97. У технічній літературі його часто наводять у вигляді $Fr = gl/w^2$. Він характеризує співвідношення сил тяжіння й сил інерції.

3) *критерій Ейлера* – міра співвідношення між зміною сили гідростатичного тиску й силою інерції; відображає вплив перепаду тиску на рух потоку

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho_{\text{сф}} w^2}; \quad (2.8)$$

4) *критерій Рейнольдса* – міра співвідношення сил інерції й в'язкості; відображає вплив сили тертя на рух потоку

$$Re = \frac{wl}{\nu_{\text{сф}}} = \frac{wl\rho_{\text{сф}}}{\mu_{\text{сф}}}; \quad (2.9)$$

5) *критерій Вебера* – міра співвідношення сил інерції й поверхневого натягу; відображає вплив поверхневого натягу на рух потоку

$$We = \frac{w^2 l \rho_{\text{сф}}}{\sigma}; \quad (2.10)$$

6) *критерій Галілея* – міра співвідношення сил тяжіння й в'язкості; характеризує вплив сил тяжіння та інерції під час вільної конвекції

$$Ga = \frac{Re^2}{Fr} = \frac{gl^3}{\nu_{\text{сф}}^2}; \quad (2.11)$$

7) *критерій Архімеда* – міра співвідношення сил тяжіння й в'язкості; характеризує вплив на силу тяжіння густини потоку під час вільної конвекції

$$Ar = Ga \left(\frac{\rho_{\text{дф}} - \rho_{\text{сф}}}{\rho_{\text{сф}}} \right) = \frac{gl^3}{\nu_{\text{сф}}^2} \left(\frac{\rho_{\text{дф}} - \rho_{\text{сф}}}{\rho_{\text{сф}}} \right). \quad (2.12)$$

8) *критерій Ляценка* – міра співвідношення сил тяжіння й в'язкості; характеризує вплив сили тяжіння на осадження дисперсної фази в дисперсійному середовищі

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{w^3 \rho_{\text{сф}}^2}{\mu_{\text{сф}} g (\rho_{\text{дф}} - \rho_{\text{сф}})}. \quad (2.13)$$

9) *критерій гомохронності* – характеризує однаковість проходження процесів у часі при нестационарному русі потоку

$$Ho = \frac{w \tau}{l}. \quad (2.14)$$

У цих критеріях прийнято такі позначення: f – механічна сила; l – визначальний розмір; $m_{\text{дф}}$ – маса частинки дисперсної фази; $\rho_{\text{дф}}$ – густина дисперс-

ної фази; w – швидкість; τ – час; g – прискорення вільного падіння; $\rho_{\text{сф}}$, $V_{\text{сф}}$, $\mu_{\text{сф}}$ – густина, кінематична й динамічна в'язкість суцільної фази (дисперсійного середовища), відповідно; σ – поверхневий натяг.

2.4. Розділення рідких і газових неоднорідних систем

2.4.1. Розділення рідких і газових неоднорідних систем осадженням

Осадженням у широкому розумінні цього процесу називається розділення рідких або газових неоднорідних систем шляхом виділення з рідкого або газового середовища розподілених у ньому частинок твердої або рідкої дисперсної фази.

Застосовують такі основні методи розділення: осадження, фільтрування й мокре очищення газів.

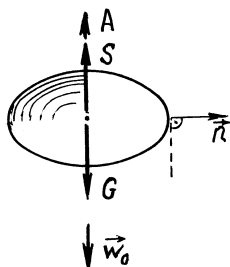
Осадження – це процес розділення, при якому дисперсні частинки виділяються з дисперсійного середовища під дією сили тяжіння, інерційних сил, відцентрової сили й сил електричного поля. Відповідно розрізняють відстоювання, інерційне осадження, циклонний процес і осаджувальне центрифугування, а також електроочищення.

2.4.1.1. Розділення осадженням під дією сили тяжіння. Цей процес називається гравітаційним осадженням або відстоюванням. Він не забезпечує виділення дрібних частинок (зазвичай розміром менше 10 мкм) і характеризується невеликою швидкістю осадження навіть досить крупних частинок (особливо в рідині), тому його найчастіше застосовують для попереднього розділення неоднорідних систем. Безумовними перевагами процесу є його низька енергоємність і просте апаратурне оформлення.

Кінетика осадження. У процесі осадження зависла в дисперсійному середовищі (суцільній фазі) тверда частинка рухається під дією сили тяжіння G , сили Архімеда A й сили тертя S (рис. 2.1). На основі другого закону механіки рівнодійна цих трьох сил дорівнює добутку маси частинки на її прискорення

$$G - A - S = m_T (dw/d\tau), \quad (2.15)$$

де m_T – маса частинки; w – швидкість частинки; τ – час.



Маса частинки будь-якої форми дорівнює добутку її об'єму V_T на густину матеріалу частинки ρ_T

$$m_T = V_T \rho_T.$$

Рис. 2.1. До виведення диференціального рівняння осадження частинки під дією сили тяжіння

Об'єм частинки пропорційний її характерному лінійному розміру l (визначальному розміру) у третьому степені

$$V_T = c_1 l^3,$$

де c_1 – коефіцієнт, який залежить від форми частинки.

Тоді

$$G = m_T g = V_T \rho_T g = c_1 l^3 \rho_T g; \quad A = m_{cf} g = V_T \rho_{cf} g = c_1 l^3 \rho_{cf} g.$$

де m_{cf} – маса об'єму дисперсійного середовища (рідини або газу), рівного об'єму твердої частинки; ρ_{cf} – густина дисперсійного середовища.

Сила тертя, яка діє з боку дисперсійного середовища на тверду частинку, що рухається в ньому, визначається законом Ньютона–Петрова

$$S = \mu_{cf} F_{прТ} (\partial w / \partial n), \quad (2.16)$$

де μ_{cf} – динамічна в'язкість* дисперсійного середовища; $F_{прТ}$ – площа проекції частинки на площину, перпендикулярну до напрямку руху цієї частинки; $\partial w / \partial n$ – зміна швидкості дисперсійного середовища в напрямку, перпендикулярному до напрямку руху частинки.

Зазначена площа проекції частинки пропорційна її визначальному розміру в другому степені

$$F_{прТ} = c_2 l^2,$$

де c_2 – коефіцієнт, який залежить від форми частинки.

Тоді рівняння (2.15) можна записати у вигляді

$$c_1 l^3 g (\rho_T - \rho_{cf}) - c_2 l^2 \mu_{cf} \frac{\partial w}{\partial n} = c_1 l^3 \rho_T \frac{dw}{d\tau}. \quad (2.17)$$

Цей вираз є диференціальним рівнянням осадження частинки під дією сили тяжіння.

Оскільки рівняння (2.17) не можна розв'язати в загальному вигляді, скористуємося прийомами теорії подібності.

Приведемо рівняння (2.17) до безрозмірного вигляду. Для цього розділимо його ліву частину на праву

$$\frac{c_1 l^3 g (\rho_T - \rho_{cf})}{c_1 l^3 \rho_T} \frac{d\tau}{dw} - \frac{c_2 l^2 \mu_{cf}}{c_1 l^3 \rho_T} \frac{\partial w}{\partial n} \frac{d\tau}{dw} - 1 = 0.$$

Помножимо всі члени рівняння на безрозмірну величину ρ_T / ρ_{cf} , а також позбудемося символів диференціювання й напрямку (замінімо розмір n на неорієнтований у просторі визначальний розмір l)

* *В'язкість* – це здатність текучого середовища чинити опір необоротному переміщенню однієї його частини відносно другої під час зсуву, розтягу та інших видах деформування. Величина, обернена в'язкості, називається плинністю (текучістю).

$$\frac{g\tau}{w} \left(\frac{\rho_T - \rho_{cf}}{\rho_T} \right) \frac{\rho_T}{\rho_{cf}} - \frac{c_2 \mu_{cf} w \tau}{c_1 \rho_T l l w \rho_{cf}} \frac{\rho_T}{\rho_{cf}} - \frac{\rho_T}{\rho_{cf}} = 0.$$

Помножимо перший доданок на Re^2 і розпишемо час τ як l/w

$$\frac{g\tau}{w} \left(\frac{\rho_T - \rho_{cf}}{\rho_{cf}} \right) \frac{w^2 l^2}{v_{cf}^2} = \frac{gl}{w^2} \frac{w^2 l^2}{v_{cf}^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_{cf}}{\rho_{cf}} \right) = \frac{gl^3}{v_{cf}^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_{cf}}{\rho_{cf}} \right) = Ar.$$

У другому доданку стала величина c_2/c_1 залежить тільки від форми частинки й називається коефіцієнтом форми частинки ψ , який є відношенням площі поверхні кулі, об'єм якої дорівнює об'єму частинки, до площі поверхні частинки (так, для кулі $\psi = 1$; для куба $\psi = 0,806$; для циліндра, висота якого в 10 разів перевищує його радіус, $\psi = 0,69$ і т.д.)

$$\frac{c_2}{c_1} \frac{\mu_{cf} \tau}{l^2 \rho_{cf}} = \psi \frac{\mu_{cf}}{wl \rho_{cf}} = \psi \frac{1}{Re}.$$

Третій доданок враховує співвідношення густин частинки й дисперсійного середовища, але це співвідношення також враховується критерієм Архімеда, тому остаточно рівняння подібності, яке описує процес осадження, має вигляд

$$Re = f(\psi, Ar). \quad (2.18)$$

Згідно з теорією подібності ставлять експеримент, у якому вимірюють усі величини, що входять до критеріїв подібності залежності (2.18). Обробка результатів експерименту показує, що є три режими руху частинок у дисперсійному середовищі: ламінарний ($Re \leq 0,2$), перехідний ($0,2 < Re \leq 500$) і турбулентний ($Re > 500$). Для практичних розрахунків беруть такі залежності:

$$\text{– при } \psi Ar \leq 33 \text{ або } Re \leq 1,85 \quad Re = \frac{\psi Ar}{18} = 0,0556\psi Ar; \quad (2.19)$$

$$\text{– при } 33 < \psi Ar \leq 83000 \text{ або } 1,85 < Re \leq 500 \quad Re = 0,153(\psi Ar)^{0,714}; \quad (2.20)$$

$$\text{– при } \psi Ar > 83000 \text{ або } Re > 500 \quad Re = 1,741(\psi Ar)^{0,5}. \quad (2.21)$$

Проаналізуємо залежність $Re = f(\psi Ar)$ для ламінарного режиму:

$$Re = \frac{\psi Ar}{18};$$

$$\frac{w_0 d_T \rho_{cf}}{\mu_{cf}} = \frac{\psi}{18} \frac{g d_T^3}{\mu_{cf}^2} \rho_{cf}^2 \left(\frac{\rho_T - \rho_{cf}}{\rho_{cf}} \right);$$

$$w_o = \frac{\psi g d_T^2}{18\mu_{cf}} (\rho_T - \rho_{cf}),$$

тобто отримуємо залежність (1.40) для визначення швидкості осадження частинки сферичної форми ($\psi = 1$) при гідравлічному класифікації.

З розглянутих кінетичних закономірностей процесу осадження випливає, що швидкість осадження зростає зі збільшенням розмірів частинки й різниці густин матеріалу частинки й дисперсійного середовища, а також зменшується зі збільшенням в'язкості цього середовища.

Отже, для визначення швидкості осадження частинок під дією сили тяжіння необхідно:

- 1) визначити значення коефіцієнта форми частинки ψ , визначального розміру l і значення критерію Архімеда Ar ;
- 2) залежно від значення добутку ψAr визначити за відповідною залежністю значення критерію Re ;
- 3) обчислити швидкість осадження частинки

$$w_o = \frac{Re \mu_{cf}}{l \rho_{cf}}. \quad (2.22)$$

Примітка. Слід розрізняти визначальний розмір l і еквівалентний діаметр частинки $d_{екв}$, тобто діаметр сферичної частинки, яка має таку саму усталену швидкість вільного осадження в даному середовищі, як і швидкість осадження дійсної частинки тієї ж густини.

Узагальнене рівняння для визначення швидкості w_o має вигляд

$$Ar = \xi(3/4) Re^2, \quad (2.23)$$

де ξ – коефіцієнт опору тертя:

для ламінарного режиму ($Re \leq 1,85$)

$$\xi = 24/Re, \quad (2.24)$$

для перехідного режиму ($1,85 < Re \leq 500$)

$$\xi = 18,5/Re^{0,6}; \quad (2.25)$$

для турбулентного режиму ($500 < Re \leq 2 \cdot 10^5$)

$$\xi = 0,39 - 0,50 \text{ (зазвичай беруть } \xi=0,44); \quad (2.26)$$

за умови $Re = 2 \cdot 10^5 - 10^6$ настає криза опору, і ξ зменшується в 4–5 разів.

Підставивши в рівняння (2.23) значення ξ з виразів (2.24)–(2.26), можна знайти швидкість w_o для всіх режимів (при цьому отримані залежності $Re = f(Ar)$ для $\psi = 1$ збігатимуться з рівняннями (2.19)–(2.21)).

Як уже було зазначено в п. 1.3.3, у практиці розділення неоднорідних систем розрізняють вільне й стиснене осадження.

При вільному осадженні, на відміну від стисненого, об'єм дисперсійного середовища досить великий, концентрація дисперсної фази незначна, так що стінки ємності, висхідні й низхідні потоки дисперсійного середовища, а також інші частинки дисперсної фази не впливають на осадження частинки.

Стиснене осадження спостерігають у неоднорідних системах з об'ємною часткою дисперсної фази $\tilde{x} \geq 0,05$.

Швидкість стисненого осадження $w_{ст}$ менша, ніж вільного, і для частинок сферичної форми визначається залежністю:

$$w_{ст} = w_0 \left(-4,5\Delta + \sqrt{20,25\Delta^2 + (1-\Delta)^3} \right), \quad (2.27)$$

$$\Delta = \bar{x}_{дф} \rho_{сф} / \rho_{дф},$$

де $\bar{x}_{дф}$ – масова частка дисперсної фази в системі.

Також для визначення $w_{ст}$ можна скористатися такими залежностями:

$$w_{ст} = w_0 \tilde{x}_{сф}^2 \cdot 10^{-1,82(1-\tilde{x}_{сф})} \quad \text{при } \tilde{x}_{сф} > 0,7; \quad (2.28)$$

$$w_{ст} = 0,123 w_0 \tilde{x}_{сф}^3 / (1 - \tilde{x}_{сф}) \quad \text{при } \tilde{x}_{сф} \leq 0,7, \quad (2.29)$$

де $\tilde{x}_{сф}$ – об'ємна частка рідини в суспензії,

або обчислити значення $w_{ст}$ з відповідного критерію Рейнольдса

$$Re_{ст} = \frac{Ar \tilde{x}_{сф}^{4,75}}{18 + 0,61 \sqrt{Ar \tilde{x}_{сф}^{4,75}}}. \quad (2.30)$$

При осадженні частинок будь-якої форми отримане значення $w_{ст}$ необхідно помножити на коефіцієнт її форми ψ .

В інженерних розрахунках зазвичай беруть $w_{ст} = w_0 / 1,33$.

Усі ці залежності можна використовувати, розраховуючи процеси осадження дрібних крапель у газі. При осадженні же крапель рідини в рідкому середовищі завдяки внутрішній циркуляції всередині краплі швидкість останньої може бути на 50 % більша, ніж швидкість осадження твердої сферичної частинки еквівалентного діаметра. Якщо краплі забруднені домішками або в системі наявні поверхнево-активні речовини, тенденція до циркуляції значно зменшується. У цьому випадку швидкість осадження таких «жорстких» крапель треба розраховувати за рівняннями для твердих частинок. У випадку чистих крапель швидкість осадження зростає зі збільшенням розміру краплі лише до певного (критичного) значення їхнього еквівалентного діаметра. Краплі же з діаметром, більшим за критичний, у процесі осадження періодично змі-

нують свою форму й називаються коливними. Швидкість осадження коливних крапель зі збільшенням їхнього розміру трохи зменшується.

Швидкість вільного осадження дрібних крапель у рідині (за умови $Re_o < 1$) можна розрахувати за рівнянням Адамара

$$w_o = \frac{g d_{дф}^2 (\rho_{дф} - \rho_{сф}) (\mu_{дф} + \mu_{сф})}{6\mu_{сф} (2\mu_{сф} + 3\mu_{дф})}, \quad (2.31)$$

де $d_{дф}$ – діаметр краплі дисперсної фази; $\rho_{дф}$ і $\rho_{сф}$, $\mu_{дф}$ і $\mu_{сф}$ – густини й динамічні в'язкості рідин, які утворюють відповідно дисперсну фазу й дисперсійне середовище.

Якщо $\mu_{дф} \gg \mu_{сф}$, то рівняння (2.31) набуває вигляду рівняння (1.40), що визначає швидкість вільного осадження твердих частинок при їх ламінарному русі в дисперсійному середовищі.

Визначення поверхні осадження гравітаційних відстійників.

Визначимо поверхню осадження гравітаційних відстійників періодичної й безперервної дії.

Розглянемо періодичний процес осадження дисперсної фази в суспензії (рис. 2.2). Нехай за час τ суспензія розділяється на шар освітленої рідини висотою $H_{сф}$ і шар згущеної суспензії. При площі дна відстійника F_o об'єм освітленої рідини за час τ становить $V_{сф} = F_o H_{сф}$. Тоді об'ємна продуктивність відстійника за освітленою рідиною $V = V_{сф} / \tau = F_o H_{сф} / \tau$. З іншого боку, час відстоювання (час осадження частинок з найбільшої висоти) $\tau_o = H_{сф} / w_o$.

Час, за який утворюється об'єм $V_{сф}$ освітленої рідини, має відповідати часу осадження

$$(\tau = \tau_o) \Rightarrow (F_o H_{сф} / V = H_{сф} / w_o) \Rightarrow F_o = V / w_o, \quad (2.32)$$

тобто площа гравітаційного відстійника дорівнює відношенню його об'ємної продуктивності та швидкості осадження частинок дисперсної фази й не залежить від висоти шару неоднорідної системи.

Тепер розглянемо безперервний процес осадження дисперсної твердої фази в каналі прямокутного поперечного перерізу завширшки B , заввишки H і завдовжки L (рис. 2.3).

Час перебування неоднорідної системи в каналі становить $\tau = L / w_{сф}$, де $w_{сф}$ – середня швидкість суцільної фази в каналі, а час осадження частинок дисперсної фази з висоти H : $\tau_o = H / w_o$. Час τ для ефективного розділення щонайменше має дорівнювати часу τ_o :

$$(\tau = \tau_o) \Rightarrow (L / w_{сф} = H / w_o) \Rightarrow w_{сф} = L w_o / H.$$

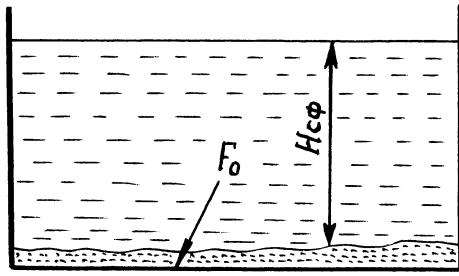


Рис. 2.2. До визначення поверхні осадження гравітаційного відстійника періодичної дії

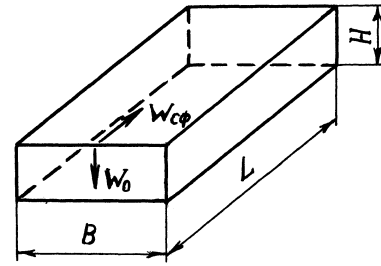


Рис. 2.3. До визначення поверхні осадження гравітаційного відстійника безперервної дії

Об'ємна витрата дисперсної фази крізь канал:

$$V = HBw_{сф} = HBLw_0/H = BLw_0 = F_0w_0,$$

де F_0 – площа осадження каналу.

Остаточно отримуємо залежність таку, як і для періодичного процесу осадження (2.32): $F_0 = V/w_0$.

Отже, при гравітаційному осадженні, як і під час гідравлічної класифікації під дією сили тяжіння, треба виконувати дві умови:

- 1) необхідно, щоб час перебування елемента неоднорідної системи в апараті був не меншим, ніж час осадження частинок дисперсної фази;
- 2) необхідно, щоб лінійна швидкість неоднорідної системи в апараті була б значно меншою, ніж швидкість осадження частинок дисперсної фази.

Конструкції гравітаційних відстійників. Як і будь-які апарати для розділення неоднорідних систем, гравітаційні відстійники поділяються на відстійники для очищення газоподібних неоднорідних систем і відстійники для очищення рідких неоднорідних систем.

Серед відстійників для очищення газоподібних неоднорідних систем широкого поширення набула пилоосаджувальна камера, яка представляє собою корпус у вигляді паралелепіпеда з розташованим у ньому пакетом паралельних горизонтальних або трохи похилих полиць, на яких з газового потоку осаджуються тверді частинки (рис. 2.4).

Пилоосаджувальні камери прості за конструкцією, але громіздкі й мало-ефективні. Зазвичай їх застосовують для попереднього очищення димових газів від частинок розміром 10 мкм і більше. Ступінь очищення газової неоднорідної системи в пилоосаджувальних камерах становить $\eta = 0,4 - 0,7$.

Апарати для очищення газу від завислих частинок називаються *пиловловлявачами*, а система елементів, яка складається з пиловловлявача, розвантажувального пристрою, регулювального обладнання й вентилятора, – *пиловловлявальним пристроєм* (ГОСТ 25199–82).

Пиловловлювач, у якому завислі частинки відділяють від газу під дією механічних сил без застосування рідин, називається сухим механічним пиловловлювачем, а сухий механічний пиловловлювач, у якому тверді завислі частинки відділяються від газового потоку під дією сили тяжіння, – *гравітаційним пиловловлювачем*.

Серед відстійників для очищення рідких неоднорідних систем досить розповсюджений одноярусний гребковий відстійник безперервної дії.

Вихідна суспензія надходить у центральну частину апарата, освітлена рідина видаляється через кільцевий жолоб, а тверда фаза збирається на конічному днищі. Гребок, який обертається з частотою $0,02\text{--}0,50\text{ хв}^{-1}$, розпушує осад і переміщує його до розвантажувального штуцера в центрі днища. Вміст рідини в цій згущеній суспензії становить $35\text{--}55\%$. Діаметр циліндричної частини відстійника досягає 30 м (рис. 2.5).

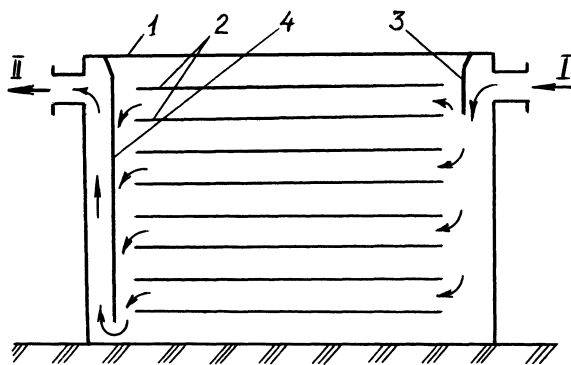


Рис. 2.4. Пилоосаджувальна камера поличного типу: 1 – корпус; 2 – полиці; 3 – відбійник; 4 – вертикальна перегородка; I – вихідний пил; II – очищений газ

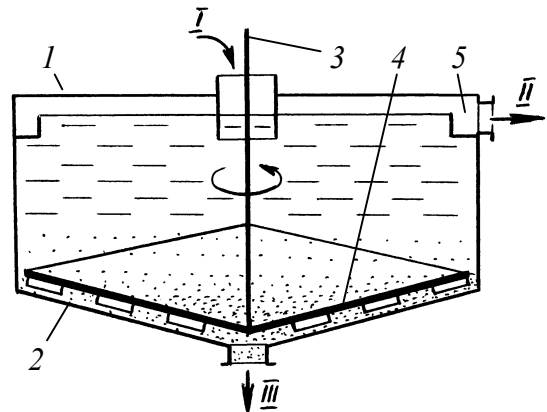


Рис. 2.5. Гребковий відстійник для розділення суспензій: 1 – корпус; 2 – днище; 3 – вертикальний вал; 4 – гребок; 5 – кільцевий жолоб; I – вихідна суспензія; II – освітлена рідина; III – згущена суспензія

Переваги гребкових відстійників: рівномірність густини осаду, можливість регулювання концентрації твердої фази в згущеній суспензії, можливість механізації й повної автоматизації процесу. Недоліки: громіздкість, значний вміст рідини в осаді.

Якщо під час розділення суспензії осаджуються частинки певного діаметра, то більші частинки осядуть обов'язково.

Гравітаційні відстійники для розділення емульсій бувають періодичної й безперервної дії.

Відстійник періодичної дії являє собою циліндричну посудину з конічним днищем, у вершині якої розташовано зливний штуцер. Після розшарування системи на дві рідини її починають випускати крізь зливний штуцер. Оглядове вікно дозволяє помітити проходження поверхні поділу рідин і за до-

помогою кранів після зливного штуцера направити розділені рідини в різні збірники (рис. 2.6).

Відстійник безперервної дії для розділення емульсій складається з корпусу, розділеного всередині двома металевими сітками, між яких надходить розділювана емульсія (рис. 2.7). Після розшарування легка фаза густиною ρ_1 видаляється з апарата крізь верхній штуцер, а важка густиною ρ_2 – крізь нижній. Висоти осей штуцерів від рівня поділу фаз h_1 і h_2 мають відповідати залежності $h_1 \rho_1 = h_2 \rho_2$.

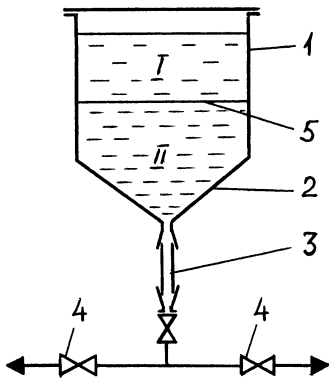


Рис. 2.6. Відстійник періодичної дії для розділення емульсій: 1 – циліндричний корпус; 2 – конічне днище; 3 – оглядове вікно; 4 – зливний штуцер; 5 – крани; 6 – поверхня поділу фаз; I – легка фаза; II – важка фаза

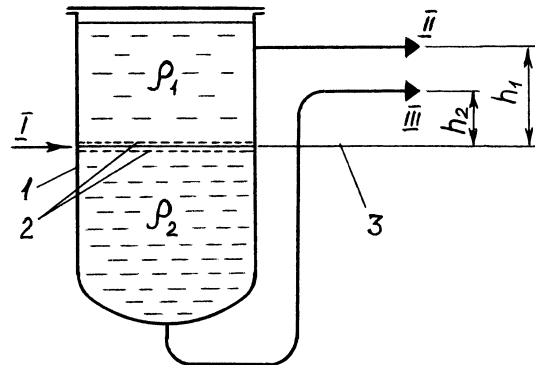


Рис. 2.7. Відстійник безперервної дії для розділення емульсій: 1 – корпус; 2 – металеві сітки; 3 – межа поділу фаз; I – вихідна емульсія; II – легка фаза; III – важка фаза

2.4.1.2. Розділення осадженням під дією інерційних сил. Розділення неоднорідних сумішей (найчастіше газоподібних) також можна здійснювати під дією інерційних сил, які виникають при різких змінах напрямку руху розділюваної системи зазвичай з одночасним зменшенням її швидкості. При поворотах потоку завислі в дисперсійному середовищі дисперсні частинки, намагаючись зберегти напрямок свого руху, видаляються з потоку.

Відстійний газохід – це розширена частина горизонтального газопроводу, споряджена перегородками. Завдяки наявності перегородок газовий потік завихрюється, а інерційні сили, які виникають на поворотах і діють на тверді частинки, сприяють їхньому осадженню (рис. 2.8). Із збірників тверда фаза вивантажується періодично (при цьому залишається можливість продовження безперервного очищення газу; тобто цей сухий інерційний пиловловлювач є комбінованої, або безперервно-періодичної дії).

Досить ефективними є жалюзійні пиловловлювачі. У цих апаратах тверді частинки, ударяючись об поверхню похилих перегородок, які перекривають одна одну, відкидаються до осі корпусу, а очищений газ (приблизно 90 % від

вихідної кількості газу) проходить між перегородками й видаляється з кільцевого простору між перегородками й корпусом апарата (рис. 2.9). Виділені з основного газового потоку тверді частинки надходять у циклон. Після очищення в циклоні газ змішується з основним потоком у газоході за жалюзійним пиловловлювачем, а виділена тверда фаза направляється в розвантажувальний бункер.

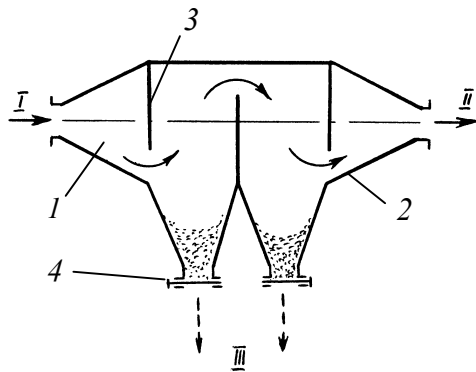


Рис. 2.8. Відстійний газохід:
1 – дифузор; 2 – конфузор;
3 – вертикальна перегородка;
4 – шибер; I – вихідний пил;
II – очищений газ; III – тверда фаза

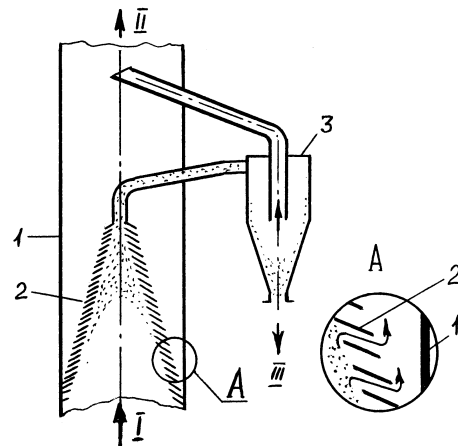


Рис. 2.9. Жалюзійний пиловловлювач:
1 – корпус; 2 – перегородки;
3 – циклон; I – вихідний пил;
II – очищений газ;
III – тверда фаза

Переваги інерційних пиловловлювачів: простота й компактність конструкції, немає рухомих частин. Недоліки: невисокий ступінь очищення газу від дрібних частинок, значний гідравлічний опір, інтенсивне зношування відбійних перегородок.

2.4.1.3. Розділення осадженням під дією відцентрових сил.

Осадження під дією відцентрових сил застосовують для виділення дисперсної фази як з рідких, так і з газових неоднорідних систем (наприклад з пилу, суспензії, емульсії).

Щоб утворити поле відцентрових сил, у техніці використовують два прийоми:

- 1) забезпечують обертання потоку неоднорідної суміші в нерухомому апараті (циклонний процес);
- 2) направляють потік неоднорідної суміші в обертовий апарат, де цей потік за рахунок тертя об стінки апарата також обертається (осаджувальне центрифугування, або відцентрове осадження).

Кінетика осадження. Обертовий рух неоднорідної системи, колова швидкість якої w_R , спричинює відцентрову силу, що діє на частинку дисперсної

фази в напрямку від центра потоку вздовж радіуса та примушує її рухатися зі швидкістю, рівною швидкості осадження w_0 . Отже, частинка під дією потоку неоднорідної системи й відцентрової сили рухається з результируючою швидкістю $w_{рез}$ по траєкторії abc і з часом осаджується на стінці апарата (рис. 2.10).

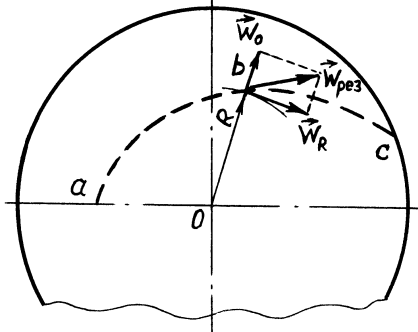


Рис. 2.10. До руху частинки в полі відцентрових сил

На завислу частинку, крім сил тяжіння G , Архімеда A і тертя S , діє відцентрова сила C :

$$C = \frac{m_T w_R^2}{R}, \quad (2.33)$$

де m_T – маса частинки; R – радіус траєкторії частинки.

Відношення відцентрової сили, яка діє на частинку, до ваги частинки (сили тяжіння) або відношення відцентрового прискорення до прискорення вільного падіння називається *фактором розділення* (відцентровим фактором)

$$K_p = \frac{m_T w_R^2 / R}{m_T g} = \frac{w_R^2}{gR} = \frac{\omega^2 R}{g}, \quad (2.34)$$

де ω – кутова швидкість частинки.

Значення K_p для циклонів досягає сотень, а для центрифуг – десятків тисяч, і таким чином рушійна сила процесу осадження у відцентрових апаратах на 2–3 порядки більша, ніж у гравітаційних відстійниках. Завдяки цьому продуктивність циклонів і центрифуг вища, ніж продуктивність відстійників, і в них можна ефективно виділяти з неоднорідної системи дрібні частинки: у циклонах приблизно до 10 мкм, а в центрифугах – до 1 мкм.

Рух частинки у в'язкій рідині під дією відцентрової сили відбувається аналогічно її рухові під дією сили тяжіння, тому диференціальне рівняння руху частинки у в'язкій рідині під дією відцентрової сили має аналогічний вигляд (перший доданок лівої частини рівняння (2.17) помножують на K_p)

$$c_1 l^3 g (\rho_T - \rho_{сф}) K_p - c_2 l^2 \mu_{сф} \frac{\partial w}{\partial n} = c_1 l^3 \rho_T \frac{dw}{d\tau}. \quad (2.35)$$

Перетворюючи це рівняння методами теорії подібності, отримуємо критеріальну залежність вигляду

$$Re = f(\psi, Ar_p), \quad (2.36)$$

де $Ar_p = \frac{g l^3}{v_{сф}^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_{сф}}{\rho_{сф}} \right) K_p$ – модифікований критерій Архімеда для процесу осадження частинки під дією відцентрової сили.

Для визначення швидкості осадження можна скористатися залежностями (2.19)–(2.21), якщо замість критерію Ar користуватися його модифікацією Ar_p .

При ламінарному русі частинки швидкість її осадження становить

$$w_o = \frac{\Psi g d_T^2}{18\mu_{cf}} (\rho_T - \rho_{cf}) K_p = \frac{\Psi d_T^2}{18\mu_{cf}} (\rho_T - \rho_{cf}) \frac{w_R^2}{R} = \frac{\Psi d_T^2}{18\mu_{cf}} (\rho_T - \rho_{cf}) \omega^2 R,$$

тобто при ламінарному русі частинки швидкість її осадження під дією відцентрової сили порівняно зі швидкістю осадження під дією сили тяжіння збільшується в K_p разів.

Для підвищення ефективності розділення неоднорідних систем під дією відцентрових сил необхідно збільшувати фактор розділення K_p . Це можна зробити, збільшуючи швидкість газу w_T ($w_T \approx w_R$) або зменшивши радіус руху частинки R (при цьому в першому випадку зростає гідравлічний опір апарата, а в другому – падає його продуктивність).

Час осадження частинки τ_o з радіуса R_1 до радіуса R_2 під дією відцентрової сили можна визначити із залежності для швидкості осадження $w_o = dR/dt$

$$\tau_o = \int_{R_1}^{R_2} \frac{dR}{w_o}. \quad (2.37)$$

Під час ламінарного руху частинки час її осадження становить

$$\tau_o = \int_{R_1}^{R_2} \frac{dR}{w_o} = \frac{18\mu_{cf}}{\Psi d_T^2 \omega^2 (\rho_T - \rho_{cf})} \int_{R_1}^{R_2} \frac{dr}{R} = \frac{18\mu_p}{\Psi d_T^2 \omega^2 (\rho_T - \rho_{cf})} \ln \frac{R_2}{R_1}. \quad (2.38)$$

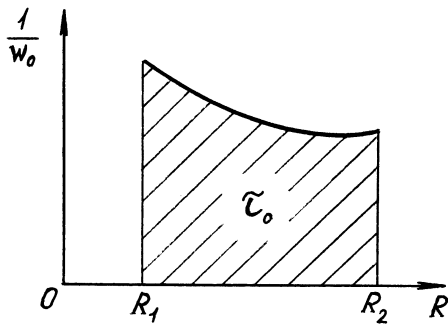


Рис. 2.11. До визначення часу осадження частинки під час перехідного або турбулентного її руху

При перехідному й турбулентному русі частинки час осадження зазвичай знаходять графічним інтегруванням (рис. 2.11).

Для цього:

1) для радіуса R_1 обчислюють добуток ΨAr_p ;

2) за величиною ΨAr_p вибирають залежність $Re = f(\Psi Ar_p)$ і обчислюють Re ;

3) визначають швидкість осадження $w_o = Re \mu_{cf} / (l \rho_{cf})$;

4) обчислюють величину, обернену w_o ,

і на графік наносять точку з координатами $(R_1; 1/w_o)$;

5) розбивши інтервал $[R_1; R_2]$ на ряд значень, аналогічно знаходять відповідні точки для інших значень радіуса R ;

6) з'єднують отримані точки і з урахуванням масштабів осей обчислюють площу криволінійної трапеції, яка відповідає шуканій величині τ_o .

Циклонний процес. Циклонний процес отримав свою назву від одного з видів механічних пиловловлювачів – *циклона* – інерційного пиловловлювача, у якому газ очищується під дією відцентрових сил, які виникають в обортовому потоці газу (аналогічні апарати для розділення рідких неоднорідних сумішей називають *гідроциклонами*).

Найбільшого поширення набули так звані циклони з тангенціальним входом, тобто циклони, у яких вхідний потік рухається по дотичній до кола поперечного перерізу корпусу апарата й перпендикулярно до осі корпусу (рис. 2.12).

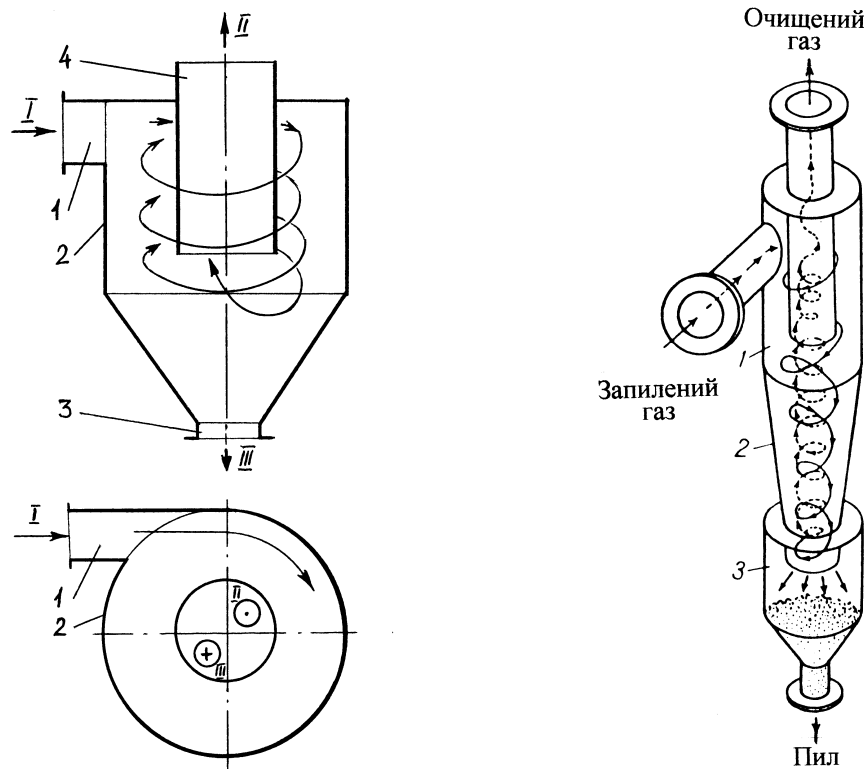


Рис. 2.12. Схема циклона з тангенціальним входом: 1 – корпус; 2 – конічний перехід; 3 – розвантажувальний бункер; 4 – впускний патрубок; 5 – випускна труба; I – вхідний потік; II – очищений потік; III – виділені із суміші частинки дисперсної фази

Швидкість вхідного потоку у впускному патрубку становить 10–40 м/с для газів і 5–25 м/с для рідин.

Завдяки тангенціальному введенню й наявності центральної випускної труби вхідний потік починає обертатися навкруги останньої. Під дією відцентрових сил завислі частинки дисперсної фази відкидаються до внутрішньої стінки корпусу, осаджуються на ній, поступово опускаються в конічне днище й видаляються крізь розвантажувальний отвір. Звільнений (повністю або частково) від дисперсної фази потік досягає нижнього торця випускної труби, швидкість його різко зменшується, а тиск зростає. Завдяки цьому, а також тому, що між кільцевим простором корпусу й порожниною випускної труби утворюється перепад тиску, очищений газовий потік видаляється крізь останню.

Для ефективного розділення неоднорідних систем у циклонах слід підвищувати фактор розділення процесу, чого можна досягти, зменшивши радіус руху дисперсних частинок. При цьому для збереження продуктивності апарата його виконують у вигляді паралельно з'єднаних циклонів малого діаметра (40–250 мм), які являють собою елементи так званого батарейного циклона, або мультициклона (рис. 2.13).

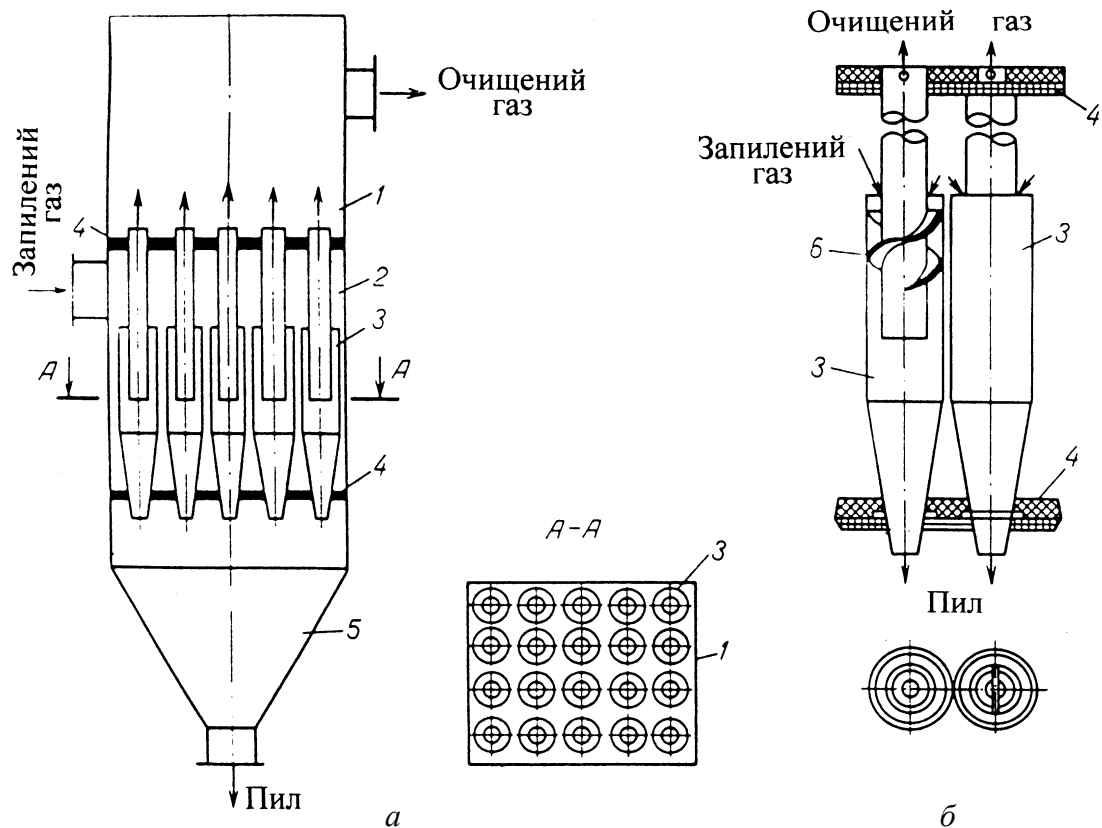


Рис. 2.13. Батарейний циклон (а) і його елементи (б): 1 – корпус; 2 – газорозподільна камера; 3 – корпуси циклонних елементів; 4 – трубні решітки; 5 – бункер для пилу; 6 – лопатеві пристрої для закручування потоку всередині елементів

Ступінь очищення пилу від частинок діаметром 5 мкм становить 30–85 %, діаметром 10 мкм – 70–95 %, а діаметром 20 мкм – 95–99 %. Переваги циклонів: простота конструкції, відсутність рухомих частин, компактність (порівняно з гравітаційними відстійниками); недоліки: значний гідравлічний опір (найчастіше 400–700 Па), невисокий ступінь очищення газів від частинок менше 10 мкм, інтенсивне газообразивне зношування корпуса циклона, чутливість до коливань навантаження по вихідному потоку.

У промисловості використовують циклони таких типів:

1) *осьові* – циклони, у корпусі яких вхідний і вихідний потоки газу (рідини) рухаються вздовж осі циклона (розрізняють прямотечійні (указані потоки рухаються вздовж осі циклона в одному напрямку) і протитечійні циклони);

2) з *тангенціальним входом*;

3) з *гвинтовим входом* – циклони, у яких рух вхідного потоку набуває гвинтового характеру за допомогою тангенціального вхідного патрубка й верхньої кришки з гвинтовою поверхнею (наприклад циклони конструкції НДІОгаз (Науково-дослідного інституту з промислового й санітарного очищення газів);

4) з *спіральним входом* – циклон зі спіралевидним з'єднанням вхідного патрубка з корпусом апарата.

Поверхня осадження циклона становить

$$F_o = V/w_o,$$

де V – об'ємна продуктивність циклона.

Тоді висота циліндричної частини корпусу (поверхні осадження) дорівнює

$$H = \frac{F_o}{2\pi R_o},$$

де R_o – внутрішній радіус циліндричної частини корпусу.

Решту розмірів визначають на підставі рекомендованих значень швидкостей потоку у впускному патрубку, у кільцевому просторі, утвореному корпусом, кришкою й випускною трубою, а також у випускній трубі.

Осаджувальне центрифугування. Неоднорідні системи під дією відцентрових сил розділяють також у *центрифугах* – апаратах з ротором (барабаном), який швидко обертається навколо своєї осі.

Зазвичай центрифугуванням розділяють рідкі неоднорідні системи (хоч застосовують і швидкообертові газові центрифуги для розділення ізотопів важких металів, наприклад урану).

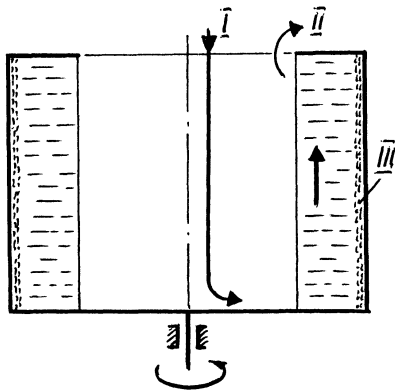


Рис. 2.14. Схема осаджувального центрифугування: I – вихідна суміш; II – фугат; III – осад

Ротор осаджувальної центрифуги виготовляють суцільним. Осадження твердої фази при розділенні суспензій або рідини більшої густини при розділенні емульсій відбувається на внутрішній поверхні ротора центрифуги (рис. 2.14).

Під час центрифугування в барабані центрифуги за рахунок сил тертя об внутрішню стінку барабана суспензія набуває обертового руху. З достатнім ступенем точності можна вважати, що кутова швидкість обертової суміші дорівнює кутовій швидкості обертання ротора. Під дією відцентрової сили спочатку осаджуються важкі (крупні) частинки, а потім легкі (дрібні), за якими розташовується шар освітленої рідини, яка при подальшій подачі вихідної суспензії переливається через пруг кільцевої кришки та у вигляді фугату видаляється з барабана. Осад залишається на стінках ротора (у центрифугах з

періодичним вивантаженням осаду). При подальшому обертанні ротора осад стискається, тобто зменшується його пористість (відношення сумарного об'єму пор до всього об'єму осаду).

Ефективність розділення неоднорідних сумішей в осаджувальній центрифугі залежить від фактора розділення $K_p = \omega^2 R/g$. З ростом K_p збільшується й один з найголовніших показників осаджувальної центрифуги – *теоретичний індекс продуктивності* (величина, що чисельно дорівнює добутку площі поверхні осаджувальної частини ротора на фактор розділення)

$$\Sigma_T = F_o K_p. \quad (2.39)$$

Оскільки максимального значення K_p набуває на внутрішній поверхні ротора, а його радіус є величиною сталою, то фактор розділення збільшують за рахунок кутової швидкості обертання ротора.

Досить просте регулювання значення K_p за рахунок частоти обертання ротора є безумовною перевагою центрифуг порівняно з циклонами.

Визначимо *форму поверхні рідини* в обертовому роторі центрифуги. Для цього виділимо на поверхні рідини, що знаходиться в обертовому роторі центрифуги, елемент маси dm , який розташований на відстані R від осі ротора (рис. 2.15; при цьому задачу розглядаємо на площині).

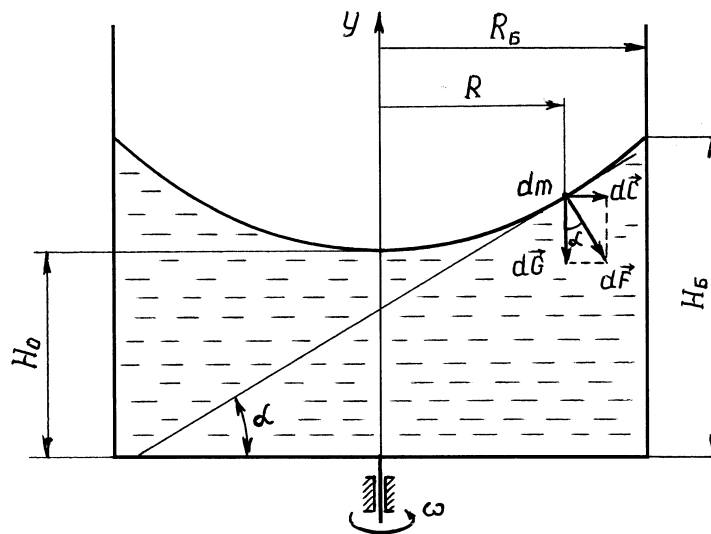


Рис. 2.15. До визначення форми поверхні рідини в обертовому роторі центрифуги

Векторна сума відцентрової сили $d\vec{C}$ і сили тяжіння $d\vec{G}$, які діють на елемент масою dm , дорівнює рівнодійній силі $d\vec{F}$, спрямованій перпендикулярно дотичній до поверхні рідини в точці dm .

Тангенс кута нахилу вказаної дотичної становить:

- з трикутника сил $\operatorname{tg} \alpha = dC/dG = dm \omega^2 R / (dm g) = \omega^2 R/g$;
- з геометричного погляду $\operatorname{tg} \alpha = dy/dR$.

Тоді

$$\left(\frac{dy}{dR} = \frac{\omega^2 R}{g} \right) \Rightarrow \left(dy = \frac{\omega^2 R}{g} dR \right) \Rightarrow y = \frac{\omega^2 R^2}{2g} + C_0,$$

де C_0 – стала інтегрування.

Для $R = 0$ виконується умова $y = H_0$, отже $H_0 = \frac{\omega^2 \cdot 0}{2g} + C_0$ і $C_0 = H_0$.

Остаточно

$$y = \frac{\omega^2 R^2}{2g} + H_0. \quad (2.40)$$

Повертаючись до просторової задачі, можна зробити висновок, що поверхня рідини в обертовому роторі центрифуги має форму параболоїда обертання.

Можливі варіанти форми рідини в обертовому роторі наведено на рис. 2.16.

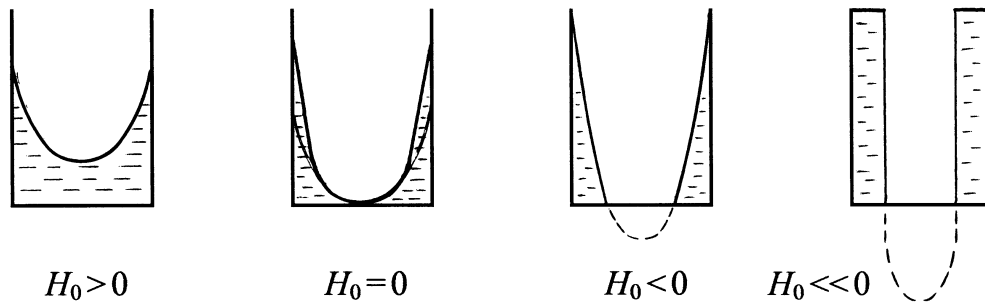


Рис. 2.16. Можливі варіанти форми поверхні рідини в обертовому роторі

Розглянемо випадок, коли $H_0 = 0$.

Нехай $\omega = 104,7 \text{ с}^{-1}$ ($n = 1000 \text{ хв}^{-1}$), $R_B = 0,5 \text{ м}$, тоді висота рідини в барабані $H_B = \omega^2 R^2 / (2g) + H_0 = 104,7^2 \cdot 0,5^2 / (2 \cdot 9,81) + 0 \approx 140 \text{ м}$, тобто з ротора без кришки рідину було б майже миттєво викинуто, тому для утримання рідини в обертовому роторі зазвичай його днище роблять суцільним, а кришку – кільцевою у вигляді так званого борта. При цьому рідина в роторі здебільшого набуває форми кільцевого циліндра.

Робочий об'єм ротора центрифуги $V_{\text{рот}}$ визначають як максимальний об'єм рідини, яка може перебувати в обертовому роторі (рис. 2.17). Часто його визначають через ступінь заповнення ротора

$$\varphi = V_{\text{рот}} / V_B, \quad (2.41)$$

де V_B – загальний об'єм ротора.

Зазвичай за робочих умов $\varphi = 0,5$. Тоді $V_{\text{рот}} = 0,5 V_B = 0,5 \pi R_B^2 H_B$. З іншого боку $V_{\text{рот}} = \pi H_B (R_B^2 - r^2)$.

Зрівнявши праві частини цих залежностей, отримуємо, що радіус внутрішньої поверхні обертового кільцевого циліндра рідини становить $r \approx 0,71R_B$, а середній радіус цього циліндра:

$$R_m = (R_B + r)/2 = (R_B + 0,71R_B)/2 = 0,85R_B.$$

Швидкість і час осадження частинок дисперсної фази визначають згідно з розділом «Кінетика осадження» п. 2.4.1.3.

Під час ламінарного руху частинки час її осадження становить

$$\tau_o = \frac{18\mu_{\text{сф}}}{\psi d_T^2 \omega^2 (\rho_T - \rho_{\text{сф}})} \ln \frac{R_B}{r}, \quad (2.42)$$

а при перехідному й турбулентному – час осадження визначають обчисленням інтеграла

$$\tau_o = \int_r^{R_B} \frac{dr}{w_o}. \quad (2.43)$$

Визначимо *продуктивність* осаджувальної центрифуги. Витрата фугату V у центрифугі становить (рис. 2.18)

$$V = F_{\text{рк}} w_{\text{рк}},$$

де $F_{\text{рк}}$ – площа рідинного кільця, що безперервно рухається від дна ротора до кільцевої кришки; $w_{\text{рк}}$ – швидкість руху цього рідинного кільця.

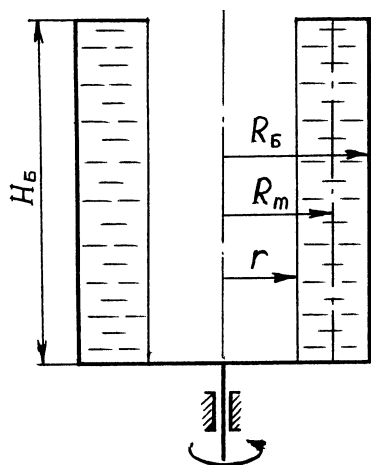


Рис. 2.17. До визначення робочого об'єму ротора

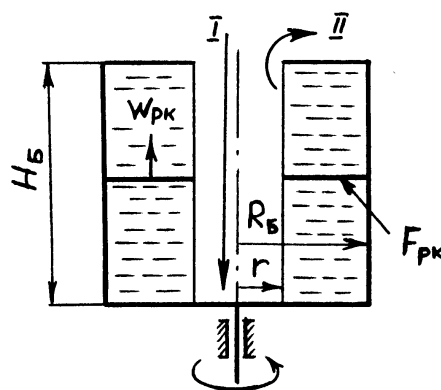


Рис. 2.18. До визначення продуктивності центрифуги: I – вихідна суміш; II – фугат

Нехтуючи товщиною осаду на внутрішній поверхні ротора центрифуги, можна записати

$$V = \pi(R_B^2 - r^2)w_{\text{рк}}.$$

Тоді $w_{рк} = V / \left[\pi (R_B^2 - r^2) \right]$.

Час перебування елемента рідини в роторі τ становить:

$$\tau = H_B / w_{рк} = H_B \pi (R_B^2 - r^2) / V = V_{рот} / V = 0,5V_B / V.$$

Основна умова осадження: $\tau = \tau_o$. Тоді продуктивність центрифуги безперервної дії за фугатом становить ($\text{м}^3/\text{с}$)

$$V = \frac{0,5V_B}{\tau} = \frac{V_B}{2\tau_o}. \quad (2.44)$$

За умови ламінарного осадження частинок указана продуктивність становить

$$V = \frac{\pi \psi d_T^2 H R_B^2 \omega^2 (\rho_T - \rho_{сф})}{36 \mu_{сф} \ln \left(\frac{R_B}{r} \right)}.$$

Для осаджувальних центрифуг періодичної дії продуктивність за фугатом

$$V = \frac{V_B}{2\tau_{цик}}, \quad (2.45)$$

де $\tau_{цик}$ – час циклу

$$\tau_{цик} = \tau_o + \tau_{доп} = \tau_o + \tau_{пуск} + \tau_{зав} + \tau_{гальм} + \tau_{зн}. \quad (2.46)$$

У формулі (2.46) $\tau_{доп}$ – допоміжний час циклу, який складається з часу пуску центрифуги (розкручування ротора) $\tau_{пуск}$, часу завантаження вихідної суміші $\tau_{зав}$, часу гальмування перед зніманням осаду $\tau_{гальм}$ і часу знімання осаду $\tau_{зн}$.

Потужність, яка витрачається приводом ротора центрифуги, поділяють на два види: потужність у пусковий період $N_{пуск}$ і потужність у робочий період $N_{роб}$.

У пусковий період потужність привода витрачається на подолання:

- 1) інерції ротора N_1 ;
- 2) інерції неоднорідної системи (суспензії, емульсії) N_2 ;
- 3) тертя в підшипниках ротора N_3 ;
- 4) тертя ротора об повітря N_4

$$N_{пуск} = N_1 + N_2 + N_3 + N_4. \quad (2.47)$$

У робочий період потужність витрачається лише на подолання тертя в підшипниках ротора N_3 і тертя ротора об повітря N_4

$$N_{роб} = N_3 + N_4. \quad (2.48)$$

При цьому зазвичай: $N_{пуск} \approx 3N_{роб}$.

Визначимо потужність, яка витрачається на подолання інерції ротора N_1 . На відстані R від осі ротора виділимо елементарну масу dm . Робота A_1 , яка витрачається на подолання інерції даної маси, становить

$$dA_1 = \frac{dm w^2}{2} = \frac{dm \omega^2 R^2}{2},$$

де w – лінійна швидкість елементарної маси ротора dm .

Для всього ротора відповідна робота

$$A_1 = \frac{\omega^2}{2} \int_{R_B}^{R_{B_{\text{зовн}}}} R^2 dm = \frac{\omega^2}{2} I_B,$$

де $R_{B_{\text{зовн}}}$ – радіус зовнішньої поверхні ротора; I_B – момент інерції ротора.

Ураховуючи, що $I_B = M_B R_B^2$, маємо

$$A_1 = \frac{M_B R_B^2 \omega^2}{2} = \frac{M_B w_B^2}{2},$$

де M_B – маса ротора; w_B – лінійна швидкість внутрішньої поверхні ротора.

Остаточно потужність N_1 становить

$$N_1 = \frac{A_1}{\tau_{\text{пуск}}} = \frac{M_B w_B^2}{2 \tau_{\text{пуск}}}. \quad (2.49)$$

Визначимо потужність, яка витрачається на подолання інерції неоднорідної системи N_2 . За аналогією з роботою A_1 робота A_2 , яка витрачається на подолання інерції неоднорідної системи, становить

$$A_2 = \frac{\omega^2}{2} I_{\text{нс}},$$

де $I_{\text{нс}}$ – момент інерції неоднорідної системи в роторі центрифуги.

$$\begin{aligned} A_2 &= \frac{\omega^2}{2} \int_r^{R_B} R^2 dm = \frac{\omega^2}{2} \int_r^{R_B} R^2 (\rho_{\text{нс}} dV) = \frac{\omega^2}{2} \int_r^{R_B} R^2 \rho_{\text{нс}} H 2\pi R dR = \\ &= \pi H \omega^2 \rho_{\text{нс}} \int_r^{R_B} R^3 dR = \frac{\pi H \omega^2 \rho_{\text{нс}}}{4} (R_3^4 - r^4), \end{aligned}$$

де $\rho_{\text{нс}}$ – густина неоднорідної системи; dV – елементарний об'єм неоднорідної системи у формі кільцевого циліндра висотою H , внутрішнім радіусом R і товщиною стінки dR .

Беручи до уваги, що $r = 0,71R_B$, $\pi H R_B^2 = V_B$ і $\omega = w_B / R_B$, отримуємо

$$A_2 = 0,186 \rho_{\text{НС}} V_{\text{Б}} w_{\text{Б}}^2.$$

Остаточна потужність N_2 становить:

$$N_2 = \frac{A_2}{\tau_{\text{зав}}} = \frac{0,186 \rho_{\text{НС}} V_{\text{Б}} w_{\text{Б}}^2}{\tau_{\text{зав}}}. \quad (2.50)$$

Потужність, яка витрачається на подолання тертя в підшипниках ротора N_3

$$N_3 = g M_{\Sigma} f w_{\text{ш}}, \quad (2.51)$$

де M_{Σ} – маса ротора разом з неоднорідною системою; f – коефіцієнт тертя в підшипниках вала; $w_{\text{ш}}$ – лінійна швидкість шийки вала ротора.

Потужність, яка витрачається на подолання тертя ротора об повітря N_4

$$N_4 = 0,0171 H R_{\text{Б}} w_{\text{Б}}^3. \quad (2.52)$$

Потужність привода ротора розраховують, виходячи з пускової потужності з урахуванням коефіцієнта корисної дії привода.

Осаджувальні центрифуги поділяються:

- 1) за періодичністю процесу розділення: періодичної дії й безперервної дії;
- 2) за розташуванням осі ротора у просторі: вертикальні й горизонтальні;
- 3) за фактором розділення: звичайні ($K_p \leq 3500$) і суперцентрифуги, або

надцентрифуги ($K_p > 3500$).

Крім того, за способом вивантаження осаду центрифуги періодичної й комбінованої (за осадом) дії бувають з ручним вивантаженням, з вивантаженням за допомогою ножів і відцентровим вивантаженням.

Дуже ефективною для розділення суспензій є осаджувальна шнекова центрифуга (горизонтальна осаджувальна центрифуга безперервної дії зі шнековим вивантаженням осаду, рис. 2.19).

Вихідна суспензія крізь перфоровану ділянку порожнистого вала надходить у ротор. За рахунок різниці частот обертання ротора $n_{\text{Б}}$ і шнека $n_{\text{ш}}$ (шнек обертається трохи повільніше, ніж ротор) тверда фаза безперервно транспортується до вершини конусного ротора, а фугат переливається через пруг кільцевої основи ротора, після чого осад і фугат видаляються крізь відповідні патрубки.

Переваги цієї центрифуги – велика продуктивність, придатність для розділення суспензій з високою концентрацією дисперсної фази в суспензії, можливість класифікації твердої дисперсної фази. Недолік – можливість переподрібнення кристалічного осаду за рахунок різання кристалів транспортувальним шнеком.

Вологість осаду після осаджувальних центрифуг досягає 70 %.

Осаджувальні центрифуги для розділення емульсій часто називають *сепараторами*.

У промисловості широко використовують одно- та багатокамерні, а також тарілчасті сепаратори. Зазвичай їх виготовляють вертикальними.

В однокамерний сепаратор вихідна емульсія надходить крізь порожнистий вал (рис. 2.20). Під дією відцентрових сил емульсія розширюється: важка фаза збирається біля внутрішньої поверхні ротора, а легка – ближче до вала ротора. Конічна перегородка розділяє утворені шари рідин і полегшує видавлення їх з ротора.

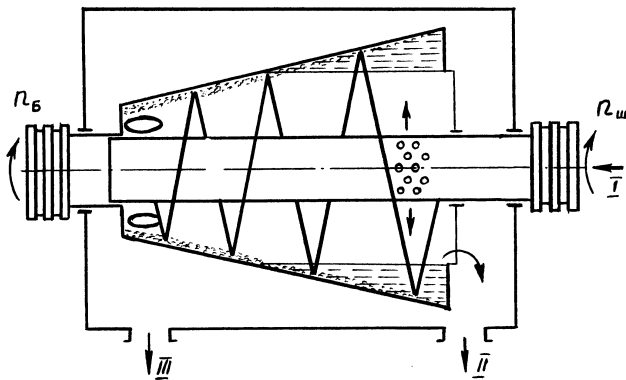


Рис. 2. 19. Осаджувальна шнекова центрифуга: 1 – ротор; 2 – порожнистий вал; 3 – шнек; 4 – кожух; I – вихідна суспензія; II – фугат; III – осад

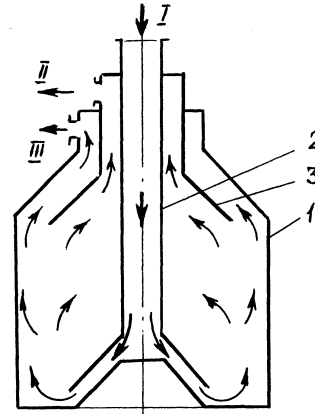


Рис. 2.20. Однокамерний сепаратор: 1 – ротор; 2 – порожнистий вал; 3 – конічна перегородка; I – вихідна емульсія; II – легка фаза; III – важка фаза

2.4.1.4. Розділення осадженням під дією сил електричного поля. Осадження дисперсної фази з газових неоднорідних систем під дією сил електричного поля ґрунтується на дії джерела іонізації на газовий потік, у результаті чого завислі в газі частинки дисперсної фази набувають електричного заряду.

Газ іонізують двома способами:

- 1) самостійно, при достатньо високій різниці потенціалів між електродами;
- 2) несамостійно – у результаті дії випромінювання радіоактивних речовин, рентгенівського проміння та ін.

У техніці газоочищення використовують самостійну іонізацію.

Газовий потік направляють усередину трубчастих електродів (або між пластинчастими електродами), які заземлюються (рис. 2.21). Уздовж осей трубчастих електродів або між пластинчастими електродами натягають дроти або стрижні, які є катодами (негативними електродами).

Якщо на електроди подають певну різницю потенціалів, навкруги електрода з меншою поверхнею, тобто катода, газ іонізується: він починає світитися (утворюється так звана «корона», відповідно електрод – катод називається коронувальним).

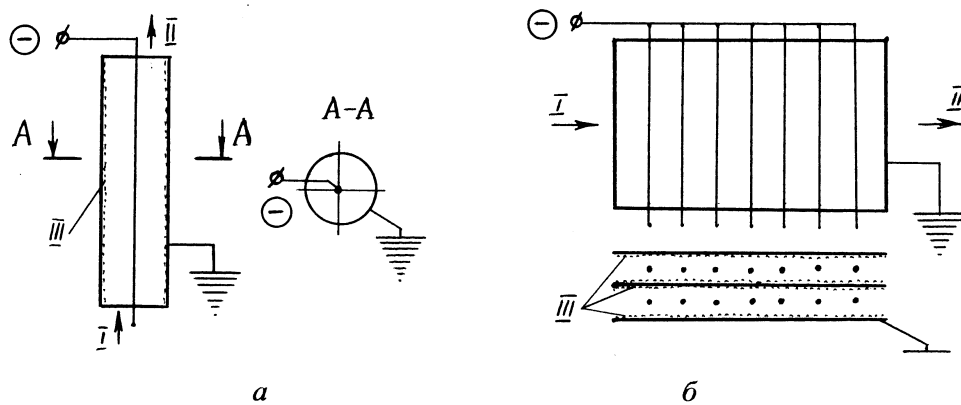


Рис. 2.21. Схеми розташування електродів при електрофільтруванні: *а* – трубчастий анод; *б* – пластинчастий анод; I – вихідний потік; II – очищений газ; III – осаджені частинки

Під час іонізації утворюються як негативні частинки (електрони та іони), так і позитивні (іони), при цьому негативних значно більше. Негативні частинки рухаються до протилежно зарядженого електрода (анода) і на своєму шляху заряджають завислі в газі частинки. Останні, набувши негативного заряду, під дією сил електричного поля переміщуються до анода. Зіткнувшись з останнім, частинки віддають свій заряд і осаджуються на електроді (відповідно анод називається осаджувальним електродом).

При цьому частинкам малих розмірів можна надати значного електричного заряду й завдяки цьому осадити такі дрібні частинки, які неможливо осадити під дією сили тяжіння або відцентрових сил.

Для стійкої іонізації газу відношення поверхонь анода й катода має бути не меншим 2,72. Відстань між поверхнями анода й катода становить зазвичай від 0,1 до 0,2 м. Діаметр катода при очищенні неагресивних газів дорівнює 1–2 мм, а агресивних – 2–4 мм. Густина струму: для пластинчастих анодів 0,15–0,35 мА/м, а для трубчастих – 0,35–0,55 мА/м. Різниця потенціалів між електродами – 400–600 кВ/м. Витрати енергії в електрофільтрах зазвичай становлять 0,78–1,08 МДж (0,2–0,3 кВт·год) на 1000 м³ газу.

Кінетика осадження. Ефективність газоочищення в електрофільтрі визначається багатьма факторами: властивостями газу (хімічний склад, температура, тиск, вологість), властивостями завислих частинок (розмір, форма, хімічний склад, електричні властивості, дисперсність), концентрацією дисперсної фази, швидкістю газового потоку, параметрами електрофільтра та ін.

Теоретичне врахування цих факторів майже неможливе, тому ефективність газоочищення найчастіше визначають експериментально. В окремих випадках, коли можливо точно визначити швидкість осадження частинок w_0 , ступінь очищення газу в електрофільтрі можна обчислити за формулою:

$$\eta = (1 - \exp(-w_0 f)), \quad (2.53)$$

де f – відношення площі осаджувальних електродів до об'ємної витрати газу.

На заряджену частинку дисперсної фази електричне поле діє з силою

$$F = E_R e_0 n,$$

де E_R – напруженість електричного поля на відстані R від осі коронувального електрода; e_0 – величина елементарного заряду ($e_0 \approx 1,6 \cdot 10^{-19}$ Кл); n – кількість зарядів, які отримала частинка.

Сила опору рухові частинки під час її осадження з боку газової фази

$$S = 3\pi w_0 d \mu_T,$$

де μ_T – динамічна в'язкість газу.

При ламінарному режимі осадження $F = S$, звідки швидкість осадження

$$w_0 = (E_R e_0 n) / (3\pi d \mu_T). \quad (2.54)$$

Швидкість осадження частинок зазвичай становить сантиметри або десятки сантиметрів за секунду.

Оскільки $w_0 = f(R)$, то загальний час осадження визначають з формули

$$\tau_0 = \int_0^{R_c} \frac{dr}{w_0}, \quad (2.55)$$

де R_c – відстань між коронувальним і осаджувальним електродами.

Конструкції електрофільтрів. *Сухим електрофільтром* називають пиловловлювач, у якому виділення завислих частинок з газу відбувається під дією електричних сил шляхом надання завислим частинкам електричного заряду в полі коронного розряду з наступним осадженням заряджених частинок під дією електричного поля на поверхні електрода (ГОСТ 25199–82). При цьому осаджувальні й коронувальні електроди не зрошують рідиною.

Мокрим електрофільтром називають пиловловлювач, у якому виділення завислих частинок з газу відбувається шляхом надання їм електричного заряду в полі коронного розряду з наступним осадженням заряджених частинок під дією електричного поля на поверхні електрода. При цьому осаджувальні й коронувальні електроди зрошують рідиною.

Трубчастим називається електрофільтр, у якому осаджувальні електроди являють собою труби, розміщені в спільному корпусі, а коронувальні електроди розташовані по осях труб (рис. 2.22,а).

Пластинчастим називається електрофільтр, у якому осаджувальні електроди являють собою пластини, розташовані паралельно одна одній, а коронувальні електроди розташовані вертикально між пластинами (рис. 2.22,б).

Через певні інтервали часу струшувальний пристрій (ударної або вібраційної дії) очищує електроди від осаджених частинок. Подачу газу в електрофільтр у цей момент припиняють.

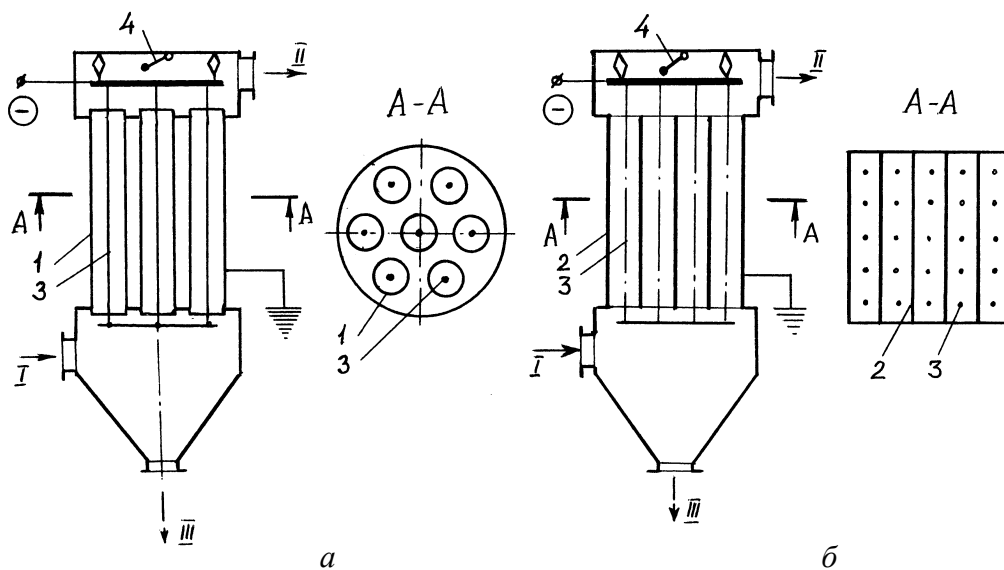


Рис. 2.22. Трубчастий (а) і пластинчастий (б) електрофільтри: 1 – осаджувальний трубчастий електрод; 2 – осаджувальний пластинчастий електрод; 3 – коронувальний електрод; 4 – струшувальний пристрій; I – вихідна суміш; II – очищений газ; III – виділені із суміші частинки дисперсної фази

2.4.2. Розділення рідких і газових неоднорідних систем фільтруванням

2.4.2.1. Загальні положення. Фільтруванням (від лат. *filtrum* – по-всть) називається процес довільного чи примусового проходження рідини або газу крізь пористе середовище, яке супроводжується виділенням завислих частинок твердої фази цим середовищем (ДСТУ 2432–94). Апарати для розділення рідких і газових неоднорідних систем фільтруванням називаються *фільтрами*.

Рушійною силою фільтрування є перепад тиску по обидва боки пористого середовища, який іноді утворюється відцентровими силами у фільтрувальній центрифугі. Таким чином, розрізняють безпосередньо фільтрування й відцентрове фільтрування. При довільному же проходженні рідини чи газу крізь пористе середовище рушійною силою є гідростатичний тиск розділюваної неоднорідної системи.

Фільтрування застосовують при поганому осадженні дисперсної фази ($\rho_T \approx \rho_{сф}$), якщо треба більш повно розділити неоднорідну систему та одержати осад з мінімальним вмістом рідкої фази.

Фільтрування виконують за допомогою *фільтрувальної перегородки* – поверхні з отворами або щілинними проходами чи перегородки з пористого матеріалу, яка пропускає дисперсійне середовище під час розділення неоднорідних систем на фільтрах і фільтрувальних центрифугах. Фільтрувальні перегородки бувають стисливими (які стискаються під час фільтрування) і нестисливими (які під час фільтрування не стискаються). У першому випадку, коли збільшується перепад тиску, їхні пори деформуються.

Під час розділення суспензій утворюється *осад* – сукупність твердих частинок із заповненими рідиною порами. Осади, як і фільтрувальні перегородки, можуть бути стисливими й нестисливими (у першому випадку, коли перепад тиску збільшується, пористість осаду зменшується, а опір потоку рідини збільшується). Рідина, яка пройшла крізь фільтрувальну перегородку, називається *фільтратом*.

Процес фільтрування характеризується *коефіцієнтом фільтрування*, тобто відношенням кількості частинок, які більші від певного розміру та знаходяться у вихідній неоднорідній системі, до кількості частинок того самого розміру у фільтраті.

Іноді під час фільтрування застосовують *допоміжну фільтрувальну речовину* – тонкозернистий чи тонковолокнистий матеріал, який затримує тверді частинки і є проникним для рідкої дисперсної фази. Його наносять на фільтрувальну перегородку за допомогою попереднього фільтрування або додають до суспензії в процесі фільтрування, щоб змінити структуру й властивості утворюваного осаду.

Об'єм фільтрату, одержаного з одиниці поверхні фільтра за одиницю часу, називається *середньою швидкістю фільтрування*

$$w_{\phi m} = \frac{V}{F \tau}, \quad (2.56)$$

а швидкість фільтрування в певний момент часу називається *миттєвою швидкістю фільтрування* (далі – просто швидкістю фільтрування)

$$w_{\phi} = \frac{dV}{F d\tau}. \quad (2.57)$$

Для фільтрів періодичної дії також характерна *середня швидкість фільтрування за цикл*, тобто відношення об'єму фільтрату, одержаного з одиниці поверхні фільтрування, до часу всього робочого циклу.

Швидкість фільтрування залежить від перепаду тиску на фільтрувальній перегородці, товщини шару осаду, структури і властивостей фільтрувальної перегородки та осаду (стисливі чи нестисливі), температури неоднорідної системи (зі збільшенням температури в'язкість дисперсного середовища знижується і швидкість фільтрування зростає), фракційного складу дисперсної фази (за наявності полідисперсного осаду швидкість фільтрування знижується).

Після процесу фільтрування (якщо дисперсійним середовищем вихідної суспензії не була вода) зазвичай роблять *промивання осаду*, тобто заміщення рідини, яка заповнює пори осаду, промивною рідиною. При промиванні треба виконувати умову

$$w_{\text{пр} m} = w_{\phi m} (\mu_{\text{пр}} / \mu_{\text{сф}}). \quad (2.58)$$

де $w_{пр\ m}$ – середня швидкість промивання; $w_{ф\ m}$ – середня швидкість фільтрування; $\mu_{пр}$ і $\mu_{сф}$ – динамічні в'язкості промивної рідини й фільтрату (суцільної фази, або дисперсійного середовища при фільтруванні) відповідно.

Після промивання або фільтрування найчастіше відбувається *зневоднення осаду на фільтрі*, тобто зменшення кількості рідини, яка залишається в осаді після промивання або фільтрування, шляхом витіснення її з пор осаду. Іноді це роблять механічним стисненням осаду на фільтрі (так званим механічним віджиманням).

2.4.2.2. Диференціальне рівняння фільтрування. Розглянемо рух рідини крізь канал, утворений порами осаду (тобто порожнинами між частинками твердої фази). Для цього виділимо в потоці рідини елементарний паралелепіпед з ребрами dx , dy , dz . На цей елемент рідини діють три сили: сила тяжіння dG , сила тиску dP і сила тертя dS (рис. 2.23).

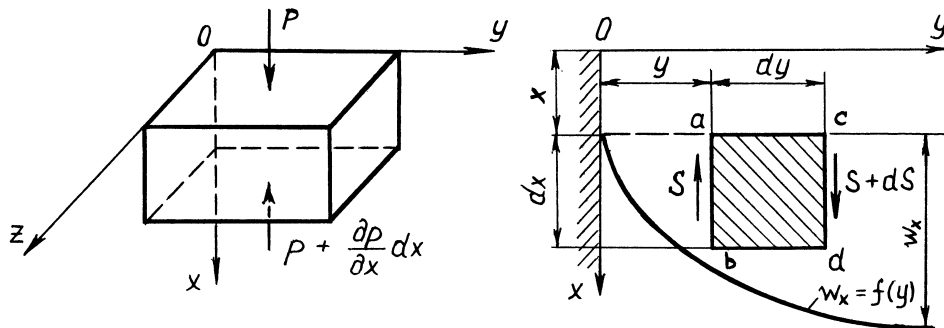


Рис. 2.23. До виведення диференціального рівняння фільтрування

Сила тяжіння становить $dG = g dm_{сф} = g \rho_{сф} dV_{сф} = g \rho_{сф} dx dy dz$.

Тепер визначимо результуючу сил тиску.

На верхню грань елемента діє сила тиску $P_x = p dy dz$, а на нижню – сила тиску $P_{x+dx} = \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx \right) dy dz$. Результуюча сил тиску становить:

$$dP = P_x - P_{x+dx} = p dy dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx \right) dy dz = -\frac{\partial p}{\partial x} dx dy dz.$$

Силу тертя виразимо з припущення про плоско-паралельний рух потоку (див. рис. 2.23). У цьому випадку швидкість w_x елемента рідини змінюється тільки вздовж осі y , тому сили тертя виникають тільки на бокових гранях елемента ab і cd . Поблизу грані ab швидкість рідини менша, ніж швидкість самого елемента, тому сила тертя направлена проти його руху, а поблизу грані cd – навпаки.

Сила тертя на лівій грані (ab): $S_y = s dx dz$, де s – питома сила тертя, віднесена до одиниці поверхні, а на правій (cd) – $S_{y+dy} = \left(s + \frac{\partial s}{\partial y} dy \right) dx dz$.

Результуюча сил тертя становить:

$$dS = -S_y + S_{y+dy} = -s dx dz + \left(s + \frac{\partial s}{\partial y} dy \right) dx dz = \frac{\partial s}{\partial y} dx dy dz .$$

Згідно із законом внутрішнього тертя Ньютона $s = \mu_{\text{сф}} \frac{\partial w_x}{\partial y}$, тому остаточно

$$dS = \frac{\partial \left(\mu_{\text{сф}} \frac{\partial w_x}{\partial y} \right)}{\partial y} dx dy dz = \mu_{\text{сф}} \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} dx dy dz .$$

На підставі другого закону механіки (рівнодійна сил дорівнює добутку маси елемента $dm_{\text{сф}}$ на його прискорення $\partial w_x / \partial \tau$) можна записати

$$g \rho_{\text{сф}} dx dy dz - \frac{\partial p}{\partial x} dx dy dz + \mu_{\text{сф}} \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} dx dy dz = \rho_{\text{сф}} \frac{\partial w_x}{\partial \tau} dx dy dz$$

або остаточно

$$\rho_{\text{сф}} g - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu_{\text{сф}} \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} = \rho_{\text{сф}} \frac{\partial w_x}{\partial \tau} . \quad (2.59)$$

Залежність (2.59) – це диференціальне рівняння одновимірного усталеного руху нестисливої в'язкої рідини в каналах шару зернистого матеріалу.

2.4.2.3. Кінетичне рівняння фільтрування крізь шар зернистого матеріалу. Отримане диференціальне рівняння (2.59) методами теорії подібності можна привести до безрозмірного вигляду. Для цього поділимо всі члени рівняння на його праву частину

$$\frac{g d\tau}{\partial w_x} - \frac{\partial p}{\partial x} \frac{\partial \tau}{\rho_{\text{сф}} \partial w_x} + \mu_{\text{сф}} \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} \frac{\partial \tau}{\rho_{\text{сф}} \partial w_x} = 1 .$$

З кожного доданку лівої частини цього рівняння (вони безрозмірні), можна отримати критерії подібності (для цього викреслимо символи диференціювання й замінимо орієнтовані у просторі розміри x і y на неорієнтований розмір l):

$$g \frac{\tau}{w} = \frac{g l}{w w} = \frac{gl}{w^2} = \frac{1}{Fr^2} ;$$

$$\frac{\Delta p}{l} \frac{\tau}{\rho_{\text{сф}} w} = \frac{\Delta p}{l} \frac{l}{\rho_{\text{сф}} w^2} = \frac{\Delta p}{\rho_{\text{сф}} w^2} = Eu ;$$

$$\frac{\mu_{\text{сф}} w}{l^2} \frac{\tau}{\rho_{\text{сф}} w} = \frac{\mu_{\text{сф}}}{l^2} \frac{l}{\rho_{\text{сф}} w} = \frac{\mu_{\text{сф}}}{wl \rho_{\text{сф}}} = \frac{1}{Re} .$$

Під час фільтрування вплив сил тяжіння на процес порівняно із силами тиску і тертя незначний, тому критерій Фруда в рівнянні подібності, яке описує рух потоку рідини, не вводимо.

Крім того, у рівняння подібності вводять симплекс геометричного розміру $h_{oc}/d_{екв}$, де h_{oc} – товщина шару осаду на фільтрувальній перегородці, $d_{екв}$ – еквівалентний діаметр каналу.

Остаточно рівняння подібності, яке описує рух потоку рідини в порах осаду, набуває такого загального вигляду

$$Eu = c Re^n (h_{oc}/d_{екв})^m,$$

де c, n, m – сталі, які визначають експериментально.

Для ламінарної течії рідини в каналі, утвореному порами шару зернистого матеріалу ($Re \leq 35$), рівняння має вигляд

$$Eu = \frac{110}{Re} \frac{h_{oc}}{d_{екв}}, \quad (2.60)$$

а для турбулентної ($70 < Re \leq 7000$)

$$Eu = \frac{5,8}{Re^{0,25}} \frac{h_{oc}}{d_{екв}}. \quad (2.61)$$

У цих рівняннях як визначальний розмір прийнято еквівалентний діаметр каналів у шарі зернистого матеріалу, а швидкість потоку w віднесено до вільного перерізу цих каналів шару (до суми перерізів усіх каналів).

Для шару зернистого матеріалу

$$d_{екв} = \frac{4f}{\Pi} = \frac{4\varepsilon}{\sigma}, \quad (2.62)$$

де f – площа поперечного перерізу каналу; Π – повний змочений периметр каналу; ε – порозність осаду (відношення сумарного об'єму пор до всього об'єму осаду); σ – питома поверхня частинок твердої фази (відношення поверхні частинок до об'єму, який вони займають).

Якщо в 1 м^3 шару зернистого матеріалу містяться n зерен кожне об'ємом V_T і площею поверхні F_T , то можна записати $V_T = (1-\varepsilon)/n$ і $F_T = \sigma/n$, а отже $\sigma/F_T = (1-\varepsilon)/V_T$, звідки $\sigma = (1-\varepsilon)F_T/V_T$. Тоді для шару зерен сферичної форми

$$d_{екв} = \frac{4\varepsilon}{\sigma} = \frac{4\varepsilon}{(1-\varepsilon)F_T} V_T = \frac{4\varepsilon}{(1-\varepsilon)} \frac{\pi d_T^3/6}{\pi d_T^2} = \frac{2}{3} \left(\frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} \right) d_T,$$

а для зерна будь-якої форми

$$d_{екв} = \Phi \left(\frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} \right) d_T, \quad (2.63)$$

де $\Phi = 2/3\psi$ – коефіцієнт, який враховує форму зерен, що утворюють шар осаду.

Розпишемо рівняння (2.60) для ламінарного руху рідини

$$\frac{\Delta p}{\rho_{\text{сф}} w^2} = \frac{110 \mu_{\text{сф}} h_{\text{ос}}}{w d_{\text{екв}} \rho_{\text{сф}} d_{\text{екв}}}.$$

Звідки швидкість суцільної фази в каналах шару зернистого матеріалу w становитиме:

$$w = \frac{\Delta p d_{\text{екв}}^2}{110 \mu_{\text{сф}} h_{\text{ос}}} = \frac{\Delta p d_{\text{Т}}^2 \Phi^2 \varepsilon^2}{\mu_{\text{сф}} h_{\text{ос}} 110 (1-\varepsilon)^2}.$$

Замість швидкості суцільної фази в каналах шару зернистого матеріалу w введемо приведену (фіктивну) швидкість $w_{\text{ф}}$, віднесена до площі фільтрувальної перегородки ($w_{\text{ф}} = \varepsilon w$), тоді

$$w_{\text{ф}} = \varepsilon \frac{\Delta p d_{\text{екв}}^2}{110 \mu_{\text{сф}} h_{\text{ос}}} = \frac{\Delta p d_{\text{Т}}^2 \Phi^2 \varepsilon^3}{\mu_{\text{сф}} h_{\text{ос}} 110 (1-\varepsilon)^2}.$$

Це рівняння називається рівнянням швидкості фільтрування. З нього видно, що швидкість фільтрування прямо пропорційна перепаду тиску під час фільтрування, квадрату розміру твердих частинок осаду та обернено пропорційна в'язкості фільтрату.

Позначивши $r_{\text{ос}} = \frac{110(1-\varepsilon)^2}{d_{\text{Т}}^2 \Phi^2 \varepsilon^3}$, можна записати

$$w_{\text{ф}} = \frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu_{\text{сф}} r_{\text{ос}} h_{\text{ос}}} = \frac{\Delta p}{\mu_{\text{сф}} R_{\text{ос}}},$$

де $r_{\text{ос}}$ – питомий об'ємний опір осаду, тобто опір осаду завтовшки 1 м, м^{-2} ; $R_{\text{ос}}$ – загальний опір осаду завтовшки $h_{\text{ос}}$, м^{-1} .

Отже, питомий об'ємний опір осаду обернено пропорційний квадрату розміру твердих частинок.

Рівняння

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu_{\text{сф}} r_{\text{ос}} h_{\text{ос}}} \quad (2.64)$$

називається кінетичним рівнянням фільтрування крізь шар зернистого матеріалу.

2.4.2.4. Кінетичне рівняння фільтрування. Зазвичай фільтр містить корпус із встановленою в ньому опорною решіткою, на якій розміщено фільтрувальну перегородку. Необхідний перепад тиску під час фільтрування забезпечується створенням або надлишкового тиску з боку неоднорідної системи, або вакууму з боку фільтрату (рис. 2.24).

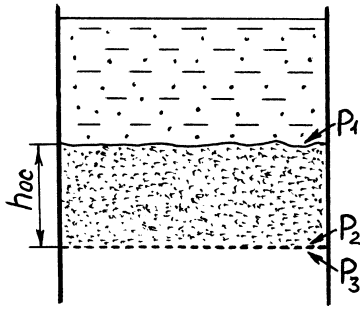


Рис. 2.24. До виведення кінетичного рівняння фільтрування: p_1 – тиск над шаром осаду; p_2 – тиск під шаром осаду (тиск над фільтрувальною перегородкою); p_3 – тиск під фільтрувальною перегородкою

Вважаємо, що під час фільтрування пори фільтрувальної перегородки не забиваються та її опір не змінюється. Процес фільтрування розглядаємо як рух суцільної фази (рідини, газу, пари) крізь шар зернистого матеріалу (осад) і фільтрувальну перегородку. Кінетичні рівняння фільтрування крізь шар зернистого матеріалу та крізь фільтрувальну перегородку мають вигляд:

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{p_1 - p_2}{\mu_{сф} r_{ос} h_{ос}}; \quad \frac{dV}{F d\tau} = \frac{p_2 - p_3}{\mu_{сф} R_{фп}},$$

де $R_{фп}$ – об’ємний опір фільтрувальної перегородки, m^{-1} .

Залишимо у правих частинах рівнянь перепади тисків, після чого складемо обидва рівняння:

$$\frac{dV}{F d\tau} \mu_{сф} r_{ос} h_{ос} = p_1 - p_2; \quad \frac{dV}{F d\tau} \mu_{сф} R_{фп} = p_2 - p_3;$$

$$\frac{dV}{F d\tau} \mu_{сф} (r_{ос} h_{ос} + R_{фп}) = p_1 - p_3;$$

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{p_1 - p_3}{\mu_{сф} (r_{ос} h_{ос} + R_{фп})} \text{ або } \frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu_{сф} (r_{ос} h_{ос} + R_{фп})},$$

де Δp – загальний перепад тиску під час фільтрування.

Під час фільтрування внаслідок проникання в пори фільтрувальної перегородки твердих частинок може дещо збільшуватися $R_{фп}$. Проте це збільшення незначне, так що для інженерних розрахунків можна вважати $R_{фп} = \text{const}$. Величина $R_{ос}$ зі збільшенням товщини осаду $h_{ос}$ змінюється від нуля на початку фільтрування до максимального значення наприкінці процесу. При цьому можна вважати, що об’єм осаду $V_{ос}$ прямо пропорційний об’єму фільтрату: $V_{ос} = x_0 V$, де x_0 – коефіцієнт пропорційності, який залежить від об’ємної частки твердої фази в суспензії та структури осаду (значення x_0 визначають експериментально як об’єм осаду, що утворюється при одержанні $1 m^3$ фільтрату). З другого боку, цей об’єм осаду можна записати як добуток площі фільтрувальної перегородки F і товщини шару осаду $h_{ос}$: $V x_0 = F h_{ос}$. Тоді товщина шару осаду становитиме: $h_{ос} = V x_0 / F$.

Остаточно кінетичне рівняння фільтрування набуває вигляду

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu_{\text{сф}} \left(V x_o r_{\text{ос}} / F + R_{\text{фп}} \right)}. \quad (2.65)$$

2.4.2.5. Перетворення кінетичного рівняння фільтрування. На практиці фільтрування виконують за одним із трьох режимів:

1) при постійному перепаді тиску та швидкості фільтрування, яка зменшується; такий режим можливий за рахунок сталого гідростатичного стовпа суспензії або за рахунок ресивера, у якому підтримується постійний вакуум;

2) при постійній швидкості фільтрування й перепаді тиску, який збільшується; такий режим можливий при подаванні вихідної суспензії поршневым насосом;

3) при швидкості фільтрування, яка зменшується, і перепаді тиску, який збільшується; такий режим можливий при подаванні вихідної суміші відцентровим насосом (зі збільшенням шару осаду зростає перепад тиску, а продуктивність відцентрового насоса при цьому зменшується).

Фільтрування за умови $\Delta p = \text{const}$ і $w_{\text{ф}} \neq \text{const}$. Перепишемо кінетичне рівняння фільтрування (2.65) у вигляді

$$\Delta p F d\tau = \mu_{\text{сф}} R_{\text{фп}} dV + \mu_{\text{сф}} \frac{V x_o r_{\text{ос}}}{F} dV.$$

Зінтегруємо його обидві частини у границях $0 - \tau$ і $0 - V$:

$$\Delta p F \int_0^{\tau} d\tau = \mu_{\text{сф}} R_{\text{фп}} \int_0^V dV + \mu_{\text{сф}} \frac{x_o r_{\text{ос}}}{F} \int_0^V V dV;$$

$$\Delta p F \tau = \mu_{\text{сф}} R_{\text{фп}} V + \mu_{\text{сф}} \frac{x_o r_{\text{ос}} V^2}{2F}$$

або

$$V^2 + \frac{2R_{\text{фп}} F V}{x_o r_{\text{ос}}} = \frac{2\Delta p F^2 \tau}{\mu_{\text{сф}} x_o r_{\text{ос}}}. \quad (2.66)$$

Рівняння (2.66) називається рівнянням фільтрування при сталій різниці тиску.

З цього рівняння також можна визначити час, необхідний для одержання V фільтрату

$$\tau = \frac{\mu_{\text{сф}} x_o r_{\text{ос}}}{2\Delta p} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{\mu_{\text{сф}} R_{\text{фп}}}{\Delta p} \left(\frac{V}{F} \right). \quad (2.67)$$

Тобто час фільтрування пропорційний квадрату об'єму одержуваного фільтрату.

Поділивши останнє рівняння на V , отримуємо:

$$\frac{\tau}{V} = \frac{\mu_{\text{сф}} x_o r_{\text{ос}}}{2\Delta p F^2} V + \frac{\mu_{\text{сф}} R_{\text{фп}}}{\Delta p F} \quad \text{або} \quad \frac{\tau}{V} = k_1 V + k_2, \quad (2.68)$$

де k_1 і k_2 – сталі фільтрування.

Сталі фільтрування визначають дослідним шляхом (рис. 2.25).

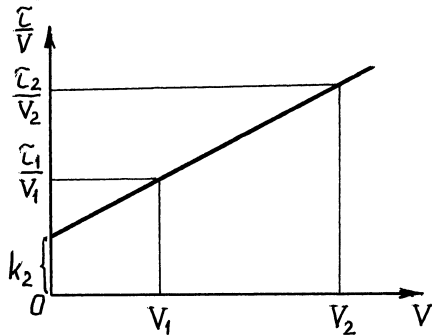


Рис. 2.25. До визначення сталих фільтрування

Так, якщо за час τ_1 збирають V_1 фільтрату, а за час $\tau_2 - V_2$, то значення k_2 визначають з графіка, а значення k_1 за формулою

$$k_1 = (\tau_2/V_2 - \tau_1/V_1)/(V_2 - V_1).$$

При цьому точніше значення k_2 можна отримати з рівняння (2.68) після визначення сталої k_1 :

$$k_2 = \tau_1/V_1 - k_1 V_1 \quad \text{або} \quad k_2 = \tau_2/V_2 - k_1 V_2.$$

Після цього для даного фільтра й даних умов фільтрування можна визначити питомий об'ємний опір осаду $r_{\text{ос}}$ та об'ємний опір фільтрувальної перегородки $R_{\text{фп}}$:

$$r_{\text{ос}} = k_1 \frac{2\Delta p F^2}{\mu_{\text{сф}} x_o}; \quad R_{\text{фп}} = k_2 \frac{\Delta p F}{\mu_{\text{сф}}}.$$

Фільтрування за умови $w_{\text{ф}} = \text{const}$ і $\Delta p \neq \text{const}$. Кінетичне рівняння фільтрування в цьому випадку за умови $dV/(F d\tau) = V/(F \tau) = w_{\text{ф}} = \text{const}$ набуває вигляду

$$\frac{V}{F \tau} = \frac{\Delta p}{\mu_{\text{сф}} (R_{\text{фп}} + V x_o r_{\text{ос}}/F)}. \quad (2.69)$$

Тоді час фільтрування становить

$$\tau = \frac{\mu_{\text{сф}} x_o r_{\text{ос}}}{\Delta p} \left(\frac{V}{F}\right)^2 + \frac{\mu_{\text{сф}} R_{\text{фп}}}{\Delta p} \left(\frac{V}{F}\right), \quad (2.70)$$

а перепад тиску

$$\Delta p = w_{\text{ф}}^2 \mu_{\text{сф}} x_o r_{\text{ос}} \tau + \mu_{\text{сф}} w_{\text{ф}} R_{\text{фп}}, \quad (2.71)$$

тобто перепад тиску зростає зі збільшенням часу фільтрування.

2.4.2.6. Конструкції фільтрів. Апарати для розділення рідких і газових неоднорідних систем фільтруванням, як уже було вказано, називаються *фільтрами*.

Фільтри, які використовують у промислових умовах, класифікують за такими ознаками:

- 1) за видом оброблюваної неоднорідної системи: газові й рідинні* ;
- 2) за характером процесу: періодичної й безперервної дії** ;
- 3) за величиною перепаду тиску під час фільтрування: фільтри, які працюють під вакуумом (до 0,085 МПа), під тиском (від 0,3 до 1,5 МПа) і під гідростатичним тиском стовпа рідини (до 0,05 МПа). Згідно з цією ознакою фільтри для розділення суспензій називають також відповідно вакуумними фільтрами, фільтрами під тиском і гідростатичними, або гравітаційними, фільтрами;
- 4) за напрямком фільтрування: фільтри з фільтруванням вниз, вгору та вбік;
- 5) за видом процесу розділення суспензій: фільтри для розділення суспензій (при об'ємній частці дисперсної фази у вихідній суспензії більше 0,01), для згущення суспензій (фільтри для видалення частини рідкої фази із суспензії для збільшення масової частки дисперсної фази, об'ємна частка якої у вихідній суспензії становить 0,001–0,01), а також для освітлення суспензій (при об'ємній частці дисперсної фази у вихідній суспензії менше 0,001).

Основним елементом фільтра є *фільтрувальна перегородка*, яка має затримувати частинки дисперсної фази, мати незначний гідравлічний опір, достатню механічну міцність і гнучкість, хімічну стійкість до компонентів неоднорідної суміші, не набухати й не руйнуватися за даних умов фільтрування, а також легко піддаватися регенерації.

За властивістю зберігати форму й розміри фільтрувальні перегородки поділяють на гнучкі, негнучкі (жорсткі) і нежорсткі (насіпні, наливні), за матеріалом їх поділяють на органічні й неорганічні, а за принципом дії – на поверхневі та глибинні.

Гнучкі фільтрувальні перегородки бувають ткани, неткані, трикотажні, сітчасті та ін. Їх виготовляють з натуральних (бавовна, шерсть, шовк), штучних (ацетат целюлози, віскоза), синтетичних (поліетилен, поліефіри, полівінілхлорид, поліаміди та ін.), силікатних (скло, азбест) і металевих (вольфрам, молібден, різні сплави) волокон і ниток. До нетканих фільтрувальних перегородок близькі за властивостями паперові й картонні.

Жорсткі фільтрувальні перегородки (кераміка, металокераміка, пористі пластмаси й метали, просочені зв'язуючим пресовані волокнисті відходи та ін.) виготовляють у вигляді циліндрів (патронів), плит, листів завтовшки 0,2–50 мм і найтонкіших ниток (металева повсть). Ці перегородки вирізняють-

* Класифікацію й позначення фільтрів для розділення суспензій наведено в ГОСТ 28544–90.

** *Фільтром безперервної дії* називається фільтр, на який суспензію подають, а також осад або згущену суспензію видаляють безперервно (без зупинки фільтра), а *фільтром періодичної дії* – фільтр, на який суспензію подають, а також осад або згущену суспензію видаляють періодично (із зупинкою фільтра).

ся задовільною фільтрувальною здатністю й регенерацією (за винятком деяких видів кераміки, а також патронів одноразового використання).

Нежорсткі фільтрувальні перегородки бувають намивними (найбільш розповсюджені) і насипними (шари гравію, піску, коксу, кам'яного вугілля завтовшки до 1 м).

Намивні фільтрувальні перегородки – це інертні тонкозернисті або волокнисті шари фільтрувальних допоміжних речовин, які утворюють під час освітлення малоконцентрованих суспензій пористий осад. Ці речовини (діатоміт, перліт, вугілля, целюлоза, деревне борошно, глини, глинозем, відходи виробництв волокнистих матеріалів) додають до розділюваної суспензії, попередньо наносять на фільтрувальну перегородку або комбінують обидва зазначені способи. Фільтрувальні допоміжні речовини не тільки забезпечують якісне розділення суспензій, а й запобігають забиванню пор основної фільтрувальної перегородки.

Нежорсткі перегородки вирізняються простотою конструкції й доброю регенерацією (зворотним током фільтрату), але через невисоку фільтрувальну здатність зазвичай їх застосовують для попереднього очищення неоднорідних систем від крупних частинок.

Глибинні фільтрувальні перегородки найчастіше використовують для освітлення суспензій за рахунок осадження та адсорбції частинок дисперсної фази всередині перегородок. Частинки в пори поверхневих перегородок не проникають.

Вважається, що суспензія розділюється фільтруванням «добре», «середньо» і «важко», якщо на фільтрувальній перегородці за 1 хв утворюється шар осаду завтовшки 1–15 , 0,1–3,0 і 0,005–0,2 мм відповідно.

Газові фільтри бувають як періодичної, так і безперервної дії. Під час їх роботи пори фільтрувальної перегородки здебільшого закупорюються, тому газові фільтри через певні, досить тривалі, проміжки часу зупиняють, щоб регенерувати фільтрувальну перегородку (тобто відновити фільтрувальну здатність перегородки) або замінити її.

Газовий фільтр з плоскою фільтрувальною перегородкою являє собою ємність із дрібнозернистим або волокнистим фільтрувальним матеріалом (рис. 2.26). У першому випадку на перфоровану решітку насипають пісок, кварцовий дрібняк тощо, а в другому – волокнистий матеріал розміщують між двома перфорованими решітками.

У батарейному фільтрі з тканинними фільтрувальними елементами (рукавному фільтрі) газовий потік надходить усередину фільтрувальних елементів-рукавів, проходить крізь їхні стінки й видаляється з фільтра. Для видалення твердих частинок на внутрішній поверхні рукавів передбачено струшувальний пристрій (рис. 2.27). Щоб забезпечити безперервну роботу газоочищення, рукавні фільтри часто виготовляють з кількох секцій: поки в одних з них відбувається фільтрування, в інших вивантажується виділена з газу тверда фаза й регенеруються рукави.

У батарейному фільтрі з фільтрувальними елементами з твердого пористого матеріалу (патронний фільтр) газовий потік проходить крізь стінки вказаних елементів від зовнішньої поверхні до внутрішньої й видаляється крізь їхню порожнину (рис. 2.28). Осаджені тверді частинки періодично видаляються видуванням протилежним потоком газу або промиванням.

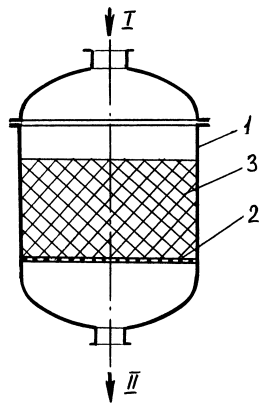


Рис. 2.26. Газовий фільтр з плоскою фільтрувальною перегородкою: 1 – корпус; 2 – перфорована решітка; 3 – дрібнозернистий матеріал; I – вихідна газова суміш; II – очищений газ

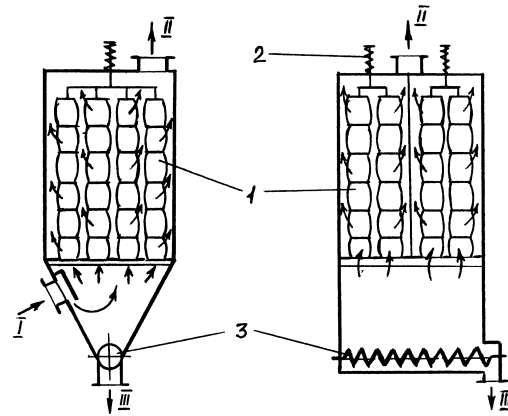


Рис. 2.27. Рукавний фільтр: 1 – рукав; 2 – струшувальний пристрій; 3 – шнек для видалення твердої фази; I – вихідна газова суміш; II – очищений газ; III – тверда фаза

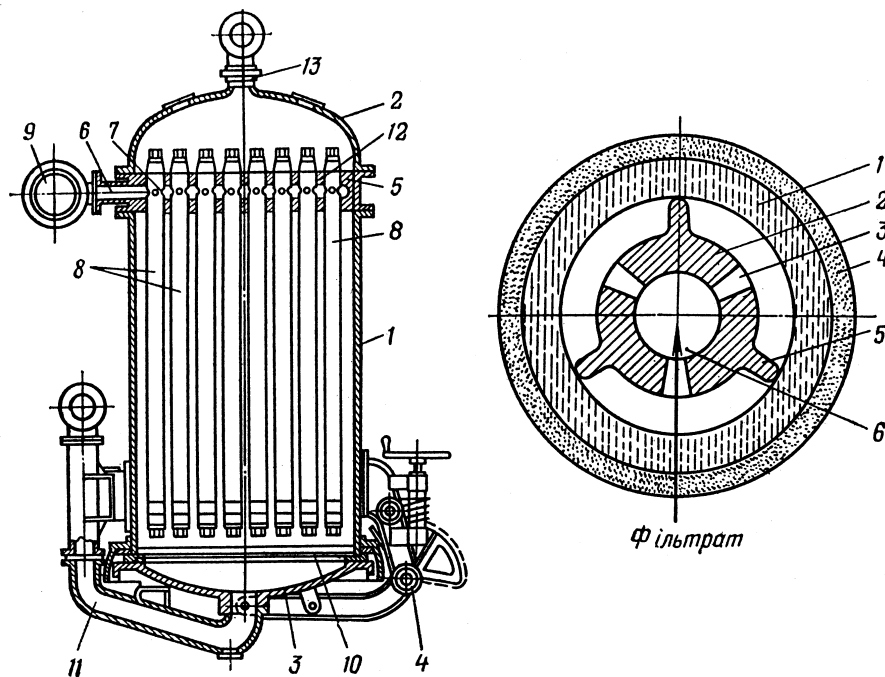


Рис. 2.28. Газовий патронний фільтр: а – схема фільтра (1 – корпус; 2 – кришка; 3 – днище; 4 – шарнір; 5 – плита; 6, 12 – канал у плиті; 7 – канал у патроні; 8 – патрони; 9 – колектор; 10 – перфорована перегородка; 11 – труба для підведення вихідної суміші; 13 – штуцер); б – фільтрувальний патрон (1 – пористий циліндр; 2 – труба; 3 – радіальний отвір; 4 – осад; 5 – ребро; 6 – вертикальний канал; I – вихідна газова суміш; II – очищений газ)

Рідинні фільтри поділяють (ГОСТ 28544–90):

– за режимом роботи в часі – на фільтри безперервної дії й фільтри періодичної дії;

– за способом створення рушійної сили фільтрування – на вакуумні, під тиском і гідростатичні (гравітаційні);

– за типом основного фільтрування елементу – барабанні, дискові, тарілчасті, стрічкові, листові, патронні, циліндричні, плиткові й решіткові.

Найпростішими промисловими рідинними фільтрами періодичної дії є вакуумні ємнісні фільтри* з сухим вивантаженням осаду, які використовують для розділення нейтральних, лужних і кислих суспензій у малотоннажних виробництвах. Нижній простір цих фільтрів сполучають з вакуумною системою (рис. 2.29). Їхні переваги: простота, надійність, немає кришки, легкість промивання й видалення осаду. Недоліки: малий перепад тиску на фільтрі (не більше 0,085 МПа), значні розміри, ручне вивантаження осаду.

Дуже схожим за конструкцією до газового патронного є листовий фільтр (рис. 2.30). Фільтр являє собою корпус з конічним днищем 1, знімною кришкою 2, плоскими фільтрувальними елементами-листами 3, закріпленими на планці 4. Суспензія крізь штуцер 5 надходить усередину корпуса, а фільтрат, пройшовши крізь фільтрувальні перегородки елементів 3, видалається крізь штуцер 6 колектора 7. Осад відкладається на зовнішніх боках елементів, а після закінчення циклу фільтрування стисненим повітрям, що надходить в колектор 8, скидається з поверхонь елементів 3 і крізь штуцер 8 видалається з апарата.

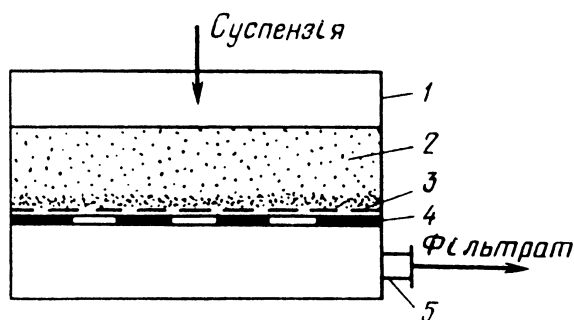


Рис. 2.29. Фільтр під вакуумом ємнісний із сухим вивантаженням осаду: 1 – корпус; 2 – суспензія; 3 – фільтрувальна перегородка; 4 – пориста підкладка; 5 – штуцер відведення фільтрату, сполучений з вакуум-насосом

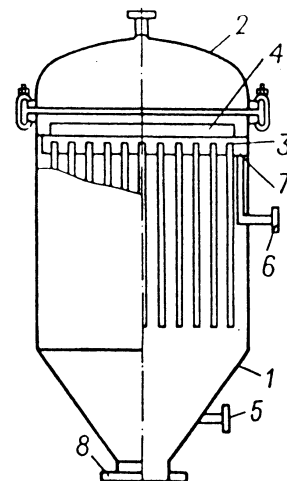


Рис. 2.30. Листовий фільтр: 1 – днище ємності; 2 – кришка; 3 – фільтрувальні елементи-листи; 4 – планка; 5, 6, 8 – штуцери; 7 – колектор

* Ємнісні фільтри, які працюють під вакуумом, часто називають *нутч-фільтрами*, а які працюють під тиском – *друк-фільтрами*.

На рис. 2.31 показано схему ємнісного фільтра під тиском. Він має корпус 1 з оболонкою 2, знімну кришку 3 і рухоме (зазвичай поворотне) днище 4. На опорній решітці 6 розташовано фільтрувальну перегородку 5. Іноді як перегородку використовують шар волокнистого матеріалу (у цьому разі застосовують захисну сітку 7). Над фільтрувальною перегородкою розташовано кільце 3, яке утримує осад під час повороту днища після закінчення циклу фільтрування. В оболонку 2 під час фільтрування, щоб зменшити в'язкість фільтрату й відповідно збільшити продуктивність фільтра, подають насичену водяну пару.

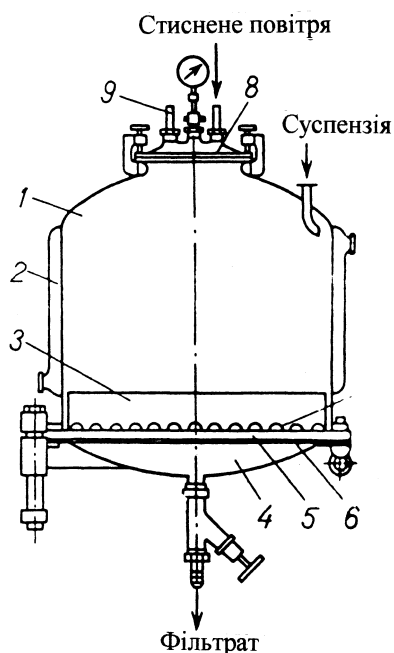


Рис. 2.31. Ємнісний фільтр під тиском:
1 – корпус; 2 – оболонка; 3 – кільце;
4 – поворотне днище; 5 – фільтрувальна
перегородка; 6 – опорна решітка; 7 – сітка;
8 – знімна кришка; 9 – запобіжний клапан

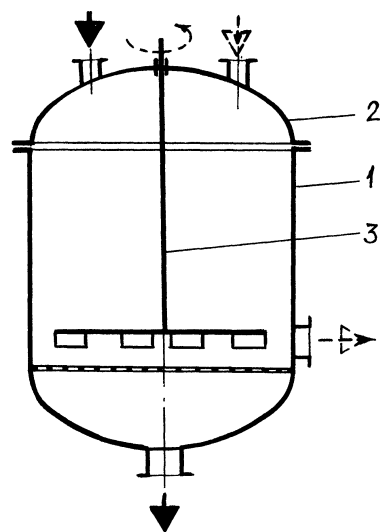


Рис. 2.32. Фільтр під тиском ємнісний
з рідинним вивантаженням осаду:
1 – корпус; 2 – кришка; 3 – мішалка

Фільтри, які працюють під тиском, мають більшу продуктивність, ніж вакуумні, тому що перепад тиску в них становить 0,3–1,5 МПа. Після закінчення фільтрування кришку або днище таких фільтрів від'єднують від корпуса (знімають, повертають у горизонтальній чи вертикальній площині) і одержаний осад вивантажують уручну. Якщо ж осад на наступній стадії технологічного процесу підлягає переробленню в рідині, яка відрізняється від рідини вихідної суспензії, то використовують ємнісний фільтр під тиском з рідинним вивантаженням осаду (рис. 2.32). У цьому разі після фільтрування в апарат подають таку рідину і при обертанні мішалки нову суспензію видаляють з фільтра.

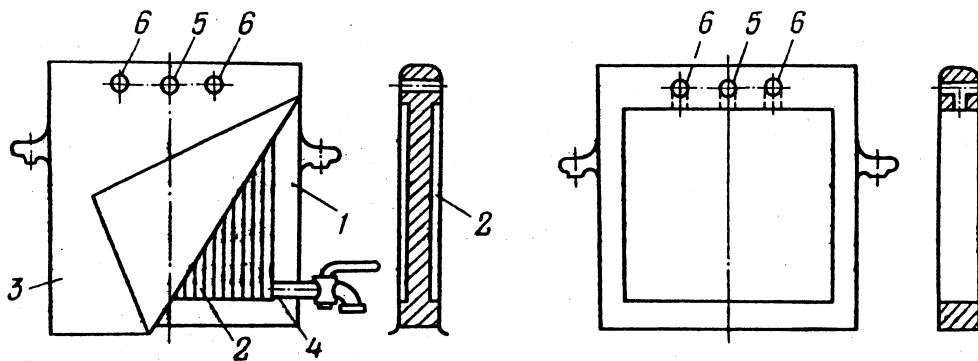
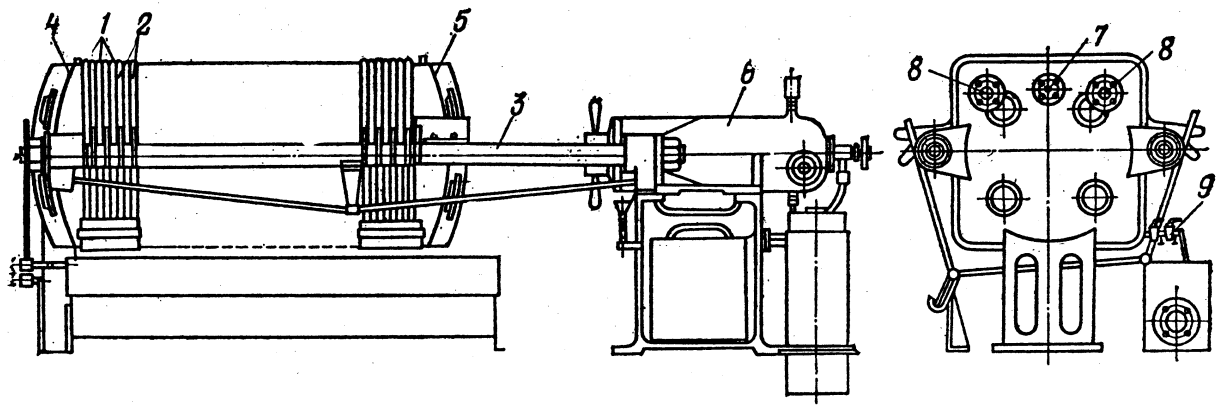
Цикл роботи ємнісних фільтрів періодичної дії зазвичай складається з таких стадій: заповнення фільтра вихідною суспензією, власне фільтрування, підсушування осаду, заповнення фільтра промивною рідиною, промивання осаду, його сушіння, вивантаження осаду з фільтра, регенерація фільтрувальної перегородки (тобто відновлення фільтрувальної здатності перегородки).

Використовують також інші рідинні фільтри періодичної дії: стрічкові батарейні фільтри, патронні батарейні фільтри, рамні й камерні фільтр-преси, камерні автоматичні фільтр-преси (ФПАК).

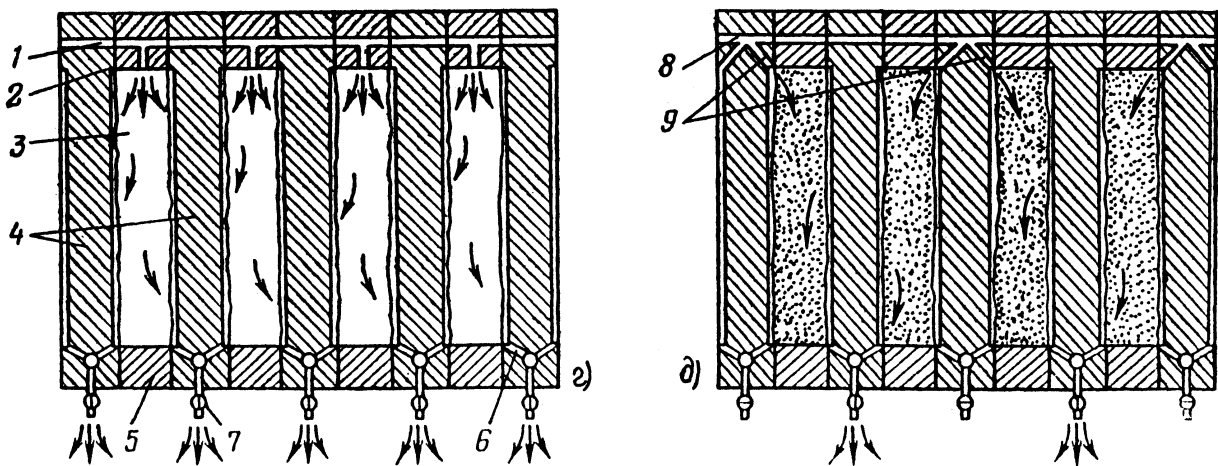
Так, рамний фільтр-прес із закритим відведенням фільтрату (рис. 2.33) складається з ряду плит і рам прямокутної або круглої форми, які чергуються й спираються боковими лапами на два паралельні бруси станини. Між плитами й рамами прокладають фільтрувальні тканинні перегородки («серветки»), після чого весь пакет стягується за допомогою гідравлічного, електромеханічного або ручного затискного пристрою між однією нерухомою та другою рухомою кінцевими плитами. Пруги плит (рис. 2.33,б) мають гладку поверхню, а їхня середня частина – рифлену, причому рівчачки сполучаються в нижній частині кожної плити з каналом відведення фільтрату. Угорі плити мають центральний отвір для подавання вихідної суспензії і два бокові отвори для подавання промивної рідини. Рами також мають по три отвори й утворюють між кожними двома сусідніми плитами камери для осаду. Коли стягують весь пакет, отвори у плитах і рамах збігаються, утворюючи наскрізні канали для суспензії та промивної рідини, а пруги серветок виконують роль ущільнювальних прокладок.

Вихідна суспензія надходить у камери фільтр-преса, потім рідина проходить крізь обидві серветки кожної камери та стікає по рівчачках до вихідних каналів (див. рис. 2.33,в), а осад накопичується всередині камер. Після заповнення останніх осадом, подавання суспензії припиняється, і по каналах, які є тільки в половини плит, подається промивна рідина. У цей час половина зливальних каналів перекривається кранами, тому промивна рідина послідовно проходить крізь обидві серветки й шар осаду між ними. Промивши осад, його продувають повітрям або перегрітою водяною парою, щоб видалити залишки фільтрату. Потім відсувають крайню рухому плиту, роз'єднують плити й рами, видаляють осад і знову стягують весь пакет. Поверхня фільтрування у фільтр-пресах досягає 140 м^2 , а робочий тиск – $1,5 \text{ МПа}$.

Переваги цих фільтрів: велика поверхня фільтрування, можливість проводити процес при високому тиску, немає частин, що рухаються під час експлуатації, можливість відключення окремих несправних плит; недоліки: ручне обслуговування, а також швидке зношування фільтрувальної тканини.



a



б

Рис. 2.33. Рамний фільтр-прес: а – загальний вигляд: 1 – плити; 2 – рами; 3 – опорний брус; 4 – нерухома плита; 5 – рухома плита; 6 – гідравлічний затискний пристрій; 7 – подача вихідної суспензії; 8 – подача промивної рідини; 9 – видалення фільтрату; б – плита; в – рама: 1 – гладка поверхня плити; 2 – рівначок; 3 – фільтрувальна перегородка; 4 – канал для виходу фільтрату та промивної рідини; з, д – стадії фільтрування та промивання: 1 – середній канал для суспензії; 2, 9 – канали; 3 – міжплитковий простір; 4 – плити; 5 – рами; 6 – вихід фільтрату та промивної рідини; 7 – кран; 8 – боковий прохід для промивної рідини

Фільтр-прес автоматичний камерний з механічним затисканням плит (ФПАКМ) складається з ряду горизонтальних фільтрувальних плит, змонтованих на стяжках 10 між двома плитами: верхньою упорною 9 і нижньою натискною 12. Кожна фільтрувальна плита складається з верхньої й нижньої рами: верхня покрита перфорованим листом і фільтрувальною тканиною і є камерою для відведення фільтрату, а нижня при стисканні плит утворює камеру фільтрування. Під днищем рами закріплено еластичну діафрагму, яка при подаванні на неї води (тиском до 1,5 МПа) забезпечує віджимання вологи з осаду. До фільтрувальних плит приварено патрубки, які при стисканні плит утворюють два колектори 6 і 7, перший з яких забезпечує відведення фільтрату й повітря, а другий – подавання вихідної суспензії, промивної води й повітря (рис. 2.34).

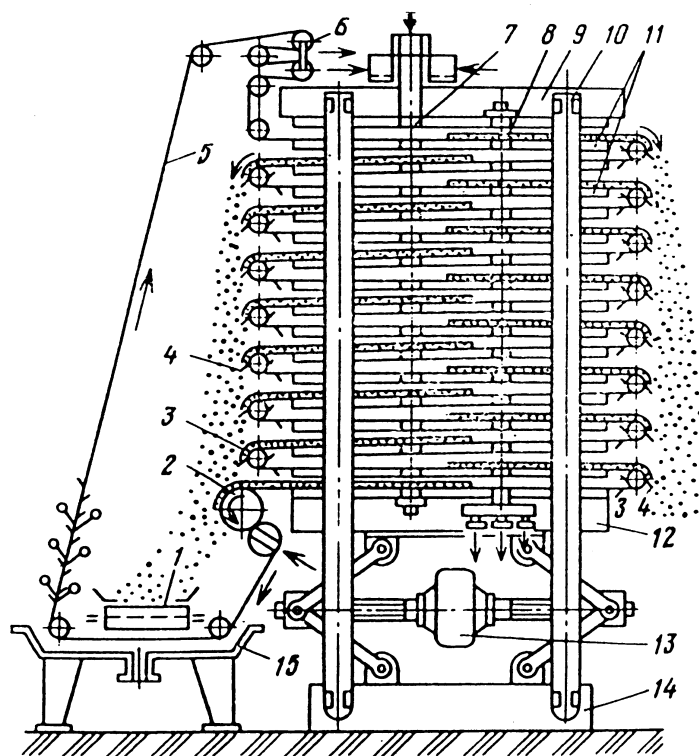


Рис. 2.34. Камерний фільтр-прес ФПАКМ: 1 – конвеєр; 2 – привідний барабан; 3 – ролики; 4 – ніж; 5 – фільтрувальна тканина; 6 – натяжний пристрій; 7, 8 – колектори; 9 – верхня упорна плита; 10 – стяжка; 11 – фільтрувальні плити; 12 – нижня натискна плита; 13 – електромеханічний затискач; 14 – фундаментна плита; 15 – камера регенерації

Фільтрувальну тканину виконано у вигляді нескінченної стрічки й натягнуто між фільтрувальними плитами за допомогою роликів, натяжного пристрою 6 і привідного барабана 2. Після кожного циклу привідний барабан переміщує фільтрувальну тканину на один або два марші; осад, утворений на тканині в камерах фільтрування, при проходженні стрічки по роликах 3 знімається ножами 4 і скидається в бункер 1. Тканина промивається водою (регенерується) в камері регенерації 15. Фільтр монтується на фундаментній плиті 14.

Фільтр-прес працює в такий спосіб. За допомогою електромеханічного затискача 13 фільтрувальні плити стискають, після чого через колектор 7 у камеру фільтрування подають вихідну суспензію. Фільтрат проходить крізь тканину в камеру фільтрату й відводиться по колектору 8. Діафрагма відтискає утворений на тканині осад, після чого за необхідності його промивають водою й просушують повітрям. Далі тиск знижують, плити розсувають, і осад стрічкою видаляється з камер і скидається на конвеєр 1.

Поверхня фільтрування фільтр-пресів становить 100–400 м², забезпечувана вологість осаду – 15–25 %.

Найпоширенішими рідинними фільтрами безперервної дії є такі вакуумні фільтри й фільтри під тиском: барабанні, стрічкові, дискові, тарілчасті, листові, патронні та ін. Ці фільтри вирізняються тим, що стадії фільтрування, промивання, зневоднення, сушіння та зняття осаду відбуваються на них одночасно.

Серед фільтрів безперервної дії найпоширенішими є барабанні вакуумні фільтри (рис. 2.35). Фільтр має обертовий циліндричний перфорований барабан 1, покритий хвилястою металевою сіткою 2 з розташованою на ній тканинною фільтрувальною перегородкою 3. Барабан на 30–40 % своєю поверхнею занурюється в розділювану суспензію. Оскільки в цьому фільтрі напрямок осадження дисперсної фази в кориті 6 протилежний напрямку руху фільтрату (вздовж радіуса барабана до його поздовжньої осі), у кориті змонтовано хитну мішалку, яка забезпечує однорідність розділюваної суспензії.

Барабан поділено радіальними перегородками на ряд заізованих одна від одної комірок (камер) 9, кожна з яких сполучає труба 10 з різними порожнинами нерухомої частини 12 розподільної головки. Труби об'єднуються в спільну обертову частину 11 розподільної головки, завдяки чому під час обертання барабана 1 камери 9 у певній послідовності сполучаються з джерелами вакууму й стисненого повітря. У результаті при повному обороті кожна камера барабана проходить декілька зон, у яких відбуваються процеси фільтрування, промивання осаду та ін.

Зона I – фільтрування й відведення фільтрату. У ній камера стикається з розділюваною суспензією й сполучається з джерелом вакууму. Під дією перепаду тиску фільтрат проходить крізь фільтрувальну тканину, хвилясту сітку й перфорацію барабана всередину камери і крізь трубу відводиться з фільтра. На зовнішній поверхні фільтрувальної тканини утворюється шар осаду.

Зона II – промивання осаду й відведення промивної води. У ній камера, що вийшла з об'єму суспензії, також сполучена з джерелом вакууму, а на осад пристроєм 8 подається промивна рідина. Вона проходить крізь осад і по трубці відводиться з апарата.

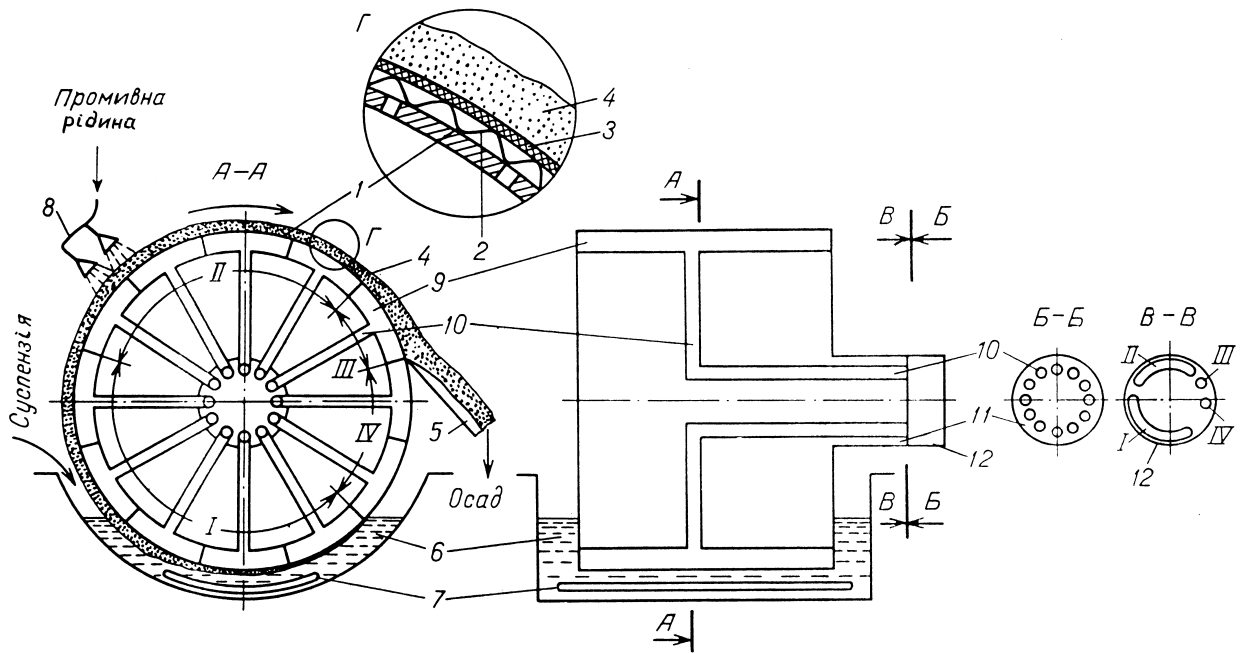


Рис. 2.35. Схема барабанного вакуумного фільтра: 1 – перфорований барабан; 2 – хвиляста сітка; 3 – фільтрувальна перегородка (тканина); 4 – осад; 5 – ніж для знімання осаду; 6 – корито для суспензії; 7 – хитна мішалка; 8 – пристрій для підведення промивної води; 9 – камери (комірки) барабана; 10 – з’єднувальні трубки; 11 – обертова частина розподільної головки; 12 – нерухома частина розподільної головки; I – зона фільтрування й відведення фільтрату; II – зона промивання осаду й відведення промивної води; III – зона знімання осаду; IV – зона регенерації фільтрувальної перегородки

Зона III – знімання осаду. У цій зоні осад спочатку підсушується вакуумом, а потім сполучається з джерелом стисненого повітря. Повітря при цьому не тільки сушить, а й розпушує осад, що полегшує його подальше знімання з барабана. Якщо камера з підсушеним осадом наближається до ножа 5, подача стисненого повітря припиняється, а осад під дією сили тяжіння падає в приймальний бункер.

Зона IV – регенерації фільтрувальної перегородки. У цій зоні фільтрувальна тканина оброблюється стисненим повітрям або водяною парою і звільняється від залишків осаду.

Після цього камери з регенованою тканиною знову занурюються в корито з суспензією, і весь цикл фільтрування повторюється. Повний цикл фільтрування відбувається за один оберт барабана.

Барабанні вакуумні фільтри виготовляють з площею фільтрування 5, 10, 20 і 40 м².

Переваги фільтра: простота обслуговування, можливість фільтрування суспензій із значним умістом твердої фази; недоліки: відносно мала питома поверхня фільтрування, складність герметизації, необхідність перемішування суспензії в кориті.

Дисковий вакуумний фільтр (рис. 2.36) є аналогом барабанного фільтра, у якому для збільшення поверхні фільтрування встановлені диски з боковими фільтрувальними поверхнями. Вертикальні диски 3 змонтовані на горизонтальному порожнистому валу 2, крізь який відводиться фільтрат. Утворений осад зрізується за допомогою ножів (на рисунку не показані). У цих фільтрах осад не промивається, а за зоною фільтрування одразу розташовуються зони просушування осаду вакуумом і віддування осаду стисненим повітрям. Вологість осаду, одержуваного на дискових фільтрах, на 1–2 % вища, ніж на барабанних.

Діаметр дисків фільтра зазвичай коливається від 2,5 до 3,75 м, кількість дисків – від 6 до 14, а площа фільтрування – від 51 до 250 м².

Переваги дискового вакуумного фільтра: значна питома поверхня фільтрування, можливість легкої заміни несправних дисків; недоліки: складність герметизації, а також можливість застосування тільки, якщо осад промивати не потрібно.

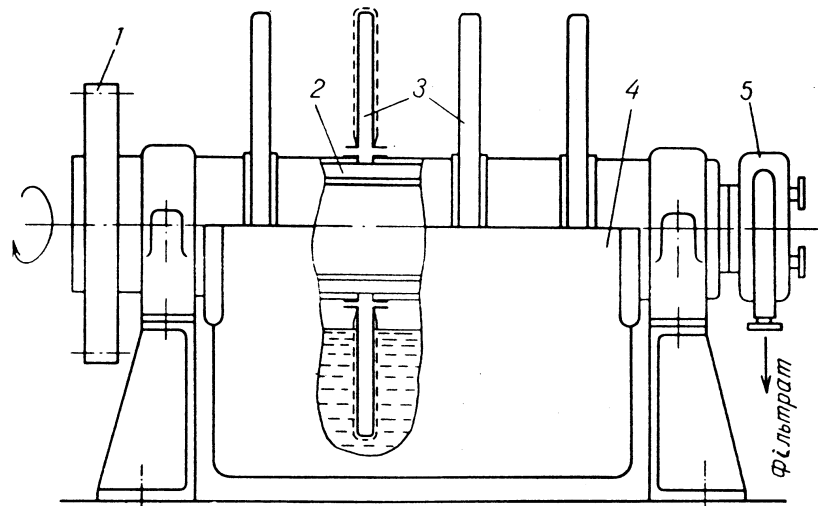


Рис. 2.36. Схема дискового вакуумного фільтра: 1 – привід; 2 – порожнистий барабан; 3 – диски з фільтрувальними боковими поверхнями; 4 – корито для суспензії; 5 – розподільна головка

Конструкцію вакуумного стрічкового фільтра з дренажною стрічкою й нерухомими камерами наведено на рис. 2.37. Фільтр являє собою апарат безперервної дії, у якому напрямки сили тяжіння й руху фільтрату збігаються.

Перфорована гумова стрічка 2 переміщується за допомогою привідного 8 і натяжного 3 барабанів. Фільтрувальна тканина притискається до цієї стрічки за допомогою роликів 6. З лотка 4 на фільтрувальну тканину надходить розділювана суспензія. Фільтрат відводиться з вакуум-камери 1, змонтованої під стрічкою, і видаляється з фільтра. Рідина, що надходить з форсунок 9, промиває утворений на тканині осад і після проходження шару осаду відводиться за допомогою відповідних вакуум-камер.

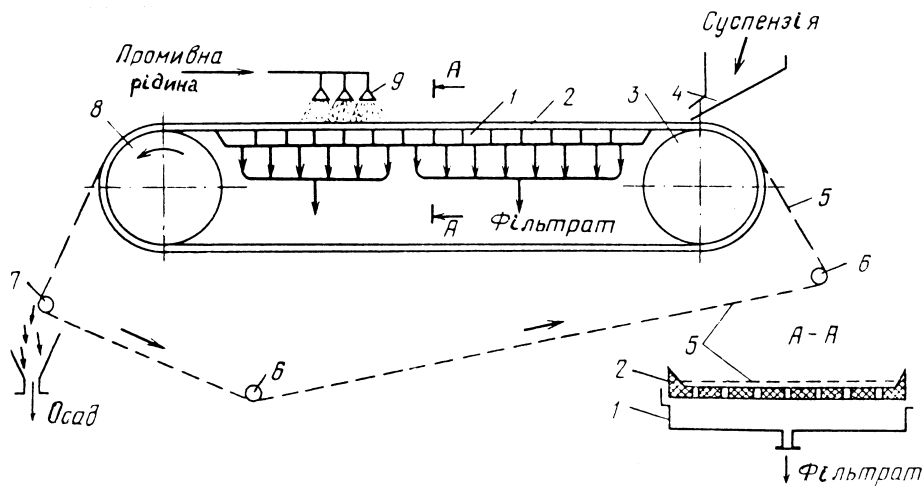


Рис. 2.37. Схема вакуумного стрічкового фільтра з дренажною стрічкою й нерухомими камерами : 1 – вакуум-камери; 2 – нескінченна перфорована гумова стрічка; 3 – натяжний барабан; 4 – лоток для подавання суспензії; 5 – фільтрувальна тканина; 6 – натяжні ролики; 7 – ролик для перегину стрічки; 8 – привідний барабан; 9 – форсунки для промивної рідини

Осад завдяки вакууму підсушується і, коли стрічка перегинається через ролик 7, відокремлюється від тканини й потрапляє в приймальний бункер. На зворотному шляху між роликами 6 фільтрувальна тканина регенерується (за допомогою механічних щіток, пропарюється або промивається рідиною).

Площа фільтрування стрічкових вакуумних фільтрів не перевищує 25–30 м².

Переваги стрічкового вакуумного фільтра: простота конструкції й обслуговування, задовільні умови промивання та зневоднення осаду; недоліки: незначна питома поверхня фільтрування, швидке зношування фільтрувальної тканини, складність герметизації.

Розглянемо спрощений розрахунок стрічкового вакуумного фільтра.

При фільтруванні на тканині завширшки B утворюється осад завтовшки $h_{oc} = 2 - 6$ мм. Продуктивність фільтра за осадом становить

$$B h_{oc} w_{фс} = V x_o,$$

де $w_{фс}$ – швидкість фільтрувальної стрічки.

Тоді

$$w_{фс} = \frac{V x_o}{B h_{oc}}.$$

Барабани мають стандартний діаметр D , тоді частота обертання привідного барабана становить

$$n = \frac{w_{фс}}{\pi D}.$$

Час фільтрування $\tau_{ф}$ визначають, виходячи з умови $\Delta p = \text{const}$ і $w_{фс} \neq \text{const}$. Тоді довжина зони фільтрування

$$L_{\phi} = w_{\phi c} \tau_{\phi}.$$

Час промивання $\tau_{\text{пр}}$ визначають з умови (2.58), а довжину зони промивання із залежності

$$L_{\text{пр}} = w_{\phi c} \tau_{\text{пр}}.$$

Користуючись експериментальними даними, можна визначити час допоміжних операцій (зневоднення, підсушування осаду) $\tau_{\text{доп}}$ і відповідну довжину тканини $L_{\text{доп}}$.

Тоді робоча довжина тканини

$$L = L_{\phi} + L_{\text{пр}} + L_{\text{доп}}.$$

Загальна довжина гумової стрічки

$$L_{\text{гс}} \approx 2L + \pi D.$$

Вибираючи фільтрувальне обладнання, слід брати до уваги вид неоднорідної системи, призначення фільтра (особливо у разі розділення суспензій: безпосередньо для розділення суспензій, для згущення суспензій, для освітлення суспензій), продуктивність за розділюваною неоднорідною системою, властивості розділюваної неоднорідної системи та її компонентів, концентрацію дисперсної фази у вихідній системі, допустиму концентрацію дисперсної фази у фільтраті, розмір і форму частинок дисперсної фази, максимально допустиму вологість осаду тощо.

2.4.2.7. Відцентрове фільтрування. Відцентровим фільтруванням називається процес фільтрування в центрифугі з перфорованим ротором. Ці ротори зсередини покривають фільтрувальними перегородками, виготовленими зазвичай з тканини. Під дією відцентрової сили у вихідній суспензії, що знаходиться в роторі центрифуги, розвивається тиск, який і забезпечує відцентрове фільтрування суспензії. У результаті осад відкладається на внутрішній поверхні ротора й фугат (який є одночасно і фільтратом) видаляється крізь перфорацію ротора.

Швидкість відцентрового фільтрування з часом змінюється. Характер зміни цієї швидкості дозволяє розділити процес на три (якщо осад стисливий) або два (якщо осад нестисливий) періоди: 1) утворення осаду; 2) стискання осаду (якщо осад стисливий); 3) віджимання осаду (рис. 2.38).

Щоб розрахувати фільтрувальні центрифуги, можна скористатися кінетичним рівнянням фільтрування

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{R_{\text{фп}} + V x_o r_{\text{ос}}/F},$$

де F – середня площа фільтрування

$$F = \frac{2\pi rH + 2\pi R_B H}{2} = \pi H(r + R_B) = \pi H(0,71R_B + R_B) = 1,71\pi H R_B \approx 5,37H R_B.$$

Тиск, що створює елементарний кільцевий циліндр рідини масою dm_c в обертovому роторі центрифуги, становить (рис. 2.39):

$$dp = \frac{dC}{F} = \frac{dm_c \omega^2 R}{F} = \frac{\rho_c dV \omega^2 R}{F} = \frac{\rho_c F dR \omega^2 R}{F} = \omega^2 \rho_c R dR,$$

де ρ_c – густина суспензії.

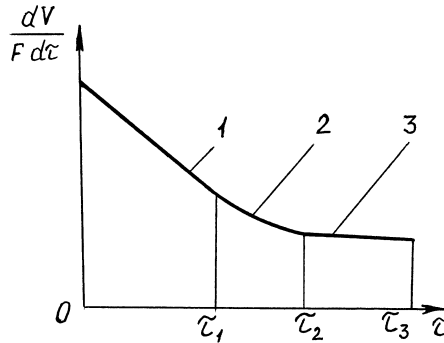


Рис. 2.38. Залежність швидкості відцентрового фільтрування від часу:
1 – утворення осаду; 2 – стискання осаду;
3 – віджимання осаду

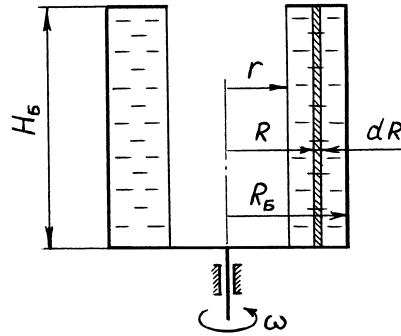


Рис. 2.39. До визначення тиску на фільтрувальну перегородку

Тоді тиск на фільтрувальну перегородку, який розвивається масою всієї суспензії становить:

$$p = \int_r^{R_B} \omega^2 \rho_c R dR = \frac{\omega^2 \rho_c}{2} (R_B^2 - r^2) = \frac{\omega^2 \rho_c}{2} (R_B^2 - (0,71R_B)^2) \approx 0,298 \rho_c \omega^2 R_B^2. \quad (2.72)$$

Обчислене значення p необхідне, крім того, також і для розрахунку ротора центрифуги на міцність і жорсткість.

2.4.2.8. Конструкції фільтрувальних центрифуг. За характером процесу в часі фільтрувальні центрифуги поділяють на періодичні й безперервні. За способом вивантаження осаду центрифуги періодичної дії поділяють на центрифуги з ручним, гравітаційним і з автоматичним вивантаженням осаду, а центрифуги безперервної дії – на центрифуги з поршнем і відцентровим вивантаженням осаду.

Центрифуга періодичної дії з ручним верхнім вивантаженням осаду має кожух з розташованим у ньому перфорованим ротором, який за допомогою маточини закріплено на вертикальному валу. Суспензію завантажують у ротор, знявши кришку. Видаливши фільтрат, осад з ротора вивантажують уручну через його верхній отвір (рис. 2.40).

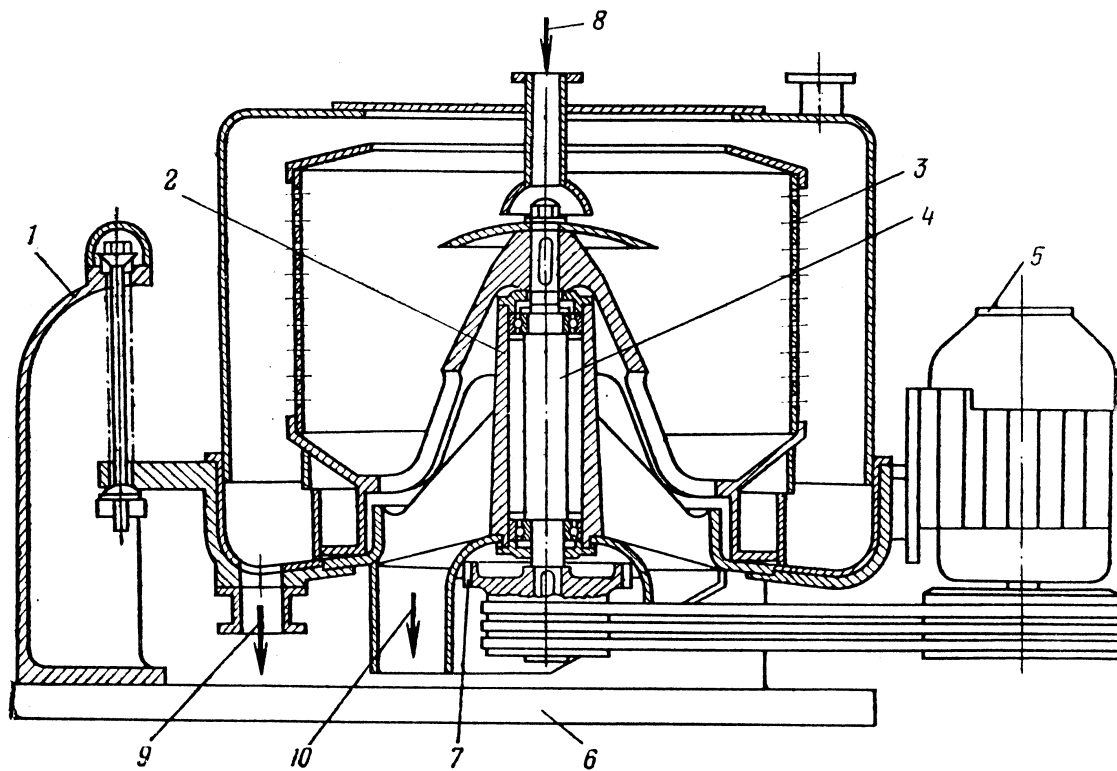
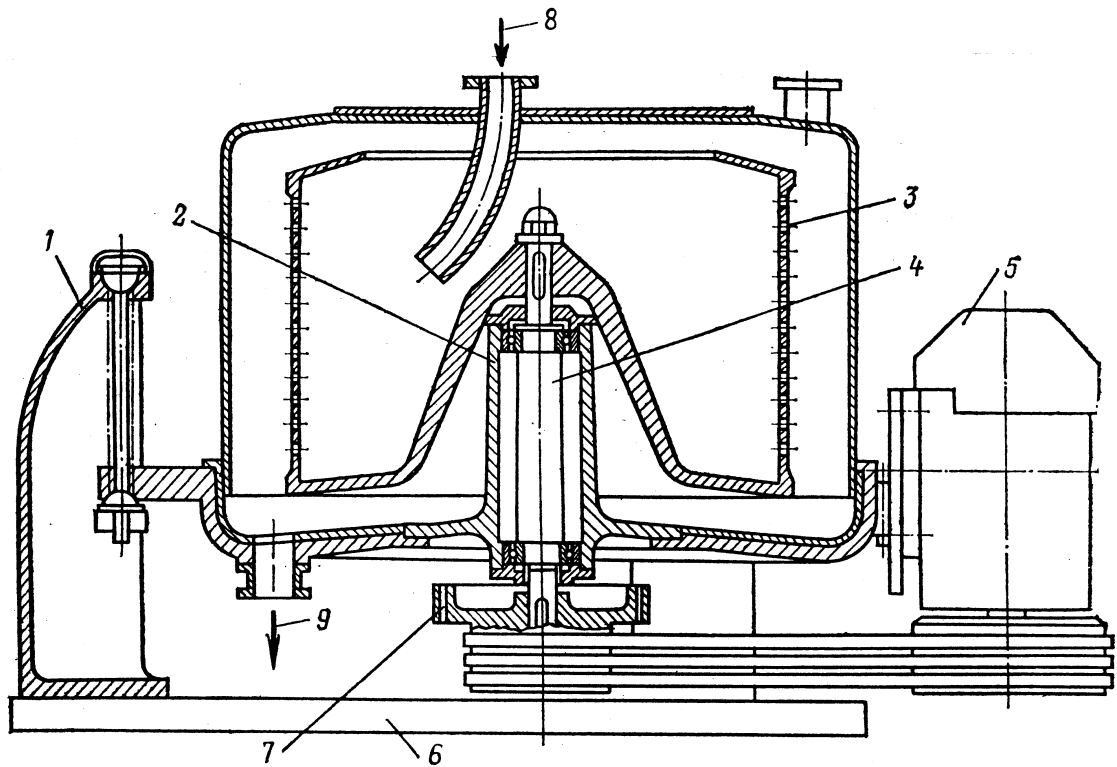


Рис. 2.40. Центрифуги періодичної дії з ручним верхнім (а) і нижнім (б) вивантаженням осаду: 1 – опорні стояки (колони); 2 – корпус приводу; 3 – ротор; 4 – вал; 5 – привід; 6 – фундаментна плита; 7 – гальмо; 8 – суспензія; 9 – фугат; 10 – осад

Перевага цієї центрифуги – простота конструкції. Недоліки: трудомісткість ручного вивантаження осаду, незручність обслуговування підшипників вала, можливість потрапляння суспензії або її компонентів у підшипники й на пасову передачу.

У підвісній фільтрувальній центрифугі з ручним нижнім вивантаженням осаду ротор підвішено до нижнього кінця вертикального вала. При цьому ротор не має глухого днища: його нижню частину з'єднано кількома ребрами з втулкою, розташованою на валу. Розвантажувальний отвір під час фільтрування закрито ковпаком, який при вивантажуванні осаду підіймається, після чого останній проштовхують уручну зверху вниз (рис. 2.41). Є також підвісні центрифуги з механізованим вивантаженням осаду (рис. 2.42).

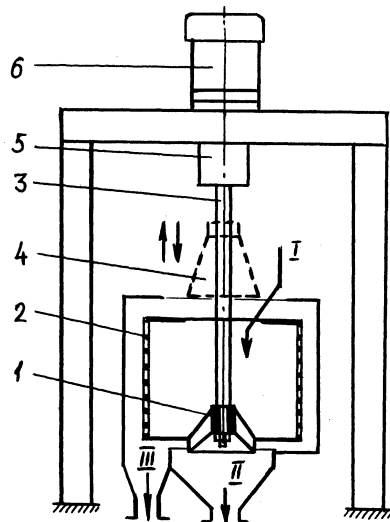


Рис. 2. 41. Підвісна фільтрувальна центрифуга з ручним нижнім вивантаженням осаду:
 1 – втулка з ребрами; 2 – ротор; 3 – вал;
 4 – ковпак; 5 – опора вала; 6 – привід вала;
 I – вихідна суспензія; II – фільтрат;
 III – осад

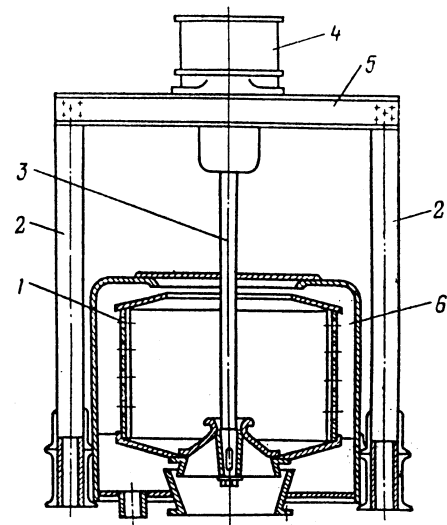


Рис. 2.42. Підвісна фільтрувальна центрифуга з механізованим нижнім вивантаженням осаду:
 а – схема центрифуги: 1 – ротор;
 2 – опорні стояки; 3 – вал; 4 – привід;
 5 – опора приводу; 6 – кожух; б – положення поршня під час центрифугування; в – положення поршня під час вивантаження осаду

Переваги підвісної центрифуги: стійкість обертового ротора, легке й швидке вивантаження осаду, відсутність контакту суспензії або її компонентів з опорами і приводом вала.

У фільтрувальну центрифугу безперервної дії з поршневим вивантаженням осаду вихідна суспензія подається безперервно, а осад через певні проміжки часу виштовхується поршнем з перфорованого ротора, встановленого на горизонтальному валу. Шток поршня розташовується в порожнині вала, обертається разом з ним і одночасно виконує зворотно-поступальний рух (рис. 2.43). Робочий хід поршня становить приблизно 0,1 довжини ротора. За звичай поршень робить 10–16 ходів за хвилину.

Перевага цієї центрифуги – значна продуктивність, а недоліки: складність конструкції й ремонту, інтенсивне зношування фільтрувальної перегородки, додаткові витрати енергії на переміщення осаду.

У центрифугі безперервної дії з відцентровим вивантаженням осаду останній переміщується вздовж твірної конічного вертикального ротора до його основи й видаляється з центрифуги. У середині ротора обертається гальмівний шнек, колова швидкість якого менша, ніж швидкість ротора (рис. 2.44). Коли осад просувається вниз, його товщина зменшується, унаслідок чого він трохи розпушується, що сприяє його зневодненню.

Вологість осаду після фільтрувальних центрифуг становить менше 1 % для крупнозернистих речовин, 1–5 % для середньозернистих і 5–40 % для дрібнозернистих.

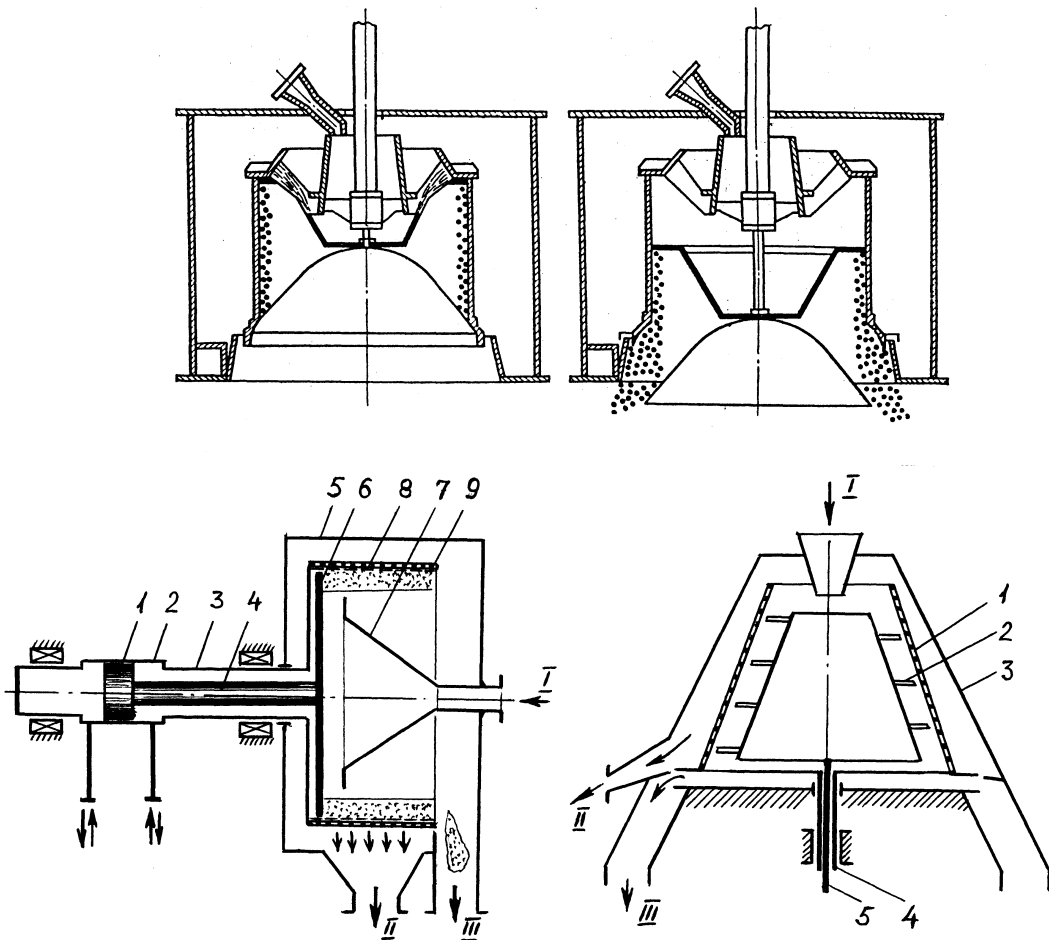


Рис. 2.43. Фільтрувальна центрифуга безперервної дії з поршневым вивантаженням осаду: 1 – поршень; 2 – циліндр; 3 – порожнистий вал; 4 – шток; 5 – кожух; 6 – поршень-штовхач; 7 – розподільний конус; 8 – ротор; 9 – фільтрувальна перегородка; I – вихідна суспензія; II – фільтрат; III – осад

Рис. 2.44. Центрифуга безперервної дії з відцентровим вивантаженням осаду: 1 – ротор; 2 – гальмівний шнек; 3 – кожух; 4 – порожнистий вал ротора; 5 – вал шнека; I – вихідна суспензія; II – фільтрат; III – осад

2.4.3. Розділення газових неоднорідних систем при контакті їх з рідиною

Цей метод (який ще називають мокрим газоочищенням або мокрим розділенням газових неоднорідних систем) ґрунтується на змочуванні й виділенні рідиною частинок твердої дисперсної фази з газових неоднорідних систем. Ефективність розділення досягає майже 100 %. Метод застосовують, коли частинки погано осаджуються в газі, коли допускається зволоження газу й твердої фази, а також коли необхідне або допустиме охолодження газу. Мокрі механічні пиловловлювачі, у яких розділяються газові неоднорідні системи, називаються *скруберами*.

За принципом дії апарати для мокрого очищення газів поділяють на порожнисті, насадкові, інерційні, пінні, механічні, відцентрові, конденсаційні, ударно-інерційні та скрубери Вентурі.

Поверхнею контакту фаз між газом і рідиною можуть бути: поверхня рідини (ударно-інерційні скрубери), поверхня плівки рідини (насадкові, відцентрові та інерційні скрубери), поверхня крапель рідини (порожнисті й інерційні скрубери, скрубери Вентурі) і бульбашок газу (пінні, або барботажні, пиловловлювачі).

Порожнистий скрубер – це мокрий механічний пиловловлювач, у якому завислі частинки відділяються від газу, стикаючись з рідиною, яку розпилюють форсунки.

Насадковий скрубер – це мокрий механічний пиловловлювач, у якому завислі частинки відділяються від газу під дією механічних і дифузійних сил, стикаючись з тонким шаром рідини, що утворюється на поверхні насадки.

Мокрий інерційний пиловловлювач – це мокрий механічний пиловловлювач, у якому завислі частинки відділяються від газу під дією інерційних сил, стикаючись зі змоченою поверхнею або краплями рідини.

Пінний пиловловлювач – це мокрий механічний пиловловлювач, у якому завислі частинки, проходячи крізь шар піни, захоплюються й виносяться рідиною з апарата.

Механічний скрубер – це мокрий механічний пиловловлювач з обертовим ротором, у якому завислі частинки відділяються від газу під дією відцентрових сил з подаванням на ротор або перед ним рідини, що зв'язує завислі частинки.

Відцентровий скрубер – це циклон, у якому забруднене повітря або внутрішня стінка відцентрової камери змочується рідиною.

Конденсаційний мокрий пиловловлювач – це мокрий механічний пиловловлювач, у якому завислі частинки відділяються, збільшуючись у масі внаслідок конденсації водяної пари на поверхні завислих частинок під дією дифузії.

Ударно-інерційний скруббер – це мокрий механічний пиловловлювач, у якому завислі частинки відділяються від газу під дією механічних сил, зіткнувшись з поверхнею рідини або з потоком рідини, який скидається з неї струменем повітря.

Скрубер Вентурі – це мокрий механічний пиловловлювач, у якому уловлювання твердих і рідких частинок з газу відбувається в результаті контакту газу з краплями рідини в трубі Вентурі з наступною сепарацією крапель в краплевловлювачі.

Найпростішими мокрими (гідравлічними) пиловловлювачами є порожнисті (статичні), які зазвичай являють собою порожнисту башту круглого або прямокутного поперечного перерізу (рис. 2.45). Газова система рухається в апараті знизу вгору, а вбирна рідина, розпилюючись форсунками під кришкою апарата у вигляді крапель, – зверху вниз. Щоб зменшити ймовірність захоплення очищеним газом рідини, його приведена (фіктивна) швидкість не повинна перевищувати 1–1,5 м/с.

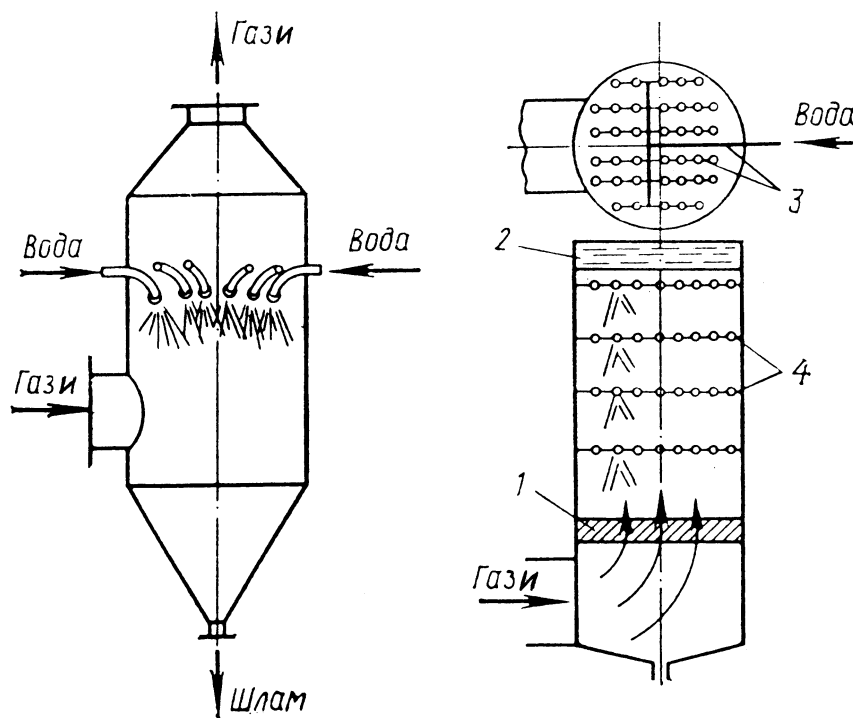


Рис. 2.45. Схеми порожнистих скрубберів: 1 – газорозподільна решітка; 2 – краплевловлювач; 3 – колектор води; 4 – форсунки

Об’ємна витрата води зазвичай не перевищує $0,01 \text{ м}^3$ на 1 м^3 очищуваного газу, а ступінь очищення газу від частинок розміром понад 10 мкм досягає 90–92 %.

Одними з найефективніших мокрих пиловловлювачів є пінні апарати (рис. 2.46), а серед них – апарати з переливною решіткою (див. рис. 2.46,б), у яких вихідна газова система проходить знизу вгору крізь перфорацію решітки, взаємодіє з водою на решітці, утворюючи піну, яка завдяки значній питомій

поверхні інтенсивно захоплює тверді частинки. Виділені з газової системи частинки, утворюючи з рідиною суспензію, видаляються з апарата, головним чином, через поріг решітки й далі через патрубок корпуса (злив) і частково крізь перфорацію решітки й далі крізь патрубок днища (витік).

Через значну поверхню контакту газових бульбашок з рідиною ефективність цих апаратів досить значна при вловлюванні частинок розміром понад 5 мкм. Ефективність же пиловловлювачів з псевдозрідженою насадкою (порожністі сфери й суцільні кулі з різноманітних полімерів і пластмас) досягає 99 % при очищенні газів від частинок розміром понад 2 мкм.

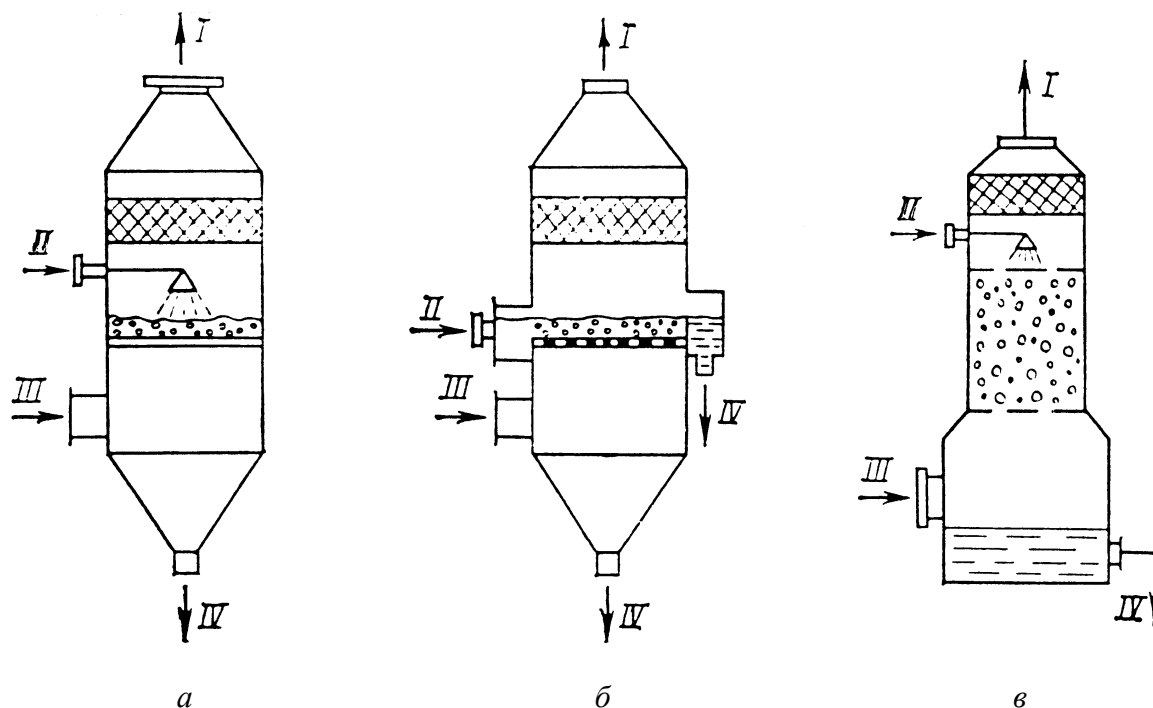


Рис. 2.46. Схеми пінних пиловловлювачів: а – з провальною решіткою; б – з переливною решіткою; в – з псевдозрідженою насадкою; I – очищений газ; II – рідина; III – вихідний газ; IV – суспензія

В ударно-інерційних скруберах очищуваний газ при швидкості до 20 м/с направляється на поверхню рідини (рис. 2.47). У результаті ударної взаємодії потоків утворюються краплі рідини діаметром 300–400 мкм, які захоплюють завислі в газі частинки твердої фази. Також ці частинки осаджуються на поверхні рідини внаслідок різкої (на 180°) зміни напрямку руху газового потоку. Ефективність цих апаратів задовільна при уловлюванні частинок розміром понад 20 мкм.

Принцип відцентрової сили, який застосовують у циклонах, щоб виділити дисперсну фазу з пилу, знайшов використання і у відцентрових скруберах. Для обертання газового потоку в цих апаратах застосовують напрямні лопатки або тангенціальне підведення газу. Порожнину корпуса зрошують водою через форсунки, установлені в центральній частині апарата або вздовж його стінок (рис. 2.48).

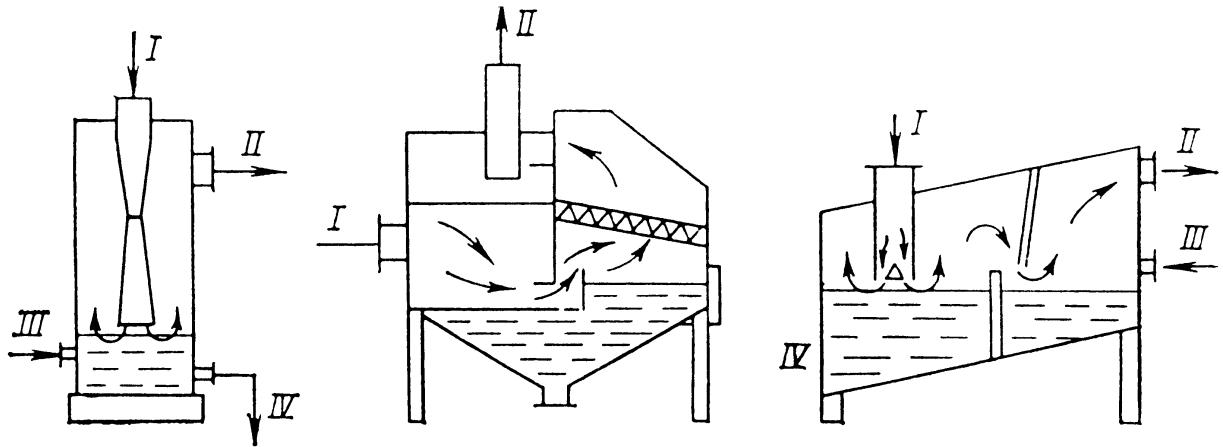


Рис. 2.47. Схеми ударно-інерційних скрубєрів: I – вихідний газ; II – очищений газ; III – вода; IV – суспензія

Скрубєри Вентурі застосовують для очищення газів від частинок розміром менше 1 мкм. Схему такого скрубєра з краплєвловлювачем винесеного типу наведено на рис. 2.49.

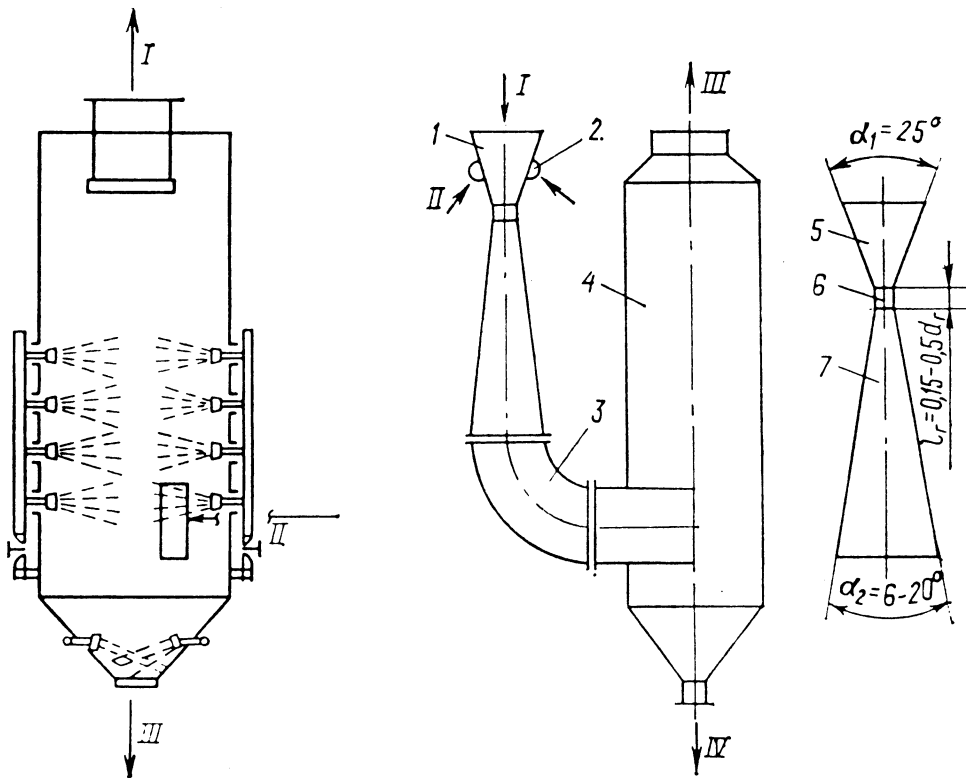


Рис. 2.48. Схеми відцентрового скрубєра: I – очищений газ; II – вихідний газ; III – суспензія

Рис. 2.49. Схеми скрубєра Вентурі: I – вихідний газ; II – рідина; III – очищений газ; IV – суспензія; 1 – труба Вентурі; 2 – розподільник зрошувальної рідини; 3 – перехідне коліно; 4 – відцентровий винесений краплєвловлювач; 5 – конфузор; 6 – горловина; 7 – дифузор

Зіткнувшись з газовим потоком, вода розпилюється на дрібні краплі. Велика турбулентність газового потоку сприяє коагуляції твердих частинок з краплями рідини. Відносно крупні краплі рідини разом з увібраними ними частинками проходять крізь дифузори труби Вентурі, де їхня швидкість зменшується, і потрапляють у відцентровий краплевловлювач, у якому краплі під дією відцентрових сил відділяються від газу й у вигляді суспензії видаляються з нижньої частини краплевловлювача.

Швидкість газу в горловині труби Вентурі досягає 50–150 м/с, у дифузори труби – 20–25 м/с, питома об'ємна витрата води зазвичай становить 0,4–1,2 л/м³, а продуктивність за очищенням газом – від 2000 до 500 000 м³/год. Ефективність скрубєрів Вентурі досягає 95–99 % при очищенні газів від твердих частинок розміром 1–2 мкм і крапель рідини діаметром 0,2–1,0 мкм.

2.4.4. Інші методи розділення неоднорідних систем

Одним з поширених методів видалення із суспензії дисперсних твердих частинок є *флотація* – процес приставання бульбашок газу (зазвичай повітря) до погано змочуваних (зазвичай водою) частинок. Неоднорідна система – піна з твердими частинками – видаляється з поверхні рідини. Отже, за допомогою флотації можна очистити рідину від твердих частинок дисперсної фази. Найкращі результати отримують, коли розмір частинок становить 0,1–0,4 мм.

Відомо кілька видів флотації: плівкова, масляна, іонна, солева та ін.

Найбільшого розповсюдження набула пінна флотація, при якій оброблені реагентами частинки виносяться на поверхню води бульбашками повітря, в результаті чого утворюється пінний шар, стійкість якого регулюють, додаючи спінювачі*.

Також відомі методи розділення рідких і газових неоднорідних систем за допомогою сил магнітного поля, вібрації та деякі інші.

2.4.5. Вибір методів і обладнання для розділення неоднорідних систем

Вибираючи методи й обладнання для розділення неоднорідних систем, треба враховувати багато факторів. Передусім слід брати до уваги вимоги, які ставлять до якості розділення. Вони можуть бути спричинені санітарно-гігієнічними умовами чистоти атмосферного повітря або екологічними міркуваннями (забезпечення чистоти атмосферного повітря, водоймищ тощо), вимогами технології (наприклад захистом вентиляторів і насосів від інтенсивного зношування дисперсними частинками неоднорідної системи), а також цінністю завислих у газі або рідині частинок. Крім того, необхідно враховувати концентрацію дисперсних частинок, розподіл їх за розмірами, агресивність

* Докладніше про флотацію див. п. 1.6.

компонентів системи, її температуру, тиск тощо. І, нарешті, слід брати до уваги техніко-економічні показники роботи відповідного обладнання.

При аналізі *апаратів для очищення газів* можна побачити, що ефективність їхньої роботи зазвичай пов'язана зі збільшенням витрат енергії або розмірів апаратів. Наприклад, електрофільтри й рукавні фільтри забезпечують кращий ефект очищення при малих швидкостях газу, тобто при використанні апаратів великого розміру. Циклони же й скрубери Вентурі тим ефективніші, чим більший їхній гідравлічний опір, а отже, і витрати енергії на перекачування крізь них газу. Тому кожного разу необхідно вибирати апарат з урахуванням конкретних умов.

На рис. 2.50 наведено діапазони частинок деяких аерозолів і обладнання для їхнього осадження. При значній концентрації твердої фази в газовій неоднорідній системі, а також коли ця фаза є цінним продуктом, необхідно використовують сухе газоочищення.

Найбільш простими й найменш енергоємними є пилоосаджувальні камери, проте вони придатні лише для очищення газів від крупних частинок. Найчастіше ці апарати застосовують як перший ступінь пиловловлювання для попереднього очищення газів перед електрофільтрами або рукавними фільтрами, а також перед вентиляторами для їхнього захисту від газоабразивного зношування.

Електрофільтри забезпечують високий ступінь очищення газів, проте вони потребують попереднього очищення газів від крупних частинок і не придатні для виділення з газу частинок з малим питомим електричним опором.

Рукавні фільтри ефективно працюють при розмірах частинок дисперсної фази понад 1 мкм, але вони здатні ефективно працювати лише за умови незначної концентрації завислих частинок у газі.

Апарати мокрого очищення газів дуже ефективні для очищення газів від частинок середньої дисперсності, проте вони потребують значних витрат води, часто подальшого виділення з одержаної суспензії твердої фази, а також значних витрат на протикорозійний захист обладнання.

Серед *апаратів для розділення суспензій* найпростішими є відстійники, однак вони малоефективні, і тому їх застосовують для попереднього розділення суспензій зі значним вмістом твердої фази.

Значно ефективнішими й продуктивнішими є гідроциклони й осаджувальні центрифуги. Але ці апарати значно дорожчі, особливо центрифуги. Крім того, вони непридатні для виділення з суспензій високоабразивних частинок.

Найефективнішим обладнанням для розділення суспензій є фільтри й фільтрувальні центрифуги, які забезпечують також промивання та просушування одержуваного осаду. Проте ці апарати досить складні за конструкцією й для обслуговування.

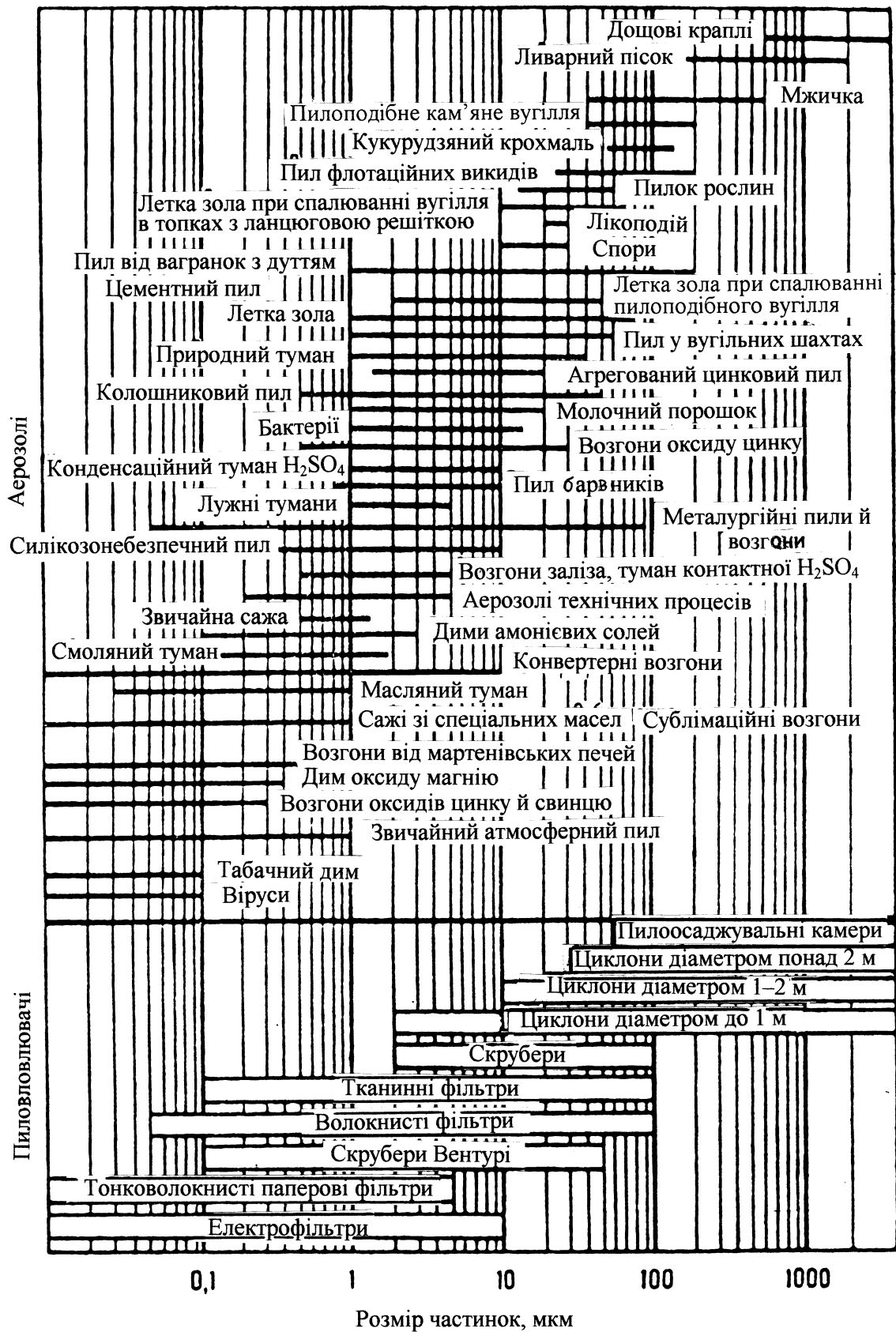


Рис. 2.50. Діаграма до визначення границь застосування апаратів для очищення газів від дисперсних частинок

2.5. Перемішування рідких середовищ

2.5.1. Загальні положення

Перемішуванням рідкого середовища називається процес багаторазового відносного пересування макроскопічних елементів об'єму рідкого середовища при введенні в цей об'єм енергії за допомогою перемішувального пристрою, потоку рідини, газу або пари.

Технологічний ефект перемішування полягає в:

- 1) інтенсифікація теплових, масообмінних і хімічних процесів;
- 2) забезпеченні отримання рівномірного розподілу компонентів в однорідній чи неоднорідній системі (розчини, суспензії, емульсії тощо).

Основними параметрами процесу перемішування є ефективність, інтенсивність і витрати енергії на його проведення.

Залежно від призначення перемішування ефективність процесу виражають різними способами. Якщо перемішування застосовують для прискорення теплових, масообмінних і хімічних процесів його ефективність можна оцінити співвідношенням кінетичних коефіцієнтів при перемішуванні та без нього (співвідношення коефіцієнтів тепловіддачі, масовіддачі, теплопередачі, масопередачі, швидкостей реакції хімічного перетворення). При отриманні неоднорідних систем ефективність перемішування можна характеризувати рівномірністю розподілу дисперсної фази в дисперсійному середовищі, а при отриманні однорідних систем – рівномірністю розподілу розчинених речовин у розчині.

2.5.2. Класифікація рідин

Усі рідини поділяють на два великі класи:

- 1) *ньютонівські*, в'язкість яких не залежить від градієнта швидкості (швидкості зсуву) і постійна при певній температурі. Поведінку таких рідин описують законом внутрішнього тертя Ньютона

$$\tau = -\mu_p \left(\frac{\partial w}{\partial n} \right), \quad (2.73)$$

де τ – дотичні напруження в шарі рідини; μ_p – динамічна в'язкість рідини, $\frac{\partial w}{\partial n}$ – градієнт швидкості (швидкість зсуву).

До ньютонівських рідин належать усі гази й чисті рідини (та їх суміші) з низькою молекулярною масою;

- 2) *неньютонівські*, в'язкість яких або залежить від градієнта швидкості, або (та) змінюється з часом; до таких рідин належать розчини й розплави полімерів, деякі суспензії, колоїдні розчини тощо.

Для неньютонівських рідин вводиться поняття «позірна» («уявна») в'язкість. Під нею розуміють в'язкість ньютонівської рідини, у якій швидкість деформування під дією заданого напруження зсуву дорівнює швидкості дефор-

мування неньютонівської рідини, що розглядається. Зв'язок позірної в'язкості μ_y з реологічними властивостями неньютонівської рідини можна подати у вигляді

$$\tau = -\mu_y (\partial w / \partial n). \quad (2.74)$$

Неньютонівські рідини поділяються на три основні групи.

До першої групи належать рідини, в'язкість яких не залежить від часу (так звані в'язкі, або стаціонарні, рідини). Вони бувають бінгамівські, псевдопластичні й дилатантні.

Бінгамівські рідини починають текти тільки після прикладення певного напруження (початкового напруження зсуву, або границі текучості) τ_0 . При цьому структура пластичної рідини порушується й вона поводить себе, як ньютонівська (рис. 2.51). До бінгамівських рідин належать різні густі суспензії (пасти, шлами, оливні фарби та ін.).

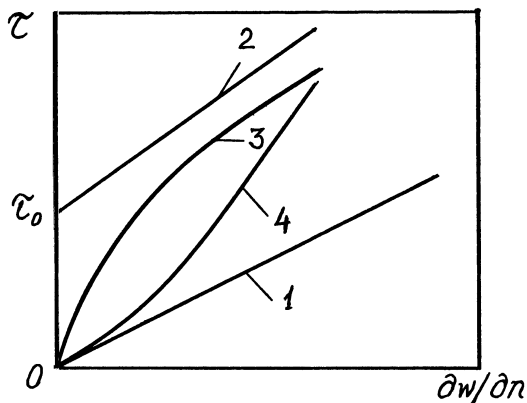


Рис. 2.51. Криві течії деяких рідин: 1 – ньютонівської; 2 – бінгамівської; 3 – псевдопластичної; 4 – дилатантної

У *псевдопластичних* рідин в'язкість зменшується зі збільшенням швидкості зсуву. До них належать розчини й розплави полімерів та ін. Псевдопластичні рідини починають текти, як і ньютонівські, при найменших значеннях τ . Для цих рідин залежність напруження зсуву від градієнта швидкості можна зобразити у вигляді степеневі функції*

$$\tau = k (\partial w / \partial n)^m, \quad (2.75)$$

де k – коефіцієнт консистенції; m – індекс течії рідини, який характеризує ступінь відхилення цієї рідини від ньютонівської. Для псевдопластичних рідин $m < 1$.

У *дилатантних* рідин в'язкість зростає зі збільшенням швидкості зсуву. Їх поведінку також можна описати залежністю (2.75), але для них $m > 1$. Дилатантні рідини містять рідку фазу в кількості, що в стані спокою або дуже повільної течії дозволяє заповнити порожнини між зернами твердої фази. При збільшенні швидкості рідини тверді зерна починають рухатися одне відносно одного швидше, сили тертя між ними збільшуються, що і спричинює зростання в'язкості. До цих рідин належать суспензії крохмалю, силікату калію, різні клеї та ін.

До другої групи належать рідини, в'язкість яких залежить від часу. Вони бувають *тиксотропними* (в'язкість зменшується з часом; до них належать деякі лакофарбові матеріали й харчові продукти: кефір, кисле молоко та ін.) і *реопектичними* (в'язкість збільшується з часом; до них належать, наприклад, суспензії бентонітових глин, деякі колоїдні розчини).

* Рідини, реологічні властивості яких описують залежністю (2.75), іноді називають степеневими.

До третьої групи належать *в'язкопружні*, або *максвеллівські*, рідини. В'язкість цих рідин зменшується під дією напружень, після зняття яких ці рідини частково відновлюють свою форму. До цього типу рідин належать деякі смоли й пасти тістоподібної консистенції, наприклад жувальна гумка.

Докладно питання гідродинаміки неньютонівських рідин розглядають у спеціальній літературі, наприклад літературі з перероблення пластичних мас і гумових сумішей.

2.5.3. Види перемішування

Перемішування виконують як в реакційних апаратах (автоклавах, сульфаторах, нітраторах та ін.), так і в спеціальних апаратах (змішувачах, апаратах з механічними перемішувальними пристроями), а також у проміжних апаратах, трубопроводах і сховищах.

На практиці використовують такі види перемішування (ГОСТ 22577–77):

1) механічне; 2) циркуляційне; 3) струминне; 4) пульсаційно-струминне; 5) барботаже; 6) газліфтне; 7) електромагнітне; 8) магнітно-вихрове; 9) перемішування при транспортуванні у трубопроводах; 10) кавітаційне.

Механічним називається перемішування, при якому рух рідкого середовища виникає внаслідок механічної дії.

Механічне перемішування виконують за допомогою перемішувального пристрою, основним елементом якого є *мішалка* – рухомий робочий орган, який безпосередньо діє на рідке середовище.

За видом руху мішалки розрізняють такі механічні перемішувальні пристрої: роторні (пристрої з простим обертальним рухом мішалки), планетарні (з планетарним рухом мішалки), прецесійні (з прецесійним рухом мішалки) і вібраційні (з вібраційним рухом мішалки; частота коливань таких мішалок зазвичай становить $10\text{--}100\text{ с}^{-1}$) (рис. 2.52).

Циркуляційним називається перемішування, при якому рідке середовище рухається по замкненому контуру за допомогою насоса (рис. 2.53).

У процесі перемішування кран 3 відкрито, а кран 4 закрито. Подаючи рідину споживачеві, кран 3 закривають, а кран 4 відкривають.

Струминним називається перемішування, при якому рідке середовище рухається за допомогою затопленого струменя, який витікає із сопла (швидкість струменя досягає $6\text{--}12\text{ м/с}$).

Часто як середовище струменя використовують пару перемішуваної рідини. Гостра пара захоплює в бокові отвори сопла рідину. Змішування пари з рідиною відбувається в соплі, після чого парорідинна суміш потрапляє в ємність і перемішує весь об'єм рідини. Конденсація пари супроводжується кавітацією, що додатково інтенсифікує процес. Одночасно перемішувана рідина нагрівається (рис. 2.54).

Пульсаційно-струминним називається перемішування, при якому затоплений струмінь витікає із сопла пульсуючи.

Барботажним називається перемішування, при якому рідке середовище рухається за допомогою барботованого потоку дисперсної газової фази.

Повітря або азот (коли можливе окислення рідини киснем повітря) у цьому разі подається в барботер – зазвичай перфорований змійовик, укладений біля днища апарата з перемішуваною рідиною (рис. 2.55).

Газліфтним називається перемішування, при якому рідке середовище рухається по замкненому контуру за допомогою барботованого потоку дисперсної газової фази (рис. 2.56).

Електромагнітним називається перемішування, при якому рідке середовище рухається за допомогою електромагнітного поля.

Магнітно-вихровим називається перемішування, при якому рідке середовище рухається за допомогою феромагнітних частинок, які пересуваються в електромагнітному полі.

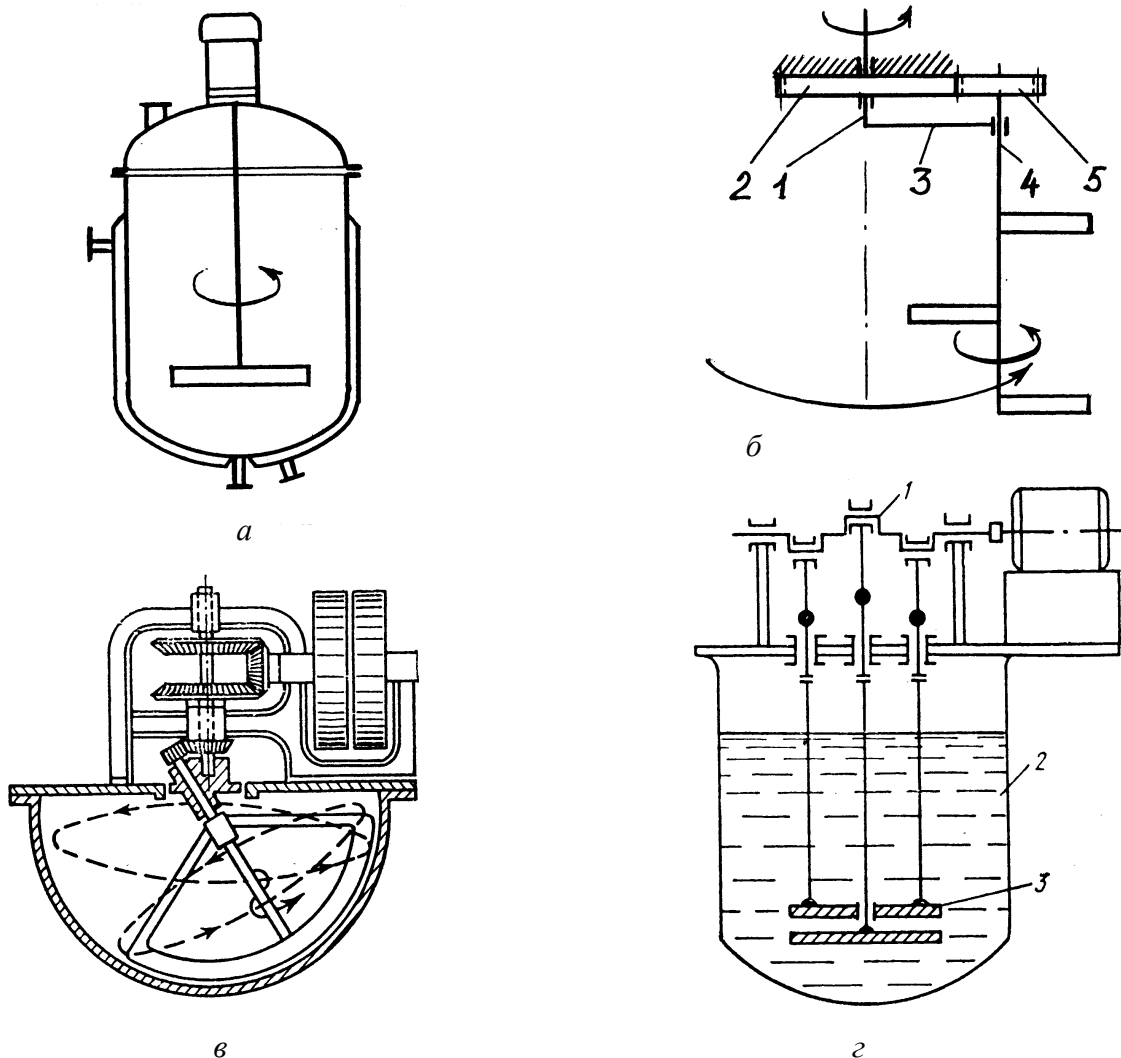


Рис. 2.52 Схеми механічних перемішувальних пристроїв: *а* – роторного; *б* – планетарного: 1 – вал; 2 – нерухома шестірня; 3 – водило; 4 – вал мішалки; 5 – ведена шестірня; *в* – прецесійного; *г* – вібраційного: 1 – привід; 2 – корпус апарата; 3 – мішалка

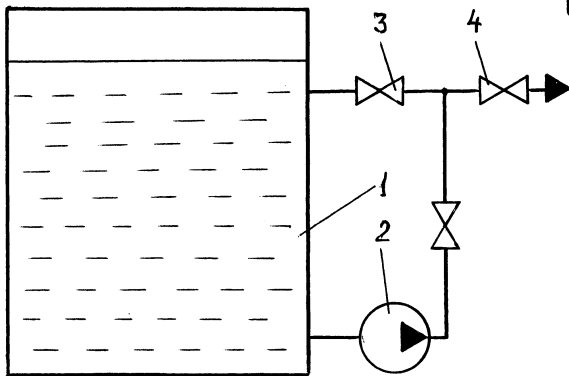


Рис. 2.53. Схема циркуляційного перемішувального пристрою:
1 – ємність; 2 – насос; 3, 4 – крани;
5 – трубопровід до споживача

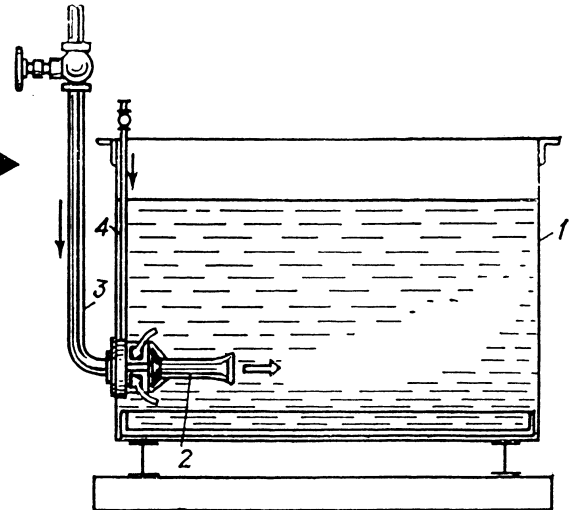


Рис. 2.54. Схема пароструминного перемішування: 1 – ємність;
2 – сопло; 3 – парорідинна суміш;
4 – пара

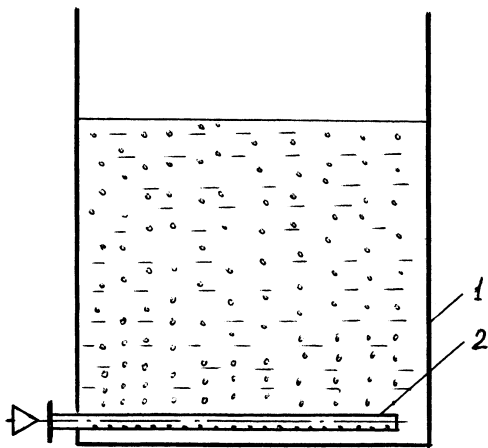


Рис. 2.55. Схема барботажного перемішування: 1 – ємність;
2 – барботер

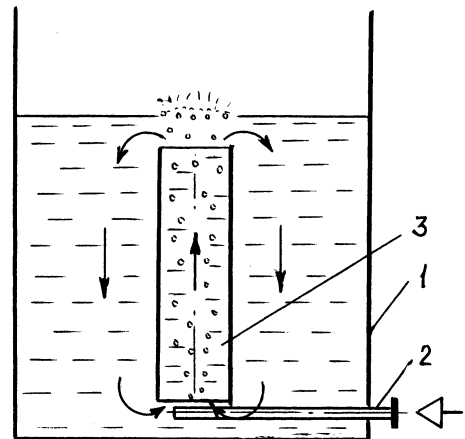


Рис. 2.56. Схема газліфтного перемішування:
1 – ємність; 2 – підведення повітря;
3 – циркуляційна труба

Перемішування при транспортуванні рідкого середовища у трубопроводі є найпростішим видом перемішування. Воно відбувається під дією турбулентних пульсацій. Часто для інтенсифікації процесу в трубопроводах розміщують спеціальні пристрої: диспергатори, кавітатори та ін.

Кавітаційне перемішування передбачає використання ефекту кавітації – процесу порушення суцільності всередині рідини, тобто утворення в крапельній рідині порожнин, заповнених газом, паром або їх сумішшю (так званих кавітаційних бульбашок). Кавітація виникає в результаті місцевого зниження тиску нижче критичного значення, яке для реальної рідини приблизно дорів-

ное тиску насиченої пари цієї рідини при даній температурі. Якщо зниження тиску відбувається внаслідок місцевого підвищення швидкості в напірному потоці рідини, то кавітація називається гідродинамічною.

Наявність кавітації призводить до схлопування парогазових бульбашок і виділення короткочасного потужного імпульсу у формі сферичної ударної хвилі, що спричиняє інтенсивне подрібнення частинок дисперсної фази та ефективне перемішування компонентів суміші (рис. 2.57).

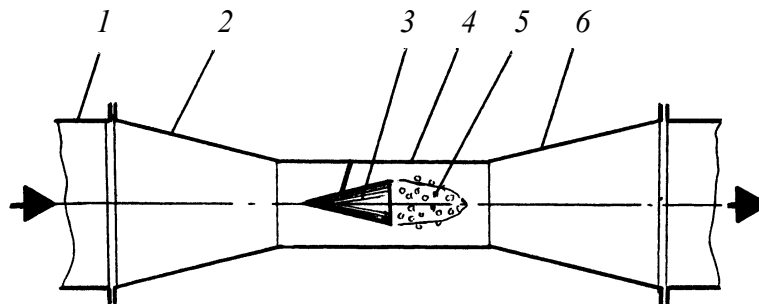


Рис. 2.57. Схема кавітаційного перемішування: 1 – трубопровід; 2 – конфузор; 3 – кавітатор; 4 – кавітаційний апарат; 5 – каверна (сукупність парогазових бульбашок); 6 – дифузор;

Під час схлопування кожної бульбашки поблизу твердих поверхонь енергія радіального руху рідини перетворюється на кінетичну енергію рідинної кумулятивної мікроструминки, що вилітає з бульбашки з величезною швидкістю в напрямку твердої поверхні. Крім того, парогазова бульбашка до повного схлопування встигає зробити високочастотні коливання, тому кожен бульбашку можна розглядати як мікрогенератор ультразвукових коливань, питомі характеристики якого порівнянні з показниками промислових акустичних генераторів, які використовують для інтенсифікації технологічних процесів.

Найбільшого поширення в хімічній і нафтопереробній промисловості набули роторні перемішувальні пристрої.

2.5.4. Перемішування за допомогою роторних механічних перемішувальних пристроїв

2.5.4.1. Загальні положення. Процес перемішування рідини обертовою мішалкою, встановленою в апараті, можна розглядати як процес її руху в каналі, який має складну геометричну форму.

Дослідним шляхом встановлено, що впливом сили тяжіння на рух рідини в умовах роботи мішалок можна знехтувати. Тоді рух рідини в каналі можна охарактеризувати критеріальною залежністю

$$Eu = f(Re).$$

Щодо перемішування доцільно ввести модифіковані критерії Рейнольдса та Ейлера.

Якщо мішалка являє собою горизонтальну лопать, закріплену на вертикальному обертовому валу (рис. 2.58), то лінійна швидкість перемішуваної рідини на кінці лопаті становить $w = k_1 \pi d n$, де k_1 – коефіцієнт пропорційності; d – діаметр мішалки; n – частота обертання мішалки, с^{-1} .

Тоді критерій Рейнольдса становить:

$$Re = \frac{w d \rho_p}{\mu_p} = \frac{k_1 \pi d^2 n \rho_p}{\mu_p},$$

де ρ_p і μ_p – густина й динамічна в'язкість перемішуваної рідини, відповідно.

Сталі величини k_1 і π з критерію можна вилучити, тоді отримуємо модифікований критерій Рейнольдса

$$Re_m = \rho_p n d^2 / \mu_p. \quad (2.76)$$

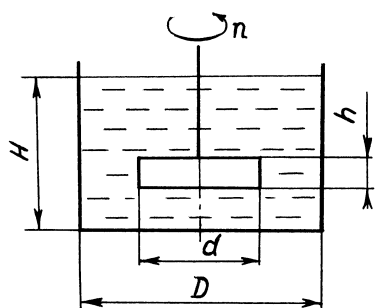


Рис. 2.58. До виведення модифікованих критеріїв Рейнольдса та Ейлера

Звичайний критерій Ейлера має вигляд

$$Eu = \Delta p / (\rho_p w^2).$$

Якщо рідина циркулює в апараті під дією мішалки за певним контуром, то потужність, яку витрачає мішалка, можна визначити як потужність насоса

$$N = \Delta p V_c,$$

де Δp – перепад тиску; V_c – секундний об'єм рідини, яка рухається під дією мішалки.

Звідси перепад тиску становить: $\Delta p = N / V_c$.

Секундний об'єм рідини V_c дорівнює добутку об'єму рідини в апараті V на кратність циркуляції m : $V_c = mV = m \pi D^2 H / 4$, де D – внутрішній діаметр апарата; H – висота шару рідини в апараті.

Геометричні розміри шару рідини можна виразити через діаметр мішалки: $D = k_2 d$, $H = k_3 d$, де k_2 , k_3 – коефіцієнти пропорційності.

Кратність циркуляції пропорційна частоті обертання мішалки: $m = k_4 n$.

Тоді критерій Ейлера становитиме

$$\begin{aligned} Eu &= \frac{\Delta p}{\rho_p w^2} = \frac{N}{V_c \rho_p w^2} = \frac{N}{(mV) \rho_p w^2} = \frac{N}{(k_4 n \pi k_2^2 d^2 k_3 d / 4) \rho_p (k_1 \pi d n)^2} = \\ &= \frac{N}{(\pi^3 k_1^2 k_2^2 k_3 k_4 / 4) \rho_p n^3 d^5}. \end{aligned}$$

Остаточний модифікований критерій Ейлера набуває вигляду

$$Eu_M = \frac{N}{\rho_p n^3 d^5}. \quad (2.77)$$

Отже, рівняння подібності, що характеризує рух рідини в апараті при перемішуванні її мішалками, можна подати у вигляді

$$Eu_M = f(Re_M).$$

2.5.4.2. Витрати енергії на перемішування. Розглянемо лопать, яку обтікає рідина (рис. 2.59). Сила опору R , що діє на лопать з боку перемішуваної рідини, згідно із законом Ньютона становить: $R = \xi F \rho_p w^2 / 2$, де ξ – коефіцієнт опору; $F = 2hr$ – площа лопаті; h – висота лопаті мішалки; r – поточний радіус.

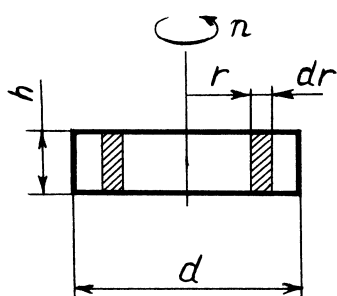


Рис. 2.59. До визначення витрати енергії на перемішування

Припустимо, що рідина нерухома і w – колова швидкість обертової мішалки, яка змінюється вздовж радіуса лопаті: $w = 2\pi r n$.

Тоді сила опору dR на елементі поверхні $dF = 2h dr$ дорівнює:

$$dR = 2\xi h \rho_p (2\pi r n)^2 / 2 dr = 4\pi^2 \xi h \rho_p n^2 r^2 dr.$$

Потужність, яка витрачається на рух рідини, становить:

$$dN = w dR = (2\pi r n) 4\pi^2 \xi h \rho_p n^2 r^2 dr = 8\pi^3 \xi n^3 h \rho_p r^3 dr.$$

Тоді потужність, яку витрачає на перемішування рідини вся мішалка:

$$N = 8\pi^3 \xi n^3 h \rho_p \int_0^r r^3 dr = 2\pi^3 \xi n^3 h \rho_p r^4.$$

З урахуванням того, що $h = kd$ і $r = d/2$, маємо: $N = (\pi^3 \xi k / 8) \rho_p n^3 d^5$.

Позначимо $\pi^3 \xi k / 8 = K_N$, тоді

$$N = K_N \rho_p n^3 d^5. \quad (2.78)$$

Величина $K_N = N / (\rho_p n^3 d^5)$ називається критерієм потужності або модифікованим критерієм Ейлера.

Для найбільш розповсюджених мішалок у літературі подають експериментальні графічні залежності $K_N = f(Re_M)$ (загальний вигляд залежності показано на рис. 2.60).

Ламінарний режим руху рідини в апараті з мішалками приблизно відповідає умові $Re_M \leq 10$, перехідний – $10 < Re_M \leq 10^3$, а розвинутий турбулентний – $Re_M > 10^4$.

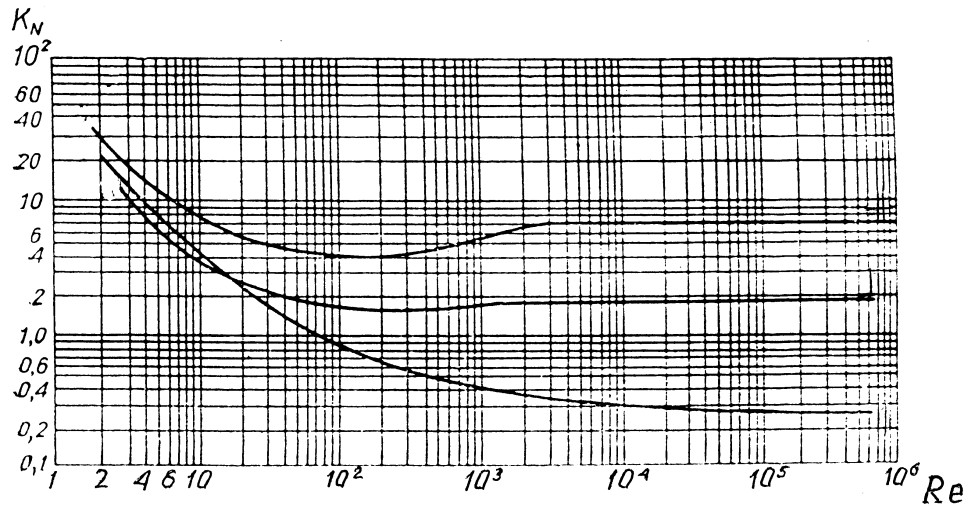


Рис. 2.60. Загальний вигляд залежностей $K_N = f(Re_M)$ для різних систем апарат – мішалка

Порядок розрахунку потужності при перемішуванні в робочий період:

- 1) вибирають мішалку та апарат;
- 2) визначають параметри рідини ρ_p, μ_p за робочої температури;
- 3) згідно з рекомендаціями задаються частотою обертання мішалки n ;
- 4) знаходять значення критерію Re_M ;
- 5) з відповідного рівняння або графічної залежності $K_N = f(Re_M)$ визначають значення K_N ;
- 6) знаходять шукану потужність

$$N = K_N \rho_p n^3 d^5. \quad (2.79)$$

Відношення потужності перемішування до об'єму перемішуваного середовища називається об'ємною потужністю перемішування.

2.5.4.3. Визначення потужності приводу мішалки. У кришці, корпусі або днищі апарата, у місцях проходження валів мішалок, зазвичай встановлюють *сальники*. Призначення сальників – запобігти виходу робочого середовища з апарата в атмосферу й, навпаки, – проникненню атмосферного повітря й мастильного матеріалу з приводу перемішувального пристрою всередину апарата. Також сальник є проміжною опорою обертового вала мішалки. Сальник складається з корпусу, упорної втулки (яка може бути утворена кільцевим виступом корпусу апарата), гнундбуksi, шпильок з гайками й сальникової набивки (рис. 2.61).

Потужність, яка витрачається на подолання тертя вала об сальникову набивку, обчислюють за формулою

$$N_{CH} = 1,48 p n f l d_B^2, \quad (2.80)$$

де p – тиск в апараті; f – коефіцієнт тертя сальникової набивки об вал; l – довжина ділянки контакту набивки й вала; d_B – діаметр вала на вказаній ділянці.

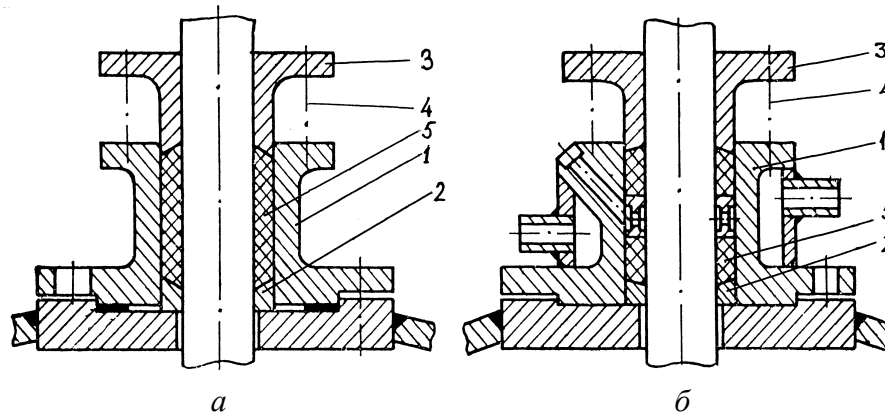


Рис. 2.61. Схеми сальникових ущільнень: *а* – типового; *б* – з охолодною оболонкою: 1 – корпус, 2 – упорне кільце; 3 – ґрундбуksа, 4 – шпильки з гайками; 5 – сальникова набивка

Потужність приводу мішалки становить

$$N_{\text{пр}} = [k_1 k_2 (1 + \sum k_i) N + N_{\text{сн}}] / \eta_{\text{п}}, \quad (2.81)$$

де $k_1 = \sqrt{H_p/D}$ – коефіцієнт, який враховує заповнення апарата рідиною; k_2 – коефіцієнт перевантаження приводу при пуску ($k_2 = 1,0$ для швидкохідних мішалок і $k_2 = 1,3$ для тихохідних); $\sum k_i$ – сума підвищувальних коефіцієнтів, пов'язаних з наявністю різних внутрішніх пристроїв (для змійовика $k = 1,0$; для труби передавлювання, гільзи термометра або при наявності значної шорсткості внутрішньої поверхні апарата $k = 0,1$; для другої пари лопатей $k = 0,5$ і т.д.); $\eta_{\text{п}}$ – коефіцієнт корисної дії приводу мішалки.

Під час пуску приводу енергія додатково витрачається на подолання інерції рідини й рухомих елементів приводу. Проте пускова потужність перевищує робочу не більше ніж у два рази і споживається протягом незначного часу. Відповідно до цього електродвигун приводу вибирають за робочою потужністю, враховуючи можливість короткочасного збільшення крутного моменту на валу електродвигуна.

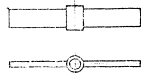
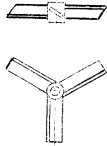
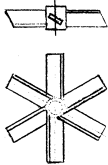


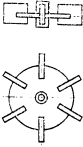
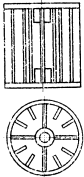
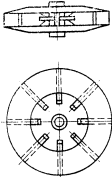
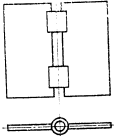
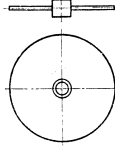

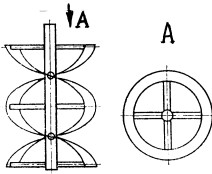
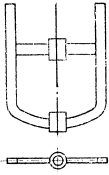
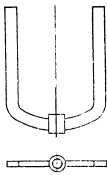
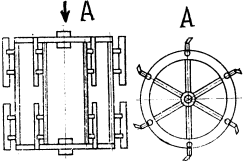
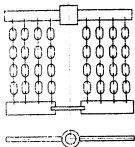
Потужність приводів стандартних апаратів з мішалками становить 0,75–55 кВт, а частота обертання мішалок – 0,4–4,0 с⁻¹ (виготовляють також апарати з приводами потужністю 160 кВт і більше; частота же обертання спеціальних мішалок може перевищувати 125 с⁻¹).

2.5.4.4. Конструкції мішалок. Основні конструкції мішалок визначає ГОСТ 22577–77.

Розрізняють такі мішалки: лопатеві, трилопатеві, шестилопатеві, спірально-лопатеві, гвинтові, відкриті й закриті турбінні, клітьові, листові, дискові, шнекові, стрічкові, якірні, рамні, скребкові й ланцюгові (табл. 2.1).

За швидкістю обертання мішалки умовно поділяють на тихохідні (якірні, рамні та ін., у яких колова швидкість кінців лопатей зазвичай не перевищує 1 м/с) і швидкохідні (гвинтові, турбінні та інші, у яких вказана швидкість найчастіше не менше 10 м/с).

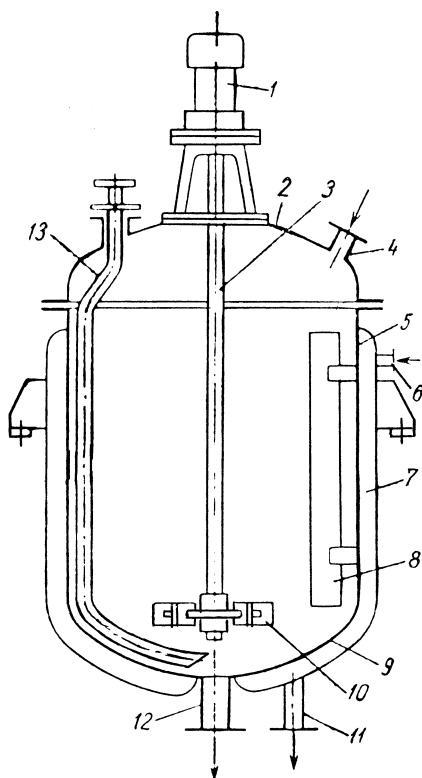
Таблиця 2.1. Основні конструкції мішалок

Найменування мішалки	Ескіз	Найменування мішалки	Ескіз
лопатева		трилопатева	
шестилопатева		спірально-лопатева (неприпустимий термін – імперерна). Згідно з ДСТУ 2238-96 – імперерна	
гвинтова (неприпустимий термін – пропелерна)		відкрита турбінна	
клітьова (неприпустимий термін – біляче колесо)		закрита турбінна	
листова		дискова	
шнекова		стрічкова	
рамна		якірна	
скребкова		ланцюгова	

Іноді мішалки класифікують за напрямком основного потоку рідини в апараті (тангенціальні, радіальні, аксіальні).

Найчастіше апарат для перемішування являє собою вертикальну посудину з мішалкою, вісь обертання якої збігається з віссю апарата. Основними вузлами таких апаратів є корпус, кришка, привід і вал з мішалкою (рис. 2.62). Об'єм апаратів із встановленими в них мішалками коливається від 0,01 до 50 м³ (рідше до 2000 м³ і більше).

Щоб запобігти утворенню воронки біля стінок апарата, яка є ознакою низької ефективності роботи мішалки, встановлюють радіальні відбивні перегородки, причому часто – на деякій відстані від корпусу. Оптимальне число перегородок дорівнює чотирьом, а їхня ширина становить приблизно 10 % від діаметра апарата.



Якщо мішалки встановлюють на довгих валах і при значній в'язкості перемішуваного середовища, а також, коли завантажені кускові матеріали можуть зігнути вал, вертикальні й похилі вали споряджають підп'ятниками (рис. 2.63,а). Підп'ятники експлуатують у важких умовах: вони не тільки сприймають бокові зусилля, які виникають під дією перемішуваного середовища й недостатнього балансування вала, але й піддаються інтенсивному зношуванню через брак мастильного матеріалу у вузлі тертя (їх змащує лише перемішуване середовище).

Рис. 2.62. Апарат з роторним перемішувальним пристроєм: 1 – електродвигун з редуктором (мотор-редуктор); 2 – кришка; 3 – вал мішалки; 4 – штуцер для подавання стисненого повітря; 5 – корпус; 6, 11 – штуцери підведення й відведення теплоносія або холодоагенту; 7 – оболонка; 8 – відбивна перегородка; 9 – днище; 10 – мішалка; 11 – штуцер зливу продукту; 13 – труба передавлювання

Підп'ятники мають обмежувати бокові коливання вала, проте через можливість заїдання в конструкції вузла підп'ятника передбачають зазор між валом і шийкою вала до 1 мм і більше. Крім того, конструкція підп'ятника має забезпечити вільну циркуляцію крізь нього рідини, щоб запобігти забиванню його осадом. Для цього підп'ятники роблять без денця, а в його корпусі передбачають отвори, які сполучають простір під валом з об'ємом апарата.

У деяких випадках на кінцях валів швидкохідних мішалок, які не мають підп'ятників, для запобігання вібрації встановлюють стабілізатори. Стабілізатор – це найчастіше легкий шків з широким ободом, закріплений на кінцевій ділянці вала (рис. 2.63,б). Якщо вал починає колитися, опір перемішуваного середовища запобігає відхиленню шківів й стабілізує положення вала й мішалки.

Якщо осі вертикального вала мішалки й циліндричного корпусу апарата збігаються, рідина рухається симетрично у всьому апараті, унаслідок чого рідина інтенсивно перемішується лише в області мішалки. Проте інтенсивність перемішування можна значно збільшити, якщо змістити вісь вала відносно осі корпусу апарата або нахилити вал мішалки на кут $10\text{--}20^\circ$ до вертикалі.

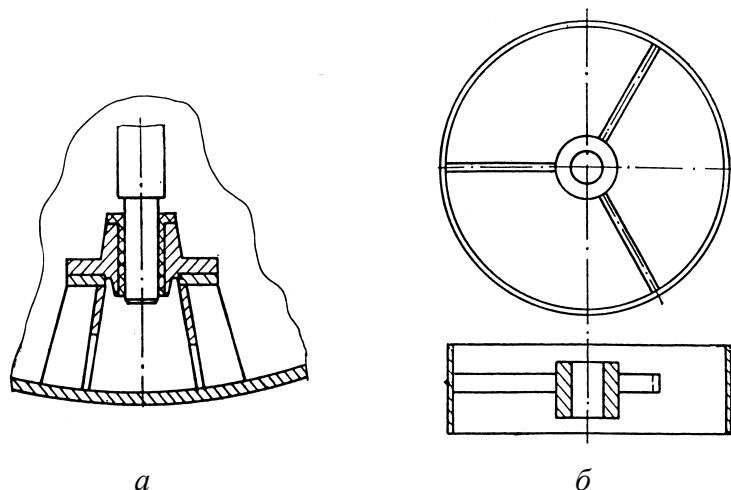


Рис. 2.63. Конструкція підп'ятника (а) і стабілізатора (б)

Вибирають мішалку залежно від цільового призначення перемішуваної рідкої системи й фізико-механічних характеристик і властивостей її компонентів. На вибір мішалки впливають передусім об'єм системи, її в'язкість і густина, наявність дисперсної фази й концентрація останньої в системі.

Для перемішування високов'язких середовищ (як ньютонівських, так і неньютонівських рідин) при ламінарному режимі використовують стрічкові, шнекові та скребкові мішалки (скребки зазвичай закріплюють за допомогою пружин, забезпечуючи їх щільне прилягання до внутрішньої стінки апарата).

Для перемішування рідин відносно невисокої в'язкості (найчастіше при підведенні або відведенні теплоти) використовують тихохідні мішалки – якірні й рамні.

Швидкохідні лопатеві, гвинтові й турбінні мішалки забезпечують інтенсивну аксіальну (осьову) циркуляційну течію рідин помірної в'язкості.

Клітьові мішалки використовують для приготування емульсій і суспензій з частинками значної маси, а також для перемішування, коли рідина взаємодіє з газом.

Дискові мішалки – це найчастіше суцільний плоский диск діаметром $0,10\text{--}0,15$ діаметра корпусу апарата. Колова швидкість цих мішалок досягає 35 м/с. Їх використовують при обробленні емульсій, наприклад, під час безперервної рідинної екстракції.

Щоб збільшити в апараті насосний ефект, мішалку розміщують у напрямних трубах або дифузорах, які іноді виконують у вигляді об'ємного змійовика, усередині якого циркулює теплоносіть або холодоагент.

2.6. Псевдозрідження твердого зернистого матеріалу

2.6.1. Загальні положення

Псевдозрідження – це процес взаємодії газу й рідини з твердим зернистим або порошкоподібним матеріалом, при якому частинки твердої фази набувають рухомості одна відносно одної за рахунок обміну енергією зі зріджувальним потоком газу або рідини.

Відповідний стан твердої фази називається *псевдозрідженим шаром* внаслідок зовнішньої подібності до поведінки зазвичай крапельної рідини: псевдозріджений шар набуває форми посудини, у якій він знаходиться; поверхня ідеального псевдозрідженого шару горизонтальна; спостерігаються деякі характеристики, властиві рідинам, наприклад, плинність, умовна в'язкість, поверхневий натяг та ін.

Переваги псевдозрідження: унаслідок омивання твердих частинок газовим або рідинним потоком з усіх боків значно збільшується поверхня контакту фаз, що інтенсифікує теплові, масообмінні й хімічні процеси; унаслідок текучості псевдозріджений шар можна транспортувати по трубах, що дозволяє багато процесів виконувати безперервно; завдяки інтенсивному перемішуванню твердих частинок поля концентрацій і температур майже вирівнюються, що майже виключає можливість локального перегріву й термодеструкції оброблюваного матеріалу.

Поряд з перевагами псевдозрідженому шару властиві й недоліки: інтенсивне перемішування твердих частинок спричиняє їх переподрібнення, зношування апаратури, появу значних зарядів статичної електрики, потребу встановлення пилоосаджувального обладнання на виході з апарата псевдозрідженого шару.

Псевдозрідження можна використовувати у хімічних процесах (особливо під час проведення гетерогенних каталітичних реакцій), фізичних і фізико-хімічних процесах (сушіння, розчинення твердих речовин і кристалізація, термічне оброблення твердих речовин, нагрівання та охолодження газів та ін.) і механічних процесах (транспортування, змішування і класифікація твердих зернистих і порошкоподібних матеріалів).

Псевдозріджені системи утворюють також і такими способами: 1) піддають шар зернистого матеріалу дії механічних вібрацій; 2) механічно перемішують шар зернистого матеріалу, наприклад обертанням заповненого ним апарата; 3) піддають тверді частинки, які мають феромагнітні властивості, дії електромагнітного поля.

Далі для зручності викладання матеріалу розглянемо тільки найпоширеніший випадок – псевдозрідження зернистого матеріалу текучим середовищем.

2.6.2. Гідромеханіка псевдозрідженого шару

Якщо крізь шар твердих частинок, розташований на підтримувальній розподілювальній решітці, проходить висхідний потік зріджувального агента (газу або рідини), то стан шару робиться різним залежно від швидкості цього потоку.

При незначних швидкостях зріджувального агента w_T сила тяжіння G_T , яка діє на окрему тверду частинку, набагато більша сили Архімеда A і сили в'язкості S . У цьому разі агент фільтрується крізь нерухомий шар матеріалу (рис. 2.64).

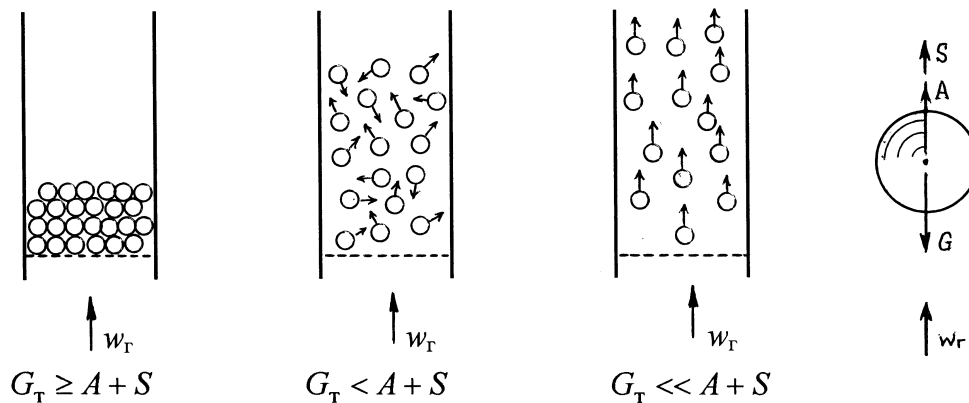


Рис. 2. 64. Гідродинаміка шару твердого зернистого матеріалу

Початок псевдозрідження починається, коли $G_T \approx A + S$. Якщо надалі швидкість агента підвищується, рухомість частинок шару зростає, відстань між ними збільшується, відповідно збільшується й висота шару.

За значних швидкостей зріджувального агента сила тертя суттєво перевищує силу тяжіння, частинки набувають швидкості, точно орієнтованої в напрямку руху зріджувального агента, настає режим винесення (пневно-, гідро-транспорту), і тверді частинки виносяться з апарата.

Указані режими поведінки шару твердого зернистого матеріалу добре ілюструє крива псевдозрідження, тобто залежність перепаду тиску на шарі Δp від приведеної (фіктивної) швидкості агента, тобто швидкості, віднесеної до всього поперечного перерізу апарата (рис. 2.65). На ділянці II (режим псевдозрідження) перепад тиску $\Delta p_{пз}$ майже не змінюється при збільшенні швидкості зріджувального агента. Це пояснюється тим, що з ростом w_T контакт між частинками зменшується і середні відстані між ними, а значить і висота шару, збільшуються. Під час винесення матеріалу з апарата перепад тиску Δp зменшується, тому що з часом кількість частинок в апараті зменшується.

Ідеальний випадок псевдозрідження передбачає наявність монодисперсного матеріалу (тобто частинок однакових форми, розмірів й густини) (див. рис. 2.65). Якщо наявний полідисперсний матеріал, спостерігається перехідний діапазон швидкостей псевдозрідження (спочатку за певної швидкості

$w'_{пз_0}$ приходять у рух дрібні частинки, а при швидкості $w''_{пз_0}$ настає повне псевдозрідження).

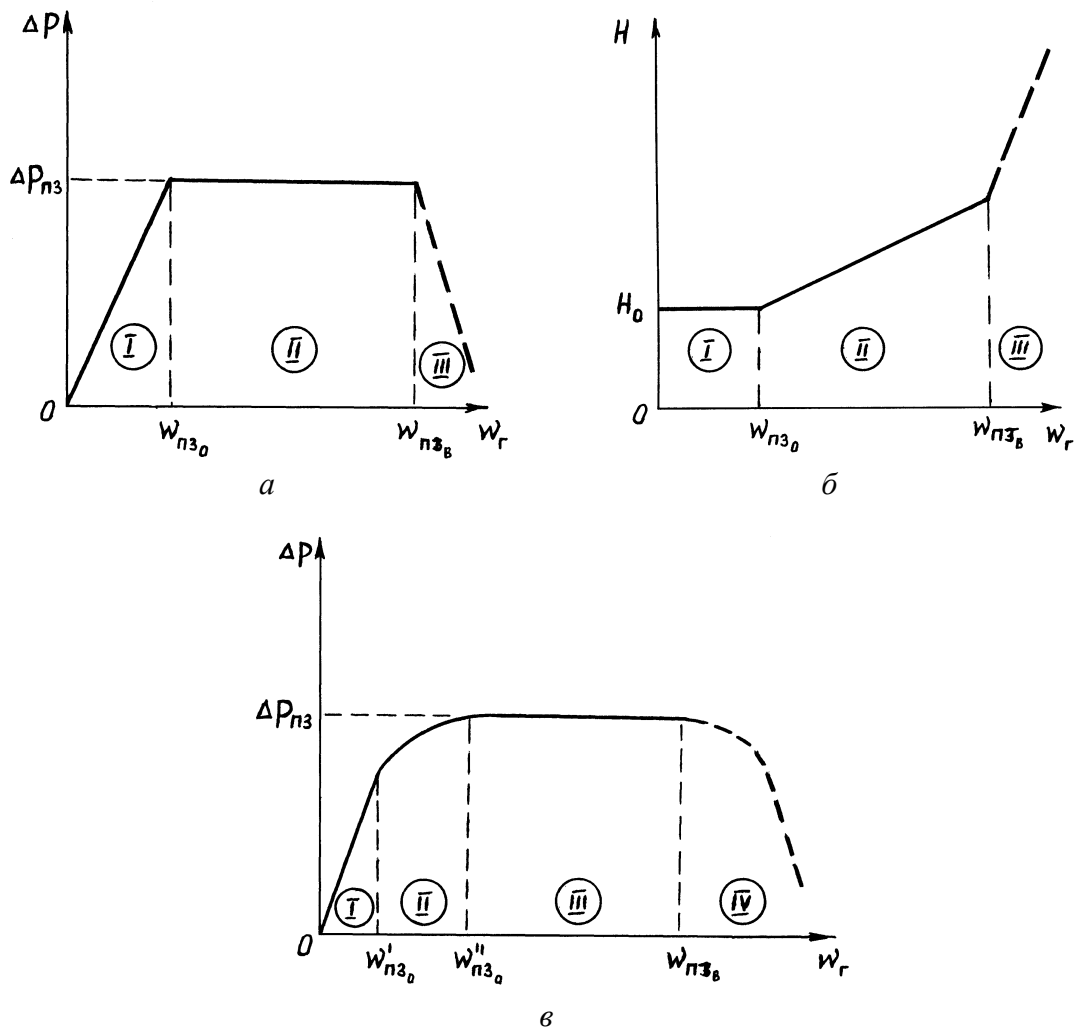


Рис. 2.65. Ідеальна крива псевдозрідження шару монодисперсного матеріалу (а) і залежність його висоти (б) від приведеної (фіктивної) швидкості газу: I – режим фільтрування газу крізь шар нерухомого матеріалу; II – режим псевдозрідження; III – режим винесення; $w_{пз_0}$ – швидкість початку псевдозрідження (перша критична швидкість); $w_{пз_в}$ – швидкість пневмотранспорту (швидкість винесення, друга критична швидкість); в – ідеальна крива псевдозрідження шару полідисперсного матеріалу: I – режим фільтрування газу крізь шар нерухомого матеріалу; II – перехідний режим від фільтрування до псевдозрідження; III – режим псевдозрідження; IV – режим винесення

На практиці дійсна крива псевдозрідження відрізняється від ідеальної.

Крутість висхідної гілки реальної кривої визначається щільністю упаковки частинок нерухомого шару матеріалу: при більшій упаковці гідравлічний опір більший, і гілка йде крутіше (крива 1), а при меншій – гілка йде полого (крива 2). У момент переходу матеріалу до псевдозрідженого стану спостерігається сплеск тиску, зумовлений необхідністю витратити додаткову енергію

на подолання сил притягання частинок між собою й сил тертя між частинками й стінками апарата (рис. 2.66).

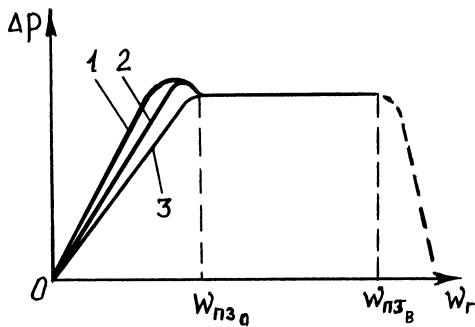


Рис. 2.66. Дійсна крива псевдозрідження

При поступовому зменшенні швидкості агента w_r і переході матеріалу від псевдозрідженого стану до нерухомого крива 3 розташовується нижче кривих 1 і 2, тому що вказані сили сприяють переходу матеріалу до нерухомого стану.

Розрізняють такі види псевдозрідженого шару (рис. 2.67): однорідний («спокійний»), з наявністю бульбашок зріджувального агента, поршневий, з наявністю наскрізних каналів і фонтануючий.

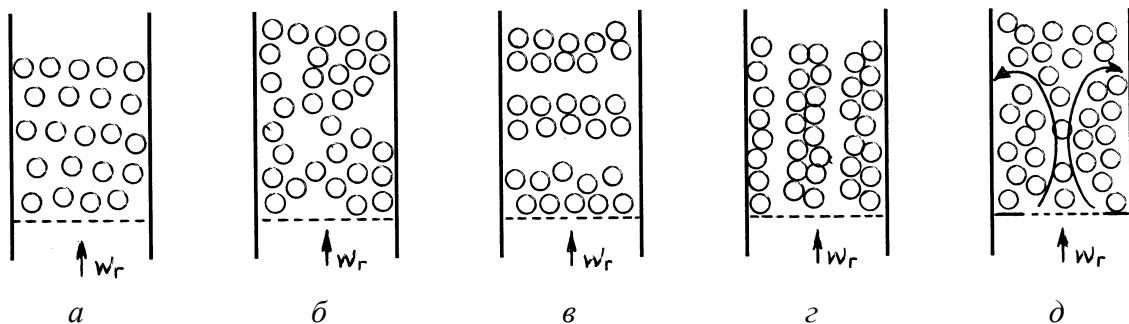


Рис. 2.67. Види псевдозрідженого шару: а – однорідний («спокійний»); б – з наявністю бульбашок; в – поршневий; г – з наявністю наскрізних каналів; д – фонтануючий

У промисловості зазвичай використовуються однорідне й фонтануюче псевдозрідження.

2.6.3. Основні параметри псевдозрідженого шару

Відношення об'єму простору в матеріалі, не зайнятого зернами заповнювача, до загального об'єму матеріалу в насипному стані називається *порозністю* (або згідно з ДСТУ Б А.1-1-5-94 міжзерною пустотністю)

$$\varepsilon = \frac{V - V_T}{V}, \quad (2.82)$$

де V – загальний об'єм матеріалу в насипному стані; V_T – об'єм частинок (зерен) твердого матеріалу.

Оскільки $V_T \rho_T = V_{T \text{нас}} \rho_{T \text{нас}} = G_T$, то, якщо знехтувати масою агента між частинками матеріалу, порозність шару можна визначити за формулою: $\varepsilon = (\rho_T - \rho_{T \text{нас}}) / \rho_T$.

Для нерухомого монодисперсного шару частинок сферичної форми в інженерних розрахунках зазвичай беруть $\varepsilon_0 \approx 0,4$.

Слід зазначити, що порозність ε_0 , як і насипна густина, залежить від способу завантаження матеріалу (для шару сферичних частинок і при їх вільному засипанні в апарат $\varepsilon_0 \approx 0,4$, але вона може змінюватися від 0,35 до 0,45), а також від співвідношення діаметрів частинок матеріалу та апарата.

Порозність псевдозрідженого шару становитиме: $\varepsilon_{пз} = (V_{пз} - V_T)/V_{пз}$, де $V_{пз}$ – об'єм псевдозрідженого шару.

Відношення робочої швидкості агента, який проходить крізь псевдозріджений шар, до швидкості початку псевдозрідження називається *числом псевдозрідження*

$$K_w = w_{пз} / w_{пз_0} . \quad (2.83)$$

Число псевдозрідження характеризує інтенсивність процесу. Зазвичай $K_w = 2 - 10$. За умови $K_w \geq 4$ найчастіше спостерігається нестійкий режим псевдозрідження.

У момент початку псевдозрідження вага шару матеріалу зрівноважується силою його гідравлічного опору: $\Delta p_{пз_0} = G_T / F$, де F – поперечний переріз апарата.

Вага матеріалу становить

$$G_T = V_T \rho_T g = F H_0 (1 - \varepsilon_0) \rho_T g .$$

Остаточно

$$\Delta p_0 = H_0 (1 - \varepsilon_0) \rho_T g ,$$

де H_0 – висота нерухомого шару матеріалу.

Для уточнених розрахунків слід враховувати наявність сили Архімеда

$$\Delta p_{пз} = g H_{пз} (1 - \varepsilon_{пз}) (\rho_T - \rho_T) . \quad (2.84)$$

Зі збільшенням швидкості агента w_T висота псевдозрідженого шару $H_{пз}$ зростає, а величина $(1 - \varepsilon_{пз})$ зменшується, але добуток $H_{пз} (1 - \varepsilon_{пз})$ залишається постійним, тому

$$H_0 (1 - \varepsilon_0) = H_{пз} (1 - \varepsilon_{пз}) .$$

З останньої залежності можна визначити висоту псевдозрідженого шару в апаратах сталого поперечного перерізу (наприклад циліндричних апаратах)

$$H_{пз} = H_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_{пз}} . \quad (2.85)$$

Відношення висоти псевдозрідженого шару до висоти нерухомого шару називається *ступенем розширення шару*

$$K = \frac{H_{пз}}{H_0} = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_{пз}} . \quad (2.86)$$

Якщо відома величина K , то порозність шару становить

$$\varepsilon_{пз} = 1 - \frac{1 - \varepsilon_0}{K}. \quad (2.87)$$

Швидкість початку псевдозрідження визначають за допомогою формули О. М. Тодеса

$$Re_{пз_0} = \frac{Ar}{150 \frac{1 - \varepsilon_{кр}}{1 - \varepsilon_{кр}^3} + \sqrt{\frac{1,75}{\varepsilon_{кр}^3} Ar}}, \quad (2.88)$$

звідки

$$w_{пз_0} = \frac{Re_{пз_0} v_{\Gamma}}{d_{\Gamma}}, \quad (2.89)$$

де $\varepsilon_{кр}$ – порозність шару в момент початку сталого псевдозрідження.

Коли $\varepsilon_{кр}$ невідома, то її знаходять із залежності: $\psi_{\Gamma} / \varepsilon_{кр}^3 = 14$ (іноді рекомендують брати $\varepsilon_{кр} \approx 1,1 \varepsilon_0$).

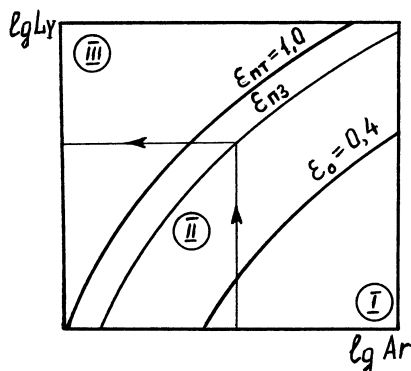
Для частинок сферичної форми монодисперсного шару

$$Re_{пз_0} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}}. \quad (2.90)$$

Швидкість початку режиму винесення частинок сферичної форми монодисперсного шару визначають із критерію

$$Re_{пз_в} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \sqrt{Ar}}. \quad (2.91)$$

На практиці часто замість аналітичних залежностей використовують графічну залежність критерію Ляценка Ly від критерію Архімеда Ar (рис. 2.68)



$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{w_{\Gamma}^3 \rho_{\Gamma}}{g v_{\Gamma} (\rho_{\Gamma} - \rho_{\Gamma})}. \quad (2.92)$$

Знаючи критерій Ar для будь-якої порозності шару $\varepsilon_{пз}$ від $\varepsilon_0 = 0,4$ до $\varepsilon_{пз_в} = 1,0$, можна визначити значення критерію Ly , а з нього відповідну швидкість w_{Γ} .

Рис. 2.68. Залежність $Ar = f(Ly)$

2.6.4. Конструкції апаратів псевдозрідженого шару

Серед апаратів псевдозрідженого шару широко застосовуються циліндричні й конічні апарати.

У конічних апаратах (апаратах змінного поперечного перерізу) швидкість агента зменшується по висоті апарата, що дозволяє обробляти полідисперсні матеріали, а іноді завдяки значній швидкості в нижній частині апарата навіть обходиться без підтримувальної решітки, що має неабияке значення при проведенні високотемпературних процесів, обробленні агресивних середовищ, а також матеріалів, схильних до злипання. Також конічні апарати використовують при значному виділенні газоподібних продуктів під час оброблення твердого матеріалу для забезпечення приблизно однакової швидкості газу по всій висоті апарата (рис. 2.69).

Серед апаратів безперервної дії використовують протитечійні апарати. У таких апаратах твердий матеріал рухається зверху вниз під дією сили тяжіння крізь спеціальні переливи (перетоки) або крізь перфорацію решіток (так звані провальні тарілки), живий переріз яких становить 15–30 % (рис. 2.70).

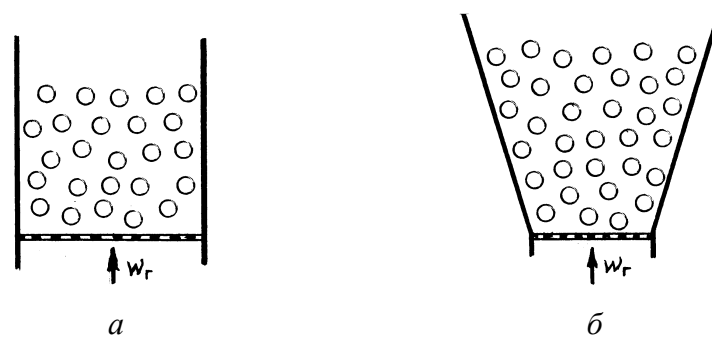


Рис. 2.69. Схеми циліндричного (а) і конічного (б) апаратів псевдозрідженого шару

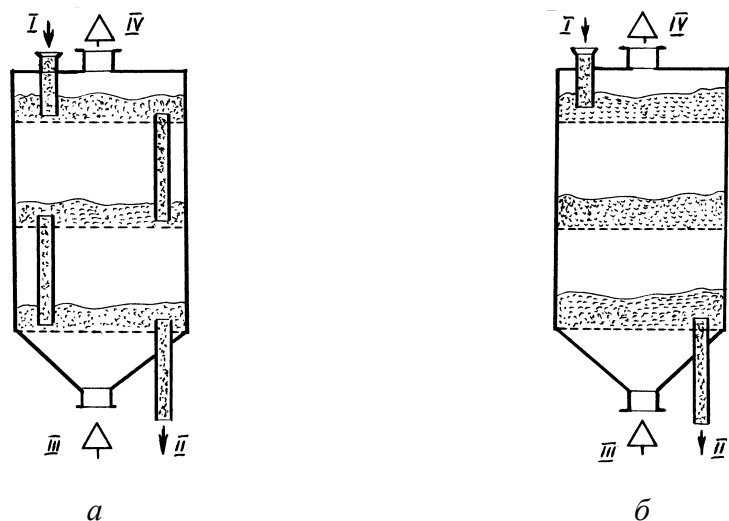


Рис. 2.70. Схеми апаратів псевдозрідженого шару безперервної дії: а – з переливами; б – з провальними тарілками; I – вихідний твердий матеріал; II – оброблений твердий матеріал; III – вихідний зріджувальний агент; IV – відпрацьований зріджувальний агент

2.7. Інтенсифікація гідромеханічних процесів

Якщо процес видалення частинок дисперсної фази з дисперсійного середовища або процес розподілення цих частинок у вказаному середовищі відбувається дуже повільно, можна застосувати такі методи, як коагуляція й пептизація, флокуляція й дефлокуляція, флотація та ін.

Коагуляція (від лат. *coagulatio* – згортання, згущення) – це процес збільшення дисперсних частинок у дисперсних системах шляхом додавання в останні коагулювальних речовин – коагулянтів. Найчастіше коагуляція приводить до прогресуючого збільшення частинок і випадання з колоїдних розчинів пластівчастого осаду (коагуляту). Як коагулянти використовують солі полівалентних металів (алюмінію, заліза та ін.). Прикладами застосування коагуляції є очищення природних і стічних вод від високодисперсних механічних домішок, боротьба із забрудненням атмосфери аерозолями, видалення каучуку з латексів, виготовлення вершкового масла та інших харчових продуктів.

Процес, зворотний коагуляції – процес розпаду одержаних у результаті коагуляції агрегатів (грудок, пластівців, згустків тощо) на первинні частинки, – називають *пептизацією*.

Пептизація відбувається при додаванні в неоднорідну систему пептизаторів, якими можуть бути електроліти й поверхневоактивні речовини. Цей процес застосовують для одержання рідких дисперсних систем з порошків і паст.

Різновидом коагуляції є *флокуляція* (від лат. *flocculus* – жмутик, пушинка), при якій дрібні завислі частинки утворюють пухкі пластівчасті агрегати – флокули. Як флокулянти використовують поліакриламід, полікремнієву кислоту, жирні кислоти, мила та ін.

Процес, зворотний флокуляції – процес розпаду одержаних у результаті флокуляції флокул на первинні частинки, – називають *дефлокуляцією*. Іноді для проведення дефлокуляції достатньо змінити рН неоднорідної системи.

Перспективним є метод розділення суспензій, який ґрунтується на магнітному обробленні неоднорідної системи. Так, оброблена в магнітному полі вода протягом тривалого часу зберігає змінені властивості, зокрема знижену змочувальну здатність, що дає змогу істотно інтенсифікувати процес розділення суспензій.

Щоб інтенсифікувати гідромеханічні процеси, як і інші процеси хімічної технології, часто застосовують вібрацію. У центрифугах з осьовою вібрацією ротора остання накладається на його обертовий рух, що забезпечує необхідну швидкість руху в роторі осаду, ступінь зневоднення й полегшує його вивантаження. У центрифугах з крутними коливаннями ротора прискорюється відцентрове фільтрування й поліпшується виділення твердої фази з рідини. У фільтрах суспензію іноді подають під горизонтальну фільтрувальну перегородку, що вібрає. При цьому фільтрат проходить крізь її пори знизу вгору, а тверді частинки під дією вібрації скидаються з неї, не забиваючи пори перегородки й полегшуючи знімання осаду.

Широкого поширення для інтенсифікації гідромеханічних процесів хімічної технології набули ультразвукові апарати, які забезпечують утворення в оброблюваному середовищі пружних хвиль високої частоти та енергії. Ультразвук застосовують у процесах диспергування, емульгування, розпилювання, коагуляції аерозолів, перемішування, дегазції та ін., проте найбільшого поширення ультразвук набув для реалізації кавітації: мікроударні тиски, що виникають в оброблюваному середовищі, при цьому досягають 800 МПа, а локальне підвищення температури за теоретичними оцінками може досягати 7400 К.

Часто для інтенсифікації гідромеханічних процесів використовують інфразвукові апарати – пристрої, у яких застосовують низькочастотні акустичні коливання (нижче 20 Гц). Ці коливання утворюються безпосередньо в оброблюваному середовищі за допомогою гнучких випромінювачів або жорстких металевих поршнів, з'єднаних зі стінками ємностей через пружні елементи. Це дозволяє розвантажити від коливань стінки апарата, значно зменшити їхню вібрацію й рівень шуму у виробничих приміщеннях. Низьке поглинання інфразвуку робочим середовищем дозволяє розповсюджувати хвилі в значно більших технологічних об'ємах, ніж у сучасних ультразвукових апаратах.

Інфразвукові апарати дозволяють у 2–4 рази інтенсифікувати процеси перемішування, фільтрування, диспергування твердих матеріалів у рідині, розділення суспензій тощо. Застосування інфразвуку дозволяє також оброблювати рідини безпосередньо в трубопроводах, а отже і відмовитися від механічних змішувальних та інших пристроїв.

Запитання для самоконтролю

1. Покажіть значення гідромеханічних процесів у хімічній технології.
2. Сформулюйте поняття «неоднорідна система», «дисперсна фаза», «дисперсійне середовище». Наведіть приклади бінарних неоднорідних систем.
3. Наведіть схему розрахунку матеріальних балансів гідромеханічних процесів.
4. Наведіть основні критерії подібності гідромеханічних процесів. Поясніть їхній фізичний зміст.
5. Під дією яких сил можуть осаджуватися дисперсні частинки?
6. Від яких факторів залежить швидкість осадження під дією сили тяжіння? Що таке коефіцієнт форми частинки?
7. Що таке вільне та стиснене осадження?
8. Виведіть залежність для визначення поверхні осадження відстійника.
9. У яких випадках доцільно використовувати пилоосаджувальну камеру? Під дією яких сил відбувається осадження в цьому апараті?
10. Що таке фактор розділення в процесах осадження під дією відцентрових сил? Як можна збільшити його значення?
11. Чому гідроциклони недоцільно використовувати для очищення води від кварцових піщинок?
12. Якої форми набуває поверхня рідини в обертовому роторі центрифуги?
13. Що таке ступінь заповнення ротора центрифуги? Чому він зазвичай дорівнює?
14. Що таке час циклу центрифугування? Як визначити час осадження завислих частинок в осаджувальній центрифугі?

15. На що витрачається потужність приводу центрифуги?
16. З якою метою забезпечують різницю частот обертання шнека й ротора шнекової центрифуги?
17. Які є види іонізації газового потоку? Який з них використовують при осадженні в електрофільтрах?
18. Чому коронувальний електрод виготовляють у вигляді дроту?
19. Які чинники визначають ступінь очищення газів в електрофільтрах? Що таке сухий і мокрий електрофільтри?
20. Що є рушійною силою фільтрування?
21. Що таке швидкість фільтрування? Від чого вона залежить?
22. Виведіть диференціальне рівняння фільтрування.
23. Виведіть кінетичне рівняння фільтрування крізь шар зернистого матеріалу.
24. Виведіть кінетичне рівняння фільтрування.
25. У яких випадках може мати місце фільтрування при постійному перепаді тиску та швидкості фільтрування, яка зменшується? Як визначають сталі фільтрування та як їх використовують?
26. Для чого фільтрувальні рукави рукавних фільтрів усередині мають кільця жорсткості? Чому рукавні фільтри не придатні для очищення вологих газів?
27. Які переваги й недоліки мають фільтри, які працюють під вакуумом?
28. Чому в барабанному вакуумному фільтрі суспензію перемішують, а в стрічковому вакуумному фільтрі ні?
29. Опишіть послідовність розрахунку стрічкового вакуумного фільтра.
30. Назвіть стадії розділення суспензій у фільтрувальних центрифугах?
31. Чому в апаратах мокрого очищення газів погано уловлюються частинки гідрофобних матеріалів?
32. Який із скруберів: насадковий чи порожнистий – має більший гідравлічний опір? Який з цих скруберів має більшу ефективність? Чому?
33. Поясніть принцип пінної флотації.
34. З якою метою перемішують рідкі середовища?
35. Як класифікують рідини? Які є групи й види неньютонівських рідин?
36. Назвіть основні види перемішування. Поясніть механізм кавітаційного перемішування.
37. Виведіть модифіковані критерії Рейнольдса та Ейлера.
38. Які фактори впливають на потужність приводу мішалки?
39. Назвіть основні типи мішалок. Як здійснюється вибір мішалки?
40. З якою метою встановлюють відбивні перегородки в апаратах для перемішування?
41. З якою метою в апаратах з мішалками використовують сальники, підп'ятники й стабілізатори?
42. Наведіть галузі використання псевдозрідження твердого зернистого матеріалу. Обґрунтуйте його переваги й недоліки.
43. Поясніть характер ідеальної й реальної кривих псевдозрідження.
44. Що таке порозність (міжзернова пустотність) шару зернистого матеріалу?
45. Як для певного шару зернистого матеріалу можна визначити критичні швидкості псевдозрідження?
46. Що таке ступінь розширення псевдозрідженого шару?
47. Чому гідравлічний опір псевдозрідженого шару є сталою величиною?
48. Як можна інтенсифікувати гідромеханічні процеси? Наведіть приклади інтенсифікації розділення та приготування неоднорідних систем.

3. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ

3.1. Основи масообміну

3.1.1. Загальні положення

Масообмінними процесами хімічної технології називають процеси, швидкість яких визначається законами перенесення маси з однієї фази в іншу крізь поверхню поділу фаз*.

Масообмінні процеси широко використовуються в промисловості для концентрування й розділення рідких, газоподібних і твердих сумішей, у тому числі і для захисту навколишнього середовища (передусім для очищення стічних вод і відхідних газів).

У більшості хімічних виробництв взаємодія оброблюваних речовин здійснюється в реакторі, де відбувається, як правило, лише часткове перетворення цих речовин на продукти реакції. Тому суміш, що виходить з реактора, необхідно піддавати розділенню, для чого її направляють у масообмінний апарат, з якого сировина, що не взяла участі в реакції, повертається до реактора, а продукти реакції направляються на подальше перероблення або безпосереднє використання (рис. 3.1).

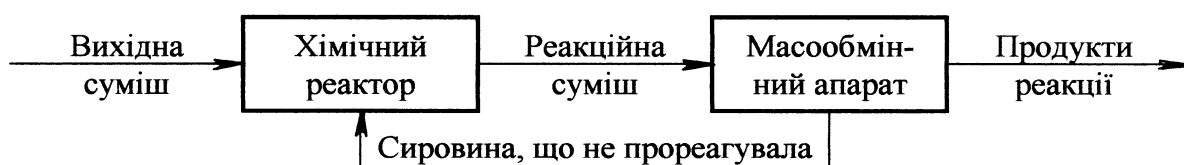


Рис. 3.1. Спрощена технологічна схема одержання хімічної продукції

Між хімічним реакційним і масообмінним обладнанням існує тісний технологічний взаємозв'язок: чим менше навантаження на реактор, тобто чим менше перетворення вихідної сировини на продукти реакції, тим більше навантаження на масообмінний апарат, і навпаки. Очевидно, що ці два види обладнання повинні працювати в оптимальному спільному режимі. Отже, як бачимо, масообмінне обладнання має в хімічній промисловості не менше значення, ніж безпосередньо хімічне.

Найбільшого поширення в промисловості набули такі масообмінні процеси (рис. 3.2):

– *абсорбція* – процес вибірного вбирання газів або парів рідким вбирачем – абсорбентом. При абсорбції має місце перехід речовини з газової або парової фази в рідку;

* *Фаза* – це сукупність усіх частин гетерогенної системи, які обмежені поверхнями поділу й мають однакові фізичні властивості в усіх своїх точках, якщо немає зовнішніх полів.

– *адсорбція** – процес вибірного вбирання газів, парів або розчинених у рідині речовин твердим вбирачем – адсорбентом. При адсорбції речовина переходить з газової, парової або рідкої фази у тверду;

– *десорбція* – процес виділення з рідкого або твердого вбирача увібраних речовин. При десорбції речовина переходить з рідкої фази у газу або парову, а з твердої – у газу, парову або рідку;

– *іонний обмін* – процес вибірного видобування іонів з розчинів електролітів. У цьому процесі речовина переходить з рідкої фази у тверду;

– *дистиляція (перегонка)* – процес розділення рідких сумішей на різні за складом фракції, збагачені тим чи іншим компонентом, що мають різні температури кипіння, шляхом одноразового часткового випаровування розділюваної рідини й конденсації утворюваних парів;

– *ректифікація* – процес розділення рідких сумішей на майже чисті компоненти, що мають різні температури кипіння, шляхом багаторазового випаровування розділюваної рідини й конденсації утворюваних парів;

– *екстракція з рідин (рідинна екстракція)* – процес видобування речовини, розчиненої в одній рідині, іншою рідиною, причому ці рідини обмежено розчинні** одна в одній. При рідинній екстракції речовина переходить з однієї рідкої фази в іншу рідку фазу;

– *екстракція з твердих тіл* – процес видобування рідиною речовини на основі вибіркової розчинності з твердого пористого матеріалу. У цьому процесі речовина переходить з твердої фази в рідку;

– *сушіння* – процес видалення вологи з твердих вологих матеріалів, передусім її випаровуванням. При сушінні волога з твердого матеріалу переходить у газу або парову фазу;

– *кристалізація* – процес виділення твердої фази у вигляді кристалів з розчинів, розплавів або парів. При кристалізації відбувається перехід речовини з рідкої або парової фази у тверду;

– *мембранні процеси* – це процеси вибірного видобування компонентів з газової, парової або рідкої суміші з використанням розділювальних мембран. У цих процесах речовина переходить з однієї фази в іншу крізь мембрану, що їх розділяє.

Отже, у всіх указаних процесах речовина (або кілька речовин) переходить з однієї фази в іншу.

Процес переходу речовини (або кількох речовин) з однієї фази в іншу в

* Вбирання твердим тілом або рідиною речовин з навколишнього середовища називається *сорбцією* (від лат. *sorbeo* – вбираю).

** *Малорозчинна речовина* – речовина, для розчинення 1 г якої потрібно від 30 до 100 г розчинника. *Погано розчинна речовина* – речовина, для розчинення 1 г якої потрібно від 100 до 1000 г розчинника. *Дуже погано розчинна речовина* – речовина, для розчинення 1 г якої потрібно від 1000 до 10 000 г розчинника. *Практично нерозчинна речовина* – речовина, для розчинення 1 г якої потрібно 10 000 г і більше розчинника (ДСТУ 2215–93).

напрямку досягнення рівноваги називається *масопередачею*.

На відміну від теплопередачі, яка реалізується крізь стінку, масопередача відбувається зазвичай при безпосередньому стиканні фаз (за винятком мембранних процесів). При цьому межа стикання фаз (тобто поверхня контакту фаз) може бути рухомою (вільною) (системи *газ – рідина*, *пара – рідина*, *рідина – рідина*) або нерухомою (*газ – тверде тіло*, *пара – тверде тіло*, *рідина – тверде тіло*).



Рис. 3.2. Основні масообмінні процеси

Під час масопередачі речовина рухається спочатку з однієї фази до межі поділу фаз, а потім, пройшовши її, – від межі поділу фаз у іншу фазу. Перенесення речовини з фази до межі поділу фаз або навпаки називають *масовіддачею*.

Необоротний процес перенесення маси компонента суміші у межах однієї або кількох фаз називається *масообміном*. Отже, масообмін містить масовіддачу й масопередачу. При цьому розрізняють *еквімолярний масообмін* (на-

приклад ректифікація), при якому крізь поверхню поділу фаз у протилежних напрямках переноситься однакова кількість компонентів, і *нееквімолярний* (наприклад абсорбція).

Процеси масообміну зазвичай оборотні. При цьому напрямок переходу речовини визначається концентраціями речовини у фазах і умовами рівноваги. Процес переходу речовини з однієї фази, наприклад Φ_x , в іншу (Φ_y) в заізолюваній замкненій системі, яка складається з двох або більше фаз, виникає самочинно й триває доти, доки між фазами за даних умов не встановиться рухома фазова рівновага. Якщо після цього кількість розподілюваної речовини M збільшити в одній розподілювальній фазі, наприклад Φ_x , то речовина M почне переходити з фази Φ_x у фазу Φ_y , і цей перехід триватиме доти, доки між фазами Φ_x і Φ_y не відновиться рівновага.

Масообмінні процеси з рухомою межею фаз за принципом участі фаз у масопередачі поділяють на дві групи. До першої з них належать процеси, у яких беруть участь щонайменше три речовини: дві розподілювальні, які утворюють фази Φ_x і Φ_y , і одна розподілювана речовина M , наприклад при вбиранні NH_3 (речовина M) водою (фаза Φ_x) з аміачно-повітряної суміші (фаза Φ_y); у цьому разі розподілювальні речовини називаються носіями). До другої же групи процесів (дистиляція й ректифікація) належать процеси, у яких речовини, що утворюють фази, беруть безпосередню участь у масообмінних процесах і тому не можуть розглядатися як носії розподілюваної речовини.

У процесах масообміну розрізняють два процеси перенесення речовини – молекулярний і конвективний.

У нерухомому середовищі речовина переноситься внаслідок теплового руху молекул (атомів, іонів), якому чинять опір сили внутрішнього тертя; такий процес називається *молекулярною дифузією*.

Конвективне перенесення (конвективна дифузія) характеризується перерозподілом речовини рухомими частинками потоку в умовах турбулентного руху фаз. Конвективне перенесення речовини під дією турбулентних пульсацій іноді називають *турбулентною дифузією*.

Основними питаннями, які вивчають у масопередачі, є закони фазової рівноваги (вони дозволяють установити рівноважні концентрації й напрямок ходу процесу), рушійна сила масообмінних процесів і коефіцієнти швидкості масообмінних процесів. Два останні питання вивчає кінетика масопередачі.

3.1.2. Рівновага в процесах масообміну

3.1.2.1. Загальні відомості про рівновагу. Процес переходу маси з однієї фази в іншу в заізолюваній замкненій системі, що складається з двох або більшої кількості фаз, як уже було сказано, виникає самочинно й відбувається доти, доки між фазами за даних умов (температури й тиску) не встановиться рухома рівновага, яка характеризується тим, що за одиницю часу з

першої фази в другу переходить стільки молекул (атомів, іонів) розподілюваного компонента, скільки з другої в першу (тобто в результаті переходу речовини з однієї фази в іншу не відбувається). Досягнувши стану рівноваги, система може перебувати в ньому без кількісних і якісних змін як завгодно довгий час, поки зовнішня дія не виведе її з цього стану. Отже, стан заізолюваної системи при рівновазі визначається тільки внутрішніми умовами. Тому градієнти інтенсивних параметрів і відповідні їм потоки мають дорівнювати нулю:

$$dT = 0; \quad dp = 0; \quad d\mu_i = 0, \quad (3.1)$$

де T – температура; p – тиск; μ_i – хімічний потенціал i -го компонента.

Умови (3.1) називаються умовами термічної, механічної й хімічної (матеріальної) рівноваги відповідно.

При цьому, згідно з другим законом термодинаміки, в умовах рівноваги градієнт ентропії S системи також дорівнює нулю

$$dS = 0. \quad (3.2)$$

Усі самочинні процеси відбуваються в напрямку досягнення рівноваги.

Чим більше стан системи відхиляється від рівноваги, тим вища швидкість процесу внаслідок збільшення рушійної сили, що обумовлює цей процес. Тому для перенесення маси не слід допускати встановлення рівноваги, для чого до системи підводять речовину. На практиці у відкритих системах цю умову зазвичай реалізують шляхом створення відносного руху фаз в масообмінних апаратах (з протитечійним, прямотечійним та іншими схемами руху потоків).

3.1.2.2. Правило фаз. Існування будь-якої фази в системі або рівновага фаз можливі лише за певних умов, при зміні яких рівновага порушується й речовина переходить з однієї фази в іншу. Можливе перебування певної фази в рівновазі з іншими визначається правилом фаз, або законом рівноваги фаз Гіббса

$$C + \Phi = K + N, \quad (3.3)$$

де C – кількість ступенів вільності (тиск, температура, концентрація), тобто мінімальна кількість параметрів, які можна змінювати незалежно один від одного, не порушуючи рівноваги цієї системи; Φ – кількість фаз системи; K – кількість незалежних компонентів системи; N – кількість зовнішніх факторів, які впливають на положення рівноваги в цій системі.

Для масообмінних процесів $N = 2$, оскільки зовнішніми факторами є температура й тиск. Тоді вираз (3.3) можна переписати так

$$C = K - \Phi + 2. \quad (3.4)$$

Тобто правило фаз дозволяє визначати кількість параметрів, які можна змінювати, не порушуючи фазової рівноваги системи.

Наприклад, для однокомпонентної рівноважної системи *рідина – пара* кількість ступенів вільності становить: $C = K - \Phi + 2 = 1 - 2 + 2 = 1$, тобто довільно можна задати лише один параметр – температуру або тиск. Отже, для однокомпонентної системи в умовах рівноваги є однозначна залежність між температурою й тиском (як приклад можна навести залежність між температурою й тиском насиченої водяної пари).

Для однокомпонентної рівноважної системи, що складається з трьох фаз (*тверде тіло – рідина – пара*), кількість ступенів вільності дорівнює нулю: $C = K - \Phi + 2 = 1 - 3 + 2 = 0$. Так, система *лід – вода – водяна пара* знаходиться в рівновазі при тиску 610,6 Па і температурі 0,01 °С.

Для двокомпонентної рівноважної системи *рідина – пара* кількість ступенів вільності $C = K - \Phi + 2 = 2 - 2 + 2 = 2$. У цьому випадку однією із змінних величин задаються (наприклад тиском) і отримують однозначну залежність між температурою й концентрацією або (при постійній температурі) між тиском і концентрацією. Залежність між параметрами (*температура – концентрація, тиск – концентрація*) будують у плоских координатах. Такі діаграми зазвичай називають фазовими.

Отже, правило фаз визначає можливість співіснування фаз, але не вказує кількісних залежностей перенесення речовини між фазами.

3.1.2.3. Рівняння й лінії рівноваги. Зазвичай під час розрахунку масообмінних процесів фактичні або робочі концентрації розподілюваної між фазами речовини задано. Щоб визначити напрямок процесу та його швидкість, необхідно знати рівноважні концентрації при робочих умовах або залежність рівноважних концентрацій y^* розподілюваної речовини в одній фазі від робочої концентрації x в іншій

$$y^* = f(x), \quad (3.5)$$

наприклад

$$y^* = m^* x^n, \quad (3.6)$$

де m^* і n – величини, які визначають дослідним шляхом.

Величина m^* залежить від фізико-хімічних властивостей системи, температури, тиску, а часто й від концентрації розподілюваної речовини у фазах. Тому на діаграмі в координатах $y - x$ лінії рівноваги, які описують залежностями (3.5) або (3.6), можуть мати форму кривих (рис. 3.3).

Для ідеальних систем рівняння ліній рівноваги відомі. Так, для ідеального розчину, якщо його температура вища від критичної температури газу, що розчиняється, можна застосувати закон Генрі, згідно з яким парціальний тиск розчиненого газу пропорційний його молярній частці в розчині

$$p^* = E x, \quad (3.7)$$

де p^* – парціальний тиск газу, що розчиняється, над розчином, який знаходиться в рівновазі з газом, при концентрації розчину x ; E – константа Генрі.

Згідно із законом Дальтона парціальний тиск компонента газової суміші дорівнює добутку загального тиску на молярну частку цього компонента в суміші

$$p = P y. \quad (3.8)$$

Тоді

$$y^* = \frac{p^*}{P} = \frac{E}{P} x = m^* x. \quad (3.9)$$

Значення m^* залежить від загального тиску й температури, зі збільшенням температури m^* зростає, при цьому розчинність газу знижується, а зі збільшенням загального тиску значення m^* знижується, а розчинність газу збільшується.

При постійних температурі й тиску залежність $y^* = f(x)$ графічно виражається прямою лінією, що проходить через початок координат, з кутом нахилу, тангенс якого дорівнює m^* .

Для реальних розчинів закон Генрі можна застосовувати лише для малих концентрацій газу в рідині. Для систем, що не підлягають цьому закону, значення m^* є змінною величиною, і лінія рівноваги являє собою криву лінію, яку зазвичай будують за дослідними даними (рис. 3.3,а).

Якщо температура ідеального розчину нижче критичної температури газу, тобто відбувається конденсація газу, то система підлягає закону Рауля, згідно з яким парціальний тиск пари i -го компонента над розчином p_i дорівнює добутку тиску насиченої пари чистого компонента P_i за температури розчину на його молярну частку в рідкій фазі x_i

$$p_i = P_i x_i. \quad (3.10)$$

Для двокомпонентної суміші складу А–В маємо:

$$p_A = P_A x_A; \quad y = p_A / P; \quad y_A^* = P_A x_A / P;$$

$$P = p_A + p_B = P_A x_A + P_B (1 - x_A). \quad (3.11)$$

Звідси

* Іноді закон Рауля формують так: відносне зниження парціального тиску пари розчинника над розведеним бінарним розчином неелектроліту дорівнює молярній частці розчиненої речовини x_B : $(P_A - p_A) / P_A = x_B$, де p_A – парціальний тиск розчинника; P_A – тиск насиченої пари чистого розчинника. Відповідно для молярної частки розчинника x_A можна написати: $p_A / P_A = x_A$.

$$y_A^* = \frac{P_A x_A}{P_A x_A + P_B (1 - x_A)} = \frac{\alpha x_A}{\alpha x_A + (1 - x_A)} = \frac{\alpha x_A}{1 + x_A (\alpha - 1)}, \quad (3.12)$$

де $\alpha = P_A/P_B$ – відносна леткість компонентів.

Залежність (3.12) є рівнянням кривої лінії (рис. 3.3,б). Слід зазначити, що відносна леткість мало змінюється зі зміною температури й знижується зі збільшенням тиску в системі, що призводить до погіршення умов розділення суміші.

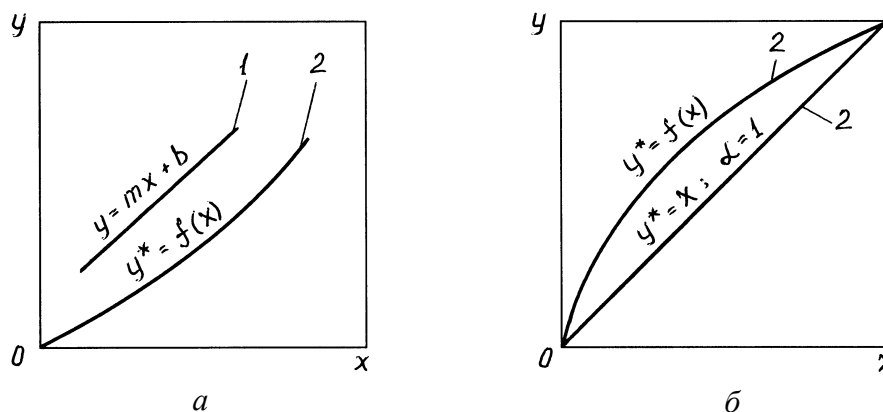


Рис. 3.3. Фазові діаграми y - x : a – згідно з рівнянням (3.6); b – згідно з рівнянням (3.12); 1 – робоча лінія; 2 – лінія рівноваги

Складніші випадки умов рівноваги, наприклад у системах з твердою фазою, будуть розглянуті у відповідних розділах.

Знаючи рівноважні й робочі концентрації, можна знайти напрямок процесу: з якої фази і в яку буде переходити розподілювана між фазами речовина.

Нехай співвідношення між робочими й рівноважними концентраціями відповідає рис. 3.3,а. Якщо робоча концентрація розподілюваної речовини в газовій фазі y більше рівноважної y^* (тобто $y > y^*$), то речовина переходить з фази Φ_y у фазу Φ_x (при цьому $x < x^*$). Якщо ж $y < y^*$ (при цьому $x > x^*$), то перехід речовини буде зворотним – з фази Φ_x у фазу Φ_y . Отже, розподілювана між фазами речовина в точці контакту фаз переходить у ту фазу, робоча концентрація якої менша за рівноважну.

Зрозуміло, що рівноважна й робоча лінії не можуть стикатися або перетинатися – у цьому випадку $y - y^* = 0$ ($x^* - x = 0$), тобто рушійної сили немає і в системі встановлюється рівновага.

3.1.3. Основне рівняння масопередачі

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

Швидкість масообмінного процесу дорівнює рушійній силі Δ , поділеній на опір R

$$\frac{dM}{dF} = \frac{\Delta}{R}, \quad (3.13)$$

де dM – кількість речовини, яка перейшла з однієї фази в іншу за одиницю часу, dF – поверхня контакту фаз.

Позначивши $1/R=K$, отримуємо

$$dM = K \Delta dF. \quad (3.14)$$

Рівняння (3.14) називається основним рівнянням масопередачі. Згідно з ним кількість речовини, яка перейшла з однієї фази в іншу за одиницю часу, прямо пропорційна рушійній силі процесу й поверхні контакту фаз.

Величина K називається *коефіцієнтом масопередачі*. Він показує, яка кількість розподілюваної речовини переходить з однієї фази в іншу за одиницю часу крізь одиницю поверхні контакту фаз при рушійній силі, що дорівнює одиниці. Розмірність рушійної сили може бути різною, а від неї залежить і розмірність K .

Зазвичай основне рівняння масопередачі застосовують для визначення поверхні F контакту фаз, а виходячи з цієї поверхні – розмірів масообмінних апаратів. В інтегральній формі це рівняння, записане відносно F , має вигляд

$$F = \frac{M}{K \Delta}. \quad (3.15)$$

Величина K є функцією багатьох змінних, при цьому єдиного рівняння для визначення коефіцієнта масопередачі немає.

3.1.4. Способи вираження складу фаз

Як було відзначено раніше, рушійна сила масообмінних процесів залежить від співвідношення робочих і рівноважних концентрацій розподілюваної речовини у фазах. Оскільки склад фаз може мати різну розмірність (кг/кг, кмоль/м³ та ін.), то доцільно розглянути способи вираження складу фаз.

Масові, молярні й об'ємні частки. Склад фази виражають відношенням маси, кількості або об'єму певного компонента до маси, кількості або об'єму всієї фази. Масову, молярну й об'ємну частки компонента у важкій фазі (зазвичай рідина, тверда фаза) двофазної системи позначають відповідно як \bar{x} , x і \tilde{x} (те саме в легкій фазі (зазвичай газ, пара, легка рідина) – \bar{y} , y і \tilde{y}).

Наприклад, для двокомпонентної системи, яка складається з компонентів A і B , масова частка компонента A становить

$$\bar{x}_A = \frac{M_A x_A}{M_A x_A + (1 - x_A) M_B}, \quad (3.16)$$

а молярна частка

$$x_A = \frac{\bar{x}_A / M_A}{\bar{x}_A / M_A + (1 - \bar{x}_A) / M_B}, \quad (3.17)$$

де M_A і M_B – молярні маси компонентів A і B відповідно.

Для будь-якого i -го компонента багатокомпонентної суміші

$$x_i = (\bar{x}_i / M_i) / \sum_{i=1}^n (\bar{x}_i / M_i), \quad (3.18)$$

де n – кількість компонентів суміші.

Відносні масові, молярні й об'ємні частки. Склад фази виражають відношенням маси, кількості або об'єму певного компонента до маси, кількості або об'єму решти компонентів фази. Відносні масову, молярну й об'ємну частки компонента у важкій фазі двофазної системи позначають відповідно як \bar{X} , X і \tilde{X} (те саме в легкій фазі – \bar{Y} , Y і \tilde{Y}).

Відносні масові частки розподілюваного компонента у фазах Φ_x і Φ_y (у кілограмах компонента на 1 кг носія) можна визначити через масові частки цього компонента \bar{x} і \bar{y} :

$$\bar{X} = \bar{x} / (1 - \bar{x}), \quad \bar{Y} = \bar{y} / (1 - \bar{y}) \quad (3.19)$$

або через молярні частки x і y :

$$\bar{X} = \frac{x M_A}{(1 - x) M_B}, \quad \bar{Y} = \frac{y M_A}{(1 - y) M_B}. \quad (3.20)$$

Аналогічно виражають відносні молярні частки:

$$X = \frac{x}{1 - x}, \quad Y = \frac{y}{1 - y}; \quad (3.21)$$

$$X = \frac{\bar{x} M_B}{(1 - \bar{x}) M_A}, \quad Y = \frac{\bar{y} M_B}{(1 - \bar{y}) M_A}. \quad (3.22)$$

Вираження складу фаз у відносних масових і молярних частках зручне тим, що вміст розподілюваного компонента відноситься до маси або кількості носія, які в ході процесу не змінюється. При малих концентраціях розподілюваного компонента відносні молярні частки й молярні частки майже збігаються.

Масові й молярні концентрації. Склад фази виражають відношенням маси або кількості компонента до об'єму всієї фази. Для компонента A масову

й молярну концентрації позначають відповідно \bar{c}_A і c_A .

Для двокомпонентної системи масову концентрацію (у кілограмах компонента A на 1 м^3 всієї фази) через масову частку виражають так

$$\bar{c}_A = \bar{x}_A \rho, \quad (3.23)$$

де ρ – густина суміші,

а молярна концентрація (у кіломолях компонента A на 1 м^3 всієї фази):

$$c_A = \rho \bar{x}_A / M_A, \quad c_A = \rho x_A / M, \quad (3.24)$$

де M – молярна маса суміші.

Відносні масові й молярні концентрації. Склад фази виражають відношенням маси або кількості компонента до об'єму решти компонентів фази. Для компонента A масову й молярну концентрації позначають відповідно \bar{C}_A і C_A .

Різні способи вираження складу фаз двокомпонентних систем *рідина – газ (пара)*, які використовують, розраховуючи масообмінні процеси, наведені в табл.3.1, а формули для перерахунку складу – у табл.3.2 (на прикладі рідкої фази; для газової або парової фази справедливі ті самі співвідношення із заміною x на y , X на Y і т.д.).

Таблиця 3.1. Різні способи вираження складу фаз

Спосіб вираження складу фази	Позначення компонента A	
	у рідкій фазі	у газовій фазі
Молярна частка, кмоль A / кмоль $(A+B)$	x	y
Масова частка, кг A / кг $(A+B)$	\bar{x}	\bar{y}
Відносна молярна частка, кмоль A / кмоль B	X	Y
Відносна масова частка, кг A / кг B	\bar{X}	\bar{Y}
Молярна концентрація, кмоль A / м^3 $(A+B)$	c_x	c_y
Масова концентрація, кг A / м^3 $(A+B)$	\bar{c}_x	\bar{c}_y

3.1.5. Матеріальний баланс масообмінних процесів

Матеріальні баланси масообмінних процесів залежать від способу їх проведення. Розрізняють одноразову, безперервну та ступінчасту взаємодію фаз.

Одноразова взаємодія характерна для періодичних процесів. При цьому фази змішуються, а після завершення процесу розділяються (наприклад, під час проведення періодичної рідинної екстракції в апараті з мішалкою).

Таблиця 3.2. Різні способи вираження складу фаз

Вираження компонента А	x	\bar{x}	X	\bar{X}	c_x	\bar{c}_x
x	—	$\frac{\bar{x} M_{\text{сум}}}{M_A}$ або $\frac{\bar{x}/M_A}{\frac{\bar{x}}{M_A} + \frac{1-\bar{x}}{M_B}}$	$\frac{X}{1+X}$	$\frac{M_B \bar{X}}{M_B \bar{X} + M_A}$	$\frac{c_x M_{\text{сум}}}{\rho}$ або $\frac{c_x M_B}{\rho + c_x (M_B - M_A)}$	$\frac{\bar{c}_x M_{\text{сум}}}{\rho M_A}$ або $\frac{\bar{c}_x M_B}{\rho M_A + \bar{c}_x (M_B - M_A)}$
\bar{x}	$\frac{M_A x}{M_{\text{сум}}}$	—	$\frac{M_A X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\bar{X}}{1 + \bar{X}}$	$\frac{M_A c_x}{\rho}$	$\frac{\bar{c}_x}{\rho}$
X	$\frac{x}{1-x}$	$\frac{\bar{x} M_B}{M_A (1-\bar{x})}$	—	$\frac{M_B \bar{X}}{M_A}$	$\frac{M_B c_x}{\rho - M_A c_x}$	$\frac{\bar{c}_x M_B}{M_A (\rho - \bar{c}_x)}$
\bar{X}	$\frac{M_A x}{M_B (1-x)}$	$\frac{\bar{x}}{1-\bar{x}}$	$\frac{M_A X}{M_B}$	—	$\frac{M_A c_x}{\rho - M_A c_x}$	$\frac{\bar{c}_x}{\rho - \bar{c}_x}$
c_x	$\frac{\rho x}{M_{\text{сум}}}$	$\frac{\rho \bar{x}}{M_A}$	$\frac{\rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{M_A (1 + \bar{X})}$	—	$\frac{\bar{c}_x}{M_A}$
\bar{c}_x	$\frac{\rho M_A x}{M_{\text{сум}}}$	$\rho \bar{x}$	$\frac{M_A \rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \bar{X}}{1 + \bar{X}}$	$M_A c_x$	—

Примітка. M_A , M_B і $M_{\text{сум}}$ – молярні маси компонентів і суміші, кг/кмоль; $M_{\text{сум}} = M_A x + M_B (1-x)$; ρ – густина суміші.
Для ідеальних газів $\rho/M_{\text{сум}} = pT_0/(22,4p_0T)$.

Матеріальний баланс такого процесу в цілому й за розподіленим компонентом має вигляд:

$$G_{\Pi} + L_{\Pi} = G_{\text{к}} + L_{\text{к}}, \quad (3.25)$$

$$G_{\Pi}y_{\Pi} + L_{\Pi}x_{\Pi} = G_{\text{к}}y_{\text{к}} + L_{\text{к}}x_{\text{к}}, \quad (3.26)$$

де G_{Π} і $G_{\text{к}}$ – початкова й кінцева кількості фази Φ_y ; L_{Π} і $L_{\text{к}}$ – початкова й кінцева кількості фази Φ_x ; y_{Π} , $y_{\text{к}}$, x_{Π} , $x_{\text{к}}$ – початкові й кінцеві молярні частки розподілюваного компонента у фазах Φ_y і Φ_x відповідно.

Якщо величини G і L під час процесу змінюються незначно, тобто $G_{\Pi} \approx G_{\text{к}}$ і $L_{\Pi} \approx L_{\text{к}}$, то з рівняння (3.26) отримуємо

$$y_{\text{к}} = y_{\Pi} + \frac{L}{G}(x_{\Pi} - x_{\text{к}}). \quad (3.27)$$

Це рівняння виражає склади продуктів розділення залежно від відносних витрат фаз.

У масообмінних апаратах безперервної дії процес може відбуватися при безперервному контакті фаз (наприклад в абсорбційних насадкових колонах), або при ступінчастому контакті фаз (наприклад в абсорбційних тарілчастих колонах). У першому випадку концентрація розподілюваного компонента у фазах змінюється монотонно, а в другому – дискретно.

При безперервній протічці матеріальний баланс для будь-якого перерізу апарата при нескінченно малому шляху виражають співвідношеннями (рис. 3.4,а):

– за потоками

$$-dG = dL;$$

– за розподіленим компонентом

$$-d(Gy) = d(Lx).$$

Інтегрування у межах від початкових значень величин до їх значень у будь-якому перерізі апарата дає:

$$G_{\Pi} - L_{\text{к}} = G_{\text{к}} - L_{\Pi} = G - L; \quad (3.28)$$

$$G_{\Pi}y_{\Pi} - L_{\text{к}}x_{\text{к}} = G_{\text{к}}y_{\text{к}} - L_{\Pi}x_{\Pi} = Gy - Lx. \quad (3.29)$$

При незначній зміні величин G і L під час процесу

$$y = y_{\Pi} + \frac{L}{G}(x - x_{\text{к}}) = y_{\text{к}} + \frac{L}{G}(x - x_{\Pi}). \quad (3.30)$$

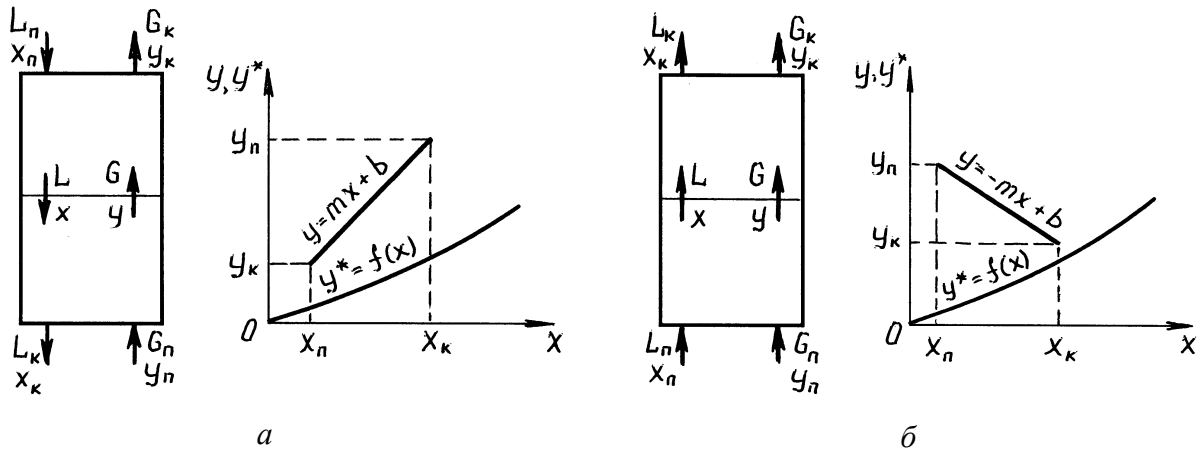


Рис. 3.4. До складання матеріального балансу при безперервному контакті фаз в умовах протитечії (а) і прямотечії (б): $y=f(x)$ – рівноважна крива, $y=\pm mx+b$ – робоча лінія процесу

Залежність виду

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_{\text{II}} - \frac{L}{G}x_{\text{K}} \right) \quad (3.31)$$

або

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_{\text{K}} - \frac{L}{G}x_{\text{II}} \right) \quad (3.32)$$

є робочою лінією безперервного протитечійного масообмінного процесу.

Для безперервної прямотечії можна отримати такі залежності (рис. 3.4,б):

$$G_{\text{II}} + L_{\text{II}} = G_{\text{K}} + L_{\text{K}} = G + L; \quad (3.33)$$

$$G_{\text{II}}y_{\text{II}} + L_{\text{II}}x_{\text{II}} = G_{\text{K}}y_{\text{K}} + L_{\text{K}}x_{\text{K}} = Gy + Lx. \quad (3.34)$$

За умови $G \approx \text{const}$ і $L \approx \text{const}$

$$y = y_{\text{II}} - \frac{L}{G}(x - x_{\text{II}}) = y_{\text{K}} - \frac{L}{G}(x - x_{\text{K}}). \quad (3.35)$$

Залежність вигляду

$$y = -\frac{L}{G}x + \left(y_{\text{II}} + \frac{L}{G}x_{\text{II}} \right) \quad (3.36)$$

або

$$y = -\frac{L}{G}x + \left(y_{\text{K}} + \frac{L}{G}x_{\text{K}} \right) \quad (3.37)$$

є робочою лінією безперервного прямотечійного масообмінного процесу.

Слід зауважити, що рівняння (3.30) і (3.35) отримано для моделі ідеального витіснення, тобто якщо немає поздовжнього перемішування в масообмінному апараті.

3.1.6. Рушійна сила масообмінних процесів

Згідно з другим законом термодинаміки стан замкненої системи при взаємодії двох фаз прямує до рівноваги, яка характеризується рівністю хімічних потенціалів компонентів фаз. Рушійною силою перенесення маси при цьому є різниця хімічних потенціалів того чи іншого компонента. Хімічні потенціали неідеальних систем визначити досить складно, тому, розраховуючи масообмінні процеси, розглядають зазвичай зміну не хімічних потенціалів, а концентрацій розподілюваного компонента, визначення яких значно простіше.

Найчастіше початкові й кінцеві робочі концентрації задано або визначають за рівняннями матеріального балансу. Зміну робочих концентрацій уздовж поверхні масообміну описують рівняннями робочих ліній. При цьому процес масопередачі відбувається самочинно за наявності різниці між робочими й рівноважними концентраціями розподілюваної речовини у фазі (за даних температури й тиску), які можна виразити через концентрації у і y^* фази Φ_y , а також x і x^* фази Φ_x .

Різниця між робочими й рівноважними концентраціями розподілюваної речовини у певній фазі є рушійною силою масообмінних процесів.

Рушійна сила в концентраціях фази Φ_y становить: $\Delta y = y - y^*$ (для $y > y^*$) або $\Delta y = y^* - y$ (для $y < y^*$), а в концентраціях фази Φ_x : $\Delta x = x - x^*$ (для $x > x^*$) або $\Delta x = x^* - x$ (для $x < x^*$).

Отже, рушійна сила характеризує ступінь відхилення системи від рівноваги (при встановленні рівноваги між фазами рушійної сили немає й масопередача припиняється).

Основне рівняння масопередачі можна записати двома способами:

$$dM = K_y \Delta y dF \text{ або } dM = K_x \Delta x dF, \quad (3.38)$$

а для всієї поверхні контакту фаз

$$M = K_y \Delta y_m F \text{ або } M = K_x \Delta x_m F. \quad (3.39)$$

де Δy_m і Δx_m – середні рушійні сили масообмінного процесу.

Індекси коефіцієнта K показують, які концентрації взято для вираження рушійної сили. Загалом $\Delta y \neq \Delta x$ і $K_y \neq K_x$, але, очевидно, завжди

$$K_y \Delta y = K_x \Delta x. \quad (3.40)$$

Як видно з рис. 3.5, рушійна сила зазвичай змінюється зі зміною робочих концентрацій, тому для всього процесу масообміну (або для всієї поверхні масопередачі F) треба визначити середню рушійну силу Δy_m або Δx_m .

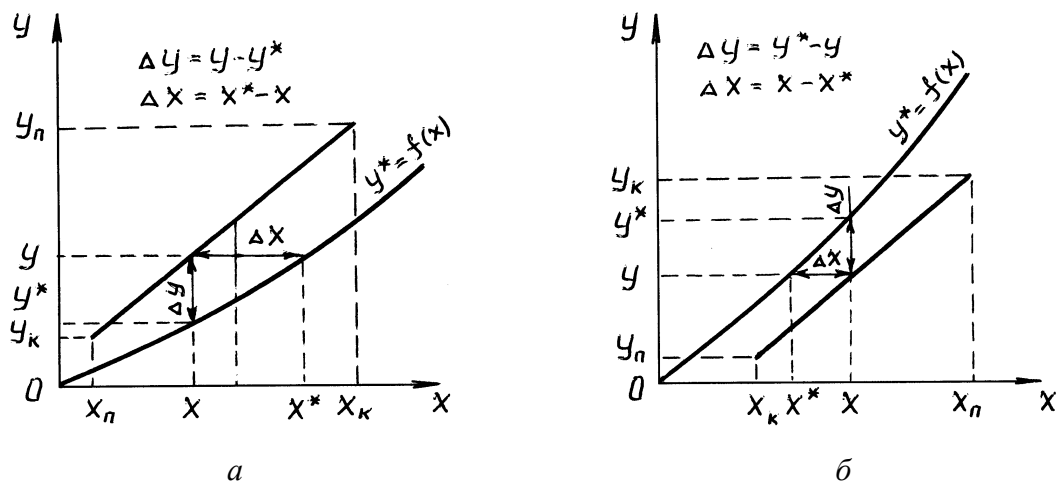


Рис. 3.5. Варіанти вираження рушійної сили масообмінного процесу:
 а – для $y > y^*$ і $x < x^*$; б – для $y < y^*$ і $x > x^*$

При визначенні середньої рушійної сили можливі два випадки:

- 1) залежність між рівноважними концентраціями (тобто рівноважна залежність) нелінійна, тобто $y^* = f(x)$, де f – загальна функційна залежність;
- 2) залежність між рівноважними концентраціями є лінійною, тобто $y^* = m^* x$, де m^* – стала величина, яка називається коефіцієнтом розподілу.

Розглянемо випадок, коли *рівноважна залежність нелінійна*: $y^* = f(x)$.

Вважаємо, що апарат працює за прямооточійною схемою при ідеальному витисканні, переході речовини з фази Φ_y у фазу Φ_x (тобто $y > y^*$) і майже постійних значеннях G і L (рис. 3.6).

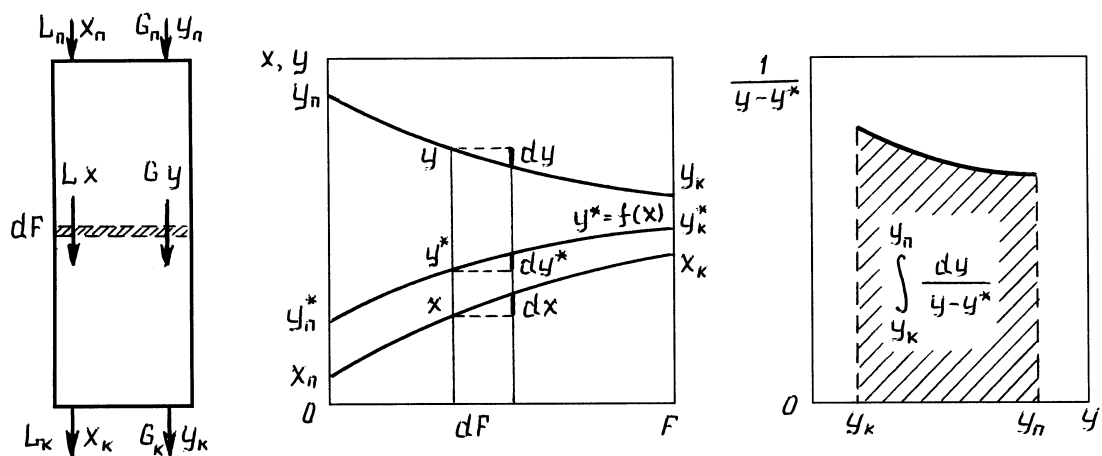


Рис. 3.6. До визначення середньої рушійної сили масообмінних процесів

Для елемента поверхні dF справедливо:

$$dM = K_y (y - y^*) dF \text{ і } dM = G(-dy),$$

тоді

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

Після інтегрування у границях $0 - F$ і $y_{\text{п}} - y_{\text{к}}$ маємо

$$F = -\frac{G}{K_y} \int_{y_{\text{п}}}^{y_{\text{к}}} \frac{dy}{y - y^*}.$$

Враховуючи, що $G = M/(y_{\text{п}} - y_{\text{к}})$, отримуємо

$$F = \frac{M}{K_y (y_{\text{п}} - y_{\text{к}})} \int_{y_{\text{к}}}^{y_{\text{п}}} \frac{dy}{y - y^*}. \quad (3.41)$$

або

$$M = \frac{K_y F (y_{\text{п}} - y_{\text{к}})}{\int_{y_{\text{к}}}^{y_{\text{п}}} \frac{dy}{y - y^*}}. \quad (3.42)$$

Виражаючи рушійну силу через концентрацію x , отримуємо

$$M = \frac{K_x F (x_{\text{к}} - x_{\text{п}})}{\int_{x_{\text{п}}}^{x_{\text{к}}} \frac{dx}{x^* - x}}. \quad (3.43)$$

Порівнюючи рівняння (3.42) і (3.43) з (3.39), можна записати залежності для визначення середньої рушійної сили масообмінного процесу:

$$\Delta y_m = \frac{(y_{\text{п}} - y_{\text{к}})}{\int_{y_{\text{к}}}^{y_{\text{п}}} \frac{dy}{y - y^*}}; \quad (3.44) \quad \Delta x_m = \frac{(x_{\text{к}} - x_{\text{п}})}{\int_{x_{\text{п}}}^{x_{\text{к}}} \frac{dx}{x^* - x}}. \quad (3.45)$$

Інтеграл у рівнянні (3.44) (або в (3.45)) обчислюють аналітично, числовим або графічним інтегруванням. Так, при графічному інтегруванні у границях концентрацій $y_{\text{к}} - y_{\text{п}}$ через певні інтервали для ряду значень робочих концентрацій y і x знаходять відповідні їм значення y^* і величину $1/(y - y^*)$. Побудувавши далі залежність $1/(y - y^*) = \varphi(y)$, враховуючи масштаби по осях,

знаходять площу під кривою, обмеженою абсцисами y_k і y_{Π} , яка становить значення шуканого інтегралу.

Тепер розглянемо випадок, коли *рівноважна залежність лінійна*, тобто $y^* = m^* x$.

Тоді для умов $y = m x$ і $y^* = m^* x$ маємо

$$y^* = m^* x = y m^* / m,$$

а інтеграл у рівнянні (3.44) набуває вигляду

$$\begin{aligned} \int_{y_k}^{y_{\Pi}} \frac{dy}{y - y^*} &= \int_{y_k}^{y_{\Pi}} \frac{dy}{y - \frac{m^*}{m} y} = \frac{m}{m - m^*} \int_{y_k}^{y_{\Pi}} \frac{dy}{y} = \frac{m}{m - m^*} \ln \frac{y_{\Pi}}{y_k} = \\ &= \frac{m}{m - m^*} \ln \frac{\left(1 - \frac{m^*}{m}\right) y_{\Pi}}{\left(1 - \frac{m^*}{m}\right) y_k} = \frac{m}{m - m^*} \ln \frac{y_{\Pi} - \frac{m^*}{m} y_{\Pi}}{y_k - \frac{m^*}{m} y_k} = \frac{m}{m - m^*} \ln \frac{y_{\Pi} - y_{\Pi}^*}{y_k - y_k^*}. \end{aligned}$$

Різницю $(y_{\Pi} - y_k)$ у рівнянні (3.44) подамо так

$$y_{\Pi} - y_k = \frac{m}{m - m^*} \left(\frac{m - m^*}{m} y_{\Pi} - \frac{m - m^*}{m} y_k \right) = \frac{m}{m - m^*} \left[(y_{\Pi} - y_{\Pi}^*) - (y_k - y_k^*) \right].$$

Тоді залежність (3.44) для визначення середньої рушійної сили набуде вигляду:

$$\Delta y_m = \frac{(y_{\Pi} - y_{\Pi}^*) - (y_k - y_k^*)}{\ln \frac{y_{\Pi} - y_{\Pi}^*}{y_k - y_k^*}} \quad \text{або} \quad \Delta y_m = \frac{\Delta y_{\Pi} - \Delta y_k}{\ln \frac{\Delta y_{\Pi}}{\Delta y_k}}, \quad (3.46)$$

де Δy_{Π} і Δy_k – рушійна сила на початку та в кінці поверхні контакту фаз.

Для $\Delta y_{\text{б}} / \Delta y_{\text{м}} < 2$, де $\Delta y_{\text{б}} = \max\{\Delta y_{\Pi}; \Delta y_k\}$ і $\Delta y_{\text{м}} = \min\{\Delta y_{\Pi}; \Delta y_k\}$, середню рушійну силу можна обчислити як середнє арифметичне

$$\Delta y_m = \frac{\Delta y_{\Pi} + \Delta y_k}{2}. \quad (3.47)$$

Аналогічно можна отримати співвідношення і для Δx_m

$$\Delta x_m = \frac{\Delta x_k - \Delta x_{\Pi}}{\ln(\Delta x_k / \Delta x_{\Pi})}. \quad (3.48)$$

Інтеграли у знаменниках залежностей (3.44) і (3.45) називаються числами одиниць переносу (ЧОП):

$$n_{oy} = \int_{y_k}^{y_{\Pi}} \frac{dy}{y^* - y}; \quad (3.49) \quad n_{ox} = \int_{x_{\Pi}}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x}. \quad (3.50)$$

Число одиниць переносу характеризує зміну робочої концентрації розподілюваної речовини в даній фазі, яка припадає на одиницю рушійної сили.

ЧОП можна визначити через середню рушійну силу:

$$n_{oy} = \frac{y_{\Pi} - y_k}{\Delta y_m}; \quad (3.51) \quad n_{ox} = \frac{x_k - x_{\Pi}}{\Delta x_m}. \quad (3.52)$$

Якщо лінія рівноваги – пряма, то ЧОП визначають так:

$$n_{oy} = \frac{m}{m - m^*} \ln \frac{y_{\Pi}}{y_k}; \quad n_{ox} = \frac{m^*}{m - m^*} \ln \frac{x_k}{x_{\Pi}}. \quad (3.53)$$

3.1.7. Модифікації основного рівняння масопередачі

У багатьох масообмінних процесах визначення поверхні контакту фаз досить ускладнене. Тому для розрахунку відповідного технологічного обладнання вдаються до різних прийомів, які дозволяють проектувати це обладнання, обминаючи необхідність визначення поверхні контакту фаз. У цьому випадку основною технологічною характеристикою апарата можна вважати об'єм V або висоту H його контактної частини.

Якщо основною характеристикою апарата беремо об'єм контактної частини, то поверхню контакту фаз F можна визначити так

$$F = V \sigma, \quad (3.54)$$

де σ – питома поверхня контакту фаз (тобто поверхня фазового контакту, що розвивається в 1 м^3 апарата), $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Тоді, враховуючи, що згідно з основним рівнянням масопередачі $F = M/(K_y \Delta y_m)$, рівняння (3.54) набуває вигляду

$$V = F/\sigma = M/(K_y \sigma \Delta y_m). \quad (3.55)$$

Добуток $K_y \sigma$ називається об'ємним коефіцієнтом масопередачі K_{yV} . Розмірність K_{yV} становить

$$[K_{yV}] = \left[\frac{M}{V \sigma \Delta y_m} \right] = \left[\frac{\text{кг/с}}{\text{м}^3 \cdot (\text{м}^2/\text{м}^3) \cdot \Delta y_m} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot \Delta y_m} \right].$$

Остаточно модифіковане основне рівняння масопередачі для фаз Φ_y і Φ_x набуває вигляду:

$$M = K_{yV} V \Delta y_m; \quad M = K_{xV} V \Delta x_m. \quad (3.56)$$

Якщо основною характеристикою апарата беремо висоту його контактної частини H , то поверхню контакту фаз F можна виразити так

$$F = V\sigma = SH\sigma, \quad (3.57)$$

де S – площа поперечного перерізу контактної частини апарата.

У цьому разі модифіковане основне рівняння масопередачі набуває вигляду:

$$M = K_y SH\sigma \Delta y_m; \quad M = K_x SH\sigma \Delta y_m \quad (3.58)$$

або

$$M = K_{yV} SH \Delta y_m; \quad M = K_{xV} SH \Delta y_m. \quad (3.59)$$

З рівнянь (3.56) і (3.58) або (3.59) визначають відповідно об'єм V і висоту H контактної частини апарата (при відомому діаметрі).

3.1.8. Закон молекулярної дифузії (перший закон Фіка)

Одним із основних законів масообміну є закон молекулярної дифузії.

Дифузією * називається перенесення частинок різної природи, обумовлене хаотичним рухом молекул (атомів) в одно- чи багатоконпонентних газових або конденсованих середовищах (рідинах і твердих тілах **).

Кінетика перенесення в цьому разі підлягає *першому закону Фіка*: маса речовини, що продифундувала, пропорційна градієнту концентрації, площині, перпендикулярній напрямку дифузійного потоку, і часу

$$d^2 M = -D \frac{\partial \bar{c}}{\partial n} dF d\tau. \quad (3.60)$$

Для всієї поверхні дифузії F перший закон Фіка набуває вигляду

$$M = -D \frac{\partial \bar{c}}{\partial n} F \tau, \quad (3.61)$$

де n – довжина шляху речовини, що дифундує (знак «мінус» обумовлено зменшенням концентрації в напрямку дифузії речовини).

Коефіцієнт молекулярної дифузії D залежить від природи речовини, що дифундує, і характеризує здатність останньої проникати в певне середовище. Його розмірність становить

* Від лат. *diffusio* – розповсюдження, розтікання, розсіювання.

** У цьому разі закон молекулярної дифузії розглядає перенесення маси в рідинах, газах і парах.

$$[D] = \left[\frac{M \partial n}{F \tau \partial \bar{c}} \right] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг} / \text{м}^3} \right] = \left[\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \right],$$

тобто коефіцієнт молекулярної дифузії показує, яка маса речовини дифундує за одиницю часу крізь одиницю поверхні при градієнті концентрації, що дорівнює одиниці.

Значення D знаходять у довідниках або розраховують. Наприклад:

– для газів

$$D_{\Gamma} = \frac{0,0435 T^{3/2}}{p (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (3.62)$$

– для рідин

$$D_p = \frac{8,2 \cdot 10^{-15} T}{\mu_p V_A^{1/3}} \left[1 + \left(\frac{3V_B}{V_A} \right)^{2/3} \right], \quad (3.63)$$

де T – абсолютна температура, К; p – тиск, Па; V_A і V_B – молярні об'єми речовин, які взаємодіють, см³/моль; M_A і M_B – молярні маси речовин, кг/кмоль; μ_p – в'язкість рідини, у якій відбувається дифузія, Па·с.

Отже, коефіцієнт дифузії підвищується зі збільшенням температури, а для газів – також і зі зменшенням тиску. При цьому для рідин коефіцієнт дифузії приблизно на чотири порядки менший, ніж для газів.

3.1.9. Диференціальне рівняння молекулярної дифузії (другий закон Фіка)

Виділимо в нерухомому або такому, що рухається ламінарно, потоці елементарний паралелепіпед з ребрами dx , dy і dz (рис. 3.7).

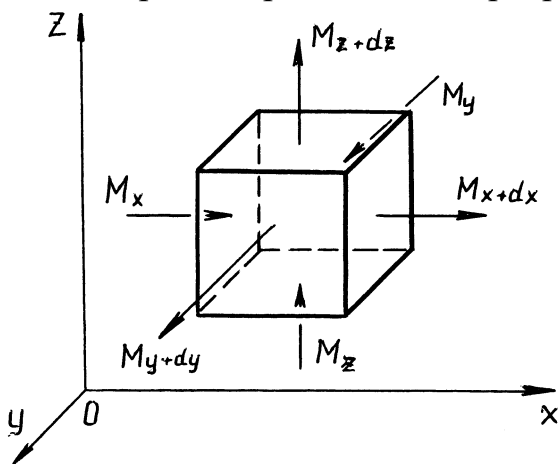


Рис. 3.7. До виведення диференціального рівняння молекулярної дифузії

Якщо крізь цей паралелепіпед за рахунок молекулярної дифузії переміщується розподілювана речовина, то крізь ліву, задню й нижню грані за час dt у нього входить речовина у кількості M_x , M_y і M_z , а крізь протилежні грані – праву, передню й верхню, – речовина виходить у кількості відповідно M_{x+dx} , M_{y+dy} і M_{z+dz} . Отже, за час dt елемент здобуває речовину, що дифундує, у кількості

$$dM = dM_x + dM_y + dM_z = (M_x - M_{x+dx}) + (M_y - M_{y+dy}) + (M_z - M_{z+dz}).$$

Згідно з першим законом Фіка:

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

$$M_{x+dx} = -D \frac{\partial \left(\bar{c} + \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} dx \right)}{dx} dy dz d\tau = -D \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} dy dz d\tau - D \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial x^2} dx dy dz d\tau.$$

Отже

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

Аналогічно можна отримати відповідні прирости кількості речовини в напрямках y і z .

Додаючи ліві та праві частини отриманих рівностей, маємо

$$dM = D \left(\frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial z^2} \right) dx dy dz d\tau. \quad (3.64)$$

З другого боку, той самий приріст кількості речовини в елементі дорівнює добутку об'єму елемента dV на зміну концентрації речовини за час $d\tau$:

$$dM = dV \frac{\partial \bar{c}}{\partial \tau} d\tau = dx dy dz \frac{\partial \bar{c}}{\partial \tau} d\tau. \quad (3.65)$$

Порівнюючи рівності (3.64) і (3.65), отримуємо диференціальне рівняння молекулярної дифузії

$$\frac{\partial \bar{c}}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial z^2} \right) \quad (3.66)$$

або

$$\frac{\partial \bar{c}}{\partial \tau} = D \nabla^2 \bar{c}. \quad (3.67)$$

3.1.10. Конвективна дифузія. Моделі процесу масопереносу

Під конвективним перенесенням розуміють процес перенесення речовини під час руху рідини або газу (пари). Цей процес виконують макрооб'єми рідинного або газового (парового) потоку.

Майже будь-яка модель масопереносу ґрунтується на припущенні, що на поверхні поділу фаз останні перебувають у стані рівноваги, а загальний опір процесу масопереносу складається із суми опорів обох фаз. З цих припу-

щень виходить, що на межі поділу фаз немає опору процесу (тобто рівновага на межі поділу встановлюється набагато швидше, ніж відбувається зміна концентрації у фазах на незначній відстані від межі поділу фаз) і що процес масо-передачі підлягає правилу адитивності фазових опорів.

Є кілька моделей масопереносу.

Згідно з *плівковою (двоплівковою) моделлю Льюїса та Уїтмена* з обох боків поверхні контакту фаз утворюються нерухомі, або такі, що ламінарно рухаються, плівки, у яких речовина переноситься тільки за рахунок молекулярної дифузії. Ці плівки відокремлюють поверхню поділу фаз від ядра потоку, у якому концентрація розподілюваної речовини майже постійна, а всі зміни концентрації відбуваються у плівці. Проте ця модель не враховує перенесення речовини турбулентними пульсаціями.

Згідно з *моделлю оновлення поверхні фазового контакту* (модель проникності або пенетраційна модель) турбулентні пульсації підводять до поверхні поділу фаз свіжу рідину, заміщуючи порцію рідини, яка вже провзаємодіяла з іншою фазою, тобто кожний елемент поверхні однієї фази взаємодіє з іншою протягом деякого часу, після чого цей елемент оновлюється. Згідно з цією моделлю перенесення речовини відбувається як молекулярною, так і турбулентною дифузійною, при цьому використовується так званий коефіцієнт ефективної дифузії, який враховує обидва види останньої.

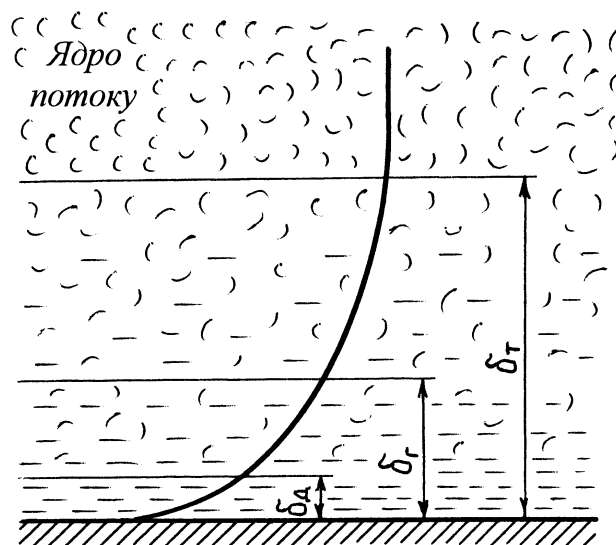


Рис. 3.8. До пояснення моделі межового дифузійного шару

Найбільшого поширення набула *модель межового дифузійного шару*, яка є розвитком плівкової моделі. Згідно з цією моделлю концентрація речовини, постійна в ядрі потоку, а в турбулентному шарі завтовшки δ_t , у якому перенесення речовини за рахунок турбулентної й молекулярної дифузії мають приблизно однаковий вплив, поступово зменшується при наближенні до межового шару (рис. 3.8). Зі зменшенням турбулентних пульсацій у в'язкому

шарі завтовшки δ_r концентрація зменшується суттєво швидше. У глибині же в'язкого шару (усередині межового дифузійного шару завтовшки δ_d) молекулярна дифузія має вже основне значення.

Є також інші моделі процесу масопереносу, проте внаслідок значної складності гідродинаміки турбулентних двофазних потоків, які супроводжують масообмін, майже всі моделі можна використовувати лише для окремих процесів масопереносу.

3.1.11. Масовіддача. Рівняння масовіддачі (закон Щукарева)

Процес перенесення речовини з ядра потоку до межі поділу фаз або навпаки називається *масовіддачею*. Масовіддача, як і конвекція, буває природна й вимушена. При природній масовіддачі рух рідини виникає внаслідок різниці густин у різних точках газу, пари або рідини, а при вимушеній – унаслідок витрат енергії на рух потоку (насосами, мішалками тощо).

За аналогією з емпіричним рівнянням тепловіддачі (законом охолодження Ньютона) рівняння масовіддачі (закон Щукарева) має такий вигляд

$$d^2M = \beta_y (y - y_{мп}) dF dt, \quad (3.68)$$

де β_y – коефіцієнт масовіддачі; $y_{мп}$ – концентрація на межі поділу фаз.

При сталому процесі для всієї поверхні F і $\tau = 1$ рівняння (3.68) для фаз Φ_y і Φ_x набуває вигляду:

$$M = \beta_y (y - y_{мп}) F; \quad M = \beta_x (x_{мп} - x) F. \quad (3.69)$$

Отже, кількість речовини, перенесеної від межі поділу фаз у фазу (або навпаки), пропорційна різниці концентрацій біля поверхні поділу фаз і в ядрі потоку фази (або навпаки), поверхні фазового контакту й часу. При цьому концентрацію на межі поділу фаз ($y_{мп}$ або $x_{мп}$) розглядають як рівноважну.

Розмірність коефіцієнта масовіддачі, наприклад, становить

$$[\beta_{y(x)}] = \left[\frac{M}{F \Delta x(y)} \right] = \left[\frac{\text{кг/с}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot \Delta x(y)} \right] = \left[\frac{\text{кг/с}}{\text{м}^2 \cdot \text{кг/м}^3} \right] = \left[\frac{\text{м}}{\text{с}} \right],$$

тобто коефіцієнт масовіддачі показує, яка маса (або кількість) речовини переходить від одиниці поверхні поділу фаз у ядро потоку (або навпаки) за одиницю часу при русійній силі, що дорівнює одиниці.

Коефіцієнт масовіддачі характеризує кінетику процесу перенесення речовини в окремій фазі й залежить від фізичних властивостей фази та її гідродинамічного стану (коефіцієнт же масопередачі характеризує кінетику процесу перенесення речовини з однієї фази в іншу крізь межу поділу фаз, тобто по всій системі в цілому).

3.1.12. Кінетика процесу масопередачі. Вираження коефіцієнта масопередачі через коефіцієнти масовіддачі

Розглянемо процес масопередачі за умови, що лінія рівноваги пряма, тобто $y^* = m^* x$. Прямою є також робоча лінія $y = mx + b$ (рис. 3.9). При цьому $y > y^*$, тобто розподілювана речовина переходить з фази Φ_y у фазу Φ_x ($x < x^*$). Також допускається, що на межі поділу фаз встановлюється рівновага, тобто опору масопереносу на цій межі немає.

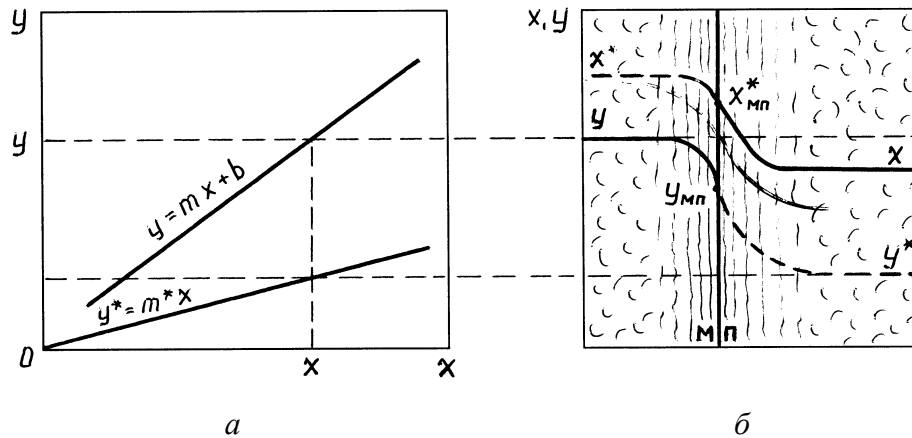


Рис. 3.9. До визначення коефіцієнта масопередачі через коефіцієнти масовіддачі: *a* – діаграма $y-x$; *б* – схема процесу

Якщо константа фазової рівноваги менша одиниці ($m^* < 1$), то лінія концентрації у фазі Φ_x (див. рис. 3.9,б) буде розташована вище лінії концентрації у фазі Φ_y .

При сталому процесі для поверхні контакту фаз dF рівняння масовіддачі для фази Φ_y набуває вигляду

$$dM = \beta_y (y - y_{мп}) dF, \quad (3.70)$$

а для фази Φ_x

$$dM = \beta_x (x_{мп} - x) dF. \quad (3.71)$$

У рівнянні (3.71) $x_{мп} = y_{мп}^* / m^*$ і $x = y^* / m^*$, отже

$$dM = \frac{\beta_x}{m^*} (y_{мп}^* - y^*) dF. \quad (3.72)$$

Перепишемо рівняння (3.70) і (3.72) відносно концентрації:

$$\frac{dM}{dF} \frac{1}{\beta_y} = y - y_{мп}; \quad \frac{dM}{dF} \frac{m^*}{\beta_x} = y_{мп}^* - y^*.$$

Після складання цих двох рівнянь отримуємо (припустивши, що $y_{\text{мп}} = y_{\text{мп}}^*$)

$$\frac{dM}{dF} \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m^*}{\beta_x} \right) = y - y^*.$$

Відносно величини dM останнє рівняння має вигляд

$$dM = \frac{1}{1/\beta_y + m^*/\beta_x} (y - y^*) dF. \quad (3.73)$$

Порівнюючи рівняння (3.73) з основним рівнянням масопередачі (3.39), отримуємо

$$K_y = \frac{1}{1/\beta_y + m^*/\beta_x}. \quad (3.74)$$

При виведенні рівняння масопередачі для умови, коли рушійна сила процесу виражається в концентраціях фази Φ_x , можна отримати

$$K_x = \frac{1}{1/(m^* \beta_y) + 1/\beta_x}. \quad (3.75)$$

Отже, коефіцієнти масопередачі K_y і K_x залежать від коефіцієнтів масо-віддачі β_y і β_x . Якщо коефіцієнт β_x значний, то $1/\beta_y \gg m^*/\beta_x$ і $K_y \approx \beta_y$, тобто обмежною стадією процесу є дифузійний опір у фазі Φ_y . Якщо значні значення β_y та/або m^* , то $1/\beta_x \gg 1/(m^* \beta_y)$ і $K_x \approx \beta_x$, тобто в даному випадку обмежною стадією процесу є дифузійний опір у фазі Φ_x .

3.1.13. Диференціальне рівняння конвективної дифузії

Для виведення диференціального рівняння конвективної дифузії скористаємося моделлю межового дифузійного шару (див. п. 3.1.10).

Виділимо в рухомому потоці елементарний паралелепіпед з ребрами dx , dy і dz (рис. 3.10).

За наявності конвективної дифузії приріст маси розподілюваної речовини в елементарному об'ємі dV за час $d\tau$ змінюється внаслідок молекулярної й конвективної дифузії на величину dM

$$dM = dM_M + dM_K.$$

Величину dM_M визначають згідно з диференціальним рівнянням молекулярної дифузії (див. п. 3.1.9)

$$dM_M = D \nabla^2 \bar{c} dV d\tau.$$

Визначимо величину dM_K .

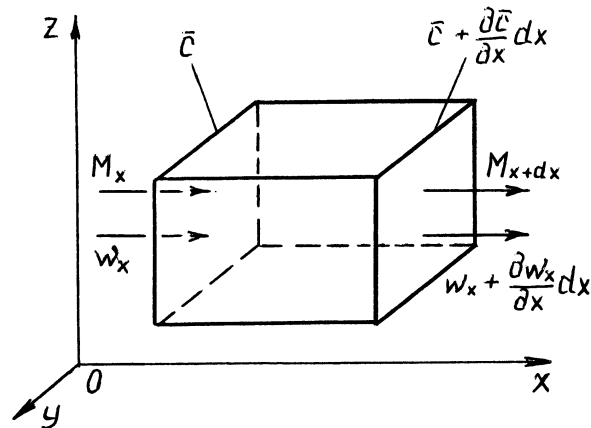


Рис. 3.10. До виведення диференціального рівняння конвективної дифузії

Під час конвективної дифузії елемент потоку переміщується з однієї точки простору в іншу. Тоді за час $d\tau$ у ліву грань елемента (див. рис. 3.10) входить маса розподілюваної речовини

$$M_{K_x} = dV_{c_x} \bar{c} d\tau = (w_x dy dz) \bar{c} d\tau,$$

де dV_{c_x} – об’ємна витрата потоку крізь ліву грань елемента, m^3/c ,

а з правої грані виходить маса

$$\begin{aligned} M_{K_{x+dx}} &= dV_{c_{x+dx}} \left(\bar{c} + \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} dx \right) d\tau = \left(w_x + \frac{\partial w_x}{\partial x} dx \right) dy dz \left(\bar{c} + \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} dx \right) d\tau = \\ &= \left(\bar{c} w_x + \frac{\partial(\bar{c} w_x)}{\partial x} dx \right) dy dz d\tau + \left[\frac{\partial w_x}{\partial x} \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} dx dx dy dz d\tau \right]. \end{aligned}$$

Нехтуючи доданком у квадратних дужках через його мале значення порівняно з першим доданком, остаточно отримуємо

$$M_{K_{x+dx}} = \left(\bar{c} w_x + \frac{\partial(\bar{c} w_x)}{\partial x} dx \right) dy dz d\tau.$$

Приріст маси елемента за рахунок конвективної дифузії вздовж осі x становить

$$dM_{K_x} = M_{K_x} - M_{K_{x+dx}} = -\frac{\partial(\bar{c} w_x)}{\partial x} dx dy dz d\tau = -\frac{\partial(\bar{c} w_x)}{\partial x} dV d\tau.$$

Тоді повний приріст маси елемента за рахунок конвективної дифузії

$$dM_K = dM_{K_x} + dM_{K_y} + dM_{K_z} = -\left[\frac{\partial(\bar{c} w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\bar{c} w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\bar{c} w_z)}{\partial z} \right] dV d\tau.$$

Перетворимо вираз у квадратних дужках

$$\left[\frac{\partial(\bar{c}w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\bar{c}w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\bar{c}w_z)}{\partial z} \right] =$$

$$= \left[\bar{c} \left(\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} \right) + w_x \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} + w_y \frac{\partial \bar{c}}{\partial y} + w_z \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} \right].$$

У круглих дужках останнього виразу записано рівняння нерозривності потоку для нестисливої рідини, тому

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0.$$

Отже, загальний приріст маси елемента становить

$$dM = dM_M + dM_K = D \left(\frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial z^2} \right) dV dt - \left(w_x \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} + w_y \frac{\partial \bar{c}}{\partial y} + w_z \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} \right) dV dt.$$

З другого боку, цей самий приріст маси дорівнює добуткові об'єму елемента dV на зміну концентрації за час dt : $dM = (\partial \bar{c} / \partial t) dV dt$, тоді

$$D \left(\frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial z^2} \right) dV dt - \left(w_x \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} + w_y \frac{\partial \bar{c}}{\partial y} + w_z \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} \right) dV dt = \frac{\partial \bar{c}}{\partial t} dV dt;$$

$$\frac{\partial \bar{c}}{\partial t} + w_x \frac{\partial \bar{c}}{\partial x} + w_y \frac{\partial \bar{c}}{\partial y} + w_z \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} = D \nabla^2 \bar{c}; \quad (3.76)$$

$$\frac{d\bar{c}}{dt} = D \nabla^2 \bar{c}. \quad (3.77)$$

Рівняння (3.76) або (3.77) називається диференціальним рівнянням конвективної дифузії (можна помітити, що при масопередачі в нерухомому середовищі $w_x = w_y = w_z = 0$ і рівняння (3.76) перетворюється на диференціальне рівняння молекулярної дифузії (3.67)).

3.1.14. Подібність масообмінних процесів

Щоб розраховувати масообмінні процеси, рівняння конвективної дифузії треба доповнити рівнянням руху Нав'є-Стокса й нерозривності потоку, а також рівняннями, які відображають залежність фізичних властивостей фаз від їхнього складу. Розв'язування такої системи рівнянь досить складне: її аналітичний розв'язок майже не можливий. Тому часто для розв'язку цієї задачі використовують методи теорії подібності.

Розглянемо, наприклад, рівняння масопереносу на межі поділу фаз.

З однієї фази в іншу переходить речовина в кількості $M = \beta_y (y - y_{\text{мп}}^*) F$. Таку саму кількість речовини переносить молекулярна дифузія крізь межовий шар: $M = -D(\partial y / \partial n) F$. Отже,

$$\beta_y (y - y_{\text{мп}}^*) = -D(\partial y / \partial n) \quad \text{або} \quad \beta_y \Delta y = -D(\partial y / \partial n).$$

Позбавляючись в останньому рівнянні символів диференціювання, різниці (Δ) і напрямку (замінивши орієнтований у просторі розмір n на неорієнтований визначальний розмір l) і розділивши обидві частини на праву, отримуємо

$$\beta_y l / D = Nu'.$$

Цей безрозмірний комплекс називається *дифузійним критерієм Нуссельта* ($Nu' = \beta l / D$) або *критерієм Шервуда* Sh . Він характеризує співвідношення швидкості конвективного (β) і чисто молекулярного (D) перенесення речовини.

Деякі інші критерії масообмінних процесів можна отримати з диференціального рівняння конвективної дифузії (3.76).

Переписавши його відносно осі x : $\partial \bar{c} / \partial \tau + w_x \partial \bar{c} / \partial x = D(\partial^2 \bar{c} / \partial x^2)$, методами теорії подібності можна отримати такі критерії:

$Fo' = D\tau / l^2$ – *дифузійний критерій Фур'є*, який характеризує зміну в часі швидкості перенесення речовини під час нестационарної масовіддачі;

$Pe' = wl / D$ – *дифузійний критерій Пекле*, який характеризує співвідношення перенесення речовини конвекцією (w) і молекулярною дифузією (D).

Часто дифузійний критерій Пекле замінюють *дифузійним критерієм Прандтля* (Pr'), який іноді ще називають *критерієм Шмідта* Sc :

$$Pr' = Pe' / Re = (wl / D) / (wl / \nu) = \nu / D.$$

Дифузійний критерій Прандтля є мірою сталості співвідношення фізичних властивостей рідин (газів або парів) у подібних системах, а також мірою подібності профілів швидкостей і концентрацій у процесах масовіддачі (або мірою співвідношення товщин гідродинамічного й дифузійного межових шарів).

Також застосовують *дифузійний критерій Біо* $Bi' = \beta l / k$ (тут k – коефіцієнт масопровідності (див. п. 3.1.16.2)), який є мірою співвідношення внутрішньо- і зовнішньодифузійних опорів під час масопередачі за участю твердої фази, а також *дифузійний критерій Стентона* $St' = Nu' / Pe' = \beta / w$, який характеризує подібність полів концентрацій і швидкостей у турбулентних потоках.

Коефіцієнт масовіддачі входить до критерію Nu' , тому критеріальне рівняння масовіддачі для несталого процесу буде мати такий вигляд

$$Nu' = f(Fo', Re, Pr', Ga, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots), \quad (3.78)$$

де Γ_i – геометричні симплекси.

Замість критерію Галілея в попередній залежності може бути похідний від нього критерій Грасгофа Gr .

Загальне критеріальне рівняння масообміну спрощується при розгляданні конкретних масообмінних процесів.

Так, для сталих стаціонарних процесів

$$Nu' = f(Re, Pr', Ga, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots).$$

Без впливу сили тяжіння при вимушеній конвекції

$$Nu' = f(Re, Pr', \Gamma_1, \Gamma_2 \dots).$$

В умовах вільної конвекції

$$Nu' = f(Pr', Ga, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots).$$

Отримавши з рівняння (3.78) значення критерію Nu' , можна обчислити значення коефіцієнта масовіддачі для даної фази

$$\beta = Nu' D/l.$$

3.1.15. Основи розрахунку масообмінних апаратів

При проектуванні масообмінного обладнання хімічних виробництв наперед визначають основні розміри апарата: площу поперечного перерізу або діаметр (зазвичай апарати мають циліндричну форму), висоту (для вертикальних апаратів) або довжину (для горизонтальних) і гідравлічний опір контактної частини апарата.

3.1.15.1. Визначення діаметра апарата. Зазвичай площу поперечного перерізу масообмінних апаратів визначають з рівняння об'ємної витрати суцільної фази (дисперсійного середовища)

$$V = S w_{\phi},$$

де V – об'ємна витрата суцільної фази (дисперсійного середовища), $\text{м}^3/\text{с}$; S – площа поперечного перерізу апарата, м^2 ; w_{ϕ} – приведена (фіктивна) швидкість тої самої фази (тобто швидкість, віднесена до площі поперечного перерізу апарата), $\text{м}/\text{с}$.

Тоді розрахунковий діаметр апарата круглого поперечного перерізу становитиме

$$D' = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_{\phi}}}, \quad (3.79)$$

а виконавчий діаметр D беруть з найближчого до D' стандартного. Так, для сталевих апаратів хімічних виробництв, корпуси яких виготовляють з листового прокату, за базовий беруть внутрішній діаметр, який вибирають з ряду, мм

(ГОСТ 9617–76): 400; 500; 600; 700; 800; 900; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2200; 2400; 2500; 2600; 2800; 3000; 3200; 3400; 3600; 3800; 4000; 4500; 5000; 5600; 6300; 7000; 7500; 8000; 8500; 9000; 9500; 10000; 11000; 12000; 14000; 16000; 18000; 20000^{*}, а для сталевих апаратів, які виготовляються з готових труб, за базовий беруть зовнішній діаметр^{**}, який вибирають з ряду, мм (ГОСТ 9617–76): 133; 159; 168; 219; 273; 325; 377; 426; 480; 530; 630; 720; 820; 920; 1020; 1120; 1220; 1320; 1420.

При цьому внутрішній діаметр апарата, корпус якого виготовляють з листового прокату, з контактними пристроями у вигляді тарілок, слід вибирати з ряду, мм (ГОСТ 21944–76): 400; 500; 600; 700; 800; 900; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2200; 2400; 2600; 2800; 3000; 3200; 3400; 3600; 3800; 4000; 4500; 5000; 5500; 5600; 6000; 6300; 6400; 7000; 7500; 8000; 9000; 9500; 10000.

Якщо розрахунковий діаметр масообмінного апарата для забезпечення необхідної продуктивності має велике значення, то цю продуктивність можна забезпечити, встановивши кілька апаратів меншого діаметра, які працюють паралельно.

Певні труднощі викликає вибір швидкості w_ϕ , тому що від неї залежить передусім гідравлічний опір апарата, а також величина бризковинесення (тобто захоплення газом або парою рідини).

Зазвичай фіктивну швидкість w_ϕ беруть рівною $(0,75-0,90)w_3$, де w_3 – швидкість захлинання, тобто швидкість суцільної фази, що відповідає інверсії фаз в апараті.

Якщо гідравлічний опір не має великого значення, то зазвичай як фіктивну швидкість беруть швидкість, близьку до швидкості захлинання (для більшості масообмінних процесів величина швидкості захлинання відома). Якщо гідравлічним опором нехтувати не можна, то фіктивну швидкість визначають техніко-економічним обґрунтуванням.

3.1.15.2. Визначення висоти апарата. Повна висота вертикального масообмінного апарата визначається сумою висоти контактної частини апарата, висоти опори, відстані від основи опори до низу контактної частини апарата й відстані від верху контактної частини апарата до верхньої точки його кришки. Усі елементи, крім висоти контактної частини апарата, залежать насамперед від діаметра апарата, тому їх вибирають зазвичай з конструктивних міркувань. Найбільші труднощі виникають при визначенні висоти контактної частини апарата.

^{*} 1980 року в Саудівській Аравії змонтовано п'ять найбільших у світі нафтоналивних ємностей. Висота кожної з них 21,94 м, діаметр – 117,6 м, місткість – майже 240 000 м³.

^{**} Внутрішній діаметр контактної частини апарата в цьому разі визначають як різницю між її зовнішнім діаметром і подвійною товщиною стінки обичайки корпуса.

Методи визначення висоти контактної частини апарата залежать від способу організації контакту фаз. За цією ознакою майже всі масообмінні апарати можна поділити на апарати з безперервним та апарати зі ступінчастим контактом фаз (рис. 3.11).

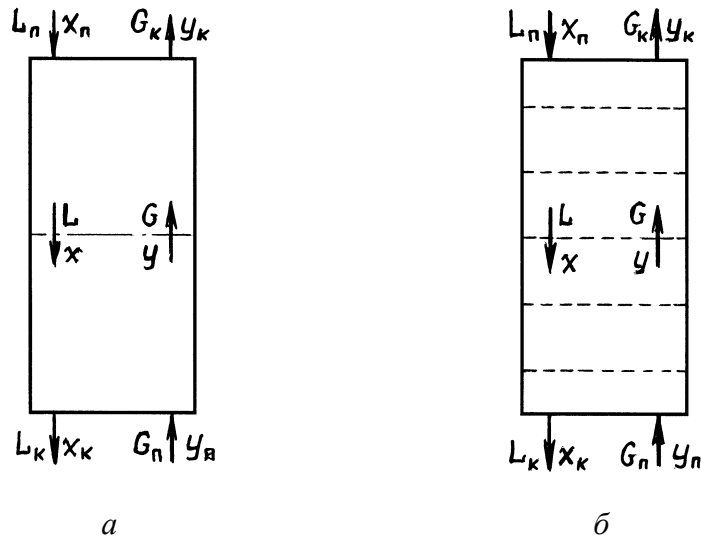


Рис. 3.11. Принципові схеми протитечійних масообмінних апаратів:
 а – з безперервним контактом фаз; б – зі ступінчастим контактом фаз

До апаратів з безперервним контактом фаз належать, наприклад, насадкові, порожнисті, роторно-дискові, вібраційні, пульсаційні, а до апаратів зі ступінчастим контактом фаз – наприклад, тарілчасті колони й змішувально-відстійні апарати.

Розрахувати висоту контактної частини апарата незалежно від способу організації контакту фаз можна, наприклад, через коефіцієнт масопередачі, об’ємний коефіцієнт масопередачі, а також число одиниць переносу й висоту одиниці переносу.

Щоб визначити висоту контактної частини апарата H через основне рівняння масопередачі (3.39), обчислюють поверхню контакту фаз, а потім, задаючись розмірами контактних елементів простої геометричної форми, знаходять зазначену висоту. Таким методом можна обчислити величину H , наприклад, для плівкових апаратів, у яких плівка формується на вертикальних поверхнях.

Також висоту апарата, особливо з безперервним контактом фаз, можна обчислити через модифіковане основне рівняння масопередачі (див. п. 3.1.7).

При цьому висота апарата з (3.58) становитиме $H = M / (K_y S \sigma \Delta y_m)$ або $H = M / (K_x S \sigma \Delta x_m)$. Тоді, враховуючи (3.44) і (3.45), можна отримати:

$$H = \frac{G}{K_y \sigma S} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}; \quad (3.80)$$

$$H = \frac{L}{K_x \sigma S} \int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x} \quad (3.81)$$

У рівняннях (3.81), згідно з (3.49) і (3.50), інтеграли є числами одиниць переносу n_{oy} і n_{ox} .

Комплекси

$$G/(K_y S \sigma) = h_{oy} \quad \text{і} \quad L/(K_x S \sigma) = h_{ox} \quad (3.82)$$

або

$$G/(K_{yV} S) = h_{oy} \quad \text{і} \quad L/(K_{xV} S) = h_{ox}, \quad (3.83)$$

що виражають висоту масообмінного апарата, еквівалентну одній одиниці переносу, називаються загальною висотою одиниці переносу (ВОП) і мають назву одиниці довжини (*метр*).

Тоді робочу висоту апарата H за допомогою ЧОП і ВОП визначають так:

$$H = h_{oy} n_{oy}; \quad H = h_{ox} n_{ox}. \quad (3.84)$$

Отже, визначаючи за емпіричними залежностями величини h_{oy} і h_{ox} , а потім і висоту H , можна обминути складний процес розрахунку поверхні контакту фаз F . Проте для будь-якої рівноважної залежності ЧОП можна подати в загальному вигляді, виключивши Δy_m і Δx_m .

Так, для елемента фазового контакту dF (див. рис. 3.6) кількість речовини dM , що переходить з фази Φ_y у фазу Φ_x , становить

$$dM = -G dy = \beta_y (y - y_{мп}) dF,$$

причому знак *мінус* стосується величини dy , яка зменшується.

Після інтегрування по всій поверхні в інтервалах від 0 до F та від $y_{п}$ до $y_{к}$ для фази Φ_y отримуємо

$$\int_{y_{к}}^{y_{п}} \frac{dy}{y - y_{мп}} = \frac{\beta_y F}{G} = n_y, \quad (3.85)$$

а для фази Φ_x

$$\int_{x_{п}}^{x_{к}} \frac{dx}{x_{мп} - x} = \frac{\beta_x F}{L} = n_x, \quad (3.86)$$

де n_y – ЧОП для фази Φ_y (тому що $dy/(y - y_{мп})$ є відношенням зміни робочих концентрацій речовини до одиниці рушійної сили); n_x – ЧОП для фази Φ_x .

Основне рівняння масопередачі (3.39) можна записати й через загальне ЧОП

$$M = K_y F \frac{y_{п} - y_{к}}{n_{oy}},$$

тоді

$$n_{oy} = (y_{\Pi} - y_{\kappa}) \frac{K_y F}{M} = \frac{(y_{\Pi} - y_{\kappa}) K_y F}{G(y_{\Pi} - y_{\kappa})} = \frac{K_y F}{G}.$$

Величина, обернена n_{oy} , становить

$$\frac{1}{n_{oy}} = \frac{1}{K_y} \frac{G}{F} = \left(\frac{1}{\beta_x} + \frac{m^*}{\beta_x} \right) \frac{G}{F}.$$

Ураховавши рівняння (3.85) і (3.86), отримуємо

$$\frac{1}{n_{oy}} = \frac{1}{n_y} + \frac{m^* G}{L n_x} = \frac{1}{n_y} + \frac{1}{A n_x}, \quad (3.87)$$

де $A = L/(Gm^*) = m/m^*$ – фактор процесу масопередачі (або фактор дифузійного потенціалу), який характеризує відношення тангенсів кутів нахилу робочої лінії $L/G = m$ і лінії рівноваги m^* .

Для фази Φ_x аналогічно можна отримати

$$\frac{1}{n_{ox}} = \frac{A}{n_y} + \frac{1}{n_x}. \quad (3.88)$$

При цьому зв'язок між n_{oy} і n_{ox} має вигляд

$$n_{ox} = n_{oy} / A. \quad (3.89)$$

З рівнянь (3.83), (3.85) і (3.86), за аналогією з виведенням рівнянь (3.74) і (3.75), можна отримати вирази для визначення величин ВОП (h_{oy} і h_{ox}):

$$h_{oy} = h_y + h_x / A; \quad h_{ox} = A h_y + h_x, \quad (3.90)$$

де h_y і h_x – висоти одиниці переносу у фазах Φ_x і Φ_y відповідно.

Звідки встановлюємо зв'язок між h_{oy} і h_{ox}

$$h_{ox} = A h_{oy}. \quad (3.91)$$

Значення h_{oy} , h_{ox} , h_y і h_x визначають найчастіше на основі дослідних даних або розраховують за відомими коефіцієнтами масовіддачі (відповідні залежності подають у галузевій літературі).

ВОП є кінетичною характеристикою для апаратів з безперервним контактом фаз. Більш загальною характеристикою як для апаратів з безперервним контактом фаз, так і для апаратів зі ступінчастим контактом є об'єм одиниці переносу v_{oy} або v_{ox} , тобто робочий об'єм масообмінного апарата, який за ефективністю відповідає одній одиниці переносу.

Враховуючи, що $F = SH\sigma$, маємо

$$n_{oy} = K_y SH\sigma / G = K_{yv} SH / G = K_{yv} V / G,$$

звідки об'єм контактної частини апарата

$$V = n_{oy} G / K_{yV} = n_{oy} v_{oy}, \quad (3.92)$$

причому

$$v_{oy} = G / K_{yV} = Sh_{oy}. \quad (3.93)$$

Число одиниць переносу можна визначити за формулами (3.49) і (3.50) графічним або числовим інтегруванням, графічно або аналітично.

При графічному інтегруванні, задаючись рядом значень y (у границях між y_n і y_k), будують криву залежності $1/(y - y^*) = f(y)$ (рис. 3.12,а). Шукана величина n_{oy} дорівнює площі під кривою, помноженій на масштаби осей.

Графічним способом ЧОП визначають, наприклад n_{oy} , у такій послідовності (рис. 3.12,б).

Проводять середню лінію MN , яка поділяє навпіл відрізки ординат між робочою лінією AB (пряма лінія) і лінією рівноваги OC (пряма на всій довжині або пряма з малою кривизною на ділянці, що відповідає одній одиниці переносу). Потім з точки B проводять горизонтальний відрізок $|BE|$, рівний подвійному відрізку $|BD|$, а з точки E проводять вертикаль до перетину з робочою лінією в точці F . З рисунка видно, що $|EF| = 2 \cdot |KD| = |KL|$. Але відрізок KL дорівнює середній рушійній силі $(y - y^*)$ на ділянці BF і, отже, відрізок EF характеризує зміну концентрації, що відповідає одній одиниці переносу, яка відображається «сходиною» BEF . Продовжуючи побудову сходинок до точки A , знаходять ЧОП n_{oy} як число сходинок між точками B і A (при цьому ЧОП може бути дробовим).

Аналогічно можна визначити ЧОП n_{ox} (рис. 3.12,в).

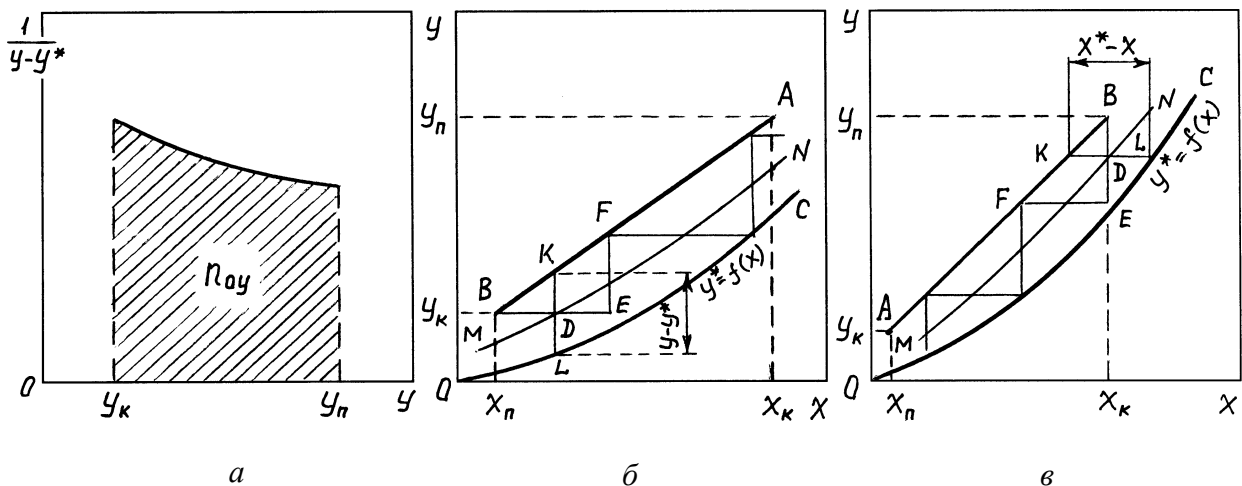


Рис. 3.12. До визначення ЧОП n_{oy} графічним інтегруванням (а) і визначення n_{oy} (б) і n_{ox} (в) графічним методом

Висоту масообмінних апаратів можна визначити також і через число теоретичних ступенів зміни концентрації ЧТС (число теоретичних тарілок ЧТТ).

Вважаємо, що речовина переходить з фази Φ_x у фазу Φ_y (тобто $y < y^*$).

Розглянемо елемент апарата (рис. 3.13), концентрація розподіленої речовини на виході з якого y_2 дорівнює рівноважній концентрації на вході в нього, тобто $y_2 = y_1^*$. Відповідну зміну складу фази Φ_y у цьому об'ємі відображує відрізок AB .

У цьому об'ємі апарата відбувається процес повного (теоретичного) обміну розподіленої речовини між обома фазами. Така зміна концентрації (див. рис. 3.13,б) називається теоретичним ступенем зміни концентрації або теоретичною тарілкою («сходинкою» ABC). Будуючи такі сходинки між робочою й рівноважною лініями в заданому інтервалі робочих концентрацій, знаходять загальне число n_T (число теоретичних тарілок ЧТТ або число теоретичних ступенів ЧТС) для даного процесу.

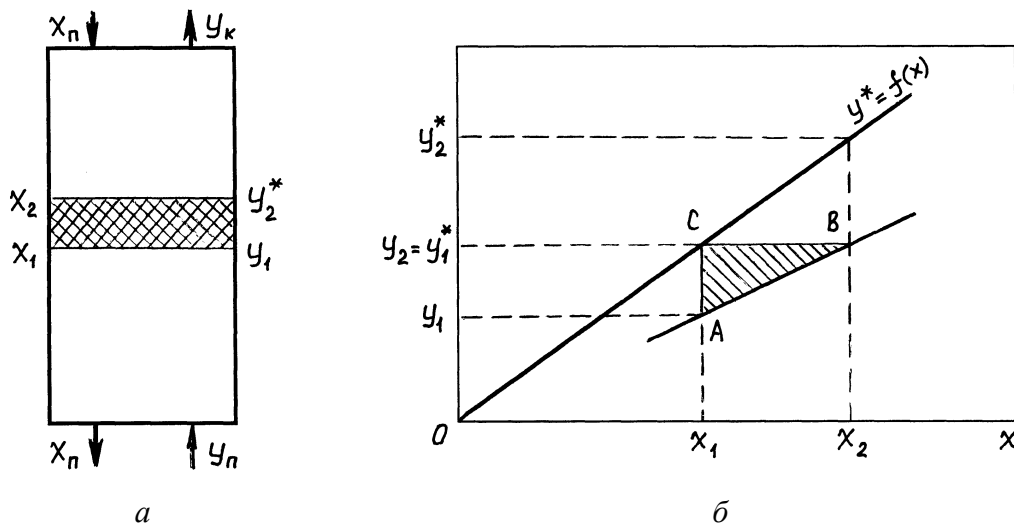


Рис. 3.13. Схема зміни концентрації в протитечійному апараті (а) та її відображення на діаграмі $y-x$ (б)

Між ЧТТ (або ЧТС) і ЧОП є взаємозв'язок, що можна використати для обчислення числа одиниць переносу через простіше визначення ЧТТ (ЧТС). Якщо $y^* = m^* x$ та $y = mx$ (тобто робоча й рівноважні лінії є прямими), то

$$n_{oy} = n_T \frac{m}{m - m^*} \ln \frac{m}{m^*}, \quad (3.94)$$

де ЧТТ (ЧТС) дорівнює (див. рис. 3.13)

$$n_T = \frac{\ln(x_k/x_{II})}{\ln(m/m^*)}. \quad (3.95)$$

Загальну висоту H контактної частини апарата зі ступінчастим контактом фаз за допомогою ЧТТ визначають за допомогою коефіцієнта корисної дії колони η або середнього коефіцієнта корисної дії колони, який дорівнює відношенню числа теоретичних n_T і дійсних тарілок n_D . Тоді

$$n_d = n_T / \eta. \quad (3.96)$$

Коефіцієнт корисної дії колони враховує швидкість масопереносу на дійсних ступенях (тарілках), на яких зазвичай не можна досягти рівноваги. Величина η залежить від багатьох факторів (конструкції й розмірів тарілок, гідродинаміки фаз, їхніх фізичних властивостей тощо).

Зазвичай значення η визначають дослідним шляхом. Найчастіше, $\eta = 0,3 - 0,8$.

Іноді величину η визначають розрахунковим способом. Так, при ректифікації бінарних сумішей величину η визначають як функцію добутку коефіцієнта відносної леткості компонентів суміші на динамічну в'язкість вихідної рідини при середній температурі в колоні.

Тоді висота контактної частини колони H становитиме

$$H_T = (n_T - 1)h_T, \quad (3.97)$$

де h_T – відстань між тарілками.

Величину h_T обирають або розраховують. Вона залежить від конструкції тарілок і визначається передусім діаметром колони й висотою сепараційного простору тарілки (відстанню між верхньою межею гідродинамічного шару на тарілці та основою вищерозташованої суміжної тарілки), який має забезпечити мінімальний перехід рідини з даної тарілки на вищерозташовану суміжну (так зване бризковинесення).

Відстань між тарілками обирають з ряду, мм (ГОСТ 21944–76): 200; 250; 300; 350; 400; 450; 500; 550; 600; 650; 700; 750; 800; 850; 900; 1000; 1200.

Величину H апаратів з безперервним контактом фаз також можна визначити за допомогою ЧТС (ЧТТ). У цьому разі її обчислюють за формулою

$$H = n_T h_{\text{екв}}, \quad (3.98)$$

де $h_{\text{екв}}$ – висота апарата, яка за своєю розділювальною дією еквівалентна одному ступеню зміни концентрації (ВЕТС) або теоретичній тарілці (ВЕТТ).

Значення $h_{\text{екв}}$ визначають за емпіричними залежностями. Слід зазначити, що $h_{\text{екв}}$ залежить від тангенса кута нахилу лінії рівноваги m^* , тому при криволінійній рівноважній залежності значення $h_{\text{екв}}$ буде змінним по висоті апарата, що є основним недоліком методу розрахунку масообмінних апаратів за допомогою ВЕТС (ВЕТТ).

Між величиною $h_{\text{екв}}$ і коефіцієнтом масопередачі K_y або висотою одиниці переносу $h_{\text{оу}}$ є певний взаємозв'язок, який характеризується залежностями (див. також (3.83):

$$h_{\text{екв}} = \frac{G}{K_y \sigma S} \frac{\ln(1/A)}{(1/A - 1)} \quad (3.99)$$

$$h_{\text{екв}} = h_{\text{оу}} \frac{\ln(1/A)}{(1/A - 1)} \quad (3.100)$$

Якщо лінія рівноваги й робоча лінія прямолінійні, то $A = 1$ і $h_{\text{екв}} = h_{\text{оу}} = h_{\text{ох}}$.

Висоту контактної частини апарата зі ступінчастим контактом фаз можна також визначити через ефективність тарілки (ступеня) за Мерфрі. Цю ефективність (або коефіцієнт корисної дії Мерфрі) виражають відношенням зміни концентрації даної фази на ступені до рушійної сили на вході тієї самої фази у ступінь* і позначають E_y або E_x .

Для i -го ступеня (рис. 3.14) і фази Φ_y у разі перенесення розподілюваної речовини з фази Φ_x у фазу Φ_y

$$E_y = (y_i - y_{i-1}) / (y_{(x_i)}^* - y_{i-1}), \quad (3.101)$$

а для фази Φ_x

$$E_x = (x_{i+1} - x_i) / (x_{i+1} - x_{(y_i)}^*). \quad (3.102)$$

Коефіцієнт корисної дії Мерфрі є функцією швидкості масообміну (тобто величин $\beta_y, \beta_x, n_y, n_x$), гідродинаміки потоків, величини поверхні контакту та інших факторів.

За допомогою коефіцієнт корисної дії Мерфрі кількість дійсних тарілок визначають графічною побудовою (так званий метод кінетичної лінії). Цей показник для будь-якого ступеня (наприклад, i -го (рис. 3.15)) визначають так (перенесення маси відбувається з фази Φ_y у фазу Φ_x)

$$E_y = (y_{i-1} - y_i) / (y_{i-1} - y_{i(x_i)}^*). \quad (3.103)$$

Отже, коефіцієнт корисної дії Мерфрі показує відношення дійсної зміни концентрації на i -му ступені ($y_{i-1} - y_i^*$), що характеризується відрізком $[AB]$, до максимально можливої на цьому ступені ($y_{i-1} - y_{i(x_i)}^*$), що характеризується відрізком $[AC]$. Остаточо вираз (3.103) набуває вигляду

$$E_y = (y_{i-1} - y_i) / (y_{i-1} - y_{i(x_i)}^*) = |AB| / |AC| \quad (3.104)$$

або

$$|AB| = E_y |AC|. \quad (3.105)$$

Отже, задаючись будь-якими точками A, A_1, A_2 , і т.д. на робочій лінії й визначивши для цих точок відповідні відрізки $|AC|, |A_1C_1|, |A_2C_2|$ і т.д. за формулою (3.105) обчислюють довжини відрізків $|AB|, |A_1B_1|, |A_2B_2|$ і т.д. і проводять через точки B, B_1, B_2 і т.д. кінетичну лінію. Будуючи у границях заданих концентрацій «сходінки» між кінетичною й робочою лініями, визначають кількість дійсних тарілок для проведення цього процесу.

* Також є інше визначення цієї величини, згідно з яким *коефіцієнт корисної дії Мерфрі* – це відношення зміни середнього складу пари (газу) або рідини на тарілці до зміни складу при досягненні рівноважної концентрації в результаті контакту фаз на тарілці.

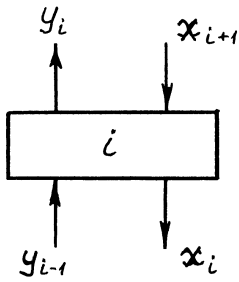


Рис. 3.14. Зміна концентрацій у фазах на одному ступені під час протитечії

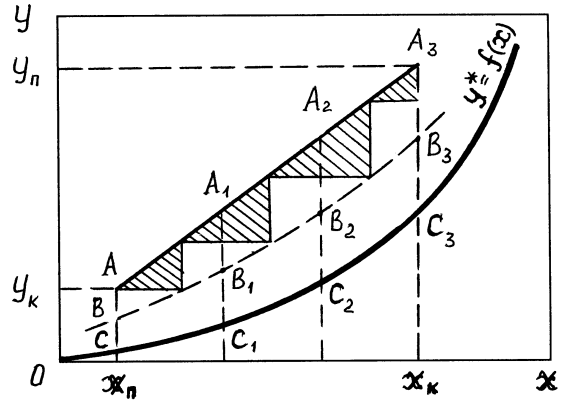


Рис. 3.15. До визначення кількості дійсних тарілок графічним методом за допомогою побудови кінетичної лінії

Без сумніву, найскладніша задача полягає у визначенні коефіцієнта корисної дії Мерфрі.

Розглянемо два найпоширеніших випадки структури потоків, які мають місце в апаратах зі ступінчастим контактом фаз.

1. Рідина й газ (пара) на тарілці повністю змішані. При цьому на кожній тарілці концентрація фаз постійна й дорівнює остаточній (на виході з тарілки), рушійна сила в цьому випадку на i -й тарілці становить $(y_{i-1} - y_{i(x_i)}^*)$.

Тоді

$$(y_{i-1} - y_i) / (y_i - y_{i(x_i)}^*) = K_y F / G = n_{oy}.$$

У знаменнику лівої частини цього виразу додамо й віднімемо величину y_{i-1} , а потім поділимо чисельник і знаменник цього дробу на чисельник

$$\begin{aligned} \frac{(y_{i-1} - y_i)}{(y_i - y_{i(x_i)}^* + y_{i-1} - y_{i-1})} &= \frac{(y_{i-1} - y_i) / (y_{i-1} - y_i)}{(y_i - y_{i(x_i)}^*) / (y_{i-1} - y_i) - (y_{i-1} - y_i) / (y_{i-1} - y_i)} = \\ &= \frac{1}{(1/E_y - 1)} = n_{oy}. \end{aligned}$$

Звідси коефіцієнт корисної дії Мерфрі

$$E_y = n_{oy} / (1 + n_{oy}). \quad (3.106)$$

Для фази Φ_x за аналогією можна отримати

$$E_x = n_{ox} / (1 + n_{ox}). \quad (3.107)$$

Тобто за умови повного змішування фаз на тарілці $E_y < 1$ і $E_x < 1$.

2. Рідина на тарілці повністю змішана (тобто беремо модель ідеального перемішування), а газова (парова) фаза, проходячи крізь шар рідини на тарілці, не перемішується по висоті шару (тобто беремо модель ідеального витіснення). При цьому зазвичай вважають, що на тарілці концентрації у фазах змінюються не суттєво й можна знехтувати кривизною лінії рівноваги.

Тоді для i -го ступеня

$$n_{oy} = (y_{i-1} - y_i) / y_m, \quad (3.108)$$

при цьому

$$\Delta y_m = \frac{(y_{i-1} - y_{i(x_i)}^*) - (y_i - y_{i(x_i)}^*)}{\ln \frac{(y_{i-1} - y_{i(x_i)}^*)}{(y_i - y_{i(x_i)}^*)}} = \frac{(y_{i-1} - y_i)}{\ln \frac{\Delta y_{i-1}}{\Delta y_i}}. \quad (3.109)$$

Порівнюючи рівняння (3.108) і (3.109), отримуємо

$$n_{oy} = \ln \frac{(y_{i-1} - y_{i(x_i)}^*)}{(y_i - y_{i(x_i)}^*)}.$$

У знаменник правої частини останнього виразу додамо й віднімемо величину y_{i-1} , а потім чисельник і знаменник поділимо на чисельник

$$n_{oy} = \ln \frac{(y_{i-1} - y_{i(x_i)}^*) / (y_{i-1} - y_{i(x_i)}^*)}{[(y_i - y_{i-1}) + (y_{i-1} - y_{i(x_i)}^*)] / (y_{i-1} - y_{i(x_i)}^*)} = \ln \frac{1}{1 - E_y}.$$

Звідки

$$E_y = 1 - \exp(-n_{oy}). \quad (3.110)$$

За рівнянням (3.110) досить точно визначають коефіцієнт корисної дії Мерфрі для провальних тарілок.

Тут необхідно зазначити, що якщо рідина повністю не перемішується по довжині тарілки, концентрація, що дорівнює остаточній, не встановлюється по всій довжині тарілки, тому значення E_y у цьому разі може бути більше одиниці.

Отже, під час розрахунку процесів масопередачі рушійну силу процесу й кінетику масообміну можна виразити трьома способами: 1) рушійну силу процесу – через різницю концентрацій, а кінетику – через коефіцієнт масопередачі; 2) рушійну силу процесу – непрямо, через число одиниць переносу й фактор процесу масопередачі (параметр A), а кінетику – через висоту одиниці переносу; 3) рушійну силу процесу – непрямо, через число теоретичних ступенів контакту або число теоретичних тарілок, а кінетику – через коефіцієнт корисної дії або через висоту, еквівалентну теоретичному ступеню контакту.

3.1.15.3. Визначення гідравлічного опору апарата. Гідравлічний опір апарата Δp зумовлює енергетичні витрати на транспортування насамперед газового (парового) потоку крізь апарат.

Гідравлічний опір апаратів залежить від їх конструкції та оброблюваних речовин і для більшості видів технологічного обладнання його розрахунки наводять у літературі.

Найбільшого же поширення серед масообмінних апаратів набули насадкові й тарілчасті колони.

Гідравлічний опір насадкового апарата складається з опору шару насадки, опорних решіток, розподільних і перерозподільних тарілок та інших внутрішніх пристроїв. Основна частина гідравлічного опору при цьому припадає на насадку.

Опір сухої насадки можна визначити за залежністю (див. журнал «Химическое и нефтяное машиностроение». – 1996. – № 1. – С.52–55)

$$\Delta p_c = \frac{H w_{сф} \sigma}{\varepsilon^3} (16,625 \mu_{сф} \sigma + 0,2925 \mu_{сф} \rho_{сф}), \quad (3.111)$$

де $w_{сф}$, $\mu_{сф}$ і $\rho_{сф}$ – приведена швидкість, динамічна в'язкість і густина суцільної фази в шарі насадки апарата.

Опір же зрошуваної насадки можна визначити за формулою

$$\Delta p = \Delta p_c 10^{bU}, \quad (3.112)$$

де Δp_c – гідравлічний опір сухої насадки, Па; U – густина зрошення, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; b – коефіцієнт, який залежить від тиску й розмірів насадки.

Аналогічно основна частина гідравлічного опору тарілчастих колон припадає на тарілки. При цьому опір однієї тарілки можна обчислити за залежністю:

$$\Delta p = \Delta p_c + \Delta p_{пш} + \Delta p_{\sigma}, \quad (3.113)$$

де Δp_c – гідравлічний опір сухої тарілки; $\Delta p_{пш}$ – гідравлічний опір газорідного (парорідного) шару (піни) на тарілці; Δp_{σ} – гідравлічний опір, обумовлений силами поверхневого натягу.

Якщо гідродинамічні умови апарата різні в різних його частинах (наприклад у вичерпній і укріплювальній частинах ректифікаційної колони), то гідравлічний опір обчислюють окремо для кожної частини, а потім знаходять загальний опір апарата.

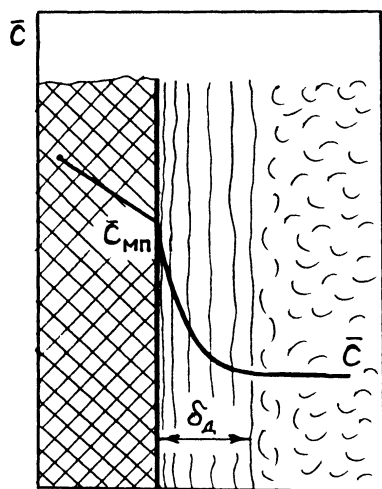
3.1.16. Масообмін між рідкою (газовою або паровою) і твердою фазами

До масообмінних процесів за участю рідкої (газової або парової) і твердої фаз належать адсорбція, десорбція з твердого тіла, іонний обмін, сушіння,

розчинення, екстракція з твердого тіла, кристалізація* й мембранні процеси.

До специфічних особливостей цих процесів слід віднести нестационарність масопереносу й різноманітність елементарних механізмів перенесення маси у твердій фазі. При цьому основними стадіями масопереносу є перенесення маси в зовнішній фазі (рідині, газі, парі) і внутрішнє перенесення (у твердій фазі).

3.1.16.1. Масоперенос у зовнішній фазі. Розподілювана речовина в зовнішній фазі переноситься конвективною й молекулярною дифузією. Основні закономірності цього перенесення, розглянуті в п. 3.1.10, обумовлено утворенням поблизу поверхні твердої фази дифузійного межового шару завтовшки δ_d (рис. 3.16), у якому має перевагу молекулярна дифузія. За межами цього шару в перенесенні маси домінує конвективна дифузія.



Профіль концентрації по товщині шару δ_d є криволінійний. Але, вважаючи, що він лінійний, можна описати потік маси dM/dF за допомогою рівняння масовіддачі

$$dM/dF = -D \partial \bar{c} / \partial y = -D (\bar{c}_{мп} - \bar{c}) / \delta_d = \beta_{сф} (\bar{c}_{мп} - \bar{c}),$$

де D і $\beta_{сф}$ – коефіцієнт молекулярної дифузії та коефіцієнт масовіддачі в зовнішній (суцільній) фазі; $\bar{c}_{мп}$ і \bar{c} – масова концентрація на поверхні твердої тіла та в об'ємі зовнішньої фази, відповідно.

Рис. 3.16. Профіль концентрації в потоці зовнішньої фази біля поверхні твердої фази

Величину коефіцієнта масовіддачі β_c можна визначити, наприклад, за допомогою критеріальних рівнянь виду: $Nu' = f(Re, Pr')$, де $Nu' = \beta_{сф} d_T / D_{сф}$ – дифузійний критерій Нусельта; $Re = wd_T / \nu_{сф}$ – критерій Рейнольдса; $Pr' = \nu_{сф} / D_{сф}$ – дифузійний критерій Прандтля для зовнішньої фази; d_T – еквівалентний діаметр частинки твердої фази.

Найчастіше процеси за участю твердої фази відбувається в нерухомому і псевдозрідженому шарах. Тому розглянемо критеріальні рівняння масовіддачі для зовнішньої фази (рідини, газу, пари) для цих випадків.

Для нерухомого шару твердої фази матеріалу:

а) рухома фаза – газ

$$Nu' = (0,357/\varepsilon) Re^{0,64} (Pr')^{1/3} \quad \text{для } Re = 3-2000,$$

де ε – порозність шару;

* Кристалізацією називають процес утворення твердої фази у вигляді кристалів з розчину або розплаву, а також із газів і парів. Проте з розчинів отримують також тверду фазу в аморфному, а не кристалічному стані, і цей процес кристалізації не стосується.

б) рухома фаза – рідина:

$$Nu' = (1,09/\varepsilon) Re^{1/3} (Pr')^{1/3} \quad \text{для } Re = 0,0016-55;$$

$$Nu' = (0,25/\varepsilon) Re^{0,69} (Pr')^{1/3} \quad \text{для } Re = 55-1500;$$

Для псевдозрідженого шару твердого матеріалу:

а) суцільна фаза – рідина

$$Nu' = 2 + 1,5(Pr')^{1/3} \sqrt{(1-\varepsilon)Re} \quad \text{для } Re = 5-120; \varepsilon \leq 0,84;$$

б) суцільна фаза – газ:

$$Nu' = 0,374 Re^{1,18} \quad \text{для } Re = 0,1-15;$$

$$Nu' = 2,01 Re^{0,5} \quad \text{для } Re = 15-250.$$

3.1.16.2. Масоперенос у твердій фазі. Зазвичай тверда фаза у процесах масопереносу являє собою пористі тіла*, структура яких характеризується формою пор, їх направленістю, взаємним розташуванням і взаємним сполученням пор. За формою пори можуть бути трубчастими каналами з місцевими звуженнями й розширеннями, каналами, утвореними сферами з різною щільністю пакування, пляшкоподібними й V-подібними (рис. 3.17).

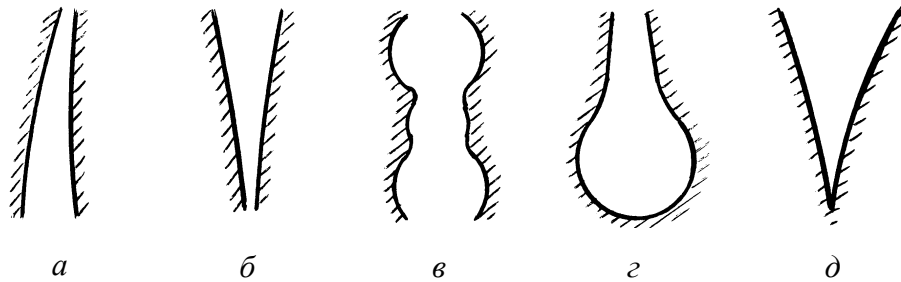


Рис. 3.17. Види пор у поздовжньому перерізі: а – трубчасті канали зі звуженням; б – трубчасті канали з розширенням; в – канали, утворені сферами, які сполучаються; г – пляшкоподібні канали; д – V-подібні канали

За направленістю і взаємним розташуванням пор розрізняють ізотропні та анізотропні структури. В ізотропних тілах пори рівномірно розподілені по об'єму й на відміну від анізотропних не мають переважної направленості.

За взаємним з'єднанням пори поділяють на відкриті з обох боків (транспортні) (див. рис. 3.17,а–в) і тупикові (див. рис. 3.17,г, д).

Структура пористих тіл характеризується пористістю, розподілом за розмірами, питомою поверхнею й коефіцієнтом звивистості пор.

Пористість $\varepsilon_{\text{пор}}$ – це ступінь насиченості матеріалу повітряними включеннями у вигляді пор. При цьому розрізняють відкриту пористість (віднос-

* Тверда фаза в процесах масообміну може бути також суцільним тілом, наприклад при розділенні рідких, газо- і пароподібних середовищ на компоненти за допомогою дифузійних розділювальних мембран.

ний об'єм пор, які сполучаються із зовнішнім середовищем) і закрити пористість (відносний об'єм пор, які не сполучаються із зовнішнім середовищем).

Зазвичай пористі тіла класифікують, ґрунтуючись на розподіленні в них пор за розмірами. У процесах адсорбції, наприклад, розрізняють мікропори (радіус пор $r \leq 10^{-9}$ м), перехідні пори (10^{-9} м $< r \leq 10^{-7}$ м) і макропори ($r > 10^{-7}$ м). Стосовно процесів сушіння розрізняють пористі й капілярно-пористі тіла. У пористих тілах сила тяжіння впливає більше, ніж капілярні сили, а в капілярно-пористих – навпаки (граничний розмір пор у цьому разі залежить від розмірів тіла).

Питома поверхня пор $\sigma_{\text{пор}}$ – це відношення площі поверхні пор до маси або об'єму пористого тіла (відповідно розмірність $\sigma_{\text{пор}}$ становить м²/кг або м²/м³).

Звивистість пор оцінюють за допомогою коефіцієнта звивистості, який дорівнює відношенню довжини пори до довжини відрізка, що з'єднує початок і кінець пори.

За всієї різноманітності твердих пористих матеріалів і масообмінних процесів можна виділити такі загальні для цих матеріалів елементарні види масопереносу: дифузія в непористому твердому тілі, а в пористих тілах – конвективне перенесення речовини, молекулярна (вільна та кнудсенівська) дифузія, а також поверхнева дифузія й термодифузія.

Перенесення речовини в непористих тілах або матриці (а не в порах) пористого тіла відбувається двома основними шляхами: внаслідок обміну місцями атомів з вакантними вузлами кристалічної решітки, а також внаслідок обміну місцями двох сусідніх атомів.

Дифузію в матриці пористого тіла або в непористому тілі описують рівнянням, аналогічним першому закону Фіка

$$d^2M = -D_T \frac{\partial \bar{c}}{\partial n} dF dt, \quad (3.114)$$

де D_T – коефіцієнт дифузії в матриці пористого тіла або в непористому тілі; n – довжина шляху дифузії.

Така сама кількість речовини dM переходить з поверхні твердого тіла в суцільну фазу

$$dM = \beta_{\text{сф}} (\bar{c}_{\text{мп}} - \bar{c}) dF dt.$$

Перетворюючи комплекс $-D_T (\partial \bar{c} / \partial n) = \beta_{\text{сф}} (\bar{c}_{\text{мп}} - \bar{c})$ методами теорії подібності, можна отримати дифузійний критерій Біо

$$Bi' = \beta l / D_T. \quad (3.115)$$

Відмінність цього критерію від дифузійного критерію Нуссельта полягає в тому, що в критерії Nu' всі величини стосуються однієї фази, а в критерій Bi' входить коефіцієнт масовіддачі β у суцільній фазі й коефіцієнт дифузії

речовини D_T у твердій фазі, тобто критерій Bi' характеризує співвідношення внутрішньодифузійного опору (l/D_T) до зовнішньодифузійного ($1/\beta$). Якщо $l/D_T \gg 1/\beta$, то значення Bi' велике і процес гальмує внутрішня дифузія (на практиці вважають, що такий процес настає при $Bi' \geq 20$, а зовнішньодифузійний опір починає домінувати при $Bi' \leq 1$).

Конвективне перенесення виникає при зміні тиску по довжині пори. Зміну тиску можуть спричинити: перевищення тиску всередині пори над зовнішнім тиском при розігріванні матеріалу під час сушіння або десорбції, капілярні сили, а також різниця тиску по обидва боки розділювальної мембрани в мембранних процесах.

Конвективне перенесення виникає лише в достатньо широких порах, коли довжина вільного пробігу молекул або атомів λ значно менша, ніж радіус пори r : $\lambda/r \ll 1$. Якщо $\lambda/r > 1$, то дифузія є молекулярною.

Молекулярна дифузія в об'ємі пор може бути вільною і кнудсенівською. Вільна дифузія виникає в достатньо широких порах ($\lambda/r \ll 1$). Якщо $\lambda/r \gg 1$, то фаза, що заповнює пору, не є суцільною, оскільки рух молекул або атомів здебільшого визначається не взаємними зіткненнями, а зіткненнями цих частинок зі стінками пор: дифузія в цьому разі називається кнудсенівською.

Поряд з вільною і кнудсенівською дифузією в об'ємі пор може бути також і дифузійний потік по їхній поверхні, оскільки молекули та атоми і в адсорбованому стані знаходяться в тепловому русі. При адсорбції газів поверхнева дифузія може бути досить значною.

І, нарешті, якщо в пористому тілі температурне поле не однорідне, виникає термодифузійний потік речовини, пропорційний градієнту температури в напрямку дифузії.

Вплив усіх видів елементарного перенесення речовини можна характеризувати ефективним коефіцієнтом масопровідності $\beta_{\text{еф}}$, і для ізотермічного процесу, коли немає конвективного перенесення, рівняння масопровідності буде мати вигляд

$$dM = -k \frac{\partial \bar{c}}{\partial n} dF, \quad (3.116)$$

де k – коефіцієнт масопровідності (коефіцієнт ефективної дифузії), $\text{м}^2/\text{с}$.

Використовуючи рівняння (закон) масопровідності, можна вивести диференціальне рівняння масопровідності*

$$\frac{\partial \bar{c}}{\partial \tau} = k \left(\frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{c}}{\partial z^2} \right) = k \nabla^2 \bar{c}. \quad (3.117)$$

* Виведення цього рівняння аналогічне виведенню диференціального рівняння молекулярної дифузії (3.66).

Коефіцієнт масопровідності k не є величиною сталою. Він залежить від природи процесу, природи пористого тіла та його структури, властивостей рідкої (газо- або пароподібної) фази, що заповнює пори твердого тіла, концентрації розподілюваної речовини та природи масообмінного процесу. Коефіцієнт k зазвичай визначають експериментально.

Схему переходу розподілюваної речовини з твердого тіла в суцільну фазу подано на рис. 3.18. Тверде тіло в цьому випадку – це необмежена пластина завтовшки 2δ . У початковий момент часу τ_n концентрація розподілюваної речовини постійна у всьому об'ємі пластини й дорівнює \bar{c}_n . Коли тверде тіло стикається з суцільною фазою, речовина починає переходити у цю фазу, причому від центра до поверхні пластини речовина переміщується масопровідністю, а від поверхні в ядро суцільної фази – дифузійно.

У суцільній фазі концентрація речовини змінюється від $\bar{Y}_{\text{мп}}$ до \bar{Y} або від $\bar{c}_{\text{мп}}$ до \bar{c}^* . Мінімальне значення концентрації у твердій фазі \bar{c}^* відповідає часу τ_∞ .

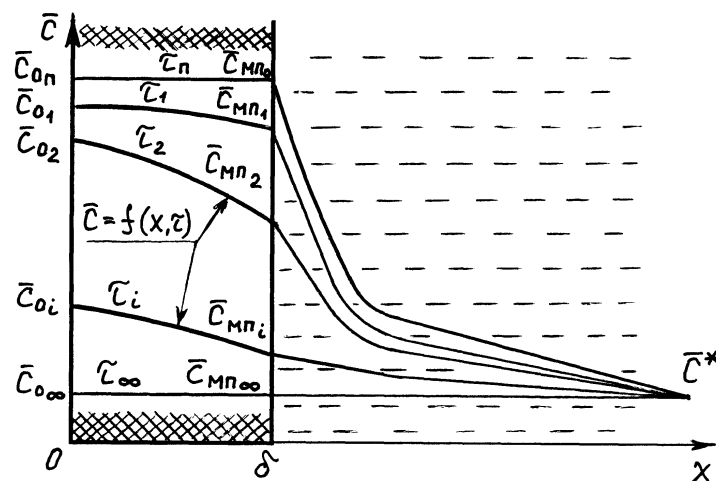


Рис. 3.18. Схема переходу розподілюваної речовини з твердого тіла в суцільну (рідку, газову, парову) у часі τ : \bar{c}_{0i} і $\bar{c}_{\text{мп}i}$ – концентрація у центрі та на поверхні твердого тіла в час τ_i

Розв'язуючи рівняння (3.117), його доповнюють початковими й межовими умовами. Так, початковою умовою зазвичай є постійна вихідна концентрація розподілюваної речовини у твердій фазі: $\bar{c}(x, 0) = \bar{c}_n = \text{const}$, а межовими – концентрація на поверхні фази $\bar{c}_{\text{мп}} = f(\tau)$ і рівність потоків маси на межі поділу фаз: $-k(\partial\bar{c}/\partial x) = \beta_{\text{сф}}(\bar{c} - \bar{c}_{\text{мп}})$.

Розв'язок диференціального рівняння масопровідності (3.117) отримують у вигляді залежності безрозмірного комплексу концентрацій (E) від дифузійних критеріїв Біо (Bi') і Фур'є (Fo')

$$E = \frac{\bar{c}_x - \bar{c}^*}{\bar{c}_\Pi - \bar{c}^*} = f\left(Bi', Fo', \frac{x}{\delta}\right). \quad (3.118)$$

де \bar{c}_x – концентрація розподілюваної речовини у твердому тілі на відстані x від центра тіла ($0 \leq x \leq \delta$).

Аналітичний розв'язок диференціальне рівняння (3.117) має лише для найпростіших тіл: необмеженої пластини, необмеженого циліндра й кулі, а функційна залежність представлена у вигляді нескінченних рядів. Щоб спростити розрахунок стосовно цих трьох тіл, складено графіки, які дають можливість за критеріями Bi' і Fo' визначити для кожного тіла три безрозмірні концентрації: у центрі E_0 , на поверхні $E_{\text{мп}}$ і середню по об'єму E_m (рис. 3.19).

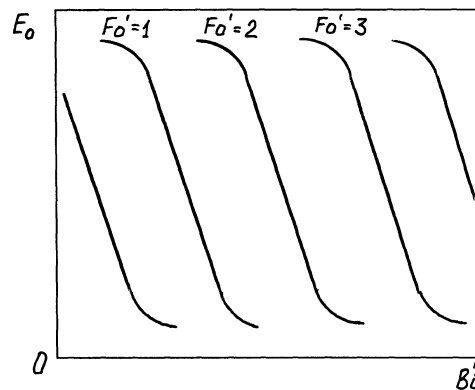


Рис. 3.19. Загальний вид залежності $E_0 = f(Bi', Fo')$

Порядок визначення шуканої концентрації \bar{c}_x (аналітично), \bar{c}_0 , $\bar{c}_{\text{мп}}$ або \bar{c}_m (аналітично або графічно) такий:

- 1) обчислюють значення Bi' ;
- 2) обчислюють значення Fo' ;
- 3) за аналітичною залежністю або за графіком визначають безрозмірний комплекс відповідної концентрації \bar{E}_x , \bar{E}_0 , $\bar{E}_{\text{мп}}$ або E_m , з якого обчислюють шукану концентрацію \bar{c}_x , \bar{c}_0 , $\bar{c}_{\text{мп}}$ або \bar{c}_m .

Розв'язуючи обернену задачу (за відомою концентрацією знайти час її досягнення), порядок розрахунку протилежний: після визначення E і Bi' обчислюють Fo' , звідки і знаходять шуканий час: $\tau = Fo' l^2 / k$.

Слід зауважити, що розв'язок рівняння (3.117) є справедливим і коли розподілювана речовина переходить із суцільної фази у тверде тіло (тобто коли $\bar{c}_\Pi < \bar{c}^*$).

Запитання для самоконтролю

1. Що таке масообмінний процес? Покажіть значення масообмінних процесів у хімічній технології.

2. Подайте класифікацію масообмінних процесів хімічної технології.
3. Опишіть способи вираження складу фаз.
4. Що таке рівноважний стан системи?
5. Для яких цілей в інженерних розрахунках необхідно враховувати різницю рівноважних і робочих концентрацій?
6. Сформулюйте правило фаз і розкажіть про його використання при розв'язуванні інженерних задач.
7. Визначить кількість ступенів вільності для процесу вбирання аміаку з повітряно-аміачної суміші водою (розчинністю повітря у воді можна знехтувати).
8. Що таке рівняння й лінії рівноваги? Що таке робоча лінія масообмінного процесу?
9. Як за допомогою рівноважних і робочих концентрацій можна визначити напрямки процесу масопереносу?
10. Чи можуть робоча й рівноважна лінії мати спільну точку?
11. Наведіть схему розрахунку матеріальних балансів масообмінних процесів з вільною межею поділу фаз.
12. Сформулюйте перший закон Фіка. У яких одиницях визначають розмірність коефіцієнта дифузії? Від чого залежить значення коефіцієнта дифузії? Наведіть його приблизні значення для рідких і газових середовищ.
13. У чому полягає механізм перенесення маси дифузійною й конвекційною?
14. Поясніть фізичний зміст коефіцієнта масовіддачі.
15. Чому дорівнює концентрація розподілюваної речовини на межі поділу фаз?
16. Охарактеризуйте основні моделі масопереносу.
17. Виведіть диференціальні рівняння молекулярного й конвективного перенесення речовини.
18. Наведіть основні критерії подібності масообмінних процесів. Поясніть їхній фізичний зміст. Запишіть загальний вигляд критеріального рівняння сталого конвективного масообміну.
19. Що являє собою рушійна сила масообмінних процесів?
20. З яких міркувань визначають площу поперечного перерізу (а також діаметр) контактної частини масообмінних апаратів? Що таке швидкість захливання?
21. Напишіть основне рівняння масопередачі. Що являють собою його модифіковані варіанти?
22. Виведіть залежність коефіцієнтів масопередачі через коефіцієнти масовіддачі.
23. Поясніть поняття обмежної стадії масообмінного процесу.
24. Як можна визначити висоту контактної частини масообмінного апарата?
25. Що таке число одиниць переносу й висота одиниці переносу? Як їх визначають?
26. Що таке коефіцієнт корисної дії колони? Як визначити висоту контактної частини масообмінного апарата за допомогою коефіцієнта корисної дії колони?
27. Подайте порядок визначення кількості дійсних тарілок колони за допомогою кінетичної кривої.
28. Дайте класифікацію пор твердих тіл за видами й розмірами. Що таке коефіцієнт звивистості пор?
29. Які види дифузії розрізняють у твердих тілах? Запишіть рівняння масопровідності.
30. Поясніть фізичний зміст коефіцієнта масопровідності (коефіцієнта ефективної дифузії).
31. Поясніть фізичний зміст дифузійних критеріїв Біо та Фур'є.
32. Що таке безрозмірна концентрація? Як за її допомогою обчислюють значення концентрації розподілюваної речовини у твердому тілі або час досягнення цієї концентрації?

3.2. Абсорбція

3.2.1. Загальні положення

Абсорбцією (лат. *absorptio*, від *absorbeo* – поглинаю) називають процес вбирання газів або парів з газових (парогазових) сумішей рідким вбирачем – *абсорбентом*.

Вбирана речовина, що знаходиться в об'ємній фазі (газ, пара) називається *абсорбтивом*, а увібрана абсорбентом – *абсорбатом*.

Розрізняють фізичну й хімічну абсорбцію. При *фізичній абсорбції* (або просто абсорбції) абсорбат хімічно не взаємодіє з абсорбентом, а при *хімічній* (хемосорбції) – утворюється хімічна сполука абсорбату з абсорбентом або відбувається дисоціація чи асоціація молекул абсорбату в абсорбенті.

Абсорбція зазвичай оборотна. На цій властивості абсорбційних процесів ґрунтується виділення увібраного газу (або пари) з розчину – *десорбція*. Послідовне кількаразове використання абсорбції й десорбції дає можливість багаторазово використовувати вбирач і виділяти увібраний газ у чистому виді. Часто десорбцію проводять не обов'язково, оскільки одержаний у результаті абсорбції розчин є кінцевим продуктом.

У промисловості абсорбцію застосовують для:

1) очищення газів, які викидаються в атмосферу, а також технологічних газів від шкідливих домішок (наприклад, очищення топкових газів від SO_2 , очищення коксового й нафтового газів від H_2S , азотоводневої суміші для синтезу аміаку від CO_2 , CO та ін.); у цьому разі увібрані абсорбентом з газових сумішей компоненти потім найчастіше використовують, тому їх виділяють десорбцією;

2) одержання готового продукту (наприклад, абсорбція SO_3 у виробництві сірчаної кислоти, абсорбція HCl з отриманням соляної кислоти тощо); при цьому абсорбцію виконують без десорбції;

3) виділення цільових компонентів з газових сумішей (наприклад, абсорбція бензолу з коксового газу, абсорбція ацетилену з газів крекінгу або піролізу природного газу тощо); абсорбцію в цьому разі виконують у сполученні з десорбцією;

4) осушування газів.

Апарати, у яких відбувається абсорбція, називаються *абсорберами* (десорбцію найчастіше також здійснюють в абсорберах, проте іноді застосовують спеціальні апарати – десорбери).

3.2.2. Рівновага в системах *рідина – газ*

Під час взаємодії газової суміші з рідиною утворюється система, яка складається щонайменше з трьох компонентів (одна розподілювана та дві розподілювальні речовини) і двох фаз – рідкої й газової. Така система за правилом фаз має три ступеня вільності: $C = K - \Phi + N = 3 - 2 + 2 = 3$.

Для такого випадку масообміну змінними є температура, тиск і концентрації розподілюваної речовини в газовій і рідкій фазах. Тому у стані рівноваги за умови сталих температури й загального тиску залежність між концентраціями розподілюваної речовини в газовій і рідкій фазах речовини буде однозначною. Цю залежність описують законом Генрі (3.7)

$$p^* = E x; \quad x^* = p/E, \quad (3.119)$$

де p^* – парціальний тиск вбраного газу, який знаходиться в рівновазі з розчином, склад якого x ; x^* – молярна частка увібраного газу в розчині, рівноважному з газовою фазою, у якій парціальний тиск вбраного газу становить p .

Чим більша розчинність газу в абсорбенті, тим менша витрата останнього, тому під час вибору абсорбенту розчинність у ньому вбраного газу необхідно розглядати як одну з найважливіших його властивостей (поряд із вартістю, токсичністю, хімічною активністю, пожежо- і вибухобезпечністю тощо).

Константа Генрі E не залежить від загального тиску в системі, але залежить від температури, а також від природи абсорбенту та вбраного газу (зі збільшенням температури E зростає і відповідно зменшується розчинність газу в рідині (рис. 3.20)).

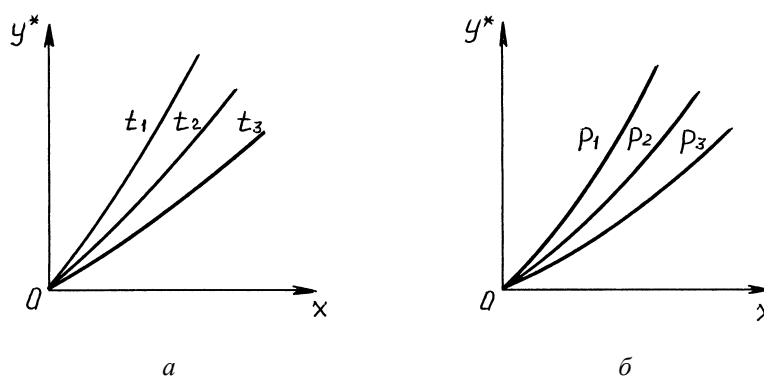


Рис. 3.20. Діаграма фазової рівноваги газ–рідина: а – для $p = \text{const}$ ($t_1 > t_2 > t_3$ і відповідно $E_1 > E_2 > E_3$); б – для $t = \text{const}$ ($p_1 > p_2 > p_3$)

Закон Генрі можна записати також і у вигляді (3.6)

$$y^* = m^* x, \quad (3.120)$$

де $m^* = E/P$ – коефіцієнт розподілу або константа фазової рівноваги.

Якщо виразити склад фаз у відносних молярних частках, закон Генрі видозмінюється й рівняння (3.120) набуває вигляду

$$Y^* = \frac{m^* X}{1 + (1 - m^*) X}, \quad (3.121)$$

тобто лінія рівноваги $Y^* = f(X)$ є кривою. Для дуже розведених розчинів,

тобто за низької концентрації газу в рідині, можна вважати, що $(1 - m^*)X = 0$, і тоді графічно закон Генрі зображатиметься прямою лінією

$$Y^* = m^* X. \quad (3.122)$$

Для систем, які не підлягають закону Генрі, коефіцієнт розподілу m^* є змінною величиною, і лінія рівноваги є кривою, яку будують за дослідними даними.

Якщо абсорбент має значну леткість, то його пара насичує газову фазу. У цьому разі відносна молярна частка абсорбтиву становить

$$Y = y/(1 - y - y_{аб}), \quad (3.123)$$

де $y_{аб}$ – молярна частка абсорбенту в газовій фазі.

3.2.3. Матеріальний баланс абсорбції

Матеріальний баланс за розподілюваною речовиною виражається рівнянням

$$G(Y_{п} - Y_{к}) = L(X_{к} - X_{п}), \quad (3.124)$$

де G – молярна витрата інертного газу, кмоль/с; $Y_{п}$ і $Y_{к}$ – початкова й кінцева відносні молярні частки абсорбтиву в газовій суміші, (кмоль абсорбтиву)/(кмоль інертного газу); L – молярна витрата абсорбенту, кмоль/с; $X_{к}$ і $X_{п}$ – початкова й кінцева відносні молярні частки абсорбату в абсорбенті, (кмоль абсорбату)/(кмоль абсорбенту).

Зазвичай з рівняння (3.124) визначають загальну витрату абсорбенту L або його питому витрату l :

$$\begin{aligned} L &= G(Y_{п} - Y_{к})/(X_{к} - X_{п}); \\ l &= L/G = (Y_{п} - Y_{к})/(X_{к} - X_{п}). \end{aligned} \quad (3.125)$$

Тоді рівняння матеріального балансу можна записати таким чином

$$(Y_{п} - Y_{к}) = l(X_{к} - X_{п}), \quad (3.126)$$

Рівняння (3.126) визначає залежність між складом газу й рідини для всього апарата. Отже, робоча лінія абсорбції є прямою лінією з кутом нахилу, тангенс якого дорівнює $l = L/G = m$ (див. п. 3.1.5).

Найчастіше під час проектування абсорбера вихідними даними є витрата інертного газу G (або газової суміші) і концентрації $Y_{п}$, $Y_{к}$ і $X_{п}$. Отже, змінними в рівнянні (3.124) є витрата абсорбенту L і кінцева концентрація абсорбату $X_{к}$, від яких залежить положення робочої лінії й величина рушійної сили процесу.

Розглянемо безперервну протитечійну абсорбцію (рис. 3.21). Через точку A з координатами $(Y_{п}; X_{к})$ згідно з рівнянням (3.124) проведено робочі лінії AB , AB_1 , AB_2 , які відповідають різним концентраціям $X_{к}$ або різним питомим витратам абсорбенту l_i . Оскільки концентрацію $Y_{п}$ задано, то точки B , B_1 , B_2 будуть лежати на одній горизонтальній прямій $Y = Y_{п}$.

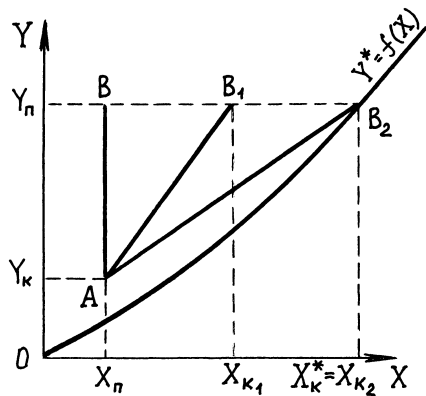


Рис. 3.21. До визначення питомої витрати абсорбенту

Рушійна сила процесу для будь-якого значення X і вибраної величини l буде виражатися різницею ординат $Y - Y^*$. Величина середньої рушійної сили ΔY_m буде тим більшою, чим крутіший нахил робочої лінії i , отже, чим більша витрата абсорбенту. Якщо робоча лінія збігається з вертикаллю, то ΔY_m матиме максимальне значення й розміри апарата будуть мінімальними. Питома витрата абсорбенту в цьому разі буде нескінченно великою

$$l = (Y_n - Y_k) / (X_k - X_n) = (Y_n - Y_k) / 0 = \infty.$$

Якщо робоча лінія AB_3 дотикається до лінії рівноваги, то питома витрата абсорбенту мінімальна, але рушійна сила в точці дотику B_3 дорівнює нулю, що відповідає максимальним розмірам апарата.

У техніці в масообмінних апаратах рівновага між фазами не досягається, тому завжди $X_k < X_k^*$ (тут X_k^* – відносна молярна частка абсорбату в рідині, яка знаходиться в рівновазі з вихідним газом). Тому величина l має бути більшою, ніж мінімальне значення l_{\min}

$$l_{\min} = (Y_n - Y_k) / (X_k^* - X_n). \quad (3.127)$$

Обираючи робоче значення питомої витрати абсорбенту l , необхідно враховувати вартість абсорбенту, капітальні витрати на виготовлення абсорбера й поточні витрати на його експлуатацію.

Величина $A = L / (G m^*) = m / m^*$ – фактор процесу масопередачі, або в цьому разі так званий абсорбційний фактор – дорівнює відношенню кутів нахилу робочої й рівноважної ліній, які виражають залежність відповідно реальної й рівноважної концентрацій розподілюваного компонента в газовій фазі від його концентрації в рідині. Параметр A одночасно характеризує надлишок кількості абсорбенту порівняно з мінімально необхідним для проведення заданого процесу абсорбції.

3.2.4. Тепловий баланс абсорбції

Для більшості хіміко-технологічних систем при розчиненні абсорбату в рідині температура системи підвищується внаслідок виділення теплоти розчинення, тобто відбувається неізотермічна абсорбція. В інженерних розрахунках вважають, що вся теплота витрачається на нагрівання рідини (тобто нехтують нагріванням газу).

При ізотермічній абсорбції й температурі t_n вбирача, що надходить в апарат, лінію рівноваги зображають кривою OAD (рис. 3.22). Якщо ж темпе-

ратура абсорбенту протягом абсорбції підвищується, то лінію рівноваги OAC буде розташовано вище, ніж OAD .

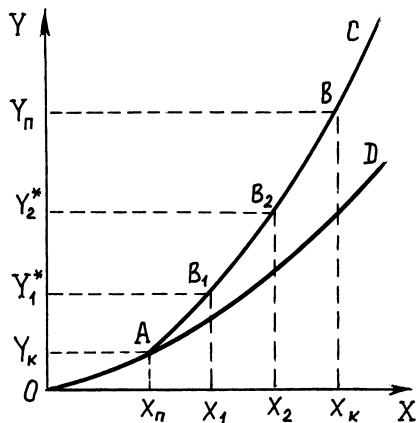


Рис. 3.22. Криві рівноваги при ізотермічній (OAD) і неізотермічній (OAC) абсорбції

Для будь-якого перерізу абсорбера з поточними концентраціями X і Y і його верхньої частини теплота, що виділилася під час абсорбції, становить

$$Q_{аб} = Lq_{аб}(X - X_{п}), \quad (3.128)$$

де $q_{аб}$ – диференційна молярна теплота розчинення газу (диференційна теплота абсорбції), Дж/моль.

З другого боку, вся теплота витрачається на нагрівання абсорбенту

$$Q_{аб} = Lc(t - t_{п}), \quad (3.129)$$

де c – молярна теплоємність абсорбенту, Дж/(моль·К); t – температура абсорбенту в даному перерізі апарата.

Тоді температура t абсорбенту в даному перерізі абсорбера становитиме

$$t = t_{п} + \frac{q_{аб}}{c}(X - X_{п}). \quad (3.130)$$

За допомогою рівняння (3.130), задаючись рядом значень X_i в інтервалі $[X_{п}; X_{к}]$, визначають температури t_i , у довідниках знаходять відповідні значення Y_i^* і будують лінію рівноваги (по точках B_1, B_2 і т.д. (див. рис. 3.22)).

3.2.5. Абсорбція багатокомпонентних сумішей

Для багатокомпонентних газових сумішей на практиці необхідна *вибір-на абсорбція* або одного з її компонентів (основного, або цільового, компонента), або декількох. Вибір-на абсорбція можлива, якщо для цільового компонента константа фазової рівноваги значно менша, а швидкість вбирання його абсорбентом набагато більша, ніж у інших розчинних компонентів газової суміші. Ці вимоги можна забезпечити вибором абсорбенту та умов проведення процесу (тиск, температура, час контакту фаз).

Якщо поведінка всіх компонентів системи характеризується законом Генрі (константи фазової рівноваги компонентів $m_i^* = \text{const}$), то всі робочі лінії будуть прямими в загальному випадку з різними кутами нахилу (рис. 3.23; на цьому рисунку таких компонентів три – A, B і C). Чим менш леткий компонент або чим менше він розчиняється в абсорбенті, тим крутіше буде розташована його лінія рівноваги. Далі на діаграму $x - y$ для кожного компонента наносять відповідні робочі лінії. При цьому, оскільки для всіх компонентів питома витрата абсорбенту $l = L/G$ однакова (тому що потоки обох фаз майже постійні по висоті абсорбера), усі робочі лінії будуть паралельні.

Знаючи початкову й задаючись кінцевою концентрацією основного компонента розділюваної газової суміші (наприклад компонента B (див. рис. 3.23)), можна визначити кількість теоретичних ступенів зміни концентрації (кількість теоретичних тарілок) для виділення цього компонента. Кінцеві концентрації інших компонентів у цьому разі залежать від висоти його контактної частини або кількості тарілок. Отже, кінцеві концентрації $X_{кА}$ і $X_{кС}$ не можна задати довільно, а їх треба визначати на підставі того, що всім компонентам в абсорбері відповідає однакова кількість теоретичних ступенів зміни концентрації (кількість теоретичних тарілок). Кінцева ж концентрація основного компонента в абсорбенті $X_{кВ}$ у випадку протитечії потоків в апараті (див. рис. 3.23) визначається початковою концентрацією цього компонента в газовій суміші $Y_{пВ}$. До того ж зазвичай початкова концентрація компонентів в абсорбенті дорівнює нулю.

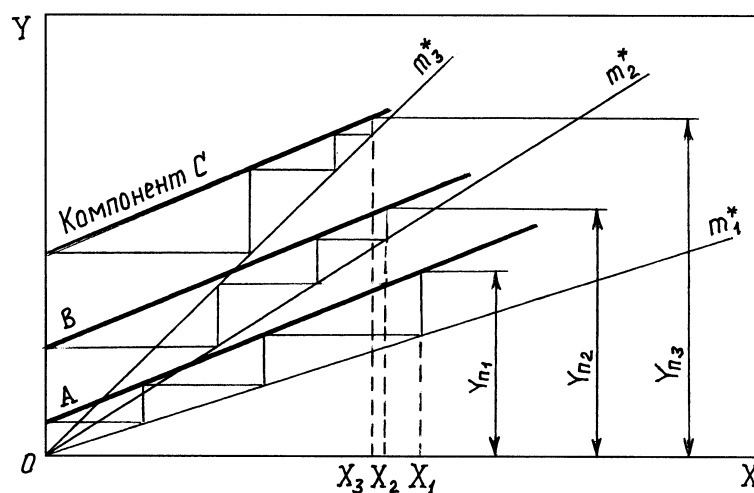


Рис. 3.23. До визначення кількості теоретичних ступенів зміни концентрації (кількості теоретичних тарілок) для багатокомпонентної абсорбції

Найбільша рушійна сила процесу масопередачі для менш летких компонентів (зокрема B і C) буде на виході з абсорбера, а для більш летких компонентів (зокрема A) – на вході в абсорбер*.

3.2.6. Кінетика абсорбції

Стосовно до абсорбції основне рівняння масопередачі має традиційний вигляд:

$$M = K_y \Delta y_m F; \quad M = K_x \Delta x_m F.$$

Коефіцієнти масопередачі K_y і K_x визначають згідно з рівняннями (3.74) і (3.75):

* Наведений метод розрахунку можна застосовувати лише до слабкоконцентрованих газових і рідких розчинів.

$$K_y = \frac{1}{1/\beta_\Gamma + m^*/\beta_p}; \quad K_x = \frac{1}{1/(m^* \beta_\Gamma) + 1/\beta_p}, \quad (3.131)$$

де β_Γ – коефіцієнт масовіддачі від потоку газу до поверхні контакту фаз; β_p – коефіцієнт масовіддачі від поверхні контакту фаз до потоку абсорбенту.

Для легкокорозчинних газів величина m^* незначна, тому дифузійний опір процесу масопередачі зосереджений у газовій фазі. Тоді $1/\beta_\Gamma \gg m^*/\beta_p$ і можна вважати, що $K_y \approx \beta_\Gamma$. Для погано розчинних газів можна знехтувати опором у газовій фазі, тому що в цьому разі значення m^* і β_Γ великі. Тоді $1/\beta_p \gg 1/(m^* \beta_\Gamma)$ і можна вважати, що $K_x \approx \beta_p$.

Для процесу абсорбції в рівнянні масопередачі молярні частки розподілюваного компонента в газовій фазі можна замінити парціальними тисками цього компонента

$$M = K_p F \Delta p_m, \quad (3.132)$$

де Δp_m – середня рушійна сила, Па; K_p – коефіцієнт масопередачі, віднесений до одиниці рушійної сили, вираженої через парціальні тиски абсорбтиву.

Якщо лінія рівноваги є прямою, то середня рушійна сила процесу Δp_m становить

$$\Delta p_m = \frac{\Delta p_B - \Delta p_M}{\ln(\Delta p_B / \Delta p_M)}, \quad (3.133)$$

$\Delta p_B = \max\{p_\Pi - p_\Pi^*; p_K - p_K^*\}$ і $\Delta p_M = \min\{p_\Pi - p_\Pi^*; p_K - p_K^*\}$ – рушійні сили на кінцях масообмінного апарата; p_Π і p_K – парціальні тиски абсорбтиву на вході в апарат і на виході з нього; p_Π^* і p_K^* – рівноважні парціальні тиски абсорбтиву на вході в апарат і на виході з нього.

Якщо парціальні тиски виражено в частках загального тиску P , то коефіцієнти масопередачі K_p і K_y чисельно дорівнюють один одному, а якщо парціальні тиски виражені в одиницях тиску, то $K_p = PK_y$.

Під час хемосорбції швидкість процесу абсорбції визначають не лише інтенсивністю масопереносу, а й швидкістю хімічної реакції. Якщо реакція відбувається в рідкій фазі, то частина абсорбату зазвичай переходить у зв'язаний стан. При цьому концентрація вільного абсорбату в рідині знижується (тобто розподілюваного компонента, увібраного абсорбентом, але хімічно не зв'язаного з ним), що сприяє прискоренню процесу абсорбції порівняно з абсорбцією без хімічної взаємодії фаз. Загалом швидкість хемосорбції залежить як від швидкості хімічної реакції, так і від швидкості масопереносу між фазами.

3.2.7. Технологічні схеми абсорбції

У хімічній технології використовують такі схеми абсорбції: одноступінчасті й багаступінчасті прототечійні, протитечійні, а також схеми з рециркуляцією одного з потоків.

У разі *прямотечійної абсорбції* потоки газу й рідини рухаються паралельно один одному в одному напрямку. При цьому на вході в апарат газ з більшою концентрацією абсорбтиву взаємодіє з рідиною, що має меншу концентрацію абсорбату, а на виході з апарата газ з меншою концентрацією абсорбтиву взаємодіє з рідиною, що має більшу концентрацію абсорбату (рис. 3.24,а). У цьому разі рушійна сила значно змінюється (зменшується) вздовж контактної частини абсорбера. За *протитечійної схеми* рушійна сила більш рівномірна в будь-якому перерізі контактної частини апарата (рис. 3.24,б).

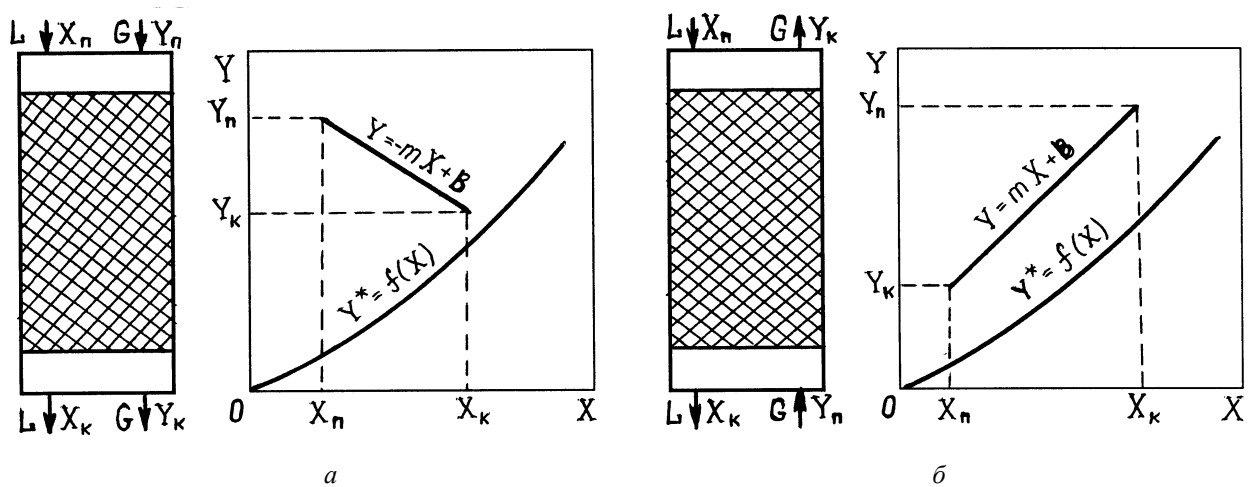


Рис. 3.24. Прямотечійна (а) і протитечійна (б) схеми абсорбції

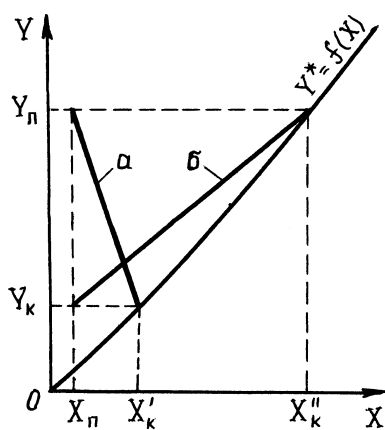


Рис. 3.25. До порівняння прямотечійної (а) і протитечійної (б) абсорбції

Порівняємо прямотечійний і протитечійний процеси абсорбції при певних концентраціях Y_n , Y_k , і X_n . З рис. 3.25 видно, що граничні положення робочих ліній відповідають максимальним концентраціям розподілюваної речовини в абсорбенті X'_k для прямотечії та X''_k для протитечії. При цьому $X''_k > X'_k$, отже, протитечійний процес забезпечує більшу кінцеву концентрацію абсорбату в абсорбенті, а разом з тим і меншу витрату останнього (див. (3.125)).

Крім одноступінчастих прямотечійних і протитечійних схем при значній диференційній теплоті абсорбції іноді використовують багаступінчасті схеми з послідовним розташуванням абсорберів і проміжним охолодженням абсорбенту (рис. 2.26).

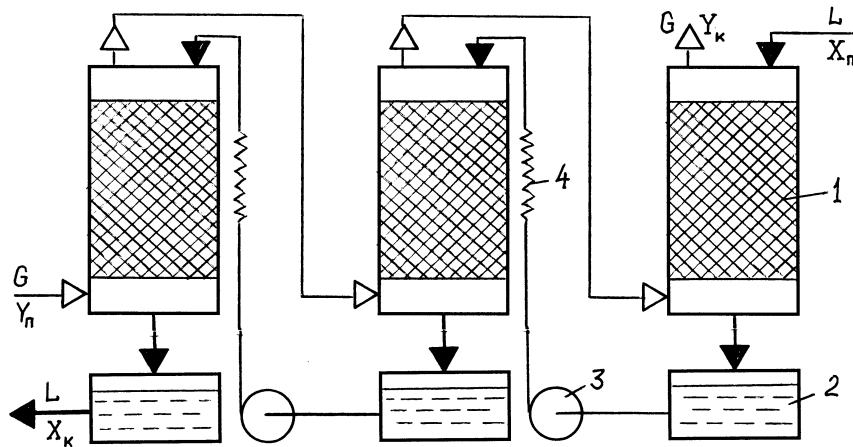


Рис. 3.26. Схема протічечної багатоступінчастої абсорбційної установки:
 1 – абсорбер; 2 – проміжний збірник; 3 – насос; 4 – холодильник

У схемах з рециркуляцією частина потоку (у схемах з циркуляцією – весь потік) рідини або газу багато разів проходить абсорбер (рис. 3.27). При цьому циркуляції піддають фазу, у якій зосереджено дифузійний опір процесу абсорбції. У цьому разі, наприклад, під час циркуляції рідини при сталій витраті свіжого абсорбенту кількість рідини, що проходить крізь абсорбер, буде значно більшою.

Розглянемо схему з рециркуляцією рідини (див. рис. 3.27,а). Газ проходить крізь абсорбер знизу вгору, і концентрація розподілюваної рідини (абсорбтиву) в ньому змінюється від $Y_{\text{п}}$ до $Y_{\text{к}}$. Абсорбент надходить у верхню частину апарата з концентрацією абсорбату $X_{\text{п}}$, потім змішується з рідиною, що вийшла з абсорбера з концентрацією $X_{\text{к}}$, у результаті чого концентрація абсорбату на вході в апарат стає $X_{\text{с}}$. Значення $X_{\text{с}}$ отримують з рівняння матеріального балансу

$$G(Y_{\text{п}} - Y_{\text{к}}) = L(X_{\text{к}} - X_{\text{п}}) = Ln(X_{\text{к}} - X_{\text{с}}), \quad (3.134)$$

звідки

$$X_{\text{с}} = \frac{X_{\text{к}}(n - 1) + X_{\text{п}}}{n}, \quad (3.135)$$

де n – відношення кількості абсорбенту на вході в апарат до кількості свіжого абсорбенту (кратність циркуляції)

$$n = (X_{\text{к}} - X_{\text{п}}) / (X_{\text{к}} - X_{\text{с}}). \quad (3.136)$$

При рециркуляції газу відносна частка абсорбтиву на вході в апарат становить

$$Y_{\text{с}} = \frac{Y_{\text{к}}(n - 1) + Y_{\text{п}}}{n}. \quad (3.137)$$

Одноступінчасті схеми з рециркуляцією можуть бути протічечними й прямотечійними.

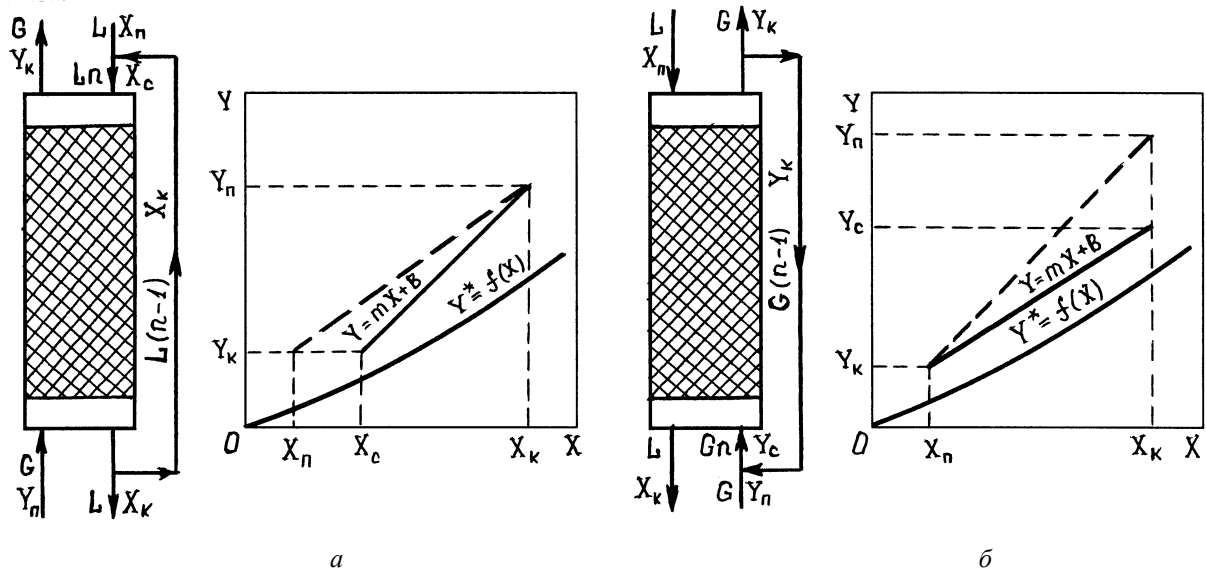


Рис. 3.27. Протитечійні схеми абсорбції з рециркуляцією рідини (а) і газу (б)

Багатоступінчасті схеми з рециркуляцією рідини або газу також можуть бути протитечійними й прямотечійними. Вони мають усі переваги одноступінчастих схем і разом з тим забезпечують значну рушійну силу процесу (рис. 3.28).

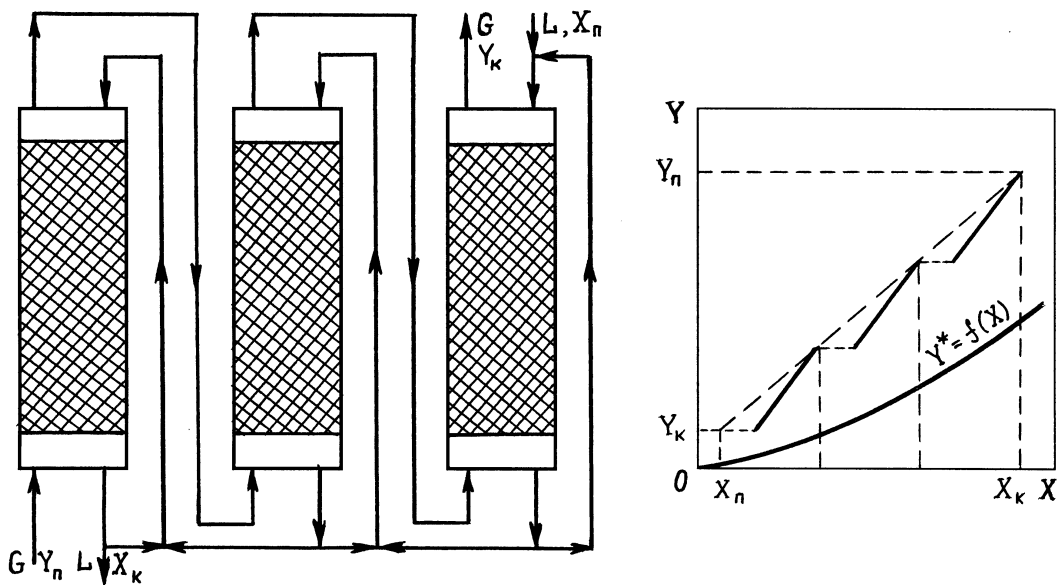


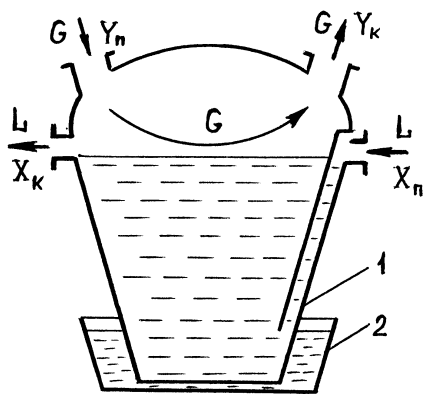
Рис. 3.28. Схема багатоступінчастої абсорбції з рециркуляцією рідини

3.2.8. Конструкції і принцип дії абсорберів

Кількість абсорбату, увібраного абсорбентом, зростає зі збільшенням поверхні поділу фаз, тому абсорбційні апарати – *абсорбери* – мають забезпечити розвинуту поверхню контакту між рідкою й газовою фазами. За способом утворення цієї поверхні, що безпосередньо пов'язано з конструктивними

особливостями абсорберів, їх можна поділити на п'ять основних груп: поверхневі, плівкові, порожнисті (розпилювальні), насадкові й тарілчасті*.

3.2.8.1. Поверхневі абсорбери. У поверхневих абсорберах газ і рідина контактують на вільній поверхні великого об'єму рідини (рис. 3.29).



Такі апарати використовують лише для легкокорозивних (і, зазвичай, агресивних) газів, наприклад, при одержанні соляної кислоти в керамічних абсорберах.

Рис. 3.29. Схема поверхневого абсорбера:

1 – абсорбер; 2 – посудина з охолоджувальною водою

3.2.8.2. Плівкові абсорбери. У плівкових абсорберах поверхнею контакту фаз є поверхня рідини, що тече по твердій і найчастіше вертикальній поверхні.

Так, трубчастий абсорбер за конструкцією дуже схожий на кожухотрубний теплообмінник. Абсорбент надходить на верхню трубну решітку, розподіляється по трубах і стікає по їхній внутрішній поверхні у вигляді плівки. На вході абсорбенту в трубки часто встановлюють спеціальні розподільвальні пристрої, які формують плівку з певними параметрами. Газ рухається по трубах знизу вгору протитечією з рідкою плівкою. Якщо треба відвести теплоту абсорбції, у міжтрубний простір апарата подають холодоагент (рис. 3.30).

Часто рідинна плівка на внутрішній поверхні труб утворюється за допомогою обертового ротора (так звані роторні абсорбційні колони).

В абсорбері з плоскопаралельною насадкою у вигляді вертикальних листів (металевих, пластмасових, тканинних та ін.) рідина стікає по обох їхніх поверхнях, але в цьому разі, на відміну від трубчастих абсорберів, неможливо відвести теплоту абсорбції (рис. 3.31).

Якщо збільшується швидкість газу, у плівкових абсорберах настає режим захливання (підвисання), який характеризується різким збільшенням гідравлічного опору й кількості рідини в апараті. Якщо ж швидкість газу зростає і надолі, то рідина разом з обробленим газом викидається з абсорбера і настає перехід до прототечії фаз. Тому в протитечієвих плівкових абсорберах допустима швидкість газу не повинна перевищувати швидкості захливання й становить зазвичай 3–6 м/с.

* Зазвичай абсорбери виконують у вигляді вертикальних апаратів. Вертикальний же циліндричний тепломасообмінний апарат називається *колоною* (ГОСТ 16322–70).

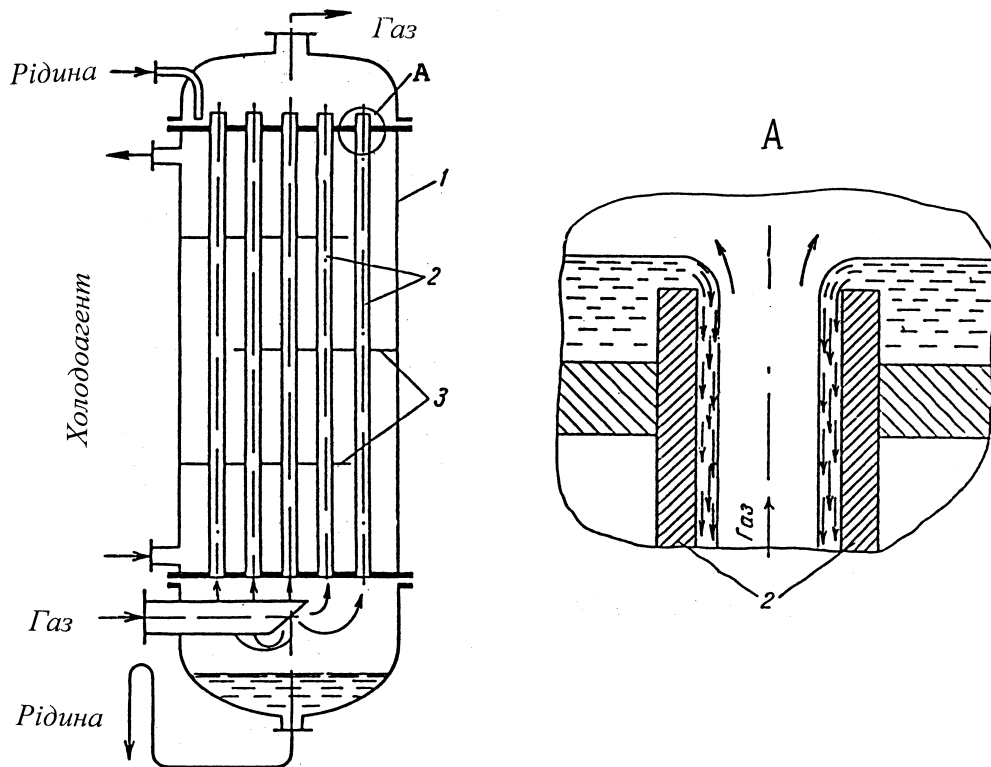


Рис. 3.30. Трубчастий плівковий абсорбер: 1 – корпус; 2 – трубки; 3 – перегородки

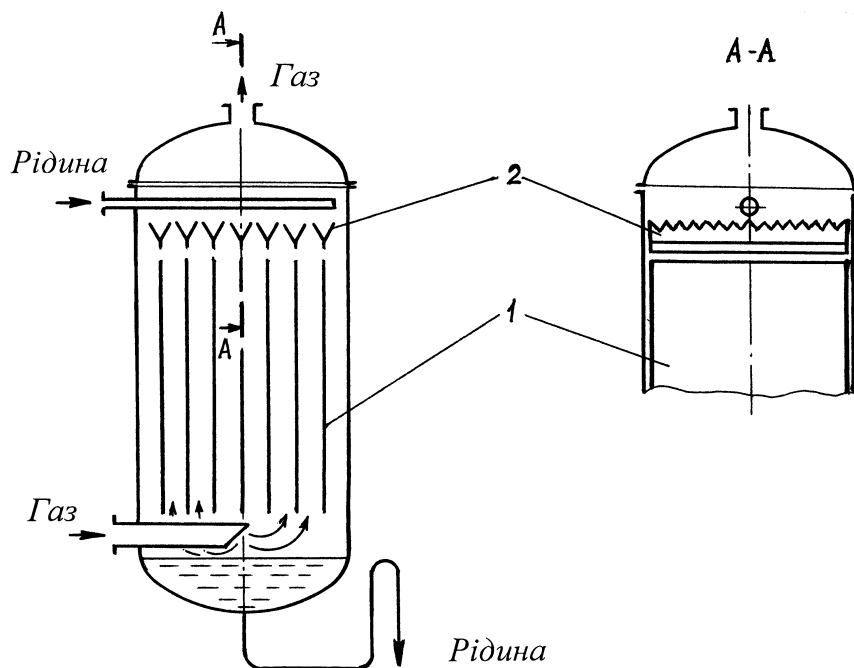


Рис. 3.31. Плівковий абсорбер з плоскопаралельними листами:
1 – вертикальні листи; 2 – розподільвальний пристрій

Плівкові абсорбери з висхідним рухом плівки складаються з вертикального корпусу, двох кришок, двох трубних решіток із закріпленими в них трубками та з розподільваних пристроїв (рис. 3.32). Газ, що рухається із значною

швидкістю, захоплює рідину та у вигляді півки транспортує її в режимі проточності у верхню частину трубок. Щоб зменшити бризковинесення, на виході з трубок встановлюють відбійники.

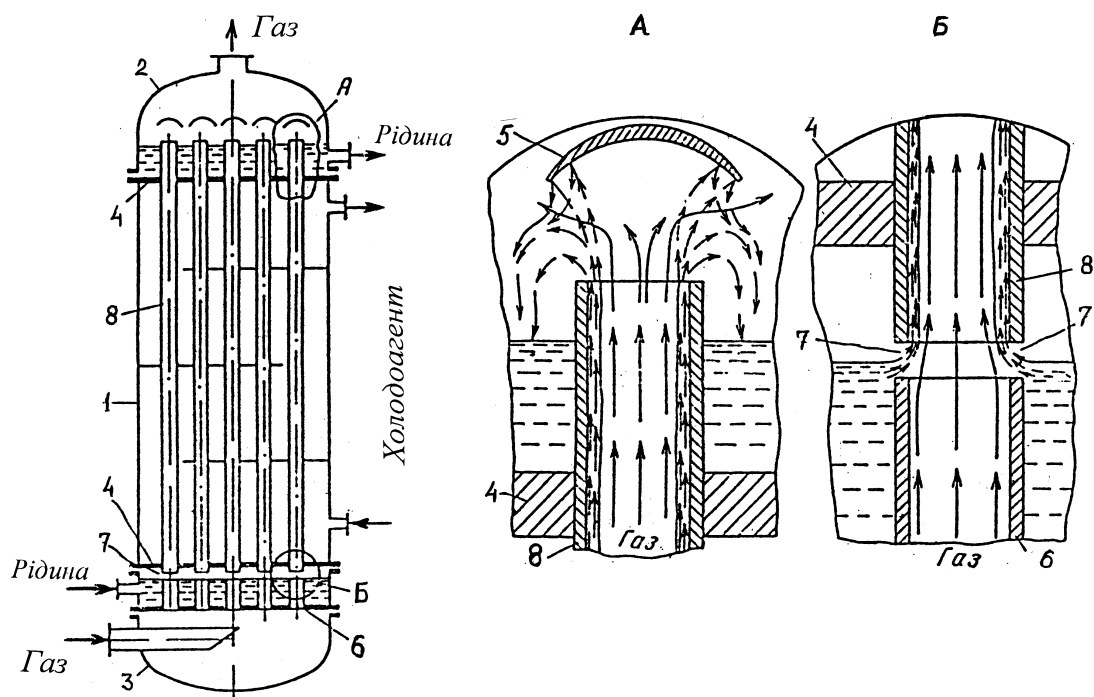


Рис. 3.32. Плівковий абсорбер з висхідним рухом рідини: 1 – корпус; 2, 3 – днища; 4 – трубні решітки; 5 – бризковідбійник; 6 – розподільвальні патрубки; 7 – щілини для проходження абсорбенту; 8 – труби

В апаратах з висхідним потоком рідини швидкості газу досягають десятків метрів за секунду, що значно інтенсифікує процес масообміну, але при цьому зростає їхній гідравлічний опір.

3.2.8.3. Порожністі (розпилювальні) абсорбери. У порожнистих абсорберах* контакт між фазами досягається розпилюванням або розбризкуванням рідини в газовому потоці. Порожністі (розпилювальні) абсорбери – це порожністі колони, у яких газ рухається зазвичай знизу вгору, а рідина подається через змонтовані у верхній частині колони форсунки із спрямуванням факела розпилу найчастіше зверху вниз (рис. 3.33).

Ці абсорбери вирізняються простотою конструкції й малим гідравлічним опором. Їх можна використовувати при значній концентрації абсорбтиву в оброблюваному газі. Проте вони мають низьку ефективність і значні витрати енергії на розпилення рідини.

У швидкісних проточних розпилювальних абсорберах газ, який рухається зі швидкостями до 20–30 м/с, захоплює рідину, взаємодіє з нею, після

* Порожніста колона – колона із зрошувальними форсунками та без контактних пристроїв (ГОСТ 16332–70).

чого остання відокремлюється від газового потоку в сепараційному просторі апарата (до такого типу апаратів належить абсорбер Вентурі).

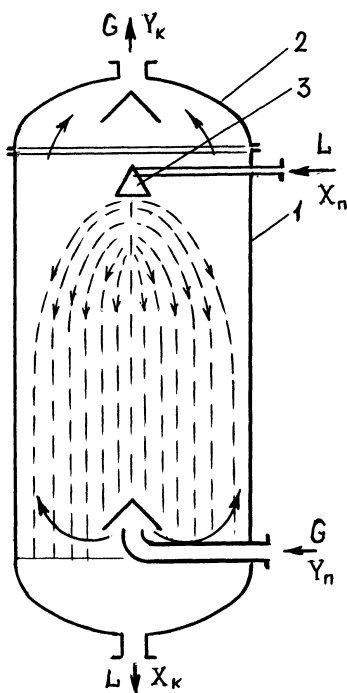


Рис. 3.33. Порожнистий (розпилювальний) абсорбер:
1 – корпус; 2 – кришка; 3 – форсунки

У механічних розпилювальних абсорберах рідина розбризкується за допомогою механічних обертових пристроїв.

3.2.8.4. Насадкові абсорбери. Найпоширенішими в хімічній промисловості є *насадкові абсорбери*, які являють собою колони з контактними пристроями у вигляді насадок – твердих тіл різної форми*. У насадковій колоні насадка укладається на опорні решітки, які мають отвори або щілини для проходу газу й рідини, що зрошує насадку за допомогою розподільного пристрою та стікає по поверхні насадкових тіл у вигляді тонкої плівки (рис. 3.34). Унаслідок менш щільного укладання насадкових тіл біля корпусу колони рідина розтікається від центральної частини поперечного перерізу

колони до периферії. Тому часто насадку в колоні розташовують секціями (ярусами) заввишки чотири-п'ять діаметрів (але не більше 3–4 м у кожній секції), а між ними встановлюють перерозподільвачі рідини, які спрямовують рідину від внутрішньої стінки корпусу до його поздовжньої осі (рис. 3.34,б).

До основних характеристик насадки належать її питома поверхня σ ($\text{м}^2/\text{м}^3$) і вільний об'єм ϵ ($\text{м}^3/\text{м}^3$), який зазвичай визначають заповненням об'єму шару насадки водою (відношення об'єму води до об'єму, що займає шар елементів насадки, дає величину ϵ)**. Додатковими характеристиками насадки є її вільний переріз S ($\text{м}^2/\text{м}^2$), який дорівнює її вільному об'єму ($S = \epsilon$), еквівалентний діаметр $d_{\text{екв}}$ (м) і маса 1 м^3 насадки (насіпна густина), яка необхідна для розрахунку елементів апарата на міцність і жорсткість.

Якщо швидкість газу й густина зрошення незначні, у насадкових колонах спостерігаємо плівковий режим.

Збільшення швидкості газу приводить до режиму підвисання – газовий потік починає гальмувати плівку рідини, порушує її спокійну течію та утворює бризки й завихрення.

* Згідно з ГОСТ 16332–70 *насадка* – це контактний пристрій колони, що складається з окремих елементів, які забезпечують безперервну зміну концентрацій або температур по висоті колони (контактний пристрій колони – це внутрішній пристрій колони, призначений для реалізації процесу масопередачі).

** Зрозуміло, що питома поверхня σ і вільний об'єм ϵ залежать не тільки від розміру й форми елементів насадки, а й від способу їх укладання в масообмінному апараті.

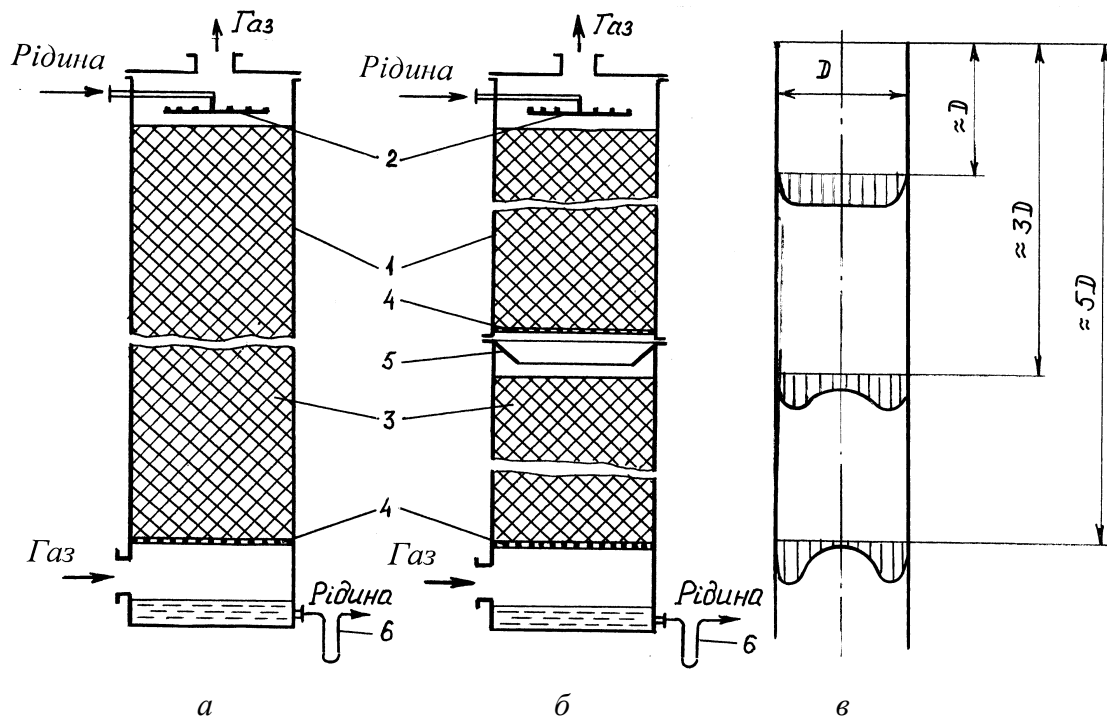


Рис. 3.34. Насадкові абсорбери: *а* – зі щільним шаром насадки; *б* – із секційним розташуванням насадки; 1 – корпус, 2 – зрошувальний пристрій (розподільувач рідини); 3 – насадка; 4 – опорна решітка; 5 – перерозподільник рідини; 6 – гідравлічний затвор; *в* – розподіл зрошувальної рідини по висоті контактної частини насадкової колони

Третій режим – режим емульгування – виникає, коли сила тертя між низхідним потоком рідини й висхідним потоком газу зрівноважує силу тяжіння рідини в насадці. При цьому настає інверсія фаз (рідина стає дисперсійним середовищем, а газ – дисперсною фазою). Цей режим є найефективнішим внаслідок значного збільшення контакту фаз, проте при цьому значно зростає гідравлічний опір колони.

Підтримувати роботу колони в режимі підвисання або емульгування досить важко, тому насадкові колони зазвичай працюють у плівковому режимі.

Границею стійкої роботи насадкових колон є швидкість захлинання w_3 (приведена, або фіктивна, швидкість газу, що відповідає точці інверсії фаз), яку визначають з рівняння

$$\lg \left(\frac{w_3^2 \sigma}{g \varepsilon^3} \left(\frac{\rho_r}{\rho_p} \right) (10^3 \mu_p)^{0,16} \right) = A - 1,75 \left(\frac{L'}{G'} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_r}{\rho_p} \right)^{0,125}, \quad (3.138)$$

де L' і G' – масові витрати рідини й газу, кг/с; $A = 0,079$.

З рівняння (3.138) випливає, що швидкість захлинання знижується, якщо зростають густина зрошення (або витрата рідини), в'язкість рідини й зме-

ншується її густина. Для насадки, що має більший вільний об'єм, при однакових витратах рідини й газу величина w_3 більша.

Якщо швидкість газу збільшується й надалі, настає режим винесення або оберненого руху рідини. Цей режим у промисловості не використовують.

Поверхнею контакту фаз в насадковій колоні є змочена поверхня насадки, тому бажано, щоб насадка мала більшу питому поверхню. Разом з тим, щоб ефективно працювати, насадка має відповідати таким вимогам: добре змочуватися рідиною, тобто матеріал насадки по відношенню до рідини має бути ліофільним; чинити малий гідравлічний опір газовому потоку та створювати умови для значних навантажень апарата за рідиною й газом, тобто мати можливо більше значення вільного об'єму; рівномірно розподіляти зрошувальну рідину; мати значну механічну міцність і жорсткість, а також хімічну тривкість до оброблюваних середовищ; легко очищатися від забруднень; мати невеликі густину й вартість.

Як бачимо, деякі вимоги іноді суперечать одна одній: так, збільшення питомої поверхні насадки зазвичай зменшує її вільний об'єм, погіршує її змочування абсорбентом і підвищує гідравлічний опір газовому потоку і т.д. Тому в промисловості використовують значну кількість різноманітних за формою й розмірами насадок, виготовлених з різних матеріалів (металу, кераміки, пластмас та ін.), які задовольняють вимоги того чи іншого процесу (рис. 3.35). Як насадку також застосовують куски коксу, мармуру, вапняку певного розміру (так звана кускова насадка).

Насадкові тіла завантажують в апарати навалом (нерегулярна насадка) або укладають чи монтують у певному порядку, зокрема в жорстку структуру (регулярна насадка*).

Під час роботи насадкової колони в плівковому режимі зазвичай рідина змочує не всю поверхню насадки. У цьому разі поверхня масопередачі буде меншою, ніж поверхня насадки. Відношення питомої змоченої поверхні $\sigma_{зм}$ до всієї питомої поверхні насадки називається коефіцієнтом змочування ψ : $\psi = \sigma_{зм} / \sigma$. Значення ψ залежить від густини зрошення U ($\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$), рівномірності подачі рідини на насадку, а також від розміру елементів насадки (ψ збільшується зі зменшенням $d_{скв}$ **).

* *Регулярною* називається насадка, елементи якої орієнтовані, а *нерегулярною* – елементи якої розташовані безладно (ГОСТ 16332–70).

** Часто навіть не вся змочена поверхня насадки відповідає поверхні контакту фаз, тому розглядають також так звану *активну поверхню насадки* – частину змоченої поверхні насадки, яка бере участь у процесі масообміну.

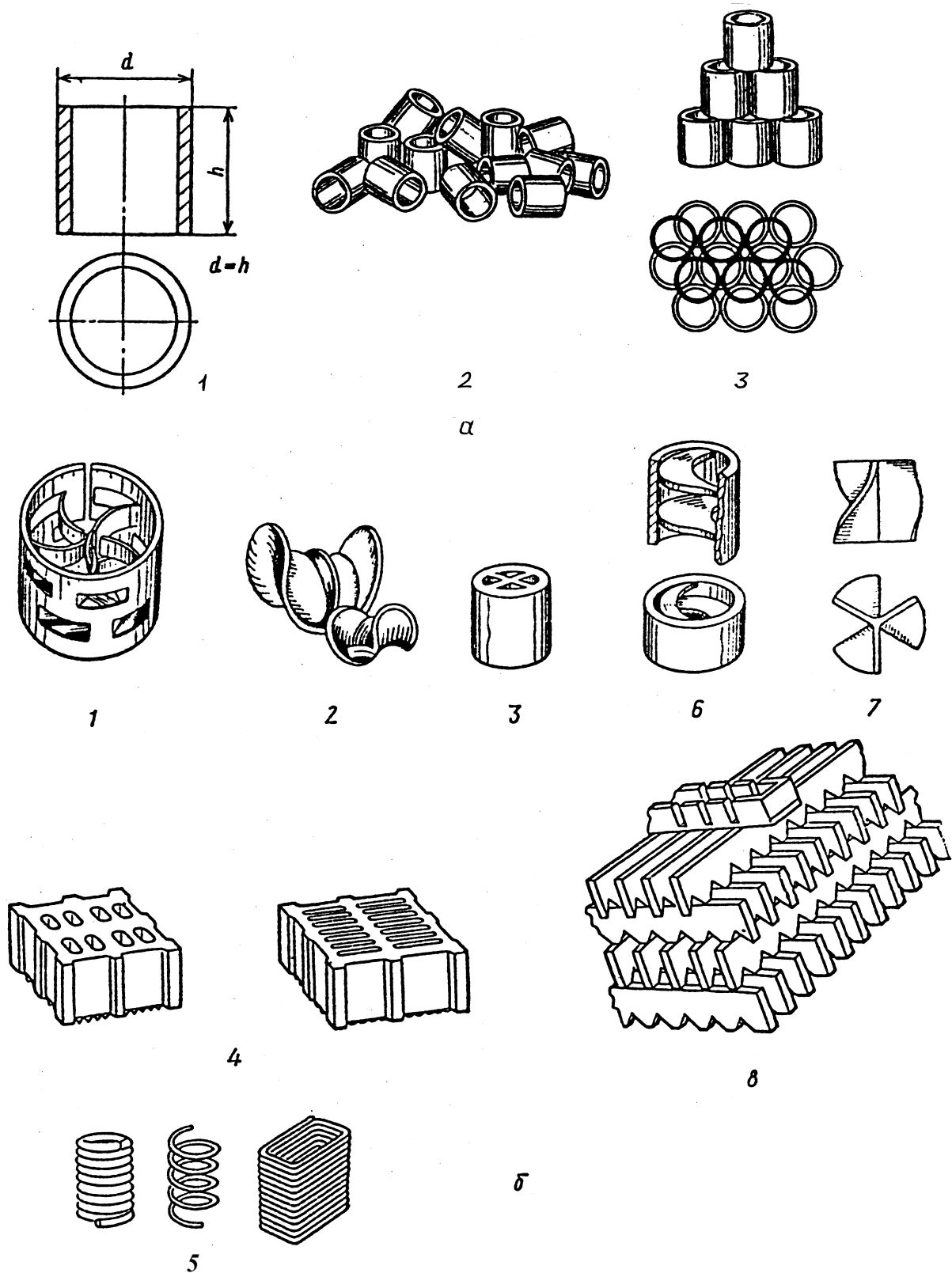


Рис. 3.35. Основні види насадки: *а* – кільця Рашига; *1* – окреме кільце; *2* – кільця навалом; *3* – регулярна насадка; *б* – фасонна насадка: *1* – кільця Палля; *2* – сідлоподібна насадка; *3* – кільця з хрестоподібними перегородками; *4* – керамічні блоки; *5* – насадки, звиті з дроту; *6* – кільця з внутрішніми спіралями; *7* – гвинтова насадка; *8* – дерев'яна хордова насадка

3.2.8.5. Тарілчасті абсорбери. Значного поширення для проведення процесу абсорбції набули *тарілчасті абсорбери* – колонні апарати з контактними пристроями у вигляді тарілок*.

Тарілки служать для розвитку поверхні контакту фаз при направленому русі фаз і для багаторазового руху рідини й газу (пари); при цьому рідина рухається в апараті зверху вниз, а газ (пара) – знизу вгору.

На кожній тарілці, залежно від її конструкції, можна підтримувати той чи інший вид руху фаз: зазвичай перехресну течію або повне змішування рідини.

Тарілки мають: забезпечувати на їхній основі певний запас рідкої фази (так звану затримку рідини), досягнення необхідної розділювальної здатності при змінюванні навантажень по газу (пару) або рідині, мінімальне бризковинесення (з нижніх тарілок на верхні) для запобігання зниження рушійної сили процесу й зменшення кількості тарілок, а також за необхідності підведення теплоти безпосередньо в зону контакту фаз на тарілці й відведення від неї теплоти (реалізується зазвичай за допомогою спеціальних змійовиків, змонтованих на тарілках або над ними), мати невеликі гідравлічний опір, масу й вартість, а також достатні міцність і жорсткість.

За способом зливання рідини з тарілки апарати поділяють на колони з тарілками, які мають переливи, і колони з тарілками без переливів (з неорганізованим зливом рідини).

Тарілчасті колони з тарілками, які мають переливи. До апаратів цього типу належать колони з ковпачковими, ситчастими, клапанними тарілками, тарілками з S-подібних елементів та ін. Ці тарілки мають спеціальні пристрої для перетоку рідини з тарілки на тарілку (так звані переливи) – зливальні трубки, кармани, тощо. Нижні частини зливальних пристроїв занурені в рідину на нижчерозташованій тарілці для утворення гідрозатвора, який запобігає проходженню газу крізь зливальний пристрій (рис. 3.36).

При незначній швидкості газу на тарілках підтримується бульбашковий (барботаажний) режим, за якого окремі бульбашки газу рухаються крізь шар рідини.

Пінний режим виникає при збільшенні швидкості газу, коли окремі бульбашки об'єднуються в струминки, які внаслідок опору барботаажного шару на деякій відстані від місця витікання руйнуються. При цьому на тарілці утворюється газорідинна система – піна, яка є нестабільною й миттєво руйнується, якщо припиняють подачу газу. Поверхня контакту фаз при пінному режимі є найбільшою, тому цей режим є найдоцільнішим для роботи тарілчастих апаратів.

* Згідно з ГОСТ 16332–70 *тарілка* – це контактний пристрій колони, який складається з напрямного апарата, що забезпечує взаємодію фаз і забезпечує ступінчасту зміну концентрацій або температур по висоті колони.

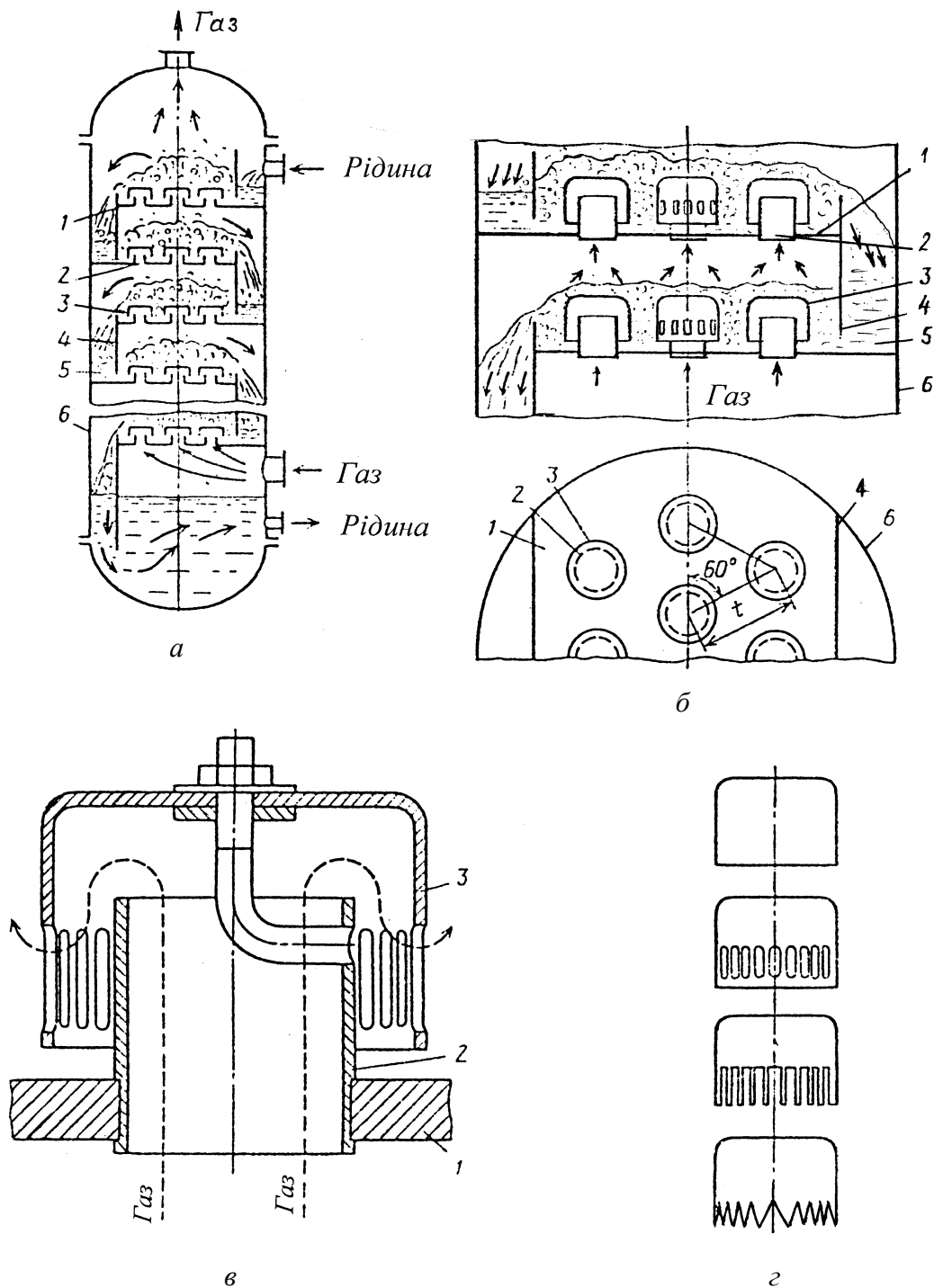


Рис. 3.36. Будова колони й ковпачкових тарілок: *a* – колона; *б* – дві сусідні тарілки; *в* – ковпачок; *г* – форми ковпачків; 1 – тарілка; 2 – паровий (газовий) патрубок; 3 – круглі ковпачки; 4 – перелив; 5 – гідравлічний затвор; 6 – корпус колони

Струминний (інжекційний) режим виникає при подальшому збільшенні швидкості газу, коли газові струминки виходять з газорідного шару не руйнуючись і утворюючи значну кількість бризок, що значно погіршує умови масообміну.

Для тарілок з переливами характерна гідродинамічна нерівномірність по довжині тарілки (за ходом рідини), яка пояснюється тим, що коли рідина рухається, її рівень на тарілці збільшується (внаслідок, наприклад, наявності ковпачків або перпендикулярного потоку газу крізь шар рідини на тарілці). Це призводить до того, що більша частина газу починає рухатися крізь частину тарілки, що прилягає до переливу вищерозташованої тарілки. Щоб зменшити гідравлічну нерівномірність у апаратах значного діаметра (від 1–2 м і більше), зменшують шлях проходження рідини (наприклад, встановлюючи кілька переливів на одній тарілці).

Перевага тарілчастих колон з тарілками, які мають переливи, – задовільна робота при значних змінах навантажень за газом і рідиною. Недоліки – складність конструкції, металоємність, значний гідравлічний опір.

Тарілчасті колони з тарілками без переливів. У тарілках без переливів газ і рідина проходять крізь одні й ті самі отвори або щілини в основах тарілок (при цьому відбувається «провальювання» рідини, тому тарілки цього типу часто називають провальними (рис. 3.37)).

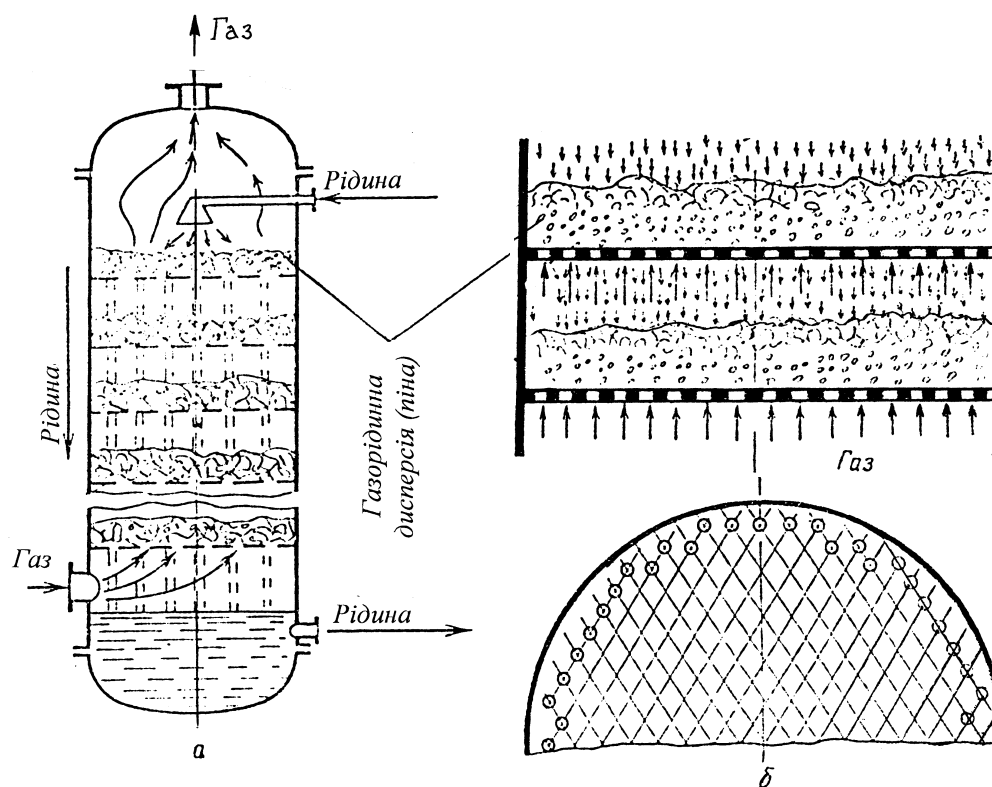


Рис. 3.37. Будова колони й провальних тарілок: а – колона; б – дві сусідні тарілки

До провальних тарілок належать дірчасті*, решітчасті, хвилясті тарілки та ін.

* За будовою дірчасті тарілки схожі на сітчасті, але в них немає переливів та інший розмір отворів або щілин в основі тарілок: у сітчастих розмір отворів або щілин зазвичай становить 0,8–20 мм, а в дірчастих – 20–100 мм.

Ефективна робота провальних тарілок можлива лише при певних швидкостях газу. Так, при малих швидкостях газу сила тертя на поверхні контакту між рідиною й газом незначна і рідина майже миттєво «провалюється» крізь отвори або щілини тарілок. При значних швидкостях газу настає захлинання тарілки, а потім – режим винесення.

Границею стійкої роботи тарілчастих абсорберів з провальними тарілками, як і для насадкових колон, є швидкість захлинання, яку визначають з рівняння

$$\frac{w_3^2}{gd_{\text{екв}} F_B^2} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{P}}} \right) (10^3 \mu_{\text{P}})^{0,16} = A \exp \left(-4 \left(\frac{L'}{G'} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{P}}} \right)^{0,125} \right), \quad (3.139)$$

де $d_{\text{екв}}$ – еквівалентний діаметр отвору або щілини, м; F_B – відносна площа вільного перерізу тарілки (відношення площі отворів або щілин тарілки до площі її основи), м²/м²; $A=0,079$ (решта величин – як і в рівнянні (3.138)).

Переваги провальних тарілок – простота конструкції й низький гідравлічний опір, недолік – складність експлуатації.

3.2.9. Розрахунок абсорберів

Вибравши конструкцію абсорбера, його розраховують. Зазвичай вихідними даними при цьому є витрата газу, вихідна й кінцева концентрація абсорбтиву й вихідна концентрація абсорбату. Основні розрахункові величини – витрата абсорбенту, діаметр і висота контактної частини абсорбера, а також її гідравлічний опір.

Методики розрахунку основних типів абсорберів – насадкового й тарілчастого – розглянуто в п. 3.1.15.

Слід звернути увагу на те, що значну кількість абсорберів з незначними змінами можна використати, проводячи інші масообмінні процеси, передусім ректифікацію й рідинну екстракцію.

3.2.10. Десорбція

Десорбцію зазвичай використовують, щоб виділити увібраний газ з абсорбенту та одержати його в чистому вигляді, а також повторно використати абсорбент. При цьому для проведення десорбції абсорбату необхідно, щоб концентрація десорбованого газу в газовій фазі була нижча за рівноважну.

Для проведення десорбції застосовують такі методи: відгін у потоці інертного газу або водяної пари (рідше – у потоці пари органічної речовини); відгін під дією теплоти, що підводиться до абсорбенту; відгін при зниженні тиску над абсорбентом.

Відгін у потоці інертного газу або водяної пари. Для проведення десорбції в цьому разі як інертний газ часто використовують повітря. Якщо температури абсорбенту й повітря майже однакові, то теплотою виділення абсорба-

ту з розчину можна знехтувати і вважати, що процес ізотермічний. Унаслідок того, що парціальний тиск увібраного компонента над розчином вищий, ніж рівноважний тиск у повітрі, цей компонент з рідкого розчину переходить у потік інертного газу. Подальше видобування абсорбтиву з повітря досить ускладнене, тому цей метод застосовують, коли виділений компонент далі не використовують (наприклад при скиданні повітря з цим компонентом у навколишнє середовище за умови, що вміст цього компонента в повітрі нижчий за гранично допустиму концентрацію).

Отже, процес десорбції інертним газом практично є протилежним ізотермічній абсорбції, причому лінії рівноваги для обох процесів збігаються.

Матеріальний баланс процесу десорбції в цьому разі має вигляд

$$G(Y_k - Y_{II}) = L(X_{II} - X_k), \quad (3.140)$$

звідки витрата інертного газу

$$G = L \frac{(X_{II} - X_k)}{(Y_k - Y_{II})}, \quad (3.141)$$

а якщо абсорбтиву у вихідному потоці інертного газу немає (це в техніці трапляється найчастіше)

$$G = L(X_{II} - X_k)/Y_k. \quad (1.142)$$

Тоді кількість абсорбату, виділеного з рідини, становить

$$M = G(Y_k - Y_{II}) = L(X_{II} - X_k). \quad (3.143)$$

Оскільки витрату інертного газу G або його кінцевий склад Y_k зазвичай не задані, то величину G можна вибирати за аналогією з вибором витрати абсорбенту для процесу абсорбції (див. п. 3.2.3).

Побудувавши лінію рівноваги, при відомих концентраціях X_{II} , X_k , Y_{II} (зазвичай $Y_{II} = 0$) зрозуміло, що витрата інертного газу буде мінімальною, коли

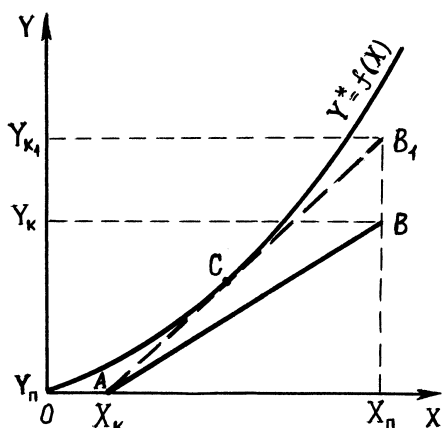


Рис. 3.38. Побудова робочої лінії десорбції

робоча лінія AB_1 і лінія рівноваги мають спільну точку дотику C (рис. 3.38). Але в цьому разі рушійна сила в точці C дорівнює нулю. Робоче значення витрати інертного газу буде відповідати робочій лінії AB , положення якої зазвичай обґрунтовують техніко-економічним обґрунтуванням.

Водяну пару при десорбції доцільно використовувати, коли абсорбтив не розчиняється у воді. У цьому разі після десорбції абсорбтив виділяють з газопарової суміші конденсацією водяної пари. Якщо температура кипіння абсорбтиву значна, то він конденсується разом з водян-

ною парою, після чого їх розділяють відстоюванням. Крім того, підведення з водяною парою теплоти сприяє десорбції.

Відгін під дією теплоти. Цей метод десорбції є найпоширенішим завдяки простоті реалізації. У цьому разі температура при десорбції вища, ніж при абсорбції, і тому лінії рівноваги цих процесів не збігаються.

Часто десорбцію виконують, підводячи теплоту до абсорбенту крізь стінку (десорбція глухою парою). Разом з абсорбатом з абсорбенту виділяються й пари останнього, тому для подальшого розділення одержаної суміші застосовують дистиляцію або ректифікацію.

Відгін при зниженні тиску над абсорбентом. Цей спосіб один з найпростіших, особливо коли абсорбцію виконують при підвищеному тиску (наприклад, абсорбція CO_2). У цьому разі десорбцію можна виконати, наприклад, знизивши тиск до атмосферного. Якщо абсорбцію проводили при атмосферному тиску, то десорбцію можна провести під вакуумом.

Іноді десорбцію при зниженні тиску над рідким розчином, щоб інтенсифікувати процес, сполучають з десорбцією з підведенням теплоти або з десорбцією в потоці інертного газу.

Абсорбцію часто реалізують у вигляді абсорбційно-десорбційного циклу (циклічний процес), проте стадії десорбції може не бути, якщо в результаті абсорбції одержують готовий продукт або регенерація абсорбенту неможлива чи недоцільна (розімкнутий процес). На рис. 3.39 наведено одну з найпростіших схем абсорбційного розділення газів.

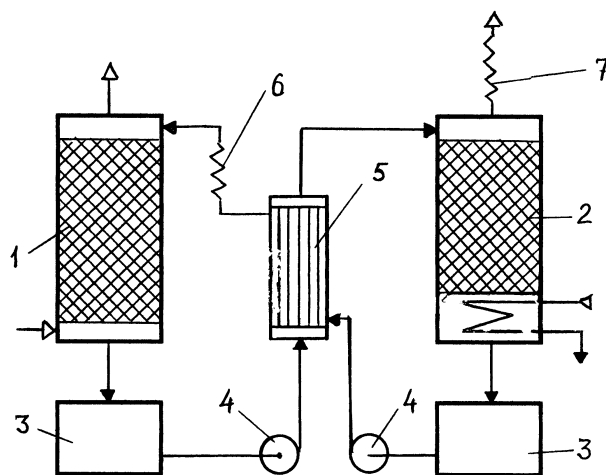


Рис. 3.39. Схема абсорбційно-десорбційної установки розділення газів: 1 – абсорбер; 2 – десорбер; 3 – збірник абсорбенту; 4 – насос; 5 – теплообмінник; 6 – проміжний холодильник абсорбенту; 7 – холодильник десорбованого компонента

Запитання для самоконтролю

1. Що таке абсорбція й десорбція? Наведіть приклади застосування цих процесів у техніці.
2. Сформулюйте закон Генрі. Як впливає тиск і температура на розчинність газів у рідинах?

3. Як складають матеріальний баланс абсорбції? Поясніть поняття робочих ліній абсорбції й десорбції.
4. Як визначають мінімальну й робочу питому витрату абсорбенту?
5. Як складають тепловий баланс абсорбції? Поясніть, як змінюється в цьому випадку положення лінії рівноваги.
6. Поясніть кінетичні закономірності фізичної й хімічної абсорбції.
7. Наведіть основні технологічні схеми абсорбції. Порівняйте прототечійну та протитечійну схеми.
8. У яких випадках застосовують схеми абсорбції з рециркуляцією? Що таке кратність циркуляції абсорбенту?
9. Наведіть основні групи абсорберів. Що таке насадка? Які вимоги ставлять до насадки? Чому насадкові апарати працюють зазвичай в протитечійному режимі руху фаз?
10. Що таке тарілка масообмінного апарата? Що являє собою перелив тарілки? У якому гідродинамічному режимі переважно працюють тарілчасті абсорбери?
11. Що таке бризковинесення? Як воно впливає на ефективність тарілчастих колон?
12. Чим пояснюється гідродинамічна нерівномірність по довжині тарілок з переливами?
13. Наведіть порядок розрахунку абсорберів.
14. Наведіть методи регенерації абсорбенту.
15. Як складають матеріальний баланс десорбції інертним газом? Наведіть порядок побудови робочої лінії в цьому разі.
16. Поясніть роботу схеми абсорбційно-десорбційної установки розділення газів. Навіщо в ній передбачено проміжний холодильник абсорбенту?

3.3. Дистиляція

3.3.1. Загальні положення

Дистиляція (перегонка) (від лат. *distillatio* – стікання краплями) – це процес нагрівання суміші рідин до кипіння, відбирання утвореної пари та її конденсація з одержанням різних за складом фракцій. Відігнана фракція (*дистилят*) збагачена відносно більш леткими, або низькокиплячими, компонентами (НКК), а невідігнана фракція (*залишок, кубовий залишок*) – менш леткими, або висококиплячими (ВКК). Якщо з вихідної суміші відганяють не одну фракцію, а декілька, дистиляція називається фракційною (дробною).

Дистиляція ґрунтується на різниці у складах рідини й утвореної з неї пари. Рідини, які утворюють розділювану суміш, мають різні температури кипіння, а отже, і різний тиск (пружність) пари при одній температурі, тому склад пари (відповідно і склад утвореної при її конденсації рідини) буде відрізнятися від складу вихідної суміші – НКК у парі буде більше, ніж у вихідній рідині. При цьому в рідині, яка не випарувалася, концентрація ВКК збільшується*.

* Дистиляція відрізняється від випарювання тим, що під час дистиляції в пару переходять як розчинник, так і розчинена речовина, а під час випарювання – тільки розчинник, а нелетка розчинена речовина залишається в рідкому розчині.

Дистиляцію поділяють на два основні види: просту дистиляцію й ректифікацію.

Проста дистиляція (проста перегонка) – це процес розділення рідких сумішей на різні за складом фракції, збагачені тим чи іншим компонентом, що мають різні температури кипіння, шляхом одноразового часткового випаровування розділюваної рідини й конденсації утворених парів.

Ректифікація (від лат. *rectificatio* – випрямлення, виправлення) – це процес розділення рідких сумішей на майже чисті компоненти, що мають різні температури кипіння, шляхом багаторазового випаровування розділюваної рідини й конденсації утворених парів.

Розглянемо апарат, у якому знизу вгору рухається пара, а зверху назустріч їй – рідина, яка є майже чистим НКК. Коли пара з рідиною взаємодіють, то за рахунок теплообміну між ними пара частково конденсується, а рідина частково випаровується. При цьому з пари конденсується переважно ВКК, а з рідини випаровується переважно НКК. Отже, рідина поступово збагачується ВКК, а пара – НКК. У результаті з апарата виходить пара, яка майже повністю складається з НКК. Після конденсації пари частина конденсату у вигляді *флегми* зрощує апарат, а другу частину – *дистилят* (або *ректифікат*) відбирають як готовий продукт. Рідину, що виходить з нижньої частини апарата, називають *кубовим залишком*.

Як ректифікаційні апарати передусім використовують тарілчасті й насадкові колони, які за конструкцією майже не відрізняються від відповідних абсорберів, розглянутих у п. 3.2.8.

Дистиляцію широко застосовують у хімічній промисловості, наприклад, для розділення природних і синтетичних вуглеводнів, зріджених газових сумішей на компоненти (наприклад, для розділення зрідженого повітря на кисень і азот) тощо.

3.3.2. Рівновага в системах *рідина – пара*

Загалом рідка суміш може складатися з кількох компонентів, а найпростіша – з двох, наприклад, з компонентів *A* (НКК) і *B* (ВКК). При цьому характер поведінки суміші залежить переважно від природи компонентів і тиску в системі.

В ідеальних розчинах сили взаємодії між усіма молекулами (однойменними й різнойменними) рівні. При цьому зазначені сили не залежать від складу суміші. У цьому разі суміш підлягає *законові Рауля* – парціальний тиск компонента розчину дорівнює добутку тиску пари чистого компонента на його молярну частку в рідкому розчині:

$$p_A = P_A x_A; \quad p_B = P_B x_B = P_B (1 - x_A). \quad (3.144)$$

За ступенем взаємної розчинності компонентів суміші всі рідини поділяють на взаємно розчинні у будь-яких співвідношеннях, частково розчинні та практично взаємно нерозчинні.

У свою чергу суміші із взаємно розчинними компонентами у будь-яких співвідношеннях поділяються на *ідеальні розчини*, які підлягають закономіряу Рауля, на *нормальні розчини* – рідкі суміші, які частково відхиляються від закону Рауля, але не утворюють сумішей з постійною температурою кипіння (азеотропів), а також на *неідеальні розчини* – рідини зі значним відхиленням від закону Рауля, зокрема й суміші з постійною температурою кипіння (азеотропи).

Суміш двох рідин, взаємно розчинних у будь-яких співвідношеннях, являє собою систему, що складається з двох фаз (рідина й пара) і двох компонентів. Така система має два ступеня вільності (два з трьох – тиску, температури й концентрації): $C = K - \Phi + N = 2 - 2 + 2 = 2$. У цьому разі фазову діаграму будують у плоскій системі координат, беручи один з параметрів сталим (можливі такі варіанти фазових діаграм: $P-t$ ($x=\text{const}$), $P-x$ ($t=\text{const}$), $t-x$ ($P=\text{const}$)).

Для технічних розрахунків найважливішою є діаграма ($t-x, y$), тому що процеси дистиляції в промислових умовах зазвичай відбуваються при $P=\text{const}$ (рис. 3.40, 3.41).

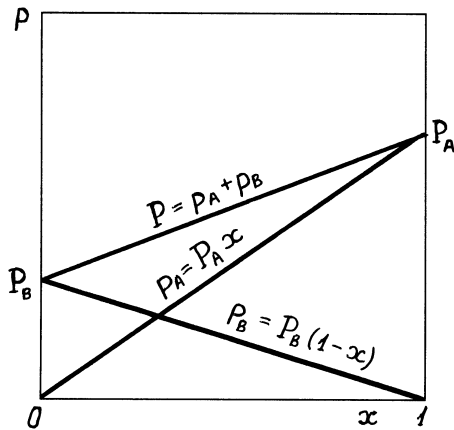


Рис. 3.40. Діаграма $p-x$ для ідеальної суміші

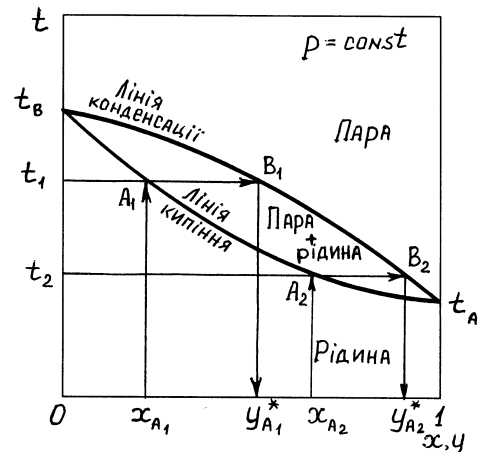


Рис. 3.41. Фазова діаграма $t-x, y$

За законом Дальтона $p_A = P y_A^*$, тоді, урахувавши (3.144)

$$y_A^* = \frac{p_A}{P} = \frac{P_A}{P} x_A, \quad (3.145)$$

але

$$P = p_A + p_B = P_A x_A + P_B (1 - x_A) = (P_A - P_B) x_A + P_B.$$

Тоді

$$x_A = \frac{P - P_B}{P_A - P_B}. \quad (3.146)$$

З рівняння (3.146) за відомими P_A і P_B при даній температурі t_1 , t_2 і т.д. знаходять x_{A1} , x_{A2} і т.д., а потім з рівняння (3.145) – відповідні значення y_{A1}^* , y_{A2}^* і т.д., після чого по точках (x_{A1}, t_1) будують лінію кипіння рідини (крива $t_A A_i t_B$), а по точках (y_{A1}^*, t_i) – лінію конденсації парів (крива $t_A B_i t_B$).

Для аналізу процесів дистиляції дуже часто використовують діаграму $y-x$, яку зазвичай будують за допомогою діаграми $t-x, y$ (рис. 3.42).

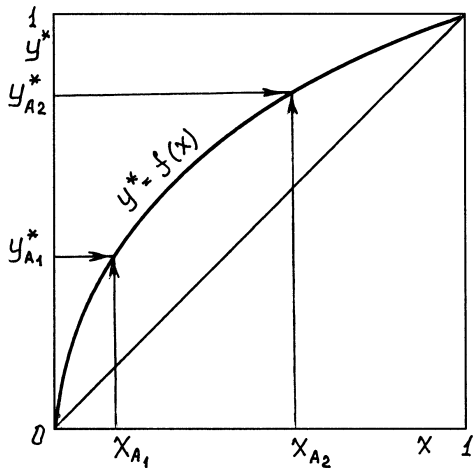


Рис. 3.42. Діаграма рівноважних складів $x-y$

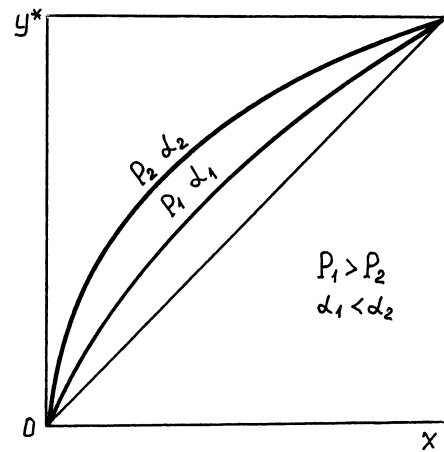


Рис. 3.43. До визначення впливу тиску на положення лінії рівноваги

Рівняння (3.145) можна переписати й через відносну леткість $\alpha = P_A/P_B$ компонента A

$$y_A^* = \frac{\alpha x_A}{1 + x_A(\alpha - 1)}. \quad (3.147)$$

Для систем, які незначно відрізняються від ідеальних (наприклад, для сумішей рідин гомологічного ряду), у рівняння (3.147) вводять середнє геометричне значення відносних леткостей α_1 і α_2 при температурах t_A і t_B

$$\alpha = \sqrt{\alpha_1 \alpha_2}. \quad (3.148)$$

Відносна леткість α при зменшенні температури й тиску зазвичай збільшується (рис. 3.43). Цією обставиною користуються при розділенні сумішей з близькими температурами кипіння, у яких значення α мале.

На практиці частіше мають справу з неідеальними системами, поведінка яких значно відхиляється від закону Рауля. Ці системи характеризуються теплою змішування компонентів рідкої суміші, зміною об'єму при змішуванні компонентів тощо.

У цих випадках характер фазових діаграм може значно відрізнитися від наведених на рис. 3.40–3.42.

Взаємне положення кривих на фазових діаграмах $t-x, y$ і $y-x$ як для ідеальних, так і для реальних систем можна визначити за допомогою законів Коновалова, які встановлюють зв'язок між зміною складу, тиску або температури у двофазних системах.

Згідно з *першим законом Коновалова* пара збагачується тим компонентом, при додаванні якого до рідини підвищується тиск пари над нею або знижується її температура кипіння (або пара завжди більш збагачена НКК, ніж відповідна йому рівноважна рідка фаза).

Цей закон доповнюють *першим правилом Вревського*, яке відображає вплив температури на рівноважні склади фаз: при підвищенні температури бінарної суміші в парі збільшується відносний вміст того компонента, парціальна молярна теплота випаровування якого більша.

Якщо залежність тиску пари від складу реальної рідкої суміші проходить вище лінії тиску пари для ідеальної суміші (рис. 3.44), то таке відхилення називають позитивним, а якщо нижче – негативним відхиленням від закону Рауля. Ці відхилення визначаються зміною активності молекул у розчині, дисоціацією, гідратацією тощо. Ступінь відхилення реальної системи від закону Рауля виражають величиною коефіцієнта активності γ

$$p_A = P_A x_A \gamma. \quad (3.149)$$

Для сумішей з позитивним відхиленням від закону Рауля $\gamma > 1$, а для сумішей з негативним відхиленням – $\gamma < 1$. Зазвичай визначення γ досить ускладнене, тому діаграми $x-y$ найчастіше будують за дослідними (довідковими) даними.

При цьому відхилення поведінки реальних сумішей іноді може бути настільки суттєвим, що криві рідини й пари утворюють спільні точки, у яких склад рівноважних фаз однаковий. При випаровуванні таких сумішей (*азеотропних сумішей* або *азеотропів**) одержують пару такого самого складу, що й вихідна рідина, тому для розділення цих сумішей необхідні спеціальні методи (азеотропна та екстрактивна ректифікація, зміна тиску в системі та ін.).

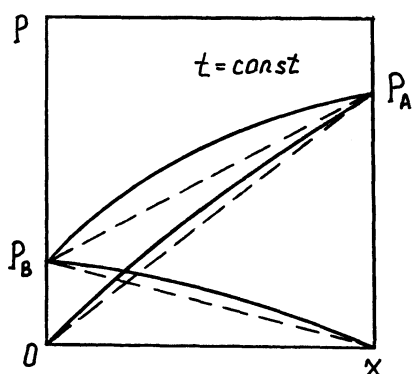


Рис. 3.44. Діаграма $p-x$ для суміші з позитивним відхиленням (суцільні лінії) від закону Рауля (пунктирні лінії)

Властивості азеотропів характеризуються *другим законом Коновалова*: якщо тиск і температура співіснування двох бінарних фаз мають екстремум (максимум або мінімум), то склад фаз однаковий. При цьому максимум кривої загального тиску відповідає мінімуму температури кипіння рід-

* Серед бінарних систем з азеотропними сумішами приблизно 93 % становлять системи з позитивним відхиленням від закону Рауля (з позитивними азеотропами).

кої суміші, а мінімум кривої загального тиску – максимуму температури кипіння (рис. 3.45).

Зміщення азеотропів при зміні зовнішніх умов визначає *друге правило Вревського*: якщо тиск (температура) системи *рідина – пара* має максимум, то при підвищенні температури в азеотропній суміші збільшується концентрація того компонента, парціальна молярна теплота випаровування якого більша, а якщо тиск (температура) системи *рідина – пара* має мінімум, то при підвищенні температури в азеотропній суміші збільшується концентрація компонента з меншою молярною теплотою випаровування.

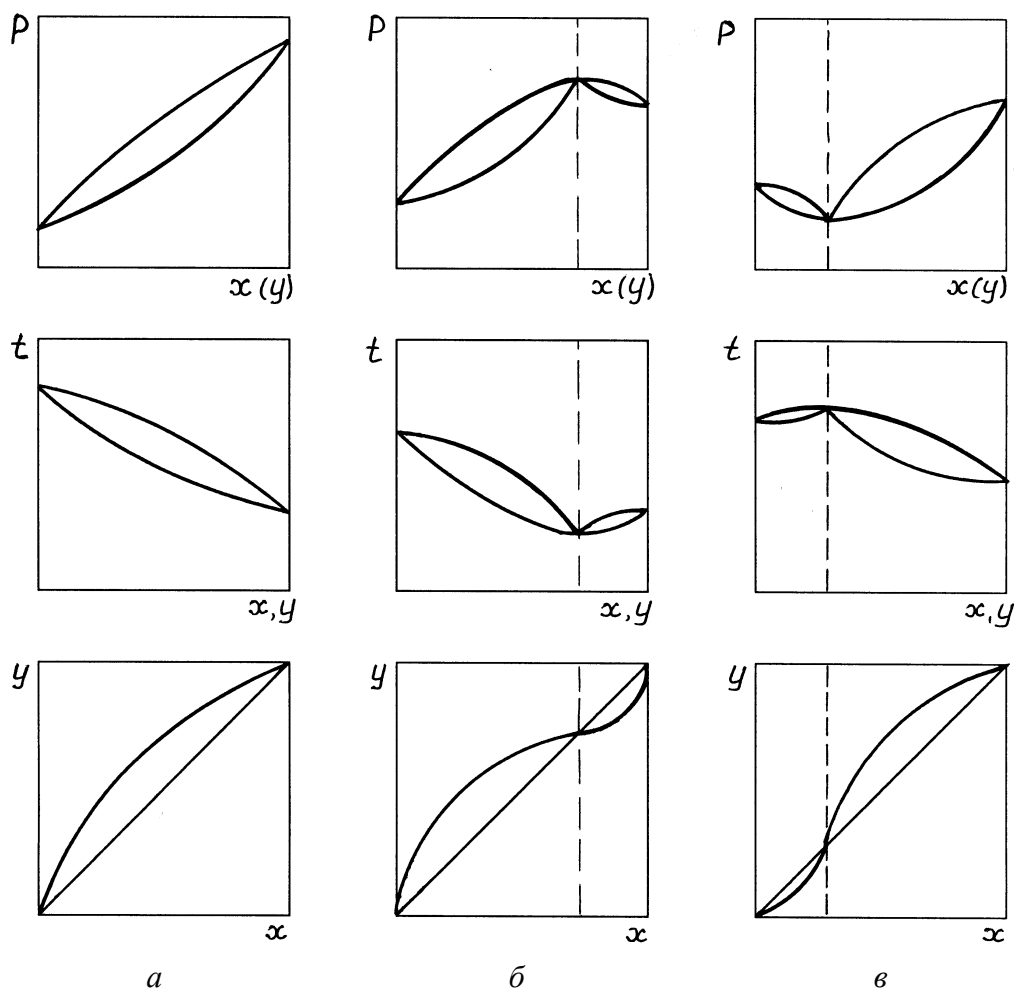


Рис. 3.45. Фазові діаграми рівноваги *рідина – пара* для ідеальної (а) і реальних азеотропних (б, в) систем

Це правило визначає можливість розділення азеотропних систем зміною тиску при дистиляції (у цьому разі точка азеотропу переміщається, причому її положення може навіть збігтися з правим верхнім кутом діаграми x – y , що дозволить розділити азеотропну (при звичайних умовах) суміш дистиляцією).

На рис. 3.46 наведено фазові діаграми частково розчинних (а) і практично взаємно нерозчинних (б) рідин.

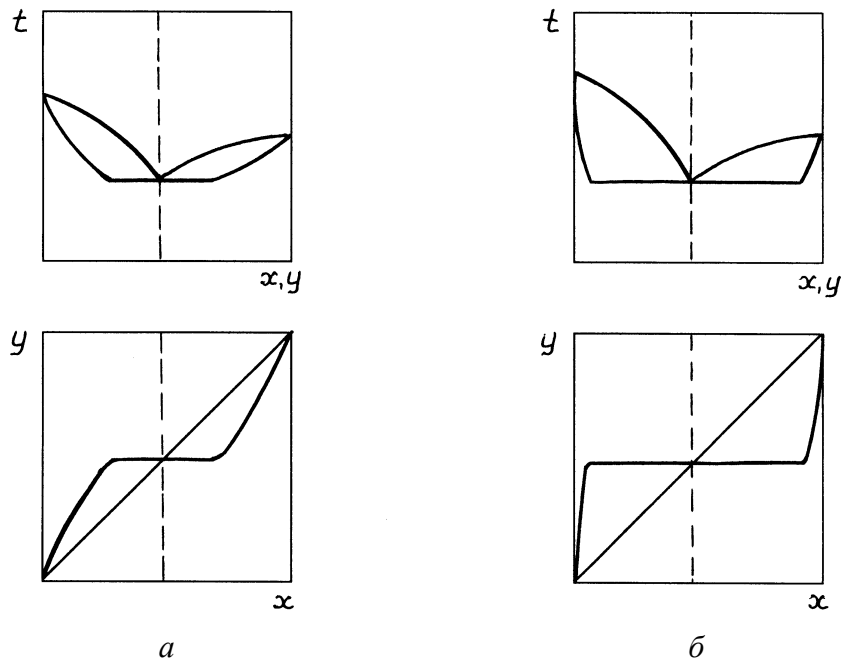


Рис. 3.46. Фазові діаграми частково розчинних (а) і практично взаємно нерозчинних (б) рідин

Суміші практично взаємно нерозчинних рідин зазвичай розділяють відстоюванням, а суміші частково розчинних – створенням умов у системі, за яких взаємна розчинність рідин змінюється (зменшується або збільшується).

3.3.3. Проста дистиляція

Процес *простої дистиляції* (простої перегонки) відбувається здебільшого періодично. У цьому разі вихідна рідина поступово випаровується, а утворювана пара безперервно видаляється з апарата й конденсується з одержанням дистиляту. При цьому вміст НКК у вихідній рідині (яка з часом стає кубовим залишком) зменшується, що поступово знижує НКК у дистиляті: на початку процесу вміст НКК у дистиляті найбільший, а наприкінці – найменший.

Щоб одержати кілька фракцій (або дистилятів) різного складу, застосовують *фракційну* (або *дрібну*) *дистиляцію* (рис. 3.47,а). Вихідну суміш завантажують у куб 1 з нагрівальним змійовиком 2. Утворювана пара конденсується в конденсаторі-холодильнику 3, після чого конденсат у цьому ж апараті охолоджується до необхідної температури й надходить в один із збірників 4. Після закінчення процесу дистиляції залишок зливають з куба 1 і в останній знову завантажують чергову порцію вихідної суміші.

Ступінь розділення суміші на компоненти можна значно збільшити, застосовуючи *дистиляцію з дефлегмацією* (рис. 3.47,б). У цьому разі з куба 1 пара надходить спочатку в дефлегматор 5, де вона частково конденсується. При цьому переважно конденсується ВКК, який повертається до куба 1, а пара, яка далі надходить в конденсатор-холодильник 3, збагачується НКК.

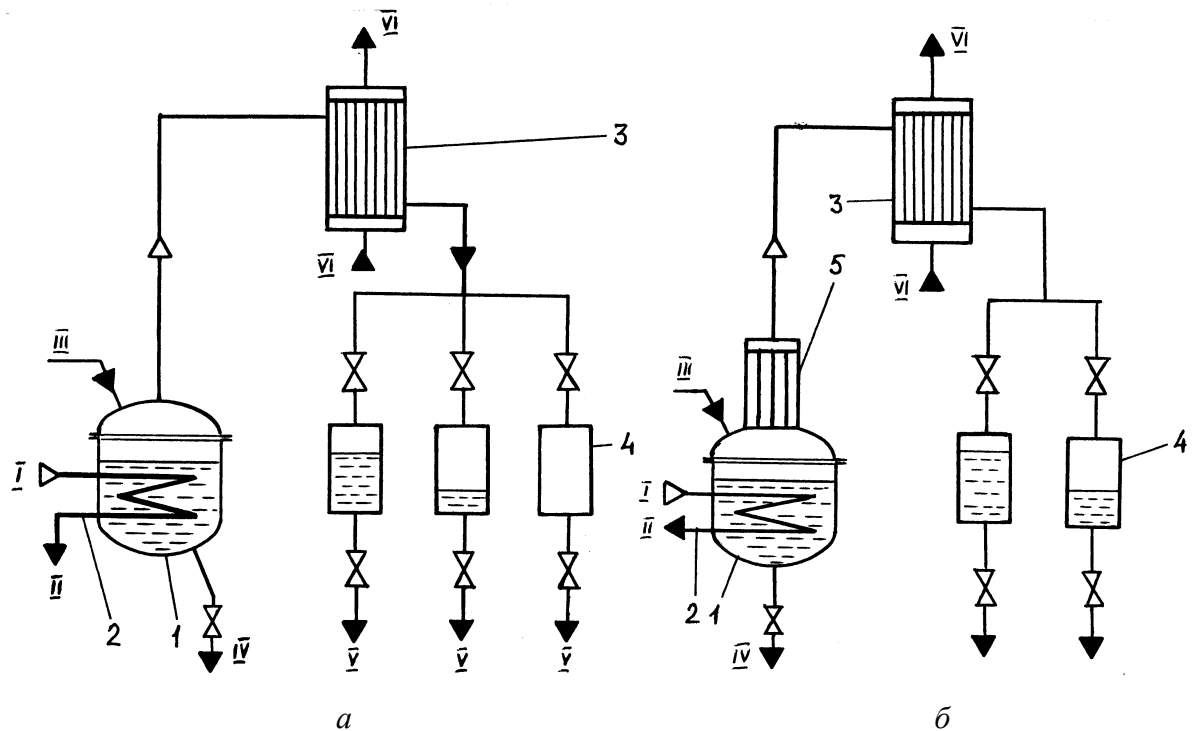


Рис. 3.47. Схеми установок для простої дистиляції (а) і дистиляції з дефлегмацією (б):
 1 – куб; 2 – змійовик; 3 – конденсатор-охолодильник; 4 – збірники; 5 – дефлегматор;
 I – нагрівальна пара; II – конденсат нагрівальної пари; III – вихідна суміш; IV – залишок;
 V – фракції дистиляту; VI – охолоджувальна вода

Нехай під час здійснення простої дистиляції в деякий момент часу кількість рідини в кубі становить L , а її склад при цьому x (за НКК). Тоді в парі, рівноважній з цією рідиною, уміст НКК дорівнює y^* . За нескінченно малий проміжок часу кількість рідини та її склад зміняться і становитимуть відповідно $(L - dL)$ і $(x - dx)$. Кількість утвореної за цей проміжок часу пари дорівнює зменшенню кількості рідини dL , а її склад y^* є рівноважним з x . Кількість НКК в рідині на початок вказаного проміжку часу становить Lx , а наприкінці – $(L - dL)(x - dx)$. Кількість НКК, яка перейшла при цьому в пару, становить dLy^* . Отже, рівняння матеріального балансу за НКК за цей час має вигляд

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + dLy^* = Lx - dLx - Ldx + dLdx + dLy^*.$$

Нескінченно малою величиною другого порядку $dLdx$ можна знехтувати, тоді попереднє рівняння набуває вигляду

$$dL/L = dx/(y^* - x).$$

Інтегруючи це рівняння у границях від G_W до G_F і від x_W до x_F , отримуємо:

$$\int_{G_W}^{G_F} \frac{dL}{L} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}; \quad \ln \frac{G_F}{G_W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}. \quad (3.150)$$

Значення інтеграла ln у правій частині рівняння (3.150) можна знайти графічним інтегруванням, після чого, знаючи кількість вихідної суміші G_F , можна отримати кількість залишку: $G_W = G_F / \exp(ln)$, а потім і кількість дистилляту: $G_D = G_F - G_W$. При цьому середній склад одержаного дистилляту x_D визначають з матеріального балансу процесу дистиляції за НКК

$$x_D = (G_F x_F - G_W x_W) / G_D. \quad (3.151)$$

Для розділення рідкої суміші, що складається з відносно нелетких компонентів, які не розчиняються у воді, часто використовують *дистиляцію з водяною парою*.

Якщо змішуються дві взаємно нерозчинні рідини, то температура кипіння такої суміші завжди нижча від температури кипіння чистих компонентів (див. рис. 3.46,б). Температура її кипіння постійна й не залежить від складу суміші, поки в суміші є хоча б сліди другого компонента, а при зникненні цього компонента температура кипіння стрибкоподібно підвищується до температури кипіння компонента, який утворює цю рідку фазу.

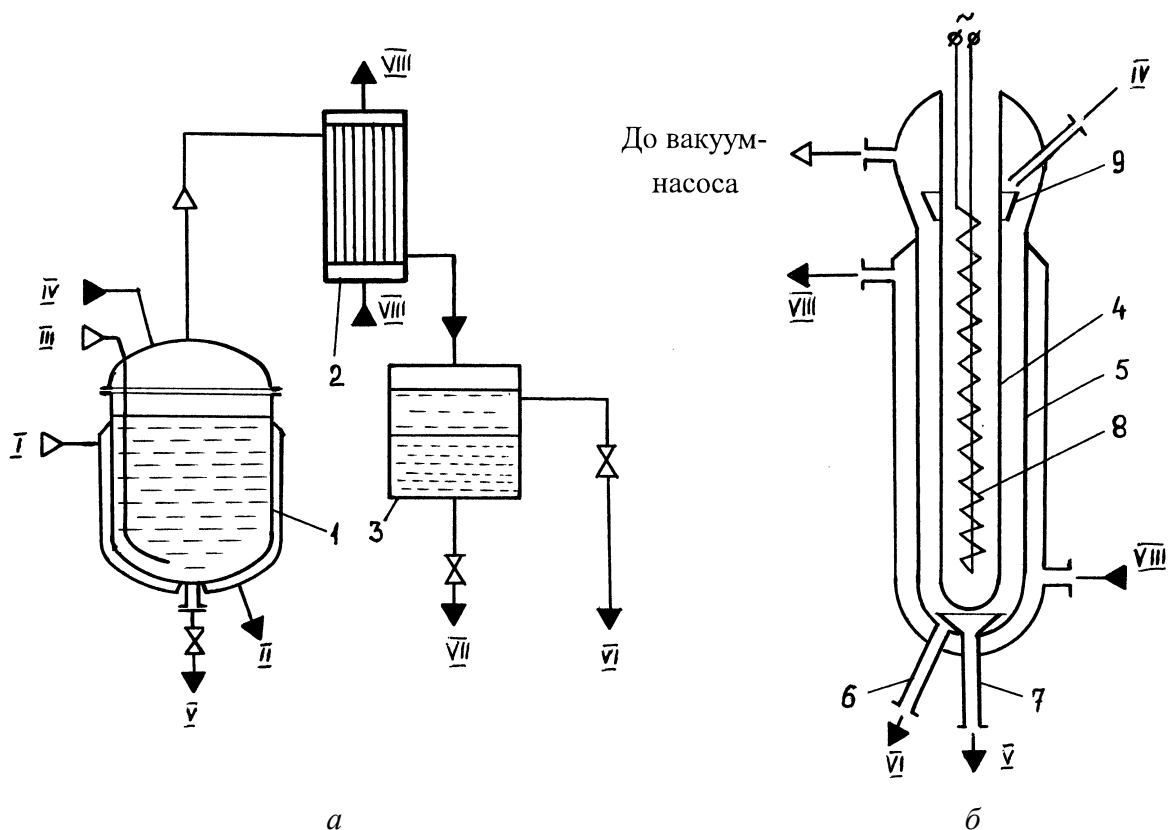


Рис. 3.48. Схеми установок для дистиляції з водяною парою (а) і молекулярної дистиляції (б): 1 – куб; 2 – конденсатор-охолодильник; 3 – відстійник; 4 – випарник; 5 – охолоджувана стінка; 6 – вихід дистилляту; 7 – вихід залишку; 8 – нагрівач випарника; 9 – розподільник рідинної плівки; I – нагрівальна пара; II – конденсат нагрівальної пари; III – гостра водяна пара; IV – вихідна суміш; V – залишок; VI – дистиллят; VII – вода; VIII – охолоджувальна вода

Отже, якщо в рідину, що не змішується з водою, додати воду, то температура кипіння такої суміші при атмосферному тиску буде нижча 100 °С. Цей процес реалізують у кубах з паровою оболонкою й барботером для введення гострої водяної пари (рис. 3.48,а). Одержаний дистилат у вигляді суміші води і НКК вихідного розчину потім розділюють відстоюванням.

Для розділення термічно нестійких рідин, температура кипіння яких досить значна (наприклад незначних кількостей вітамінів, амінокислот, гормонів та ін.), застосовують *молекулярну дистиляцію* (молекулярну перегонку). Процес відбувається при достатньо глибокому вакуумі (менше 0,13 Па). За таких умов густина пари різко знижується, а довжина вільного пробігу молекул суттєво збільшується. Якщо на невеликій відстані (20–30 мм) від поверхні випаровування рідини встановлено охолоджувану стінку, то молекули НКК легко потрапляють на неї (рис. 3.48,б). При цьому рівновага між рідиною й паром не встановлюється, тому що утворена пара одразу віддаляється від поверхні рідини.

3.3.4. Ректифікація

У техніці розрізняють такі найпоширеніші види ректифікації: безперервну й періодичну ректифікацію, ректифікацію бінарних і багатокомпонентних сумішей, екстрактивну та азеотропну ректифікацію. При цьому ректифікацію проводять під різним тиском: атмосферним (при розділенні рідин з температурою кипіння 30–150 °С), вищим за атмосферний (при розділенні рідин з низькими температурами кипіння, наприклад зріджених газів) і у вакуумі (при розділенні висококиплячих рідин для зниження їхніх температур кипіння).

3.3.4.1. Безперервна ректифікація бінарних сумішей. При нагріванні вихідної суміші складу x_1 до температури кипіння t_1 одержують пару, що знаходиться в рівновазі з цією рідиною. При конденсації одержаної пари утворюється рідина (конденсат) складу $x_2 = y_1^*$, збагачена НКК. Нагріваючи

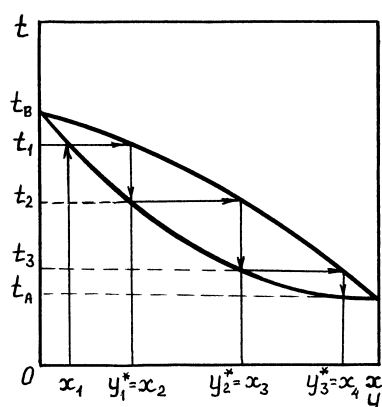


Рис. 3.49. Фазова діаграма $t-x, y$

цю рідину до температури t_2 і конденсуючи утворювану пару, одержують рідину складу $x_3 = y_2^*$, причому $x_3 > x_2 > x_1$. Таким чином можна одержати рідину, яка містить майже чистий НКК (рис. 3.49).

Цей спосіб розділення можна реалізувати в багатуступінчастій установці, кожний ступінь якої є апаратом простої дистиляції. Проте набагато доцільніше цей спосіб реалізувати в компактних тепломасообмінних апаратах – колонах (найчастіше в тарілчастих, рідше – в насадкових і плівкових). Цей процес виконують при атмосферному тиску, при підвище-

ному тиску (наприклад, при розділенні зріджених газів) і під вакуумом (наприклад, при розділенні сумішей висококиплячих і термонестійких речовин і сумішей компонентів з близькими температурами кипіння).

На рис. 3.50 показано схему ректифікаційної установки безперервної дії для розділення бінарної суміші. Вихідна суміш з ємності 1 подається насосом 2 у підігрівач 3, після якого вона потрапляє на живильну тарілку колони 4. Живильна тарілка поділяє колону на дві частини – верхню (укріплювальну) і нижню (вичерпну). В укріплювальній частині висхідні пари збагачуються низькокиплячим компонентом, а у вичерпній він виділяється з рідини, що кипить (тобто по всій висоті колони пара збагачується НКК). Потік пари підтримується випаровуванням частини кубової рідини в кип'ятильнику 5, а потік низхідної рідини – поверненням частини конденсату, одержаного в дефлегматорі 6, у вигляді флегми. Конденсат після подільника конденсату 7 надходить у холодильник 10, а після нього – у збірник дистиляту (готового продукту) 9. Частина кубової рідини у вигляді кубового залишку безперервно через холодильник 8 відводиться у збірник кубового залишку 11.

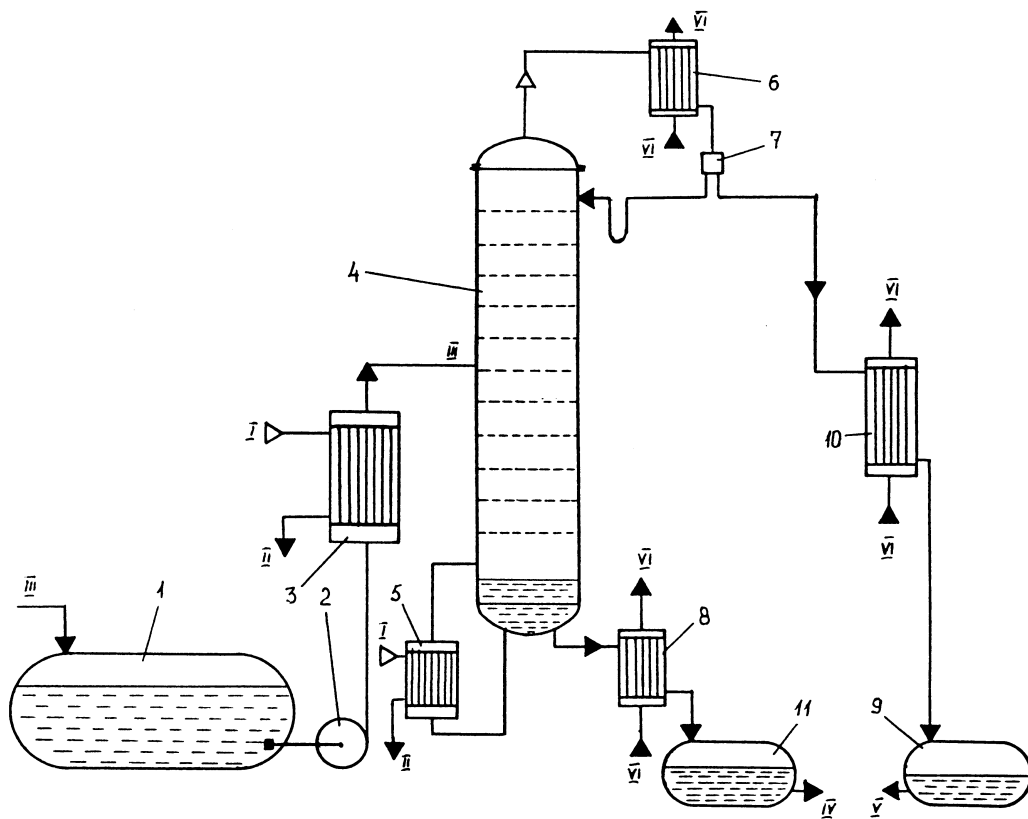


Рис. 3.50. Схема ректифікаційної установки безперервної дії для розділення бінарних сумішей: 1 – ємність вихідної суміші; 2 – насос; 3 – підігрівач; 4 – колона; 5 – кип'ятильник; 6 – дефлегматор; 7 – подільник конденсату; 8, 10 – холодильник; 9 – збірник дистиляту; 11 – збірник кубового залишку; I – нагрівальна пара; II – конденсат нагрівальної пари; III – вихідна суміш; IV – кубовий залишок; V – дистилят; VI – охолоджувальна вода

Матеріальний баланс. Рівняння робочих ліній. Матеріальний баланс безперервної ректифікаційної колони описують такими рівняннями*:

а) за потоками

$$G_F = G_D + G_W; \quad (3.152)$$

б) за НКК

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W, \quad (3.153)$$

де G_F , G_D і G_W – молярні витрати вихідної суміші, дистиляту й кубового залишку відповідно; x_F , x_D і x_W – молярні частки НКК у вихідній суміші, дистиляті й кубовому залишку.

У промисловості вихідна суміш живить колону у вигляді: 1) рідини з температурою, нижчою за температуру кипіння; 2) насиченої рідини (рідини за температури її кипіння); 3) вологої пари (суміші рідини й пари); 4) насиченої пари; 5) перегрітої пари. Найбільшого поширення в техніці набуло економічно найдоцільніше живлення ректифікаційних колон насиченою рідиною.

Розглядаючи процес ректифікації, вводять припущення, які значно полегшують його розрахунок:

1) молярні теплоти випаровування компонентів при одній і тій самій температурі однакові (тому кожний кіломоль пари при її конденсації випаровує один кіломоль рідини й кількість (у кіломолях) висхідної пари у будь-якому перерізі колони однакова);

2) у дефлегматорі склад пари не змінюється (тому склад пари на виході з колони відповідає складу дистиляту, тобто $y_D = x_D$);

3) у кип'ятильнику склад кубової рідини не змінюється (тому склад пари, утвореної в кип'ятильнику, відповідає складу кубового залишку, тобто $y_W = x_W$);

4) теплоти змішування компонентів розділюваної суміші дорівнюють нулю.

Оскільки умови роботи укріплювальної й вичерпної частин колони різні, то матеріальні баланси розглядаємо для них окремо (рис. 3.51,а).

Матеріальний баланс за НКК укріплювальної частини колони, обмеженої верхнім і будь-яким її перерізом, має вигляд

$$Gy + Lx_D = Gy_D + Lx,$$

звідки

$$y = y_D + \frac{L}{G}(x - x_D), \quad (3.154)$$

де L – молярна витрата стічної рідини (при цьому рідиною у верхній частині колони є флегма); G – молярна витрата пари.

* Аналогічно матеріальний баланс можна записати й через масові (а не молярні) витрати потоків і низькокиплячого компонента в цих потоках.

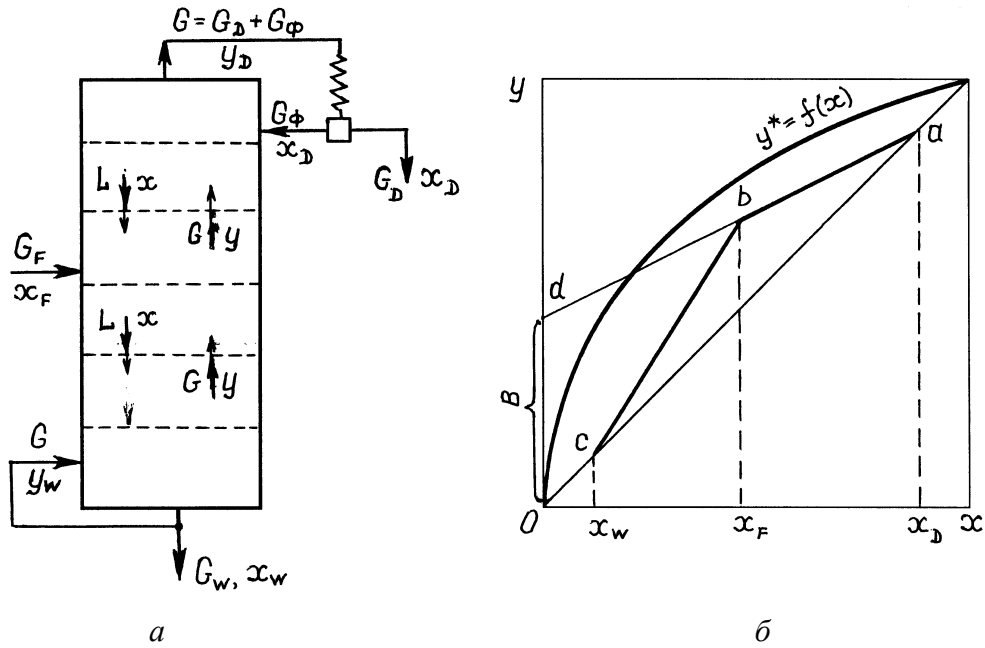


Рис. 3.51. До виведення рівнянь робочих ліній процесу безперервної ректифікації:
 а – схема потоків у колоні; б – побудова робочих ліній

Позначимо через R відношення молярної витрати флегми G_ϕ до молярної витрати дистилляту (готового продукту), яке називається *флегмовим числом*: $R = G_\phi / G_D$.

Тоді молярна витрата рідини в укріплювальній частині колоні становить: $L = G_\phi = R G_D$, а молярна витрата пари: $G = G_\phi + G_D = G_D (R + 1)$, і рівняння (3.154) набуває вигляду

$$y = y_D + \frac{G_D R}{G_D (R + 1)} (x - x_D) = \frac{R}{R + 1} x - \frac{R}{R + 1} x_D + y_D.$$

Оскільки $y_D = x_D$, остаточно отримуємо

$$y = \frac{R}{R + 1} x + \frac{x_D}{R + 1}. \quad (3.155)$$

Як видно, рівняння робочої лінії верхньої частини ректифікаційної колони являє собою пряму лінію, яка відсікає на осі ординат відрізок $B = x_D / (R + 1)$ (рис. 3.51, б).

Матеріальний баланс за НКК вичерпної частини колоні, обмеженої нижнім і будь-яким її перерізами, має вигляд

$$G y_w + L x = G y + L x_w,$$

звідки

$$y = y_w + \frac{L}{G} (x - x_w). \quad (3.156)$$

Молярна витрата рідини у вичерпній частині колони становить: $L = G_\phi + G_F = R G_D + F G_D = G_D(R + F)$, де $F = G_F / G_D$ – число живлення колони. При цьому молярна витрата пари не змінюється: $G = G_D(R + 1)$. Враховуючи, що $y_W = x_W$, рівняння матеріального балансу (3.156) набуває вигляду

$$y = y_W + \frac{G_D(R + F)}{G_D(R + 1)}(x - x_W) = \frac{R + F}{R + 1}x - \frac{R + F}{R + 1}x_W + x_W.$$

Остаточо

$$y = \frac{R + F}{R + 1}x - \frac{F - 1}{R + 1}x_W. \quad (3.157)$$

З рис. 3.51,б видно, що рівняння робочої лінії нижньої частини ректифікаційної колони також представляє собою пряму лінію, яка відсікає на осі ординат відрізок $B' = -x_W(R + F)/(R + 1)$.

Знайдемо точку перетину робочих ліній укріплювальної й вичерпної частин колони, для чого прирівняємо праві частини рівнянь (3.155) і (3.157)

$$\frac{R}{R + 1}x + \frac{x_D}{R + 1} = \frac{R + F}{R + 1}x - \frac{F - 1}{R + 1}x_W;$$

$$\begin{aligned} \{Rx + x_D = (R + F)x - (F - 1)x_W\} &\Rightarrow \{Fx = x_D - x_W + Fx_W\} \Rightarrow \\ \{x G_F / G_D = x_D - x_W + G_F / G_D x_W\} &\Rightarrow \{G_F x = G_D x_D - G_D x_W + G_F x_W\} \Rightarrow \\ \{G_F x = G_D x_D + x_W(G_F - G_D)\} &\Rightarrow \{G_F x = G_D x_D + G_W x_W\} \Rightarrow x = x_F. \end{aligned}$$

Отже, робочі лінії перетинаються в точці з абсцисою $x = x_F$ (і це зрозуміло, оскільки живильна тарілка належить одночасно обом частинам колони).

Якщо відоме значення флегмового числа R , то робочі лінії процесу будують у такому порядку.

На осі абсцис відкладають відомі концентрації x_W , x_F і x_D , точки a і c знаходять на діагоналі діаграми (див. рис. 3.51,б), оскільки $y_W = x_W$ і $y_D = x_D$. Потім на осі ординат відкладають відрізок $B = x_D/(R + 1)$ і з'єднують отриману точку d з точкою a . Провівши вертикаль з точки x_F до перетину з лінією ad , знаходять точку b – спільну точку обох робочих ліній: ab – для укріплювальної й bc – для вичерпної частин колони. Щоб визначити кількість теоретичних ступенів зміни концентрації, між робочими й рівноважною лініями будують «сходи» в інтервалі концентрацій $[x_W; x_D]$, як це було розглянуто в п. 3.1.15.2.

Мінімальне, робоче та оптимальне флегмові числа. Аналіз положення робочих ліній залежно від величини флегмового числа дозволяє знайти границі зміни значень R і вибрати його значення для оптимальної організації процесу.

Точка перетину робочих ліній частин колони залежить від величини $B = x_D / (R + 1)$, яка змінюється зі зміною R (величина $x_D = \text{const}$). Ця точка може лежати у границях $[b_1; b_2]$, оскільки при ректифікації $y < y^*$, і перетин робочої й рівноважної ліній не можливий (варіант – точка b_3), а також через те, що концентрація НКК у парі не нижча, ніж у рівноважній з нею рідині (варіант – точка b_4). Отже, робоча лінія процесу ректифікації може лежати лише між кривою рівноваги й діагоналлю фазової діаграми $x-y$ (рис. 3.52).

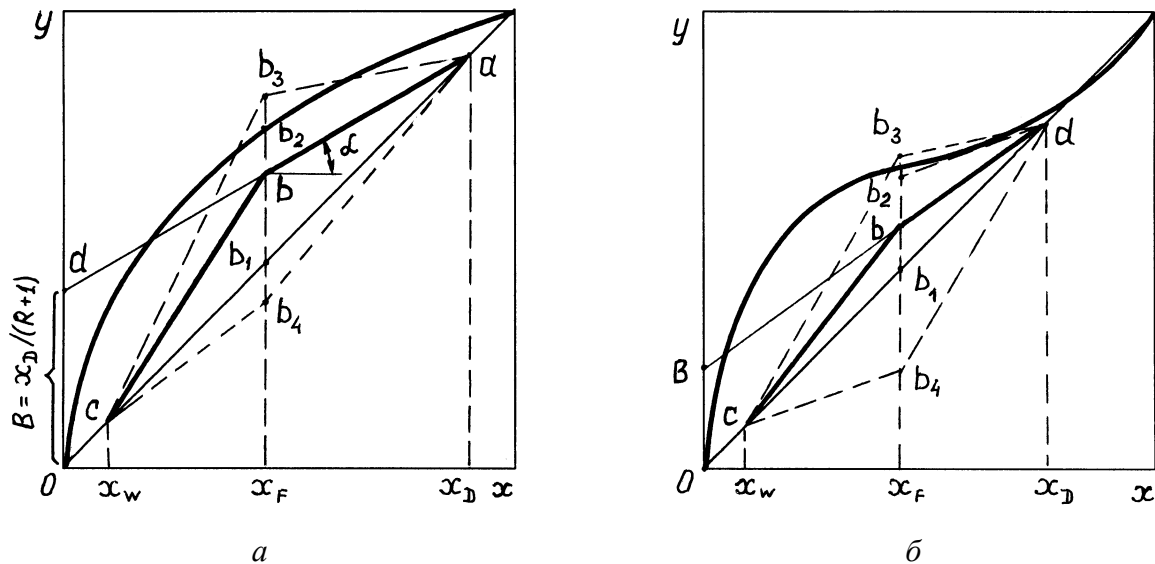


Рис. 3.52. До побудови робочої лінії процесу ректифікації: *a* – крива рівноваги опукла; *б* – крива рівноваги опукло-ввігнута

При перетині робочих ліній частин колон у точці b_1 на діагоналі діаграми, відрізок B дорівнює нулю, отже, згідно з рівнянням (3.155), $R = (x_D - B) / B$, тобто $R = (x_D - 0) / 0 = \infty$ флегмове число нескінченно велике. Це означає, що весь конденсат повертається у вигляді флегми в колону (при цьому дистилляту – готового продукту – немає, а колона «працює на себе»), що у промислових умовах не можливо.

Якщо робочі лінії перетинаються в точці b_2 на опуклій лінії рівноваги (див. рис. 3.52,*a*) або дотикаються до опукло-ввігнутої лінії рівноваги (див. рис. 3.52,*б*), у колоні буде ділянка, де $\Delta y_m = 0$, що відповідає нескінченно великій поверхні масопередачі й мінімальному флегмовому числу R_{\min} , що також неможливо в реальних умовах.

Так, у разі опуклої лінії рівноваги (див. рис. 3.52,*a*) максимальне значення відрізка B , таке

$$B_{\max} = x_D / (R_{\min} + 1)$$

З рівняння (3.155) і геометричних побудов (див. рис. 3.52,*a*)

$$\text{tg } \alpha = R_{\min} / (R_{\min} + 1),$$

звідки

$$(x_D - y_F^*) / (x_D - x_F) = R_{\min} / (R_{\min} + 1).$$

Розв'язуючи останнє рівняння відносно R_{\min} , отримуємо

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}. \quad (3.158)$$

На практиці робочі лінії перетинаються в точці b (див. рис. 3.52). При цьому $R = \alpha_{\phi} R_{\min}$ (де α_{ϕ} – коефіцієнт надлишку флегми, значення якого зазвичай залежить від властивостей вихідної суміші).

Також значення робочого флегмового числа можна орієнтовно визначити за допомогою залежності $n_T = f(R)$ (рис. 3.53,а), знаходячи при різних значеннях R відповідні числа теоретичних тарілок (ЧТТ) n_T . Дотична до побудованої функції в місці найбільшої кривизни визначить значення робочого флегмового числа x і відповідного ЧТТ.

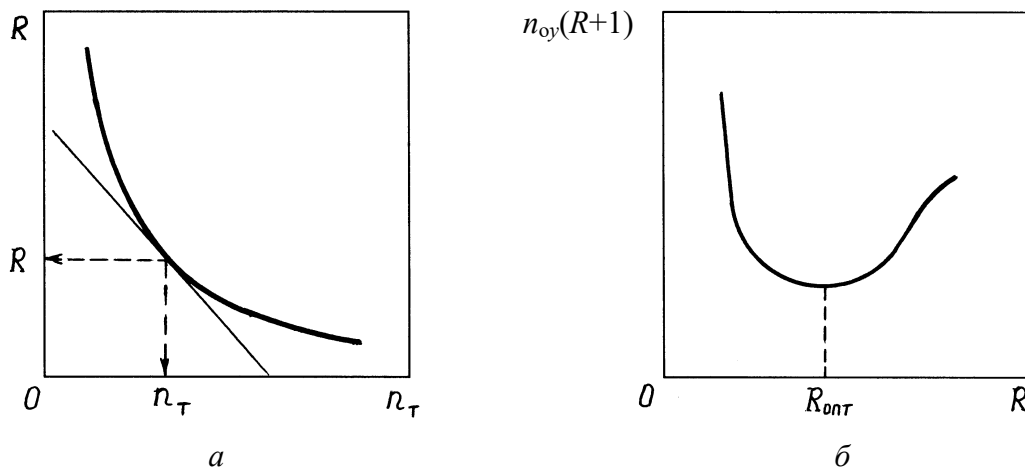


Рис. 3.53. До визначення робочого (а) та оптимального (б) флегмових чисел

Оптимальне флегмове число $R_{\text{опт}}$ зазвичай знаходять, виходячи з мінімального об'єму колони. Переріз колони при певній швидкості пари й молярній витраті дистилляту пропорційний флегмовому числу R (а точніше – сумі $R + 1$), а висота контактної частини апарата – числу одиниць переносу $n_{\text{оу}}$. Отже, об'єм колони пропорційний добутку $n_{\text{оу}}(R + 1)$. Задаючись рядом значень R у границях $R_{\min} < R < \infty$, визначають відповідні значення $n_{\text{оу}}$, а будуючи залежність $n_{\text{оу}}(R + 1)$ від $f(R)$, за мінімумом цієї функції знаходять $R_{\text{опт}}$ (рис. 3.53,б).

Щоб спростити знаходження $R_{\text{опт}}$, замість величини $n_{\text{оу}}(R + 1)$ на осі ординат можна відкладати значення $n_T(R + 1)$ (або навіть $n_T R$). Остаточню же оптимальне флегмове число визначають техніко-економічним обґрунтуванням.

Для визначення оптимальних флегмового числа $R_{\text{опт}}$ і кількості тарілок $n_{\text{опт}}$ можна скористатися кореляцією Джилліленда, одержаною в результаті узагальнення великого дослідного матеріалу:

$$R_{\text{опт}} = 1,35 R_{\text{мін}} + 0,35; \quad n_{\text{опт}} = 1,7 n_{\text{мін}} + 0,7. \quad (3.159)$$

Тепловий баланс ректифікаційної колони. Тепловий баланс ректифікаційної колони безперервної дії має вигляд

$$Q_{\text{кип}} + Q_F + Q_\phi = Q_G + Q_W + Q_{\text{вт}}, \quad (3.160)$$

де $Q_{\text{кип}}$ – надходження теплоти з теплоносієм у кип’ятильнику; Q_F – надходження теплоти з вихідною сумішшю; Q_ϕ – надходження теплоти з флегмою; Q_G – витрати теплоти з парою, що виходить з колони; Q_W – витрати теплоти з кубовим залишком; $Q_{\text{вт}}$ – втрати теплоти в навколишнє середовище.

Зважаючи на те, що $G_F = G_D + G_W$, $G = G_D(R + 1)$ і $G_\phi = R G_D$, маємо

$$Q_{\text{кип}} + (G_D + G_W)H_F + G_D R H_\phi = G_D(R + 1)H_G + G_W H_W + Q_{\text{вт}},$$

де H_F , H_ϕ , H_G і H_W – масові ентальпії відповідних потоків.

Враховуючи, що різниця ентальпій $H_G - H_\phi = r_\phi$, де r_ϕ – питома теплота пароутворення флегми, остаточно отримуємо

$$Q_{\text{кип}} = G_D R r_\phi + G_D(H_G - H_F) + G_W(H_W - H_F) + Q_{\text{вт}}. \quad (3.161)$$

Якщо $H_\phi \approx H_F$, то рівняння (1.161) спрощується

$$Q_{\text{кип}} = G_D(R + 1)r_\phi + G_W(H_W - H_F) + Q_{\text{вт}}, \quad (3.162)$$

звідки видно, що витрати теплоти на ректифікацію суттєво залежать від флегмового числа R .

3.3.4.2. Періодична ректифікація бінарних сумішей. Ректифікаційні установки періодичної дії зазвичай використовують для розділення незначних кількостей рідких сумішей або в умовах, коли склад вихідної суміші часто змінюється.

Періодична ректифікація реалізується двома способами: за постійного складу дистилляту ($x_D = \text{const}$) і за постійного флегмового числа ($R = \text{const}$).

У першому випадку кількість флегми в міру зменшення вмісту НКК у кубі має поступово збільшуватися. Розрахунок процесу в цьому разі зводиться до визначення розмірів колони й залежності флегмового числа від часу τ .

Щоб знайти залежність $R = f(\tau)$, визначають флегмове число R_k наприкінці процесу при певному значенні x_w , а для цього значення R_k – число теоретичних ступенів зміни концентрації n_τ (рис. 3.54).

Зважаючи, що число n_τ під час роботи при різних режимах є величиною сталою, з точки A проводять довільно кілька робочих ліній та вписують між ними й лінією рівноваги знайдене число «сходинок» n_τ , після чого визначають

склади кубової рідини x_w , які відповідають певним значенням R_i для кожного положення робочої лінії. Потім будують залежність $x_w = f(R)$ і визначають з неї флегмове число на початок процесу R_n , яке відповідає складу $x = x_F$ (рис. 3.54,в).

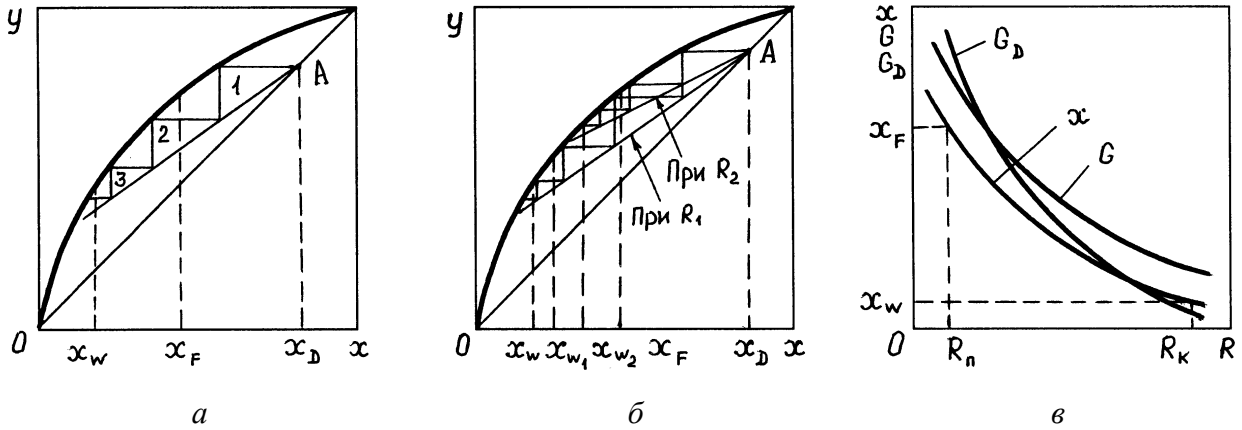


Рис. 3.54. До визначення числа теоретичних ступенів зміни концентрації (а), складів кубової рідини x_w при різних значеннях R (б) і флегмових чисел протягом процесу ректифікації (в)

За допомогою рівнянь матеріального балансу $G_F = G_D + G_w$, $G_F x_F = G_D x_D + G_w x_w$ і $G = G_D (R + 1)$ на графік (див. рис. 3.54,в) наносять залежності G_D і G від складу кубового залишку. Потім залежно від складу кубового залишку для будь-якого моменту часу роботи колони можна визначити, скільки дистиляту необхідно відбирати й відповідну величину флегмового числа.

Після цього одним з розглянутих методів визначають діаметр і висоту контактної частини ректифікаційної колони.

Якщо проводять періодичну ректифікацію при постійному флегмовому числі R склад дистиляту змінюється з часом. При цьому найчастіше проводять фракційну дистиляцію, коли дистилят збирають по фракціях певного складу в окремі збірники.

Розрахунок процесу в цьому разі зводиться до визначення розмірів колони й робочого флегмового числа R . Для знаходження величини R задаються складом першої порції дистиляту x_D , після чого знаходять R . Потім при цьому значенні R проводять робочу лінію до складу вихідної суміші x_F і знаходять необхідне число n_T . Для визначення середніх фракцій будують залежність між складом дистиляту й кубової рідини (рис. 3.55).

Потім проводять ряд робочих ліній при довільних концентраціях x_D паралельно першій робочій лінії. Вписуючи між цими лініями та лінією рівноваги знайдене число «сходинок» n_T , визначають відповідні склади кубової рідини x_w . Після цього за допомогою залежності $x_D = f(x_w)$ (див. рис. 3.55,б) визначають середній склад фракцій

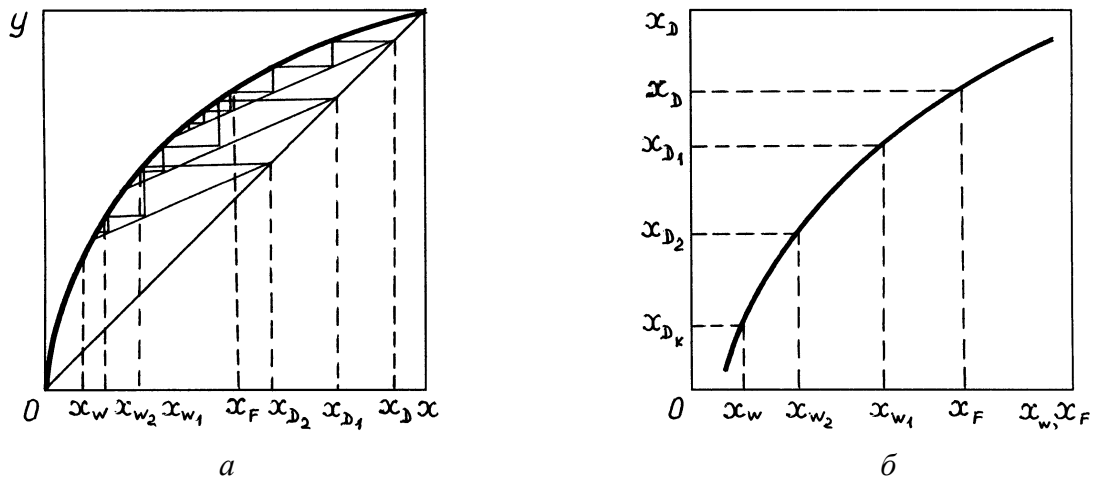


Рис. 3.55. До визначення складу кубової рідини, які відповідають значенням складу дистилтів при заданому числі n_T (а) і залежності $x_D=f(x_w)$ (б)

$$x_{D_m} = \frac{1}{x_{D_1} - x_{D_2}} \int_{x_{D_2}}^{x_{D_1}} x_D dx. \quad (3.163)$$

При цьому кількість дистилату в даній фракції G_D визначають за допомогою рівнянь матеріального балансу:

$$G_F = G_D + G_W;$$

$$\ln \frac{G_F}{G_W} = \int_{x_{D_2}}^{x_{D_1}} \frac{dx}{x_D - x}, \quad (3.164)$$

де G_F – кількість рідини в кубі на момент початку відбирання даної фракції дистилату;
 G_W – кількість рідини в кубі на момент закінчення відбирання зазначеної фракції.

Після цього визначають основні розміри колони.

3.3.4.3. Молекулярна ректифікація. Молекулярну ректифікацію (або багатоступінчасту молекулярну ректифікацію) використовують для розділення сумішей малолетких і термічно нестійких речовин. Схема апарата сходового типу наведена на рис. 3.56.

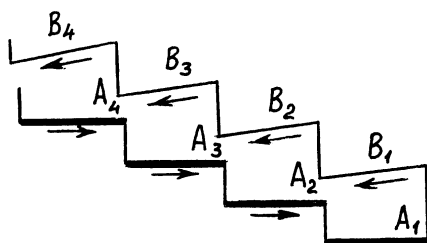


Рис. 3.56. Схема установки молекулярної ректифікації:

A_i – випарники;
 B_i – конденсатори

Пара, випаровуючись з поверхні рідини, наприклад на ступені A_3 , конденсується на похилій площині B_3 , а утворений конденсат стікає в суміжний вищерозташований ступінь A_4 . Надлишкова кількість рідини стікає в ступінь A_3 тощо, тобто в апараті реалізується протитечія рідини й пари.

Молекулярна ректифікація відбувається в умовах глибокого вакууму (нерівноважного ви-

паровування), коли більша частина молекул з поверхні рідини, не зіткнувшись між собою, досягає поверхні конденсації й залишається на ній.

3.3.4.4. Екстрактивна та азеотропна ректифікація. Коли коефіцієнт відносної леткості $\alpha = P_A/P_B$ компонентів A і B суміші незначний, крім ректифікації під вакуумом, можна застосовувати методи, які ґрунтуються на введенні в розділювану суміш додаткового (розділювального) компонента. У цьому додатковому компоненті, який є висококиплячим відносно одного з компонентів суміші, останній легко розчиняється, а другий компонент вихідної суміші є нерозчинним або практично нерозчинним. Наявність третього (додаткового, або екстрагувального) компонента збільшує відносну леткість компонента вихідної суміші, нерозчинного в утворюваній трикомпонентній суміші.

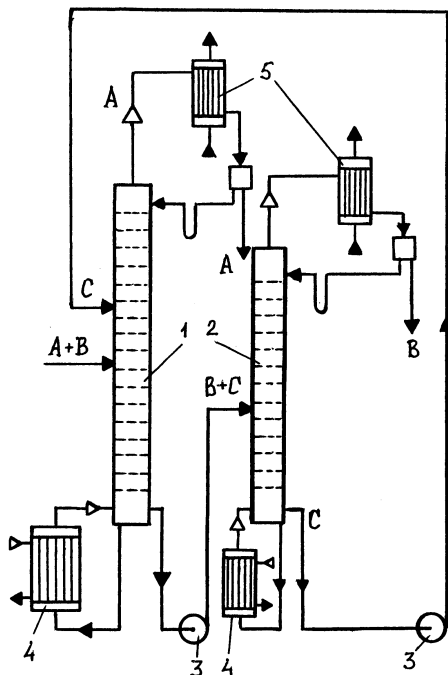


Рис. 3.57. Схема установки для екстрактивної ректифікації бінарної суміші компонентів A і B : 1 – колона для екстрактивної ректифікації; 2 – колона для розділення компонента B та екстрагувального компонента C ; 3 – насоси; 4 – кип'ятильники; 5 – конденсатори

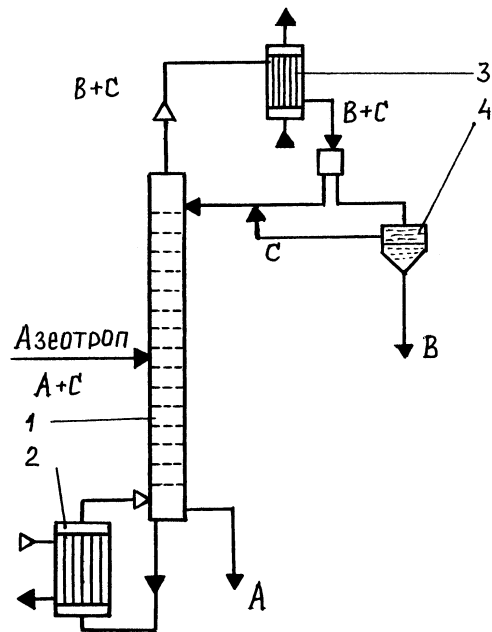


Рис. 3.58. Схема установки для азеотропної ректифікації: 1 – колона; 2 – кип'ятильник; 3 – конденсатор; 4 – відстійник; A і B – компоненти вихідної суміші; C – додатковий розділювальний компонент

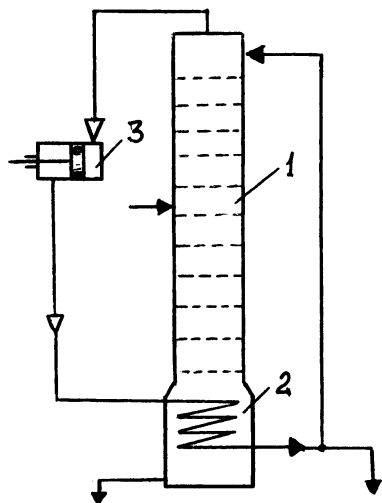
Підвищення α полегшує розділення вихідних компонентів, але передбачає наступне розділення суміші НКК вихідної суміші – екстрагувальний компонент, яка видаляється з кубовим залишком. Цей метод розділення називається екстрактивною ректифікацією (рис. 3.57).

Азеотропна ректифікація ґрунтується на наявності в колоні розділювального компонента, який найчастіше відбирають з колони у вигляді дистилляту (рис. 3.58).

Вихідна азеотропна суміш $A+B$, яка надходить на живильну тарілку колони, контактує з додатковим компонентом C , у результаті чого утворюється нова азеотропна суміш практично взаємно нерозчинних рідин $B+C$, пара якої після конденсації розділяється у відстійнику на компоненти B і C . Кубовий залишок при цьому являє собою майже чистий компонент A .

Якщо як розділювальний компонент використовують розчинні тверді речовини, то такий процес називають *сольовою ректифікацією*.

3.3.4.5. Схема ректифікації з тепловим насосом.



Значного заощадження енергії можна досягти, застосовуючи схеми ректифікації з тепловим насосом (рис. 3.59). У цьому разі пара, яка виходить з колони, стискається компресором до тиску, що відповідає необхідній температурі його конденсації в кубі колони. При цьому відпадає необхідність у дефлегматорі, а також суттєво зменшуються витрати нагрівальної пари та охолоджувальної води.

Рис. 3.59. Схема ректифікації з тепловим насосом:
1 – ректифікаційна колона; 2 – куб колони; 3 – компресор

3.3.4.6. Ректифікаційні апарати.

Основними типами апаратів для проведення процесу ректифікації є тарілчасті й насадкові колони, які за конструкцією принципово не відрізняються від тарілчастих і насадкових абсорберів. Іноді, передусім для ректифікації під вакуумом, використовують плівкові й роторно-плівкові апарати. При цьому майже всі ректифікаційні апарати, на відміну від більшості абсорберів, піддаються теплоізолюванню.

Основною відмінністю ректифікаційних колон є спорядження їх відповідною теплообмінною апаратурою (кип'ятильником, підігрівником, конденсатором-дефлегматором, холодильниками дистиляту й кубового залишку).

Дефлегматор зазвичай розташовують вище кришки (або верхнього дна) колони для стікання флегми в колону самопливом (рис. 3.60,а). Якщо висота колони значна, то для зручності її обслуговування та зменшення висоти будівлі (при розташуванні колони у виробничому приміщенні) дефлегматор встановлюють нижче верху колони; у цьому разі флегма надходить в колону за допомогою насоса (рис. 3.60,б). Іноді дефлегматор монтує у сепаративному просторі колони (рис. 3.60,в); при цьому з колони виходить пара в кількості, що відповідає кількості дистиляту (готового продукту).

Щоб забезпечити утворення висхідного по колоні потоку пари, використовують різні за конструкцією кип'ятильники, які вбудовують у колону або,

найчастіше, виносять за її межі (рис. 3.61). Винесені кип'ятильники набагато спрощують експлуатацію, зокрема й ремонт, технологічного й допоміжного ректифікаційного обладнання. Щоб забезпечити вільну циркуляцію кубової рідини, винесені кип'ятильники зазвичай монтують нижче колони.

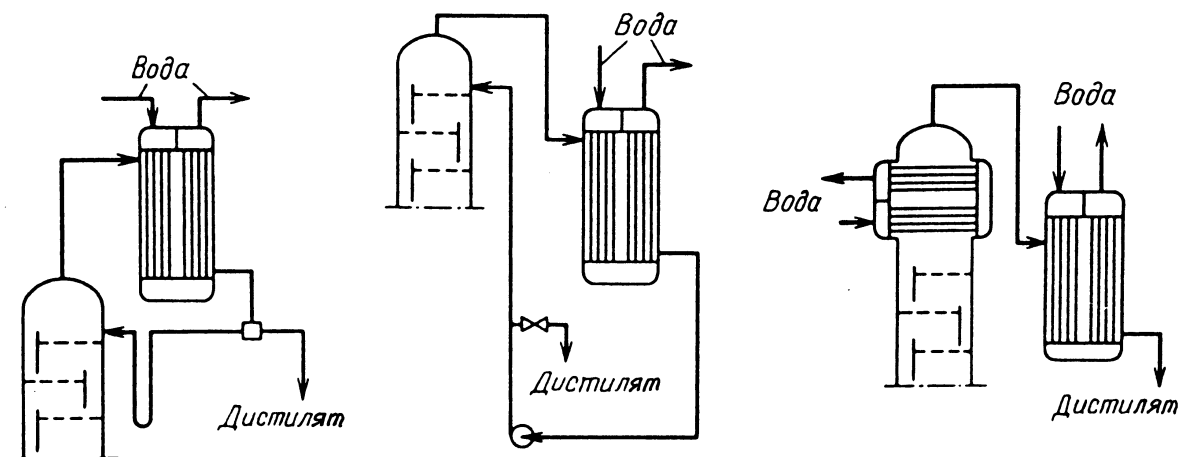


Рис. 3.60. Схема розташування дефлегматорів: а – з повною конденсацією пари й подаванням флегми самопливом; б – з повною конденсацією пари й подаванням флегми насосом; в – з частковою конденсацією пари й вільним стіканням флегми

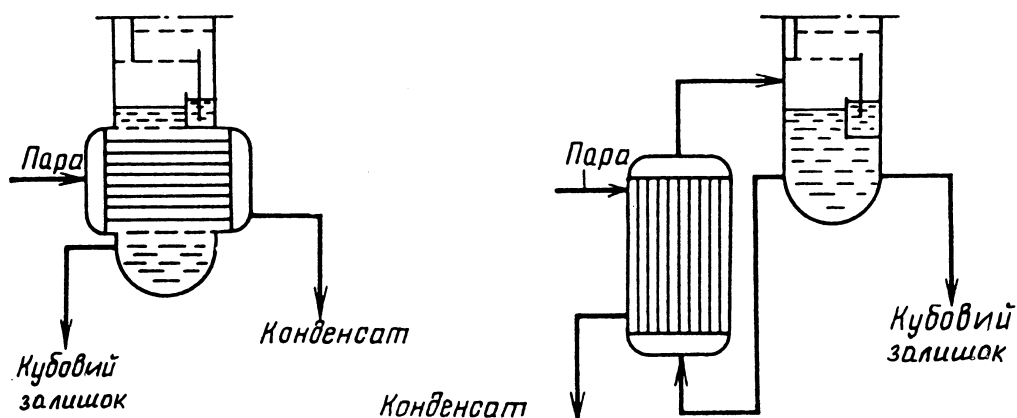


Рис. 3.61. Схема розташування вбудованого (а) і винесеного (б) кип'ятильників

3.3.4.7. Розрахунок ректифікаційних колон. Принципово розрахунки ректифікаційних колон не відрізняються від розрахунку інших масообмінних апаратів. Разом з тим інтенсивний теплообмін ускладнює розрахунок процесу ректифікації, тому необхідно враховувати таке:

- 1) температура кипіння кубової рідини вища (іноді значно) за температуру конденсації дистиляту (і, зазвичай, флегми);
- 2) можлива суттєва зміна фізичних властивостей потоків рідини й пари по висоті колони;
- 3) припущення при аналізі процесу ректифікації про рівність значень молярної теплоти випаровування компонентів іноді може давати значні відхилення;

4) нижня частина колони працює при більшому зрошуванні рідиною, ніж верхня, тому часто виникає необхідність розраховувати обидві частини колони окремо.

3.3.4.8. Ректифікація багатокомпонентних сумішей. Організація матеріальних і теплових потоків у колонах для багатокомпонентної ректифікації майже не відрізняється від організації цих потоків у колонах для розділення бінарних сумішей. Проте на відміну від бінарної в багатокомпонентній суміші крім речовин з найбільшою й найменшою леткістю, є речовини, які мають проміжні значення леткостей (або температур кипіння). Тому розрахунки ректифікаційних колон для розділення бінарних сумішей набагато складніші за розрахунки апаратів для розділення бінарних сумішей.

Загалом для розділення багатокомпонентної суміші на N технічно чистих компонентів необхідно $N - 1$ ректифікаційних колон. Але часто виникає потреба одержати не чисті компоненти вихідної суміші, а окремі фракції, збагачені тим чи іншим компонентом (у цьому разі фракції відбирають у різних точках по висоті колони), або виділити один чи кілька компонентів із вихідної суміші.

Ректифікацію багатокомпонентних сумішей зазвичай розраховують методом «від тарілки до тарілки» або методом послідовних наближень [3].

Запитання для самоконтролю

1. На чому ґрунтуються методи дистиляції рідких сумішей? Чим дистиляція відрізняється від випарювання?
2. Що таке відносна леткість компонентів суміші? Як вона залежить від температури й тиску?
3. Сформулюйте закони Коновалова та правила Вревського.
4. Поясніть поняття азеотропної суміші. Як можна розділити її на компоненти?
5. Які переваги має дистиляція з дефлегмацією порівняно з простою дистиляцією?
6. У чому полягає дистиляція з водяною парою? Що таке молекулярна дистиляція?
7. Поясніть принцип ректифікації. Наведіть схему ректифікаційної колони, вкажіть на ній потоки рідини й пари. Які апарати використовують для проведення процесів ректифікації?
8. Запишіть рівняння матеріального балансу ректифікаційної колони для розділення бінарної суміші.
9. Що таке флегмове число й число живлення колони? Що таке живильна тарілка колони, укріплювальна й вичерпна частини колони?
10. Виведіть рівняння робочих ліній для укріплювальної й вичерпної частин колони.
11. Чому робочі лінії ректифікації на фазовій діаграмі $y-x$ розташовуються між рівноважною лінією й діагоналлю діаграми?
12. Як визначають мінімальне, робоче та оптимальне флегмові числа?
13. Побудуйте криву рівноваги й робочі лінії на діаграмі $y-x$, якщо значення флегмового числа R відоме. Як за допомогою цієї діаграми можна визначити висоту укріплювальної й вичерпної частин колони?

14. З якою метою складають тепловий баланс ректифікаційної колони?
15. У яких випадках застосовують періодичну ректифікацію? Поясніть основні способи періодичної ректифікації.
16. У чому полягає молекулярна ректифікація? Коли доцільно застосовувати цей процес?
17. У чому полягає екстрактивна та азеотропна ректифікація? Коли доцільно застосовувати ці процеси?
18. Поясніть роботу схеми ректифікаційної установки з тепловим насосом.
19. Поясніть схеми розташування дефлегматорів ректифікаційної установки, а також схеми розташування вбудованого й винесеного кип'ятильників.
20. Скільки необхідно використовувати колон для повного розділення N -компонентної суміші на окремі компоненти? Наведіть схему можливої реалізації процесу.

3.4. Рідинна екстракція

3.4.1. Загальні положення

Рідинна екстракція (від лат. *extraho* – витягаю, вилучаю) – це процес переходу однієї чи кількох розчинених речовин з однієї рідкої фази в іншу, таку, яка практично не розчиняється або обмежено розчиняється в першій фазі, але легко розчиняє зазначені речовини. Процес відбувається при безпосередньому контакті двох рідких фаз, одну з яких, щоб збільшити контакт фаз, а отже і інтенсифікувати масообмін, диспергують у іншій.

Рідинну екстракцію широко застосовують у хімічній, нафтохімічній, фармацевтичній та інших галузях промисловості, щоб видобути цінні або шкідливі речовини, одержати концентровані розчини цих речовин, а також очистити промислові й побутові стічні води. Разом з дистиляцією вона є одним з основних методів розділення однорідних рідких сумішей. Оскільки при екстракції немає потреби випаровувати всю суміш, то рідинна екстракція є набагато доцільнішим процесом порівняно з дистиляцією, особливо при малих концентраціях розподілюваної речовини. Крім того, екстракцію застосовують і разом з ректифікацією, яку використовують для регенерації екстрагуювальної рідини (*екстрагенту*). При цьому густини екстрагенту й розподілюваної рідини мають бути різними для їх подальшого розділення відстоюванням*. Зазвичай рідинній екстракції піддають органічні речовини, при цьому витрати енергії досить малі; екстракція же неорганічних сполук можлива тільки внаслідок хімічної взаємодії компонентів, що потребує значних витрат енергії.

Розчин здобутих речовин в екстрагенті називають *екстрактом*, а розчин, з якого вилучено екстраговані компоненти, – *рафінатом*.

На рис. 3.62 наведено основні схеми проведення екстракційних процесів. За схемою без регенерації екстрагенту (рис. 3.62,а) вихідну суміш Φ_x , яка складається з розчинника L і розподілюваної речовини M , та екстрагент G по-

* Як екстрагенти часто використовують воду, етанол, бензин, бензол, чотирихлористий вуглець, ацетон, розчини кислот, лугів і солей.

дають в екстракційний апарат – *екстрактор*, у якому речовина M переходить з вихідної суміші Φ_x в екстракт Φ_y , який складається з екстрагенту G і вилученої з фази Φ_x речовини M . У результаті процесу в екстракторі утворюється й рафінат, який являє собою розчинник вихідної суміші L . Зрозуміло, що наведений опис процесу умовний, оскільки загалом екстракт і рафінат є зазвичай трикомпонентними системами, які складаються з розчинника L , екстрагенту G і розподілюваної речовини M .

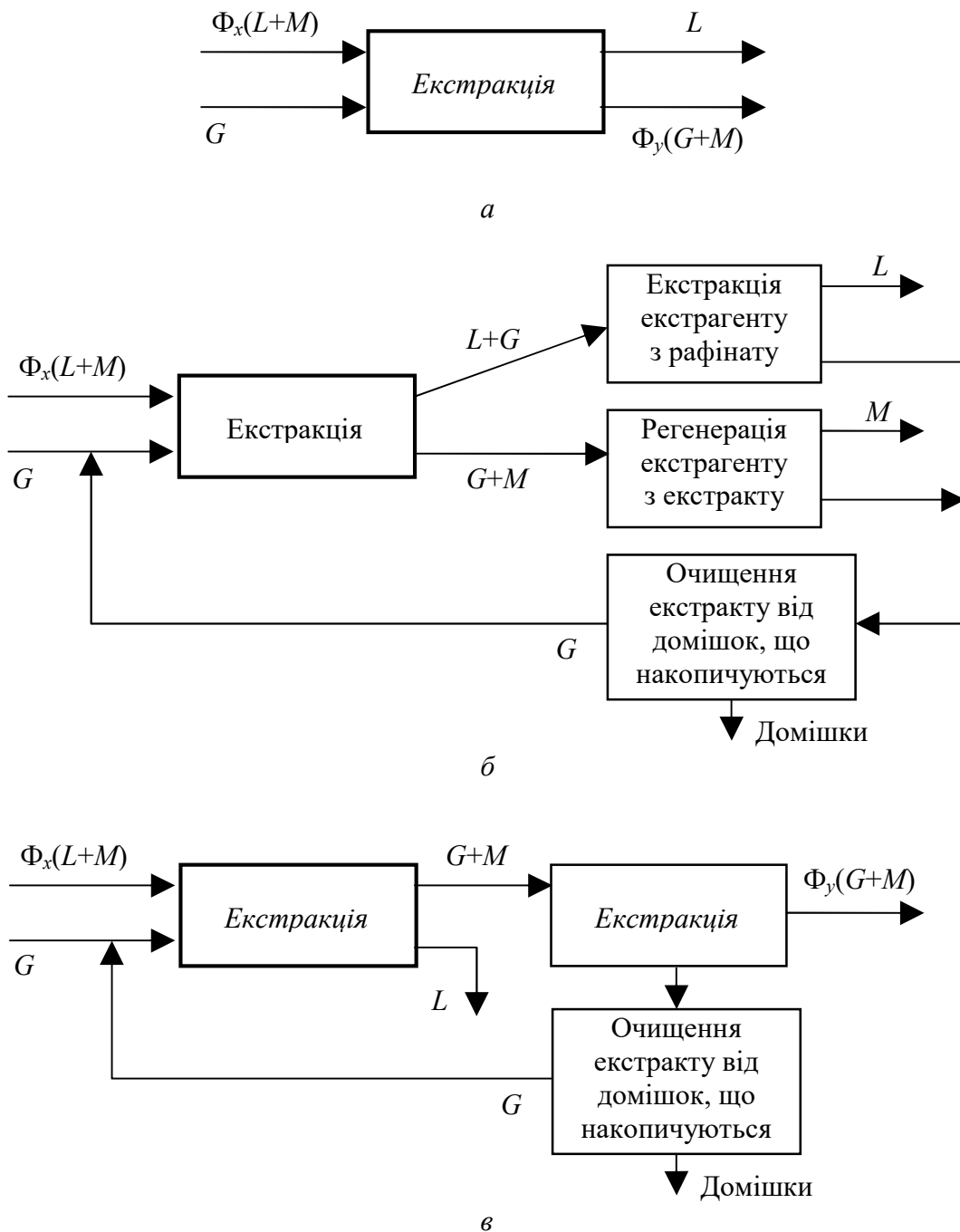


Рис. 3.62. Схема проведення процесів рідинної екстракції: а – без регенерації екстрагенту; б – з регенерацією екстрагенту; в – з поєднанням екстракції та реекстракції

Схему з регенерацією екстрагенту застосовують значно частіше (рис. 3.62,б). Згідно з цією схемою з екстракту й рафінату регенерують екстрагент, який після очищення знову надходить на екстракцію.

Іноді в процесах екстракції органічних речовин після екстракції відбувається протилежний процес, який називають *реекстракцією* (рис. 3.62,в). При цьому органічний екстракт обробляють розчинами реактивів (реекстрагентом G_1), які забезпечують досить повний перехід розподілюваної речовини M у водний розчин або осад і його концентрування. Одержаний при цьому продукт, який містить розподілювану речовину, називають *реекстрактом*.

Як бачимо, процес екстракції завжди пов'язаний з додаванням до вихідної суміші екстрагенту, що забруднює продукти розділення, й, отже, потребує наступного очищення. Цей недолік екстракційних процесів суттєво обмежує сферу їх застосування.

3.4.2. Рівновага в системах *рідина – рідина*

Під час проведення рідинної екстракції температура зазвичай не змінюється, а тиск у системі *рідина – рідина* на процес майже не впливає, тому згідно з правилом фаз ($C = K - \Phi + N$) для екстракції величина N дорівнює нулю. Тоді для трикомпонентної системи *рідина – розподілювана речовина – рідина* $C = K - \Phi + N = 3 - 2 + 0 = 1$ і концентрацію однієї з фаз системи можна змінювати, не порушуючи рівноваги. При цьому певній концентрації x розподілюваної речовини в одній фазі у стані рівноваги відповідає певна концентрація y^* цієї речовини у другій фазі: $y^* = f(x)$. Цей зв'язок підлягає так званому *закону розподілу*: відношення рівноважних концентрацій розподілюваної між двома рідкими фазами речовини при постійній температурі є величиною сталою:

$$m^* = y^* / x \quad \text{або} \quad y^* = m^* x, \quad (3.165)$$

де y^* і x – рівноважні концентрації розподілюваної речовини в екстракті й рафінаті відповідно; m^* – коефіцієнт розподілу.

Отже, в координатах $y - x$ при постійних температурі й тиску лінія рівноваги є прямою, що виходить з початку координат. Слід зауважити, що значення m^* є сталим тільки для практично взаємно нерозчинних рідких фаз і зазвичай це значення залежить від концентрації розподілюваної речовини навіть при постійній температурі.

Лінії рівноваги на діаграмі $y - x$ за постійної температури називають ізотермами екстракції. Якщо відомо ізотерми для різних температур, то стає можливим вибір оптимальної температури екстракції (рис. 3.63).

У силу того, що найчастіше фази під час рідинної екстракції частково розчинні одна в одній, екстракт крім розподілюваної речовини містить ще деяку кількість розчинника вихідної суміші, а рафінат, крім зазначеного розчин-

ника й деякої кількості розподілюваної речовини, – певну кількість екстрагенту. Обидві фази складаються з трьох компонентів. При цьому склад цих фаз зручно подавати на трикутній діаграмі (рис. 3.64).

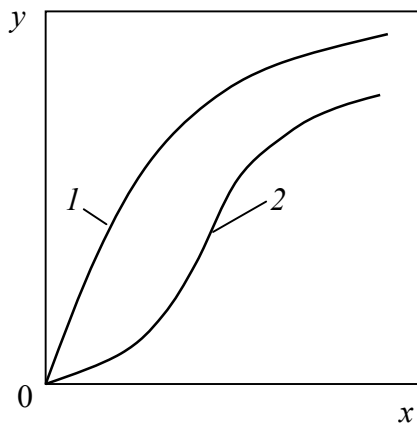


Рис. 3.63. Типові ізотерми екстракції неелектролітів (1) та електролітів (2)

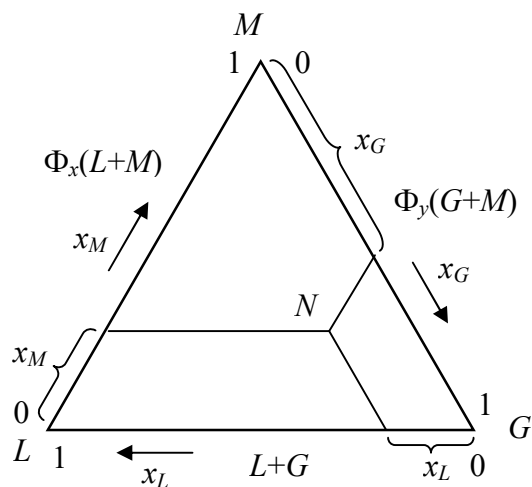


Рис. 3.64. Трикутна діаграма

Вершини G , L і M позначають чисті компоненти (екстрагент, розчинник вихідної суміші й розподілювана речовина відповідно). Сторони LM , MG і GL відповідають складу двокомпонентних розчинів, а точки всередині трикутника – складу трикомпонентних розчинів, причому концентрації компонентів визначають довжиною відрізків, проведених паралельно кожній із сторін трикутника до перетину з іншими сторонами (наприклад, точка N характеризує суміш, яка містить 20 % (молярних або масових) компонента L , 50 % компонента G і 30 % компонента M).

При змішуванні двох трикомпонентних розчинів складів R і E (рис. 3.65,б) утворюється потрійна суміш, склад якої характеризує точка N , яка належить відрізьку RE . При цьому положення точки N визначають за правилом важеля

$$\frac{G_R}{G_E} = \frac{EN}{RN},$$

де G_R і G_E – кількості розчинів складів R і E відповідно.

І навпаки, якщо суміш N будь-яким чином розділити на дві фази R і E (наприклад розшаруванням), то точки R , N і E , які відповідають складам цих сумішей, мають лежати на одній прямій RNE . Якщо відомо кількість суміші G_N , її склад і склади фаз після їх розшарування (відстоювання), то кількості цих фаз визначають за виразами:

$$\frac{G_R}{G_N} = \frac{EN}{RN + EN} = \frac{EN}{RE}; \quad \frac{G_E}{G_N} = \frac{RN}{RN + EN} = \frac{RN}{RE}.$$

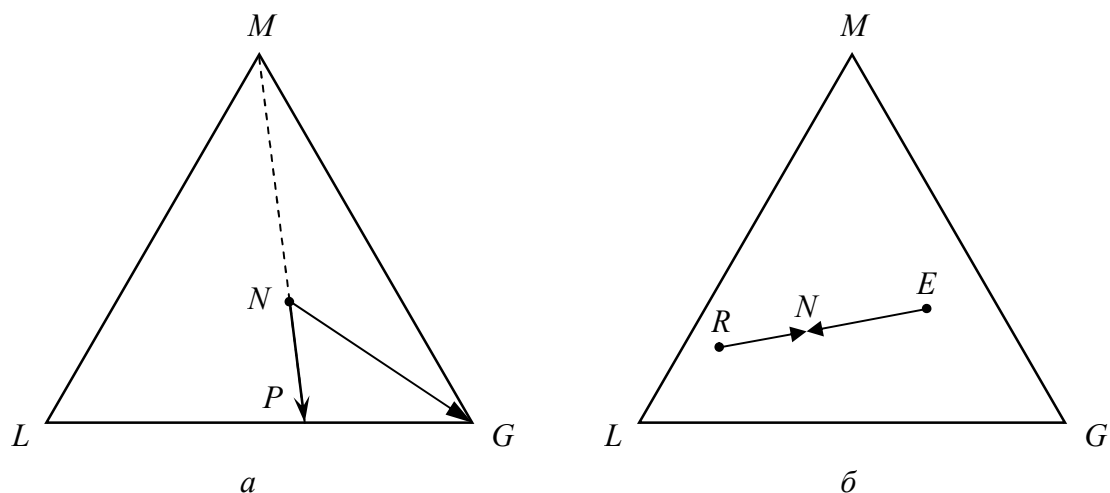


Рис. 3.65. Процеси розведення (а) і змішування (б) на трикутній діаграмі

Процес розведення розчину складу N , наприклад екстрагентом G , характеризує лінія NG (оскільки співвідношення кількостей компонентів M і L у цьому разі буде залишатися постійним) (рис. 3.65,а). Видобування же розподілюваної речовини M з розчину складу N характеризує лінія NP , що проходить через вершину трикутника M .

Розраховуючи рідинну екстракцію, як і будь-який масообмінний процес, необхідно знати рівноважні концентрації, які для трикомпонентних систем *рідина–рідина* можна подати на трикутній діаграмі.

Нехай компоненти L і M , M і G необмежено взаємно розчинні, а компоненти L і G – обмежено взаємно розчинні (тобто за наявності в системі певних кількостей компонентів L і G може утворюватися двофазна рідка система).

Якщо до розчинів компонентів L і G , склад яких на рис. 3.66 зображено точками R і E , додати компонент M , то склад трикомпонентних розчинів, які розшаровуються, будуть відповідати точкам R_1 і E_1 . Хорда, яка з'єднує точки R_1 і E_1 , відповідає розчинам, які знаходяться в рівновазі один з одним. При подальшому додаванні компонента M одержують розчини, які розшаровуються й характеризуються точками R_2 і E_2 і т.д. Поступово ці точки зближуються, оскільки додавання компонента M до системи поліпшує взаємну розчинність компонентів L і G . Нарешті, при певній концентрації компонента M взаємна розчинність компонентів L і G зростає настільки, що утворюється однофазний розчин, який характеризується *критичною точкою* K . З'єднуючи точки R_i , K і E_i , одержують рівноважну, або *біноїдальну*, криву, вище якої система однофазна, і тому область над кривою рівноваги для екстракції не використовують.

Хорди RE , R_iE_i на кривій рівноваги називають *конодами*, які найчастіше не паралельні одна одній, тому що компонент M нерівномірно розподілений між компонентами L і G . Будь-яка точка N всередині області, обмеженої кривою рівноваги, відповідає двофазній системі, склад якої R_2 і E_2 виражається кінцями хорди, що проходить через точку N .

Для того, щоб знайти положення будь-якої хорди, а також критичної точки K , використовують допоміжну криву KC_i (рис. 3.67). Цю криву будують, проводячи через точки R_i та E_i паралельно сторонам трикутника LM і MG прямі до їх перетину в точках C_i , з'єднання яких між собою і дасть шукану допоміжну криву KC_i . Щоб знайти будь-яку хорду, яка про-

ходить, наприклад, через точку R' , через цю точку проводять лінію $R'C'$, паралельну стороні діаграми LM , а потім через точку C' – лінію $C'E'$, паралельну MG , до перетину її з лівою гілкою кривої рівноваги в точці E' . З'єднавши точки R' і E' , одержують шукану хорду $R'E'$.

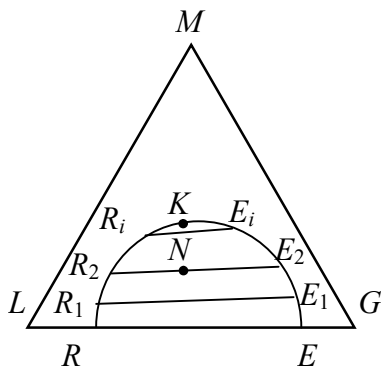


Рис. 3.66. Крива рівноваги на трикутній діаграмі

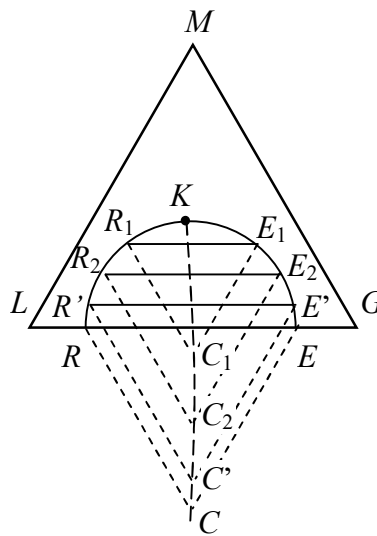


Рис. 3.67. Знаходження допоміжних хорд

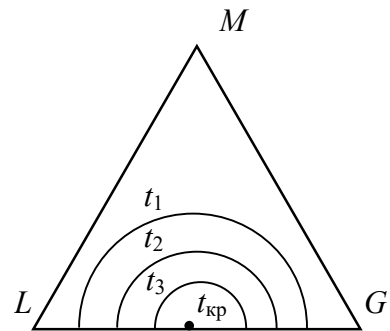


Рис. 3.68. Вплив температури на положення кривих рівноваги ($t_1 < t_2 < t_3 < t_{кр}$)

Розчинність залежить від температури, тому зі зміною останньої змінюється й положення кривої рівноваги. Зазвичай, взаємна розчинність рідин підвищується зі збільшенням температури, тому область існування гетерогенних систем зменшується і при певній температурі зовсім зникає (рис. 3.68). Температуру, яка відповідає повній взаємній розчинності компонентів системи й утворенню гомогенного розчину, називають критичною.

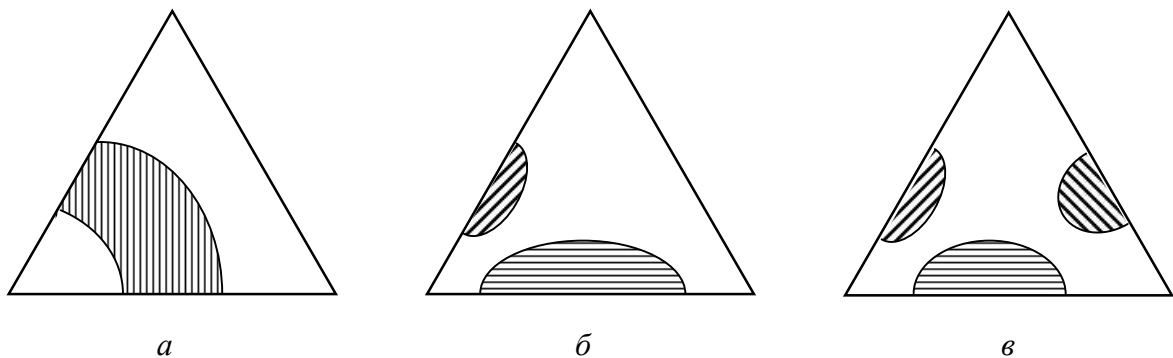


Рис. 3.69. Типи трикутних діаграм з однією (а), двома (б) і трьома (в) областями обмеженої розчинності

Крім розглянутої трикутної діаграми, можливі також діаграми інших типів (рис. 3.69), наприклад з двома областями обмеженої розчинності (рис. 3.69,а), які можуть при цьому зливатися в одну (рис. 3.69,б).

3.4.3. Вибір екстрагенту

Основною властивістю екстрагенту є його селективність, тобто здатність переважно видобувати один з кількох компонентів розчину. Тому найкращим з цього погляду можна вважати той екстрагент, який розчиняє максимальну кількість одного компонента й мінімальну кількість решти компонентів.

Селективність екстракції характеризується коефіцієнтом селективності, або коефіцієнтом розділення

$$\beta_B = \left(\frac{y_B}{x_B} \right) / \left(\frac{y_A}{x_A} \right),$$

де β_B – коефіцієнт селективності, значення якого визначають селективністю екстрагенту відносно розподілюваного компонента B .

З урахуванням (3.165) коефіцієнт селективності набуває вигляду

$$\beta_B = m_B^* / m_A^* .$$

Оскільки при $\beta_B = 1$ селективність дорівнює нулю, то вибирати екстрагент треба так, щоб $\beta_B > 1$ (на практиці значення β_B має бути не менше двох).

Значення β_B можна збільшити, змінивши рН розчину або ввівши в систему неекстраговану сіль, тобто методом висолювання.

До інших необхідних властивостей екстрагенту можна віднести легкість виконання реекстракції, легке розшаровування фаз, безпечність під час роботи (нетоксичність, пожежовибухобезпечність тощо), низьку вартість, стабільність під час екстракції, реекстракції, зберігання та ін.

3.4.4. Матеріальний баланс рідинної екстракції

Якщо фази, які беруть участь у процесі екстракції, практично взаємно нерозчинні, то матеріальний баланс екстракції описують загальним для масообмінних процесів рівнянням. При одноразовій взаємодії фаз (періодична екстракція) матеріальний баланс процесу по потоках набуває вигляду

$$G_{\Pi} + L_{\Pi} = G_{\kappa} + L_{\kappa} ,$$

або у вживаних для рідинної екстракції позначеннях

$$G_F + G_S = G_E + G_R , \quad (3.166)$$

де G_F , G_S , G_E і G_R – кількості вихідного розчину, екстрагенту, екстракту й рафінату, відповідно, кг.

Для процесу безперервної рідинної екстракції рівняння робочої лінії описують загальним для масообмінних процесів рівнянням

$$y_{\kappa} = y_{\Pi} + \frac{L}{G} (x_{\Pi} - x_{\kappa}) .$$

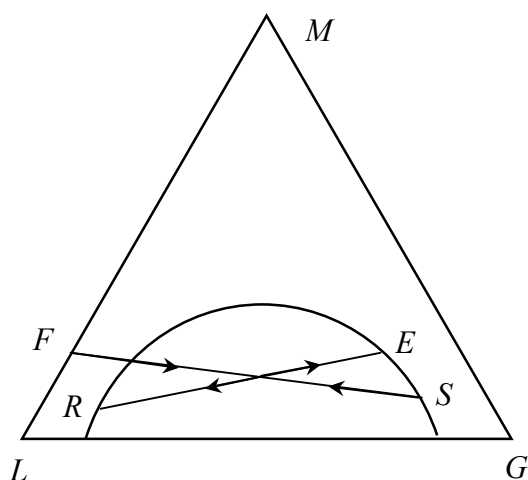


Рис. 3.70. До матеріального балансу рідинної екстракції

Проте внаслідок часткової взаємної розчинності рідких фаз витрати потоків вздовж контактної частини екстрактора будуть змінюватися, тому відношення $L/G \neq \text{const}$ і робоча лінія на діаграмі $y-x$ буде криволінійною.

Оскільки система при екстракції є трикомпонентною, то для аналізу процесу доцільно скористатися трикутною діаграмою (рис. 3.70).

Для цього перепишемо рівняння (3.166) у вигляді

$$G_F + G_S = G_M = G_E + G_R.$$

Цей вираз дозволяє подати матеріальний баланс на трикутній діаграмі як процес змішування потоків $G_F + G_S = G_M$, а потім подати розділення утвореної потрійної суміші складу M на потоки складів R і E . За правилом важеля:

$$G_F/G_S = SN/FN; \quad G_R/G_E = NE/RN.$$

3.4.5. Кінетика рідинної екстракції

Згідно з основним рівнянням масопередачі кількість розподілюваної речовини при сталому режимі екстракції становить:

$$M = K_y \Delta y_m F \quad \text{або} \quad M = K_x \Delta x_m F.$$

У цих рівняннях коефіцієнти масопередачі становлять:

$$K_y = \frac{1}{1/\beta_{\text{дф}} + m^*/\beta_{\text{сф}}}; \quad K_x = \frac{1}{1/(m^* \beta_{\text{дф}}) + 1/\beta_{\text{сф}}},$$

де $\beta_{\text{дф}}$ і $\beta_{\text{сф}}$ – коефіцієнти масовіддачі для дисперсної й суцільної фази відповідно.

Оскільки поверхнею контакту фаз при екстракції є краплі, які утворюються при диспергуванні однієї з фаз, то масоперенос під час екстракції відбувається крізь сферичну поверхню. При цьому гідродинамічні умови в межах кожної з фаз неможна описати ідентичними залежностями.

Для дрібних крапель ($Re < 1$) переважним видом масопереносу є молекулярна дифузія, тому обмежним опором процесу масопереносу буде дифузійний опір всередині краплі, і тоді можна вважати, що $K_y \approx \beta_{\text{дф}}$.

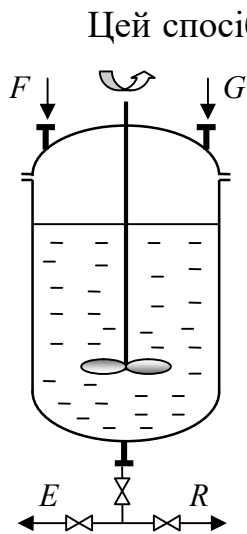
Якщо коефіцієнт розподілу $m^* \gg 1$ (див. рівняння (3.165)) і діаметр крапель достатньо великий ($Re \geq 200$), то основний дифузійний опір процесу буде зосереджено в суцільній фазі. При цьому можна вважати, що $K_x \approx \beta_{\text{сф}}$.

3.4.6. Технологічні схеми рідинної екстракції

Незалежно від варіанту проведення, будь-який процес рідинної екстракції обов'язково має проходити дві основні стадії: змішування екстрагенту з вихідною сумішшю одночасно з їх взаємодією й розділення утвореної суміші на екстракт і рафінат. Після цього зазвичай відбувається регенерація екстрагенту з екстракту й рафінату.

Розглянемо основні способи проведення рідинної екстракції одним екстрагентом.

3.4.6.1. Одноразова (одноступінчаста) екстракція



Цей спосіб полягає в тому, що вихідний розчин F і екстрагент S перемішують у змішувачі (рис. 3.71), після чого одержану суміш розділяють на дві фази: екстракт E і рафінат R . Ступінь видобування при одноразовій екстракції можна збільшити, підвищивши кількість екстрагенту, але це призведе до зниження концентрації екстракту й додаткових витрат при регенерації з останнього екстрагенту.

Цей процес може відбуватися як безперервно, так і періодично. В останньому випадку відпадає потреба у відстійнику (екстракт і рафінат можна розділити безпосередньо у змішувачі).

Рис. 3.71. Схема одноразової екстракції

Якщо фази практично взаємно нерозчинні, то цей процес можна подати на фазовій діаграмі $y-x$ (рис. 3.72,а). Матеріальний баланс такого процесу за розподілюваною речовиною має вигляд

$$G_F x_{\Pi} + G_S y_{\Pi} = G_E y_{\kappa} + G_R x_{\kappa},$$

де x_{Π} і x_{κ} — концентрації розподілюваної речовини у вихідному розчині й рафінаті; y_{Π} і y_{κ} — концентрації розподілюваної речовини в екстрагенті та екстракті.

За малих концентрацій розподілюваної речовини $G_E \approx G_S \approx G$, а $G_R \approx G_F \approx L$, тоді

$$L x_{\Pi} + G y_{\Pi} = G y_{\kappa} + L x_{\kappa},$$

звідки отримуємо

$$\frac{y_{\kappa} - y_{\Pi}}{x_{\kappa} - x_{\Pi}} = -\frac{L}{G}. \quad (3.167)$$

Вихідними даними для розраховування одноразової екстракції є G_F , x_{Π} і y_{Π} . Тоді витрата екстрагенту $G = L(x_{\Pi} - x_{\kappa}) / (y_{\kappa} - y_{\Pi})$ залежить від кінцевих концентрацій x_{κ} і y_{κ} , які за умови досягнення рівноваги взаємозалежні (див.

рис. 3.72,а). При цьому чим більша витрата екстрагенту G_S , тим менший уміст розподілюваної речовини в екстракті та рафінаті й тим більші витрати на регенерацію екстрагенту з екстракту й рафінату (відношення $l = G_S/G_F$ називають питомою витратою екстрагенту).

Якщо не можна знехтувати взаємною розчинністю компонентів системи, то аналіз і розрахунку процесу проводять за допомогою трикутної діаграми (рис. 3.72,б).

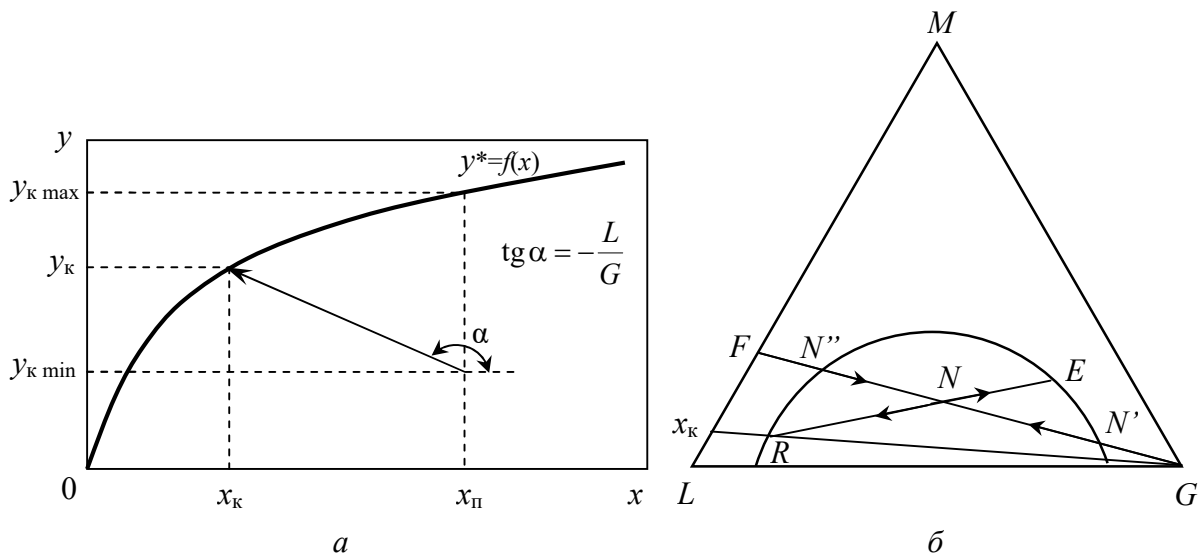


Рис. 3.72. Процес одноразової екстракції на діаграмі $y-x$ (а) і на трикутній діаграмі (б)

Співвідношення між кількостями вихідного розчину та екстрагенту становить $G_F/G_S = NG/FN$, а між рафінатом і екстрактом – $G_R/G_E = NE/RN$.

Мінімальну й максимальну кількості екстрагенту визначають із залежностей:

$$G_{S_{min}} = G_F \frac{FN''}{GN''}; \quad G_{S_{max}} = G_F \frac{FN'}{GN'}.$$

3.4.6.2. Багаторазова екстракція з перехресною течією екстрагенту

Вихідний розчин F у цьому випадку й рафінати кожного ступеня R_i оброблюють свіжим екстрагентом S_i на кожному ступені, причому рафінати подають на кожний наступний ступінь, а екстракти E_i після кожного ступеня відводять (рис. 3.73). Процес виконують доти, доки не одержать рафінат заданого складу.

Якщо фази взаємно нерозчинні і в кожному ступені досягнуто стан рівноваги, процес екстракції на діаграмі $y-x$ будують за аналогією з одноразовою екстракцією (рис. 3.74,а). Процес екстракції в кожному ступені при цьому по-

чинається на одній горизонталі ($y_{\text{п}}$). Визначивши кількість ступенів, можна розрахувати кожний ступінь як і для одноразової екстракції.

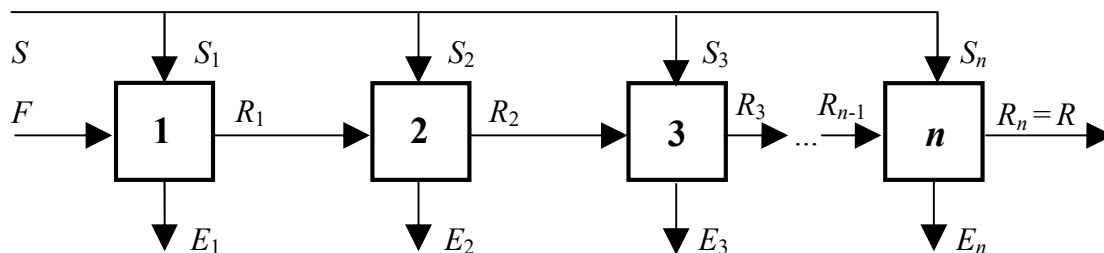


Рис. 3.73. Схема багаторазової екстракції з перехресною течією екстрагенту (1, 2, 3, ... n – ступені)

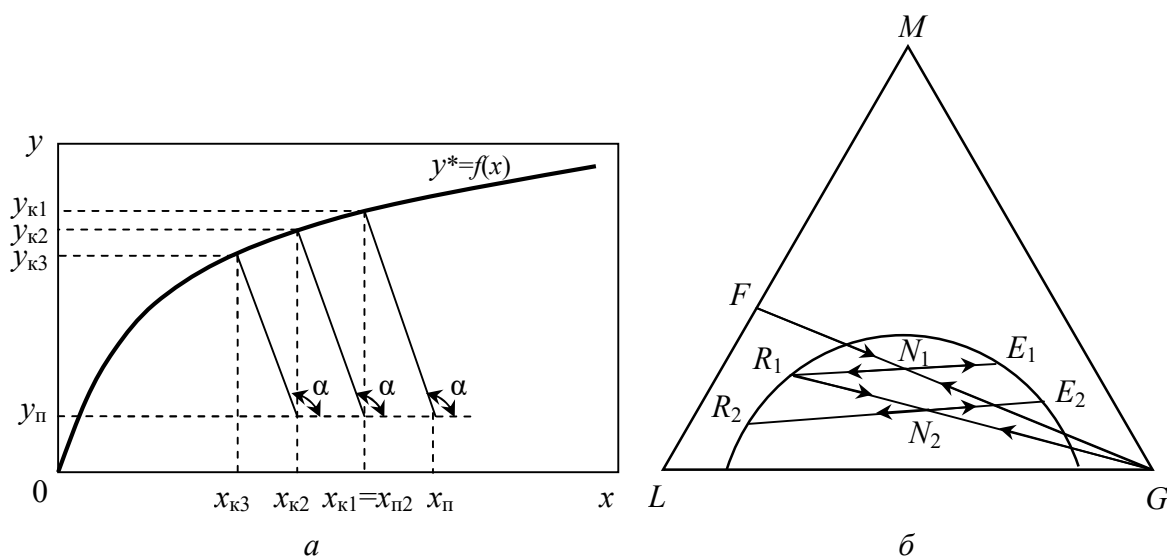


Рис. 3.74. Процес багаторазової екстракції з перехресною течією екстрагенту на діаграмі $y-x$ (а) і на трикутній діаграмі (б)

Якщо компоненти частково взаємно розчинні, процес багаторазової екстракції з перехресною течією екстрагенту можна подати на трикутній діаграмі (рис. 3.74,б).

Відрізок FG описує змішування вихідного розчину та екстрагенту. Потрійна суміш складу N_1 розширюється на екстракт E_1 і рафінат R_1 першого ступеня. Далі рафінат R_1 піддають екстракції свіжим екстрагентом S (відрізок R_1G). Утворена потрійна суміш складу N_2 розширюється на екстракт E_2 і рафінат R_2 другого ступеня і т.д.

3.4.6.3. Багаторазова екстракція з протитечією екстрагенту

Цей спосіб характеризується багаторазовою взаємодією в ступенях 1, 2, 3, ... n при протитечійному русі потоків рафінату R і екстракту E за умови надходження вихідного розчину F та екстрагенту G з протилежних кінців установки (рис. 3.75).

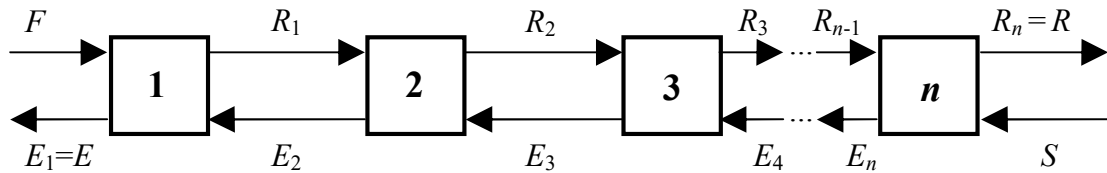


Рис. 3.75. Схема багаторазової екстракції з протитечією екстрагенту (1, 2, 3, ... n – ступені)

У кожному ступені відбувається одноразова екстракція очищеного рафінату свіжішим екстрактом, який рухається протитечією. В останньому ступені рафінат взаємодіє з вихідним екстрагентом.

За умови практично взаємної нерозчинності екстрагенту й розчинника вихідної суміші потоки цих компонентів на ступенях не змінюються, тоді матеріальний баланс за розподілюваною речовиною для i -го ступеня має вигляд, аналогічний рівнянню (3.167)

$$\frac{y_{k_i} - y_{\Pi_{i+1}}}{x_{k_i} - x_{\Pi_{i-1}}} = -\frac{L}{G}$$

На діаграмі $y-x$ (рис. 3.76) наносять рівноважну залежність $y^* = f(x)$, після чого будують робочу лінію. Для цього з точки перетину ординати y_k з лінією рівноваги (точка a) під кутом нахилу α ($\arctg \alpha = -L/G$) проводять робочу лінію до перетину з абсцисою x_{Π} .

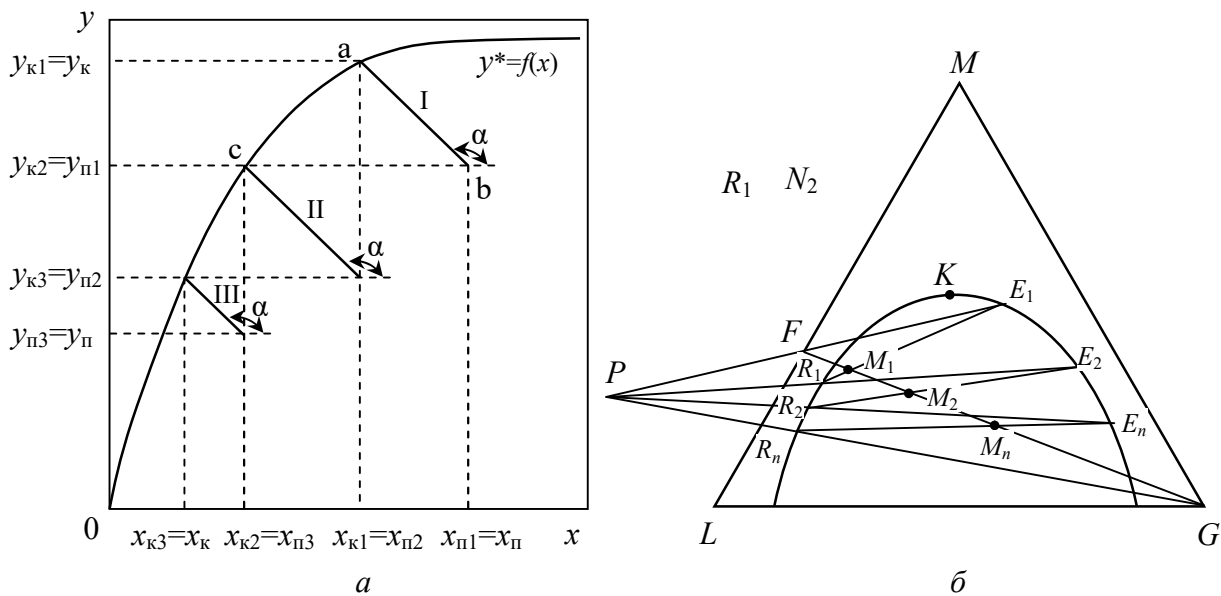


Рис. 3.76. Процес багаторазової екстракції з протитечією екстрагенту на діаграмі $y-x$ (а) і на трикутній діаграмі (б)

Отриманий відрізок ab є робочою лінією першого ступеня. Далі з точки перетину прямої $y_{k2} = y_{\Pi1}$ з лінією рівноваги (точка c) під кутом α проводять

лінію до перетину з абсцисою $x_{k1} = x_{n2}$ і т.д. до заданих концентрацій у рафінаті та екстракті. Таким чином, отримують необхідну кількість ступенів (рис. 3.76,а)

Якщо знехтувати взаємною розчинністю компонентів не можна, то для аналізу й розрахунку процесу використовують трикутну діаграму (рис. 3.76,б).

Матеріальний баланс для всієї установки

$$G_M = G_F + G_S = G_{R_n} + G_{E_1}.$$

Якщо позначити різницю потоків у першому ступені $G_F - G_{E_1} + G_P$, то попереднє рівняння набуває вигляду

$$G_F - G_{E_1} = G_{R_n} - G_S = G_P.$$

При цьому точки F , P і E_1 за правилом важеля мають лежати на одній прямій, тоді на одній прямій мають лежати й точки R_1 , P і E_2 тощо. Отже, якщо різниця кількості двох будь-яких сумішей є сталою величиною, що дорівнює G_P , то прямі, що проходять через точки, які характеризують склади цих сумішей на трикутній діаграмі, перетнуться в одній точці – полюсі діаграми.

Щоб визначити кількість теоретичних ступенів, з'єднують точки $E = E_1$ і F , S і $R = R_n$ прямими, які перетинаються в точці P . З'єднуючи відрізками точки E_1 і R_1 , E_2 і R_2 , ..., E_n і R_n , отримують коноди E_1R_1 , E_2R_2 , ..., E_nR_n , кожна з яких характеризує теоретичний ступінь (за умови досягнення рівноваги в ступенях кількість дійсних ступенів дорівнює числу теоретичних).

3.4.6.4. Безперервна протитечійна екстракція

Цей спосіб екстракції використовують зазвичай у колонних апаратах, у яких важчий розчин подають у верхню частину колони, звідки він стікає вниз, а в нижню – легшу рідину, яка підіймається вгору по колоні. У результаті взаємодії двох фаз у контактній частині апарата розподілювана речовина переноситься з вихідної суміші в екстрагент (рис. 3.77,а).

Якщо фази, що взаємодіють при екстракції, практично взаємно нерозчинні, то процес безперервної протитечійної екстракції можна подати на діаграмі $y - x$ (рис. 3.77,б) за аналогією, наприклад, з процесом десорбції.

У разі часткової взаємної розчинності фаз процес подають на трикутній діаграмі (рис. 3.77,в). Зазвичай задають склади вихідної суміші x_F , екстрагенту y_G , екстракту y_E і рафінату x_R , а для визначення кількості теоретичних ступенів цього процесу з'єднують точки E і F , а також S і R прямими, перетин яких дає полюс P . Після цього будують коноди – теоретичні ступені (за аналогією з рис. 3.76,в).

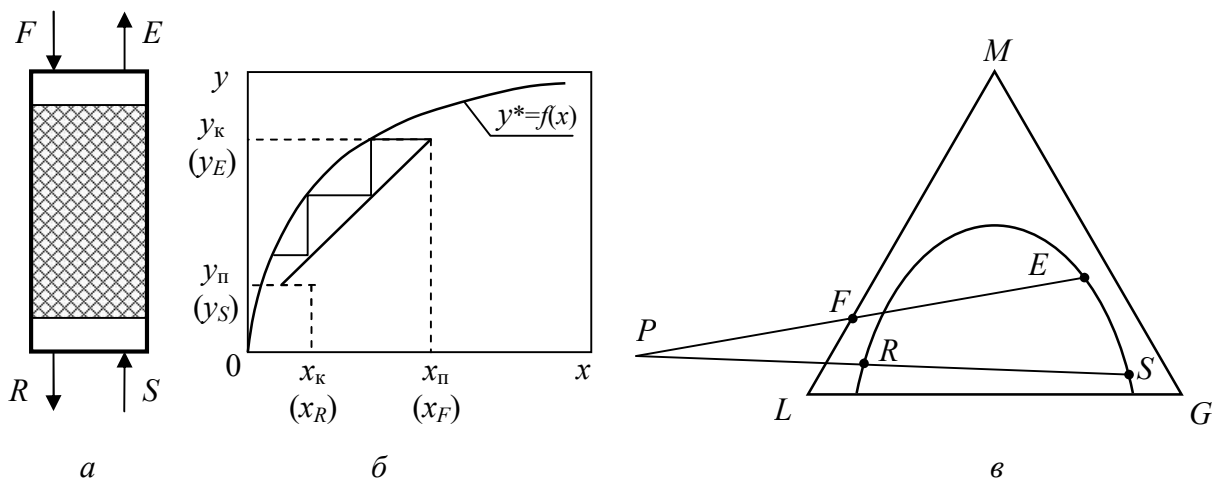
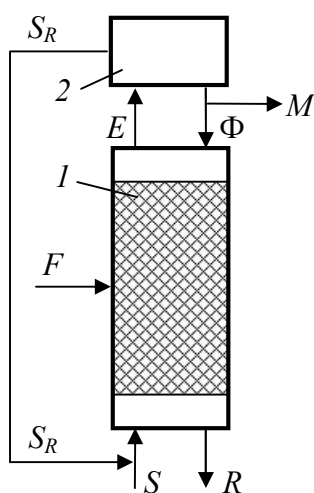


Рис. 3.77. Схема безперервної протитечійної екстракції (а) та відповідний процес на діаграмі $y-x$ (б) і на трикутній діаграмі (в)

3.4.6.5. Протитечійна екстракція з флегмою

Щоб повніше розділити вихідну суміш екстракцію, можна проводити з флегмою (за аналогією з ректифікацією) (рис. 3.78).



Вихідний розчин F подають у середню частину екстрактора. Після регенерації екстракту в регенераторі частину одержаного продукту Φ повертають у вигляді флегми до екстрактора, а іншу частину відбирають у вигляді цільового компонента M вихідної суміші (при цьому склад розчинів Φ і M однакові). Отже, вузол регенератора екстракційної установки є аналогом вузла дефлегматора ректифікаційної установки.

Рис. 3.78. Схема протитечійної екстракції з флегмою: 1 – екстрактор; 2 – регенератор; S – свіжий екстрагент; S_R – регенований екстрагент; F – вихідна суміш; M – регенований цільовий компонент; Φ – флегма; R – рафінат

Потік флегми Φ , контактуючи з потоком екстракту, вимиває з останнього частково або повністю розчинений у ньому вихідний розчинник G , який у результаті переходить до рафінату, внаслідок чого ступінь розділення й вихід рафінату підвищується. Проте екстракція з флегмою, поліпшуючи розділення вихідної суміші, передбачає підвищену витрату екстрагенту та ускладнює апаратне оформлення.

У промисловості застосовують також інші технологічні схеми рідинної екстракції (наприклад, екстракція двома екстрагентами та ін.).

3.4.7. Конструкції і принцип дії рідинних екстракторів

За принципом дії або способом контакту фаз екстрактори поділяють на дві групи: ступінчасті й диференційно-контактні. У середині цих груп екстрактори часто поділяють на гравітаційні (швидкість руху фаз у них обумовлюється різницею густин цих фаз) і механічні (із введенням енергії у фази). Майже в будь-якому з екстракторів, щоб збільшити поверхню контакту фаз, одну з фаз диспергують і розподіляють у іншій (дисперсійному середовищі) у вигляді крапель.

Ступінчасті екстрактори складають з окремих ступенів, у кожному з яких фази контактують, після чого ці фази розділяються й рухаються протитечією в наступні ступені.

Один з найпоширеніших типів ступінчастих екстракторів – *змішувально-відстійні*, основним елементом яких є ємність з перемішувальним пристроєм. До переваг змішувально-відстійних екстракторів належить їхня висока ефективність, можливість швидкого регулювання кількості ступенів, придатність для оброблення рідин з різними фізико-механічними властивостями й характеристиками. Їхні недоліки – це значні розміри й витрати енергії на змішування фаз.

Диференційно-контактні екстрактори відрізняються безперервним контактом фаз і плавною зміною концентрації вздовж контактної частини. Вони значно компактніші за ступінчасті.

До гравітаційних диференційно-контактних екстракторів належать порожнисті (розпилювальні), насадкові й тарілчасті колонні екстрактори (рис. 3.79–3.81), а до механічних диференційно-контактних – роторно-дискові, пульсаційні, вібраційні й відцентрові екстрактори (рис. 3.82–3.84).

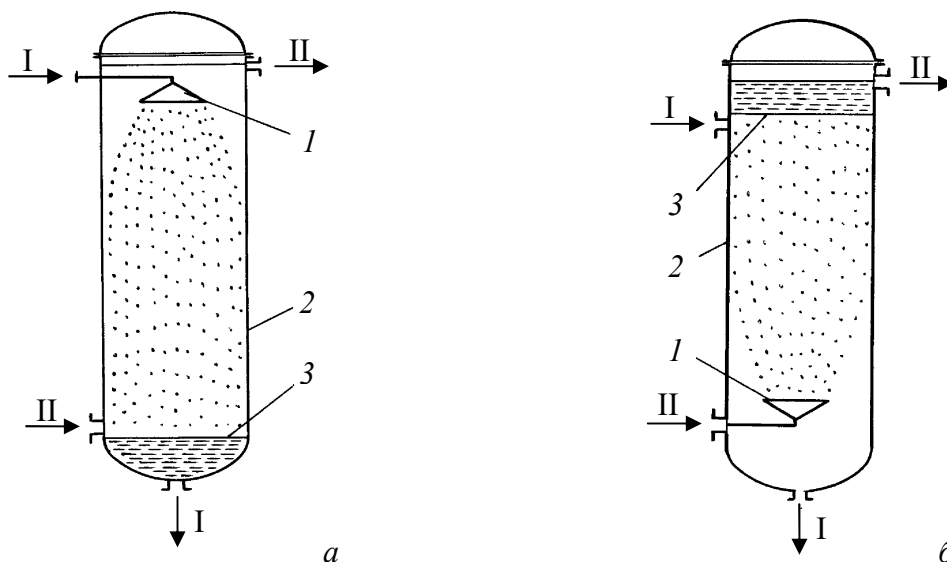


Рис. 3.79. Порожнисті екстрактори з диспергуванням важкої (а) і легкої (б) фази:
1 – розподільник дисперсної фази, 2 – корпус, 3 – поверхня поділу фаз;
I – важка фаза; II – легка фаза

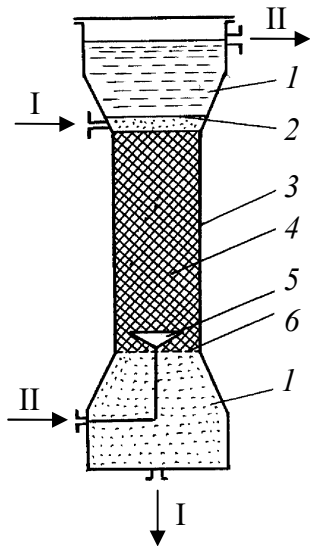


Рис. 3.80. Насадковий екстрактор:
 1 – відстійні камери; 2 – поверхня поділу фаз; 3 – корпус; 4 – насадка; 5 – розподільник дисперсної фази; 6 – опорна решітка; I – важка фаза; II – легка фаза

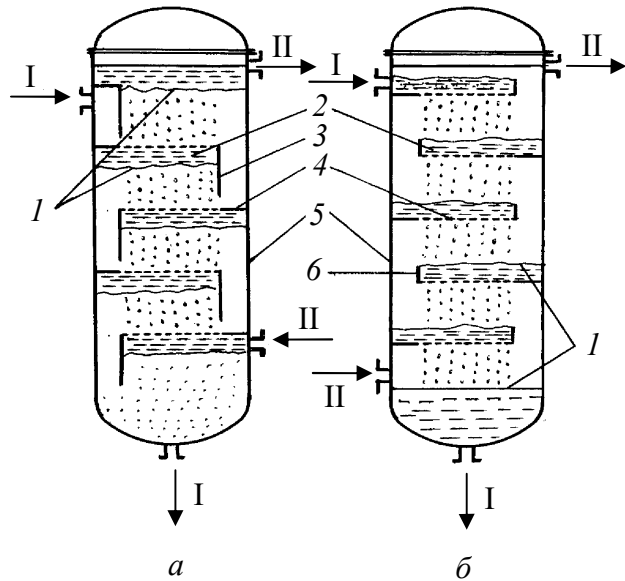


Рис. 3.81. Тарілчасті екстрактори із ситчастими тарілками з диспергуванням важкої (а) і легкої (б) фази: 1 – поверхня поділу фаз; 2 – підпирний шар дисперсної фази; 3 – перелив; 4 – тарілка; 5 – корпус; 6 – зливний поріг; I – важка фаза; II – легка фаза

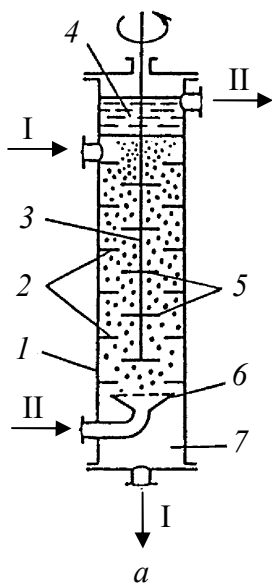


Рис. 3.82. Роторно-дисковий екстрактор (а) і його секція (б): 1 – корпус; 2 – нерухомі кільцеві перегородки; 3 – обертювий вал ротора; 4, 7 – відстійні камери; 5 – диски; 6 – розподільник дисперсної фази; I – важка фаза; II – легка фаза

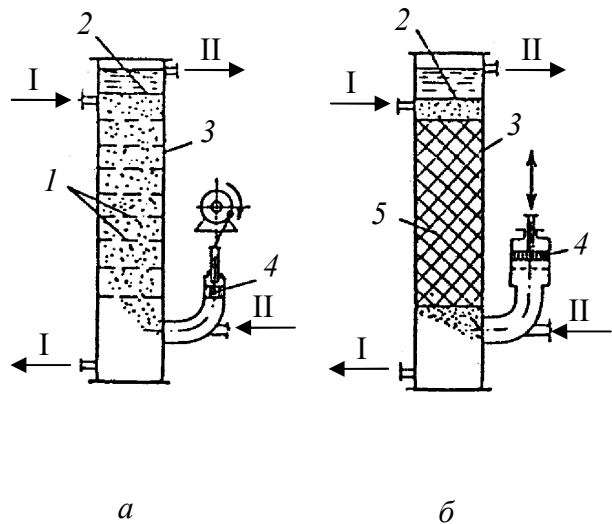
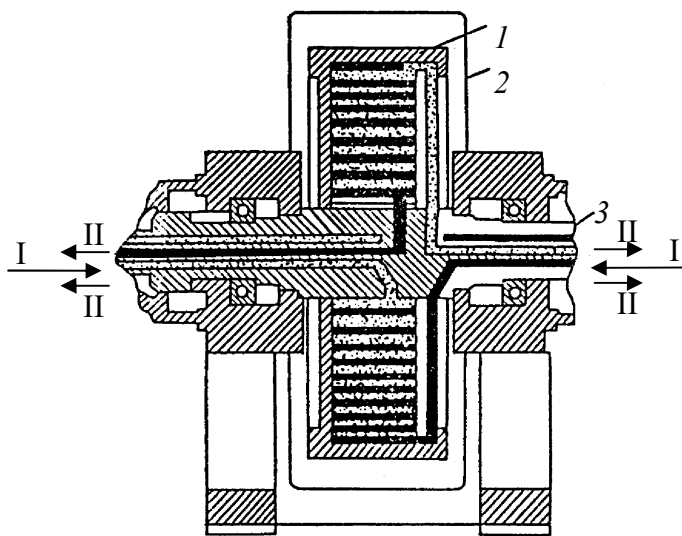


Рис. 3.83. Тарілчастий (а) і насадковий (б) пульсаційні екстрактори: 1 – тарілка; 2 – поверхні поділу фаз у відстійних камерах; 3 – корпус; 4 – поршневий пульсатор; 5 – насадка; I – важка фаза; II – легка фаза



Незважаючи на значну ефективність екстракторів із введенням енергії у фази, що контактують, а також можливість створення апаратів великої одиначної потужності, вони відрізняються складністю конструкції та експлуатації, наявністю додаткових динамічних навантажень на фундаменти та ін.

Рис. 3.84. Відцентровий екстрактор: 1 – ротор; 2 – кожух; 3 – вал; I – важка фаза; II – легка фаза

3.4.8. Розрахунок рідинних екстракторів

Зазвичай вихідними даними для розрахунку екстракторів є витрати вихідної суміші, концентрації розподілюваної речовини у вихідній суміші та екстрагенті, а також кінцева концентрація цієї речовини в рафінаті. Шуканими параметрами в цьому разі є основні розміри апарата, витрата екстрагенту й кінцева концентрація в ньому розподілюваної речовини. Для механічних екстракторів визначають також витрати зовнішньої енергії.

Порядок розрахунку ступінчастих екстракторів наведено вище.

Методики розрахунку диференційно-контактних колонних екстракторів принципово не відрізняються від методики розрахунку масообмінних колон, проте визначення поверхні контакту фаз і деякі інші моменти мають певні особливості [10, 3.10].

Запитання для самоконтролю

1. Розкрийте суть рідинної екстракції. Наведіть схеми проведення процесу та сфери застосування рідинної екстракції.
2. Сформулюйте закон розподілу, поясніть обмеження його використання в розрахунках рідинної екстракції.
3. Поясніть трикутні діаграми й побудову рівноважних (біноідальних) кривих.
4. На чому ґрунтується вибір екстрагенту? Що таке селективність екстракції?
5. У чому особливості складання матеріальних балансів рідинної екстракції при практичній взаємній нерозчинності й частковій взаємній розчинності компонентів?
6. Поясніть основні положення кінетики рідинної екстракції.
7. Як будують робочу лінію на діаграмі $y-x$ і на трикутній діаграмі: одноразової екстракції, багаторазової екстракції з протитечією екстрагенту, безперервної протитечійної екстракції?
8. За якими ознаками класифікують рідинні екстрактори?

9. Подайте схеми будови й поясніть принцип дії порожнистих екстракторів. Які переваги й недоліки вони мають у порівнянні з тарілчастими й насадковими екстракторами?

10. Подайте схему будови й поясніть принцип дії роторно-дискового екстрактора. Обґрунтуйте його переваги й недоліки.

3.5. Адсорбція

3.5.1. Загальні положення. Адсорбенти та їх властивості

Адсорбція (від лат. *ad* – на, при і *sorbeo* – вбираю) – це вбирання речовини або речовин із суміші газів, парів або розчинів поверхнею або об’ємом пор твердого тіла – *адсорбенту*. Вбирану речовину, що знаходиться в об’ємній фазі (газі, парі, рідині), називають *адсорбтивом*, а увібрану – *адсорбатом*.

Розрізняють фізичну й хімічну адсорбцію.

Фізична адсорбція зазвичай обумовлена поверхневими силами міжмолекулярної взаємодії, які діють на відстанях, що значно перевищують розміри адсорбованих молекул, тому на поверхні адсорбенту найчастіше утримуються кілька шарів молекул адсорбату.

При *хімічній адсорбції* вбирана речовина вступає в хімічну взаємодію з адсорбентом, утворюючи на його поверхні хімічні сполуки.

Процеси адсорбції вибірні й оборотні. Процес, протилежний адсорбції, називають *десорбцією*. Десорбцію використовують після проведення адсорбції для виділення увібраних речовин і регенерації адсорбенту.

Типовими прикладами адсорбції є осушування газів і рідин, розділення сумішей вуглеводнів, рекуперація розчинників, очищення стічних вод і т.п.

Як адсорбенти зазвичай використовують пористі тіла, які мають значний об’єм пор. Властивості адсорбенту визначаються природою матеріалу, з якого їх виготовлено, і структурою пор.

У промислових адсорбентах основна кількість увібраної речовини сорбується на стінках мікропор ($r \leq 10^{-9}$ м). Роль перехідних пор (10^{-9} м $< r \leq 10^{-7}$ м) і макропор ($r > 10^{-7}$ м) зводиться переважно до транспортування адсорбованої речовини до мікропор.

Адсорбенти характеризуються *вбирною (адсорбційною) здатністю*, яка визначається максимально можливою концентрацією адсорбату в одиниці маси або об’єму адсорбенту. Величина вбирної здатності залежить від типу адсорбенту, його пористої структури*, природи вбираної речовини, її концентрації, температури, а для газів і парів – від їхнього парціального тиску. Максимально можливу за певних умов вбирну здатність адсорбенту умовно називають *рівноважною активністю*.

* Основними характеристиками пористої структури є: форма поверхні пори, конфігурація її поперечного перерізу, профіль пори в поздовжньому розрізі, звивистість пор, взаємне розташування та сполучення пор, мікрорельєф поверхні пор та ін.

За хімічним складом адсорбенти поділяють на вуглецеві (активне, або активоване, вугілля, вуглецеві волокнисті матеріали та ін.) і неуглецеві (силікагелі, активний оксид алюмінію, алюмогелі, цеоліти, глини та ін.).

Найбільшого поширення набули адсорбенти у вигляді частинок неправильної форми розміром 0,2...7,0 мм, сферичних або овальних частинок розміром 2...7 мм, циліндрів діаметром 2...3 мм і завдовжки 4...6 мм, а також порошку з розміром частинок до 0,2 мм.

Активне вугілля зазвичай використовують для вбирання органічних сполук: його одержують сухою перегонкою речовин, які містять вуглець (деревина, кам'яне вугілля, кістки тварин, кісточки плодів та ін.), щоб видалити леткі компоненти, після чого активують прожарюванням за температури 800...900 °С, екстракцією смол з пор органічними розчинниками, окисленням киснем повітря, а також хімічними методами. Питома поверхня активного вугілля становить $(6...17) \cdot 10^5 \text{ м}^2/\text{кг}$, а його насипна густина – 200...900 кг/м³. Основні недоліки активованого вугілля – горючість і низька механічна міцність.

Силікагель – зневожений гель кремнієвої кислоти ($\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$) використовують для адсорбції полярних сполук. Його одержують обробленням силікату натрію сірчаною (іноді соляною) кислотою або розчинами солей, які мають кислу реакцію. Питома поверхня силікагелю $(4,0...7,7) \cdot 10^5 \text{ м}^2/\text{кг}$, а насипна густина – 400...800 кг/м³. Його переваги – негорючість і більша, ніж у активованого вугілля, механічна міцність; недолік – значне зниження вбирної здатності парів органічних речовин при наявності вологи.

Алюмогелі одержують термічним обробленням гідроксиду алюмінію ($\text{Al}(\text{OH})_3$). Їхня питома поверхня досягає $(2...4) \cdot 10^5 \text{ м}^2/\text{кг}$, а насипна густина приблизно становить 1600 кг/м³. Алюмогелі використовують для осушування газів, очищення водних розчинів і олив.

Цеоліти – це природні або синтетичні мінерали, які є водними алюмосилікатами, що містять оксиди лужних і лужноземельних металів. Ці адсорбенти відрізняються регулярною структурою пор певного діаметра. На цій властивості цеолітів ґрунтується розділення сумішей з різними за розмірами молекулами, тому цеоліти називають ще молекулярними ситами. Зазвичай цеоліти використовують для глибокого осушування газів і рідин, у процесах розділення сумішей речовин з близькими молекулярними масами.

Природні глинисті породи використовують для очищення рідин від різних домішок. Ці глини активують обробленням сірчаною або соляною кислотами та одержують адсорбент з питоною поверхнею пор $(1,0...1,5) \cdot 10^5 \text{ м}^2/\text{кг}$.*

Адсорбенти характеризуються також статичною й динамічною активністю.

* 1974 року в США створено адсорбент «*H-span*», до складу якого входить 50 % похідного крохмалю й по 25 % акриламід та акрилової кислоти. Після оброблення залізом цей адсорбент здатний увібрати масу води, у 1300 разів більшу за його власну масу.

Під *статичною активністю* розуміють кількість речовини, увібраної одиницею маси або об'єму адсорбенту від початку адсорбції до встановлення рівноваги. Цей вид активності визначають в статичних умовах, тобто без руху розділюваної суміші відносно адсорбенту.

Під час руху розділюваної суміші крізь шар адсорбенту через певний проміжок часу адсорбент перестає повністю вбирати адсорбтив і відбувається «проскакування» останнього з наступним збільшенням концентрації адсорбтиву в суміші, що виходить з шару адсорбенту, аж до настання рівноваги. Кількість речовини, увібраної одиницею маси або об'єму адсорбенту до початку «проскакування», називають *динамічною активністю* адсорбенту. Динамічна активність завжди менша за статичну, тому кількість адсорбенту визначають за його динамічною активністю.

3.5.2. Рівновага під час адсорбції

Рівноважну концентрацію \bar{X}^* (кг адсорбату / кг чистого адсорбенту) вбираної речовини в адсорбенті можна представити як функцію масової концентрації \bar{c} і температури t

$$\bar{X}^* = f(\bar{c}, t)$$

або як функцію парціального тиску p і температури t у випадку адсорбції газів

$$\bar{X}^* = f_1(p, t),$$

де \bar{c} – масова концентрація адсорбтиву в об'ємній фазі, кг/м³; p – парціальний тиск адсорбтиву в об'ємній фазі, Па.

Залежності $\bar{X}^* = \varphi(\bar{c})$ і $\bar{X}^* = \psi(p)$ за постійної температури називають ізотермами адсорбції, що зображуються кривими, форма яких визначається природою адсорбату й адсорбенту та пористою структурою останнього (при цьому початкові ділянки ізотерми зазвичай лінійні (рис. 3.85)).

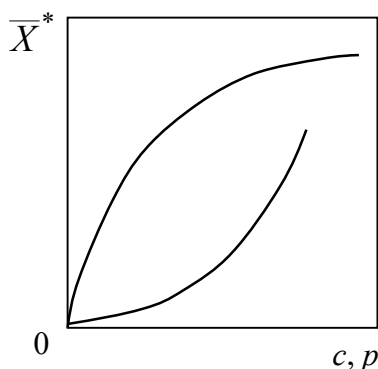


Рис. 3.85. Опукла й увігнута ізотерми адсорбції

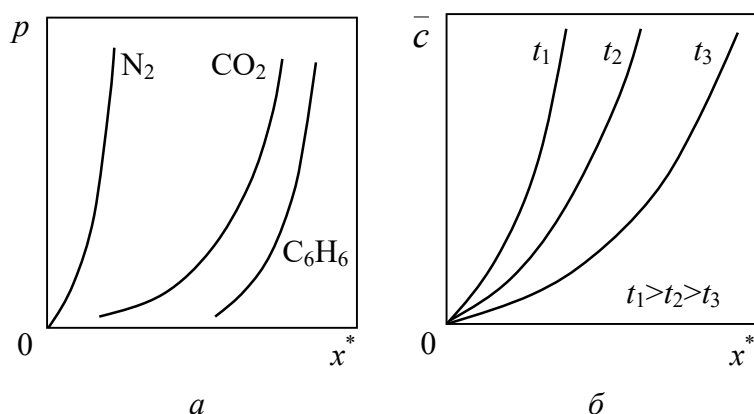


Рис. 3.86. Типові ізотерми адсорбції різних газів від парціального тиску (а) і газу від температури (б)

Найчастіше рівноважні співвідношення при адсорбції виражають:
– рівнянням Ленгмюра

$$\bar{X}^* = \frac{\bar{X}_0 k' p}{1 + k' p},$$

де \bar{X}_0 – гранична величина адсорбції; k' – стала, що залежить від температури,

– рівнянням Фрейндліха

$$\lg \bar{X}^* = \lg k'' + n \lg p \quad \text{або} \quad \bar{X}^* = k'' p^n$$

– рівнянням Генрі

$$\bar{X}^* = k''' p,$$

де k' , k'' , k''' і n – величини, які визначають дослідним шляхом.

На рівновагу при адсорбції впливають різні фактори, передусім природа вбираної речовини, температура й тиск, а також домішки в об'ємній фазі.

Так, вважають, що чим більша молярна маса вбираного газу, а у для розчинів – чим менша розчинність вбираної речовини в рідині, тим рівноважна концентрація \bar{X}^* вища (рис. 3.86,а). Також \bar{X}^* збільшується із зростанням тиску об'ємної газової або парової фази, а також зі зменшенням температури (рис. 3.86,б). Нарешті, наявність домішок в об'ємній фазі зменшує величину \bar{X}^* , оскільки домішки повністю або частково заміщують вбирану речовину в адсорбенті.

У зв'язку з тим, що під час адсорбції можливе значне виділення теплоти, а вбирна здатність адсорбенту зменшується із зростанням температури, то зазначену теплоту необхідно відводити.

3.5.3. Матеріальний баланс адсорбції

У промисловості адсорбцію найчастіше виконують у нерухомому, щільному рухомому та псевдозрідженому шарах адсорбенту.

Матеріальний баланс безперервної адсорбції виражають загальним для всіх масообмінних процесів рівнянням

$$M = G(\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_K) = L(\bar{X}_K - \bar{X}_\Pi),$$

де M – масова витрата увібраної речовини; G і L – масові витрати об'ємної фази та адсорбенту відповідно; \bar{Y}_Π і \bar{Y}_K – вихідна й кінцева концентрації адсорбтиву в об'ємній фазі; \bar{X}_Π і \bar{X}_K – вихідна й кінцева концентрації адсорбату в адсорбенті.

Адсорбція в нерухомому шарі адсорбенту є періодичним процесом, при якому концентрація вбираної речовини в адсорбенті та об'ємній фазі змінюється в часі та просторі.

Розглянемо елемент шару (рис. 3.87), що має площу поперечного перерізу S і висоту dx .

У цьому разі за порозності ε об'єм суцільної фази становить $\varepsilon S dx$ і дисперсної фази (адсорбенту) $(1-\varepsilon) S dx$, а концентрації в суцільній і дисперсній фазах (у кг/м^3) – \bar{c} і \bar{c}_T . Конвективний потік адсорбтиву в елемент $S dx$ становить: $-w(\partial\bar{c}/\partial x)S dx$, а молекулярний потік адсорбтиву: $D(\partial^2\bar{c}/\partial x^2)\varepsilon S dx$.

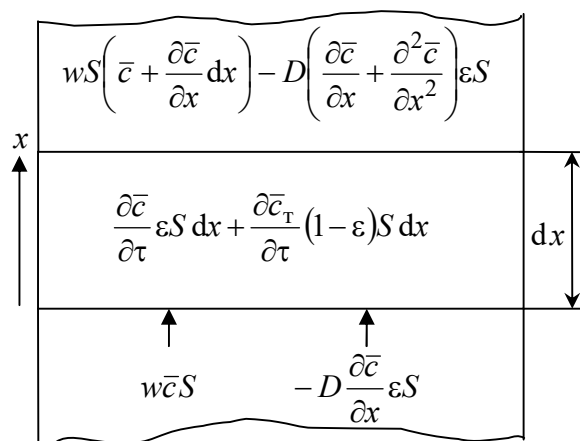


Рис. 3.87. До матеріального балансу адсорбції в нерухомому шарі адсорбенту

Сума конвективного й молекулярного потоків дорівнюватиме швидкості зміни маси вбираної речовини в даному об'ємі

$$(\partial\bar{c}/\partial\tau)\varepsilon S dx + (\partial\bar{c}_T/\partial\tau)(1-\varepsilon)S dx = -w(\partial\bar{c}/\partial x)S dx + D(\partial^2\bar{c}/\partial x^2)\varepsilon S dx.$$

Після перетворень отримуємо

$$\frac{\partial\bar{c}}{\partial\tau}\varepsilon + \frac{\partial\bar{c}_T}{\partial\tau}(1-\varepsilon) + w\frac{\partial\bar{c}}{\partial x} = \varepsilon D\frac{\partial^2\bar{c}}{\partial x^2}.$$

Отримане рівняння матеріального балансу елемента шару справедливе лише за постійної швидкості об'ємної фази в будь-якій точці шару адсорбенту.

3.5.4. Кінетика адсорбції

Зміну концентрації вбираної речовини в адсорбенті загалом описують критеріальним рівнянням, отриманим для систем з твердою фазою

$$\frac{\bar{c}_T - \bar{c}_T^*}{\bar{c}_\Pi - \bar{c}_\Pi^*} = f\left(Bi', Fo', \frac{x}{\delta}\right).$$

Проте найчастіше при адсорбції дифузійний опір усередині твердої фази дуже малий порівняно із зовнішнім дифузійним опором, тому, розраховуючи адсорбційні процеси, зазвичай використовують основне рівняння масопередачі

$$M = K_{yV}(\bar{Y} - \bar{Y}^*)V\tau,$$

у якому з деяким припущенням беруть $K_{yV} = \beta_{yV}$.

3.3.5. Технологічні схеми адсорбції

Технологічні схеми адсорбції наведено на рис. 3.88. При застосуванні зернистого адсорбенту використовують схеми з нерухомим шаром адсорбенту

(рис. 3.88,*а*) і зі щільним рухомим шаром адсорбенту (рис. 3.88,*б*). При застосуванні порошкоподібного адсорбенту зазвичай використовують схему з псевдозрідженим шаром адсорбенту (рис. 3.88,*в*).

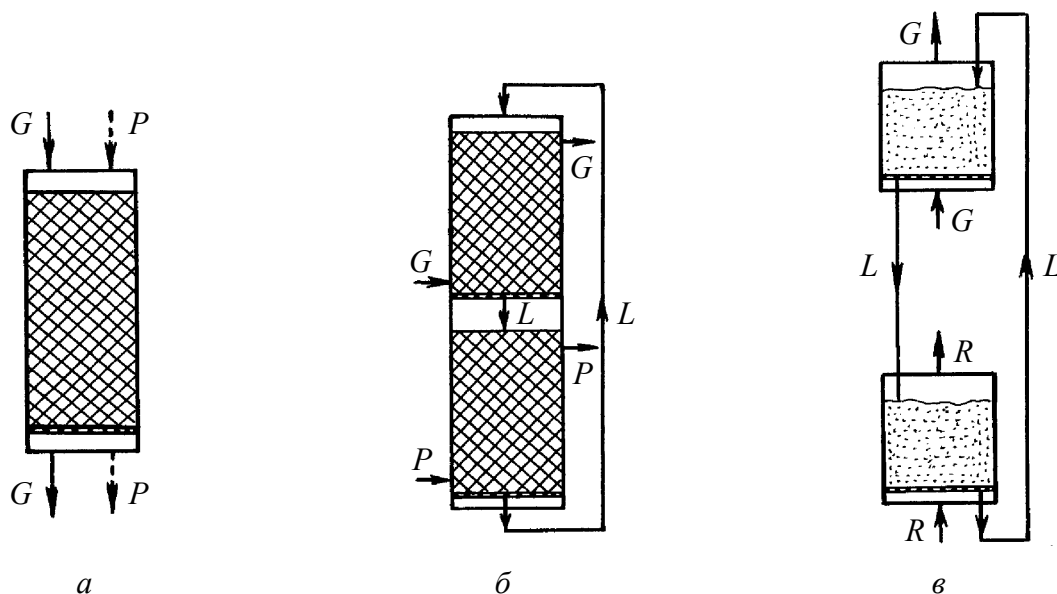


Рис. 3.88. Технологічні схеми адсорбції: *а* – з нерухомим шаром адсорбенту; *б* – із щільним рухомим шаром адсорбенту; *в* – із псевдозрідженим шаром адсорбенту; *G* – потік газу з адсорбтивом; *R* – потік регенерувального газу (пари)

3.4.6. Розрахунок адсорберів

Апарати, призначені для проведення адсорбції, називають *адсорберами*. За умовами роботи адсорбери поділяють на три групи: з нерухомим шаром адсорбенту (рис. 3.89), із щільним рухомим шаром адсорбенту, із псевдозрідженим шаром адсорбенту.

Під час розрахунку адсорберів у разі періодичної адсорбції шуканими величинами є діаметр контактної частини апарата й висота шару адсорбенту при заданому часі процесу або зазначений діаметр і час процесу при заданій висоті шару адсорбенту, а для безперервної адсорбції – діаметр і висота контактної частини апарата, кількість секцій і висота адсорбенту.

Розрахунок адсорберів з нерухомим шаром адсорбенту. Тривалість повного циклу процесу $\tau_{\text{цик}}$ в адсорбері з нерухомим шаром адсорбенту загалом становить

$$\tau_{\text{цик}} = \tau + \tau_{\text{доп}} = \tau + (\tau_{\text{дес}} + \tau_{\text{ос}} + \tau_{\text{ох}}),$$

де τ – час адсорбції; $\tau_{\text{доп}}$ – час допоміжних операцій: $\tau_{\text{дес}}$ – час десорбції; $\tau_{\text{ос}}$ – час осушування адсорбенту (наприклад, при десорбції адсорбенту гострою водяною парою); $\tau_{\text{ох}}$ – час охолодження адсорбенту.

Для проведення в цьому випадку безперервної адсорбції застосовують установки з кількістю адсорберів не менше двох, у яких по черзі відбуваються

адсорбція й допоміжні операції. Для роботи таких установок необхідно виконання умови $\tau \geq \tau_{\text{доп}}$ (рис. 3.90).

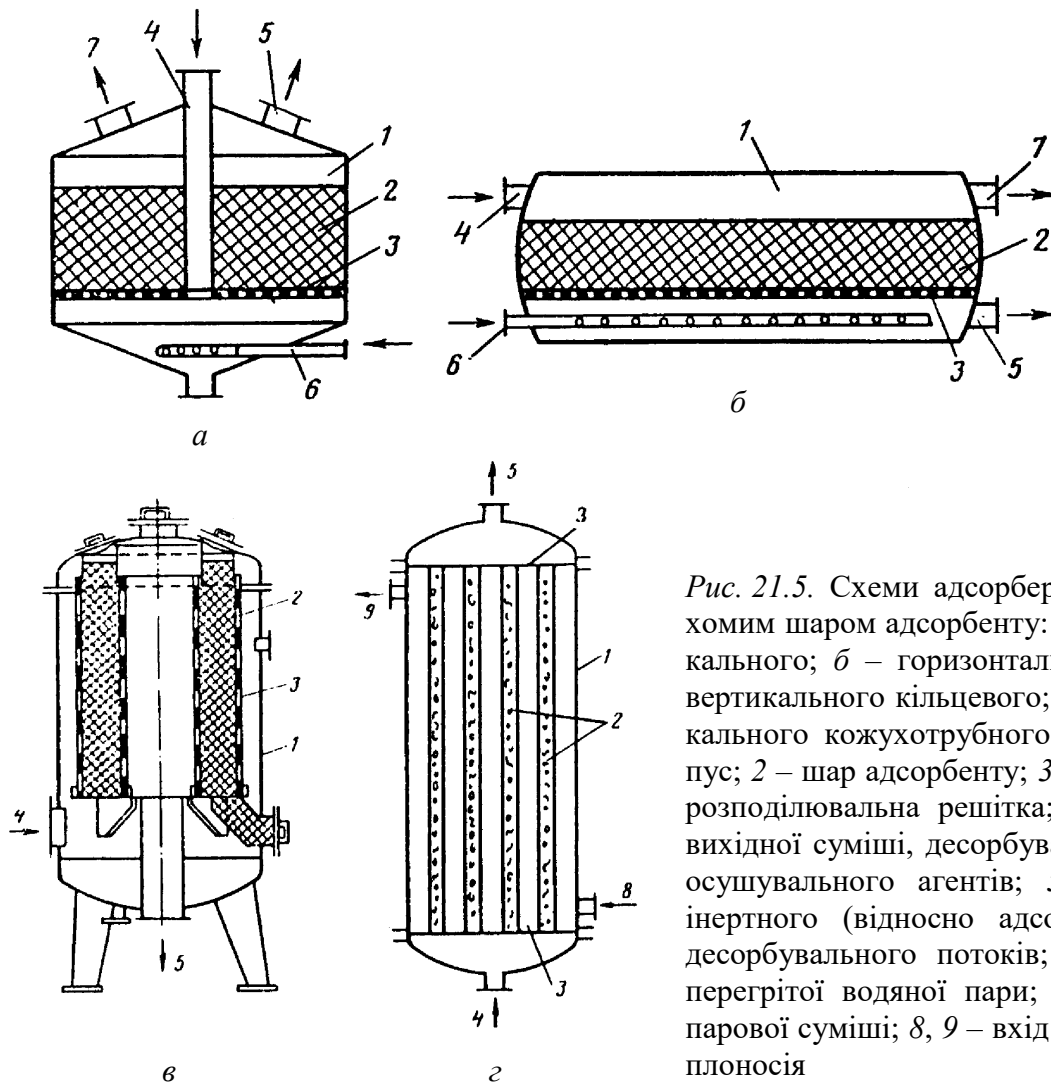


Рис. 21.5. Схеми адсорберів з нерухомим шаром адсорбенту: а – вертикального; б – горизонтального; в – вертикального кільцевого; г – вертикального кожухотрубного; 1 – корпус; 2 – шар адсорбенту; 3 – опорно-розподільвальна решітка; 4 – вхід вихідної суміші, десорбувального та осушувального агентів; 5 – вихід інертного (відносно адсорбенту) і десорбувального потоків; 6 – вхід перегрітої водяної пари; 7 – вихід парової суміші; 8, 9 – вхід і вихід теплоносія

Вихідну газову суміш подають в адсорбер 1. Після насичення в ньому шару адсорбенту адсорбер 1 переключають на стадію десорбції, а вихідну газову суміш починають обробляти в адсорбері 2. Регенерацію адсорбенту проводять гострою водяною парою, яка надходить у нижню частину адсорбера. Гостра пара виносить пари виділеного десорбату в конденсатор 3, після якого суміш утвореного конденсату десорбату з водою подають на розділення. Адсорбент після регенерації сушать гарячим повітрям, яке подають до адсорбера через калорифер 4. Після цього адсорбент охолоджують атмосферним повітрям.

Слід зазначити, що в наведеній схемі можливі два варіанти: 1) цільовий продукт адсорбується з розділюваної суміші майже повністю, і тоді він міститься в десорбаті, звідки його потім вилучають тим чи іншим способом; 2) цільовий продукт адсорбується гірше, ніж інші компоненти розділюваної суміші, і тоді він міститься у відхідному з адсорбера потоці.

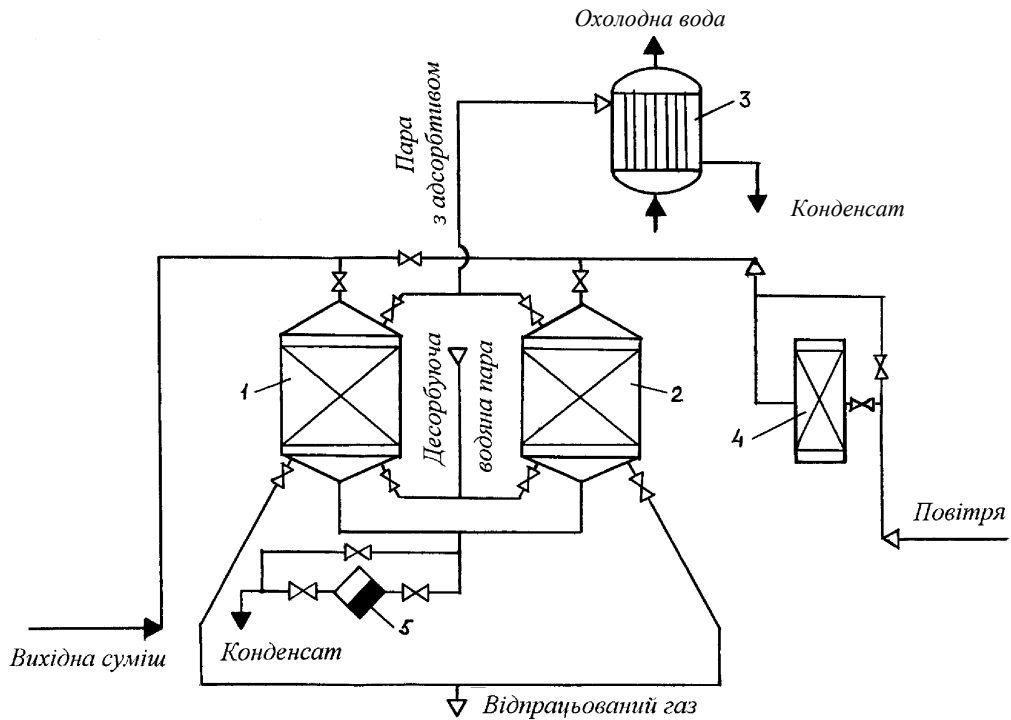


Рис. 3.90. Схема рекуперативної адсорбційної установки: 1, 2 – адсорбери з нерухомим шаром адсорбенту; 3 – конденсатор водяної пари й десорбованої речовини; 4 – калорифер; 5 – пристрій для відведення конденсату

Приблизно час адсорбції τ можна визначити, виходячи з вихідної й кінцевої концентрацій адсорбату \bar{X}_Π і \bar{X}_K (кг/кг). Якщо маса адсорбенту в нерухомому шарі L (кг), то кількість увібраної речовини за один цикл становить (кг)

$$M = L(\bar{X}_K - \bar{X}_\Pi).$$

З другого боку

$$M = wS\rho_\Gamma(\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_K)\tau,$$

де w – приведена швидкість газової суміші в апараті; ρ_Γ – густина газу; S – площа поперечного перерізу адсорбера; \bar{Y}_Π і \bar{Y}_K – початкова й кінцева концентрації адсорбтиву, кг / кг.

Тоді час адсорбції можна знайти за рівнянням

$$\tau = \frac{L(\bar{X}_K - \bar{X}_\Pi)}{wS\rho_\Gamma(\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_K)}.$$

У разі адсорбції газів допустима приведена швидкість газу w (швидкість газу у вільному перерізі адсорбера) можна обчислити за формулою

$$w = \sqrt{0,0167gd_\Gamma\rho_{\text{нас}}/\rho_\Gamma},$$

де d_Γ – еквівалентний діаметр частинки адсорбенту; $\rho_{\text{нас}}$ – насипна густина адсорбенту.

Точніше час адсорбції τ визначають у такий спосіб.

Розглянемо рух газової суміші крізь нерухомий шар адсорбенту (рис. 3.91). Через деякий час τ_1 після початку адсорбції на висоті H_1 у газі вбираної речовини немає ($\bar{Y} = 0$), тобто можна вважати, що на висоті H_1 вбирана речовина повністю адсорбована.

Через час τ_2 від початку адсорбції концентрація вбираної речовини на початку шару адсорбенту збільшується до X_2 , причому на висоті шару H_2 концентрація вбираної речовини в газі $\bar{Y} = 0$ і в адсорбенті $\bar{X} = 0$. Після певного часу τ_0 профіль концентрацій вбираної речовини в адсорбенті (фронт адсорбції або адсорбційна хвиля) стабілізується й надалі починає переміщатися аж до моменту проскакування $\tau_{пр}$ вбираної речовини крізь шар адсорбенту. Отже, наприклад, для часу τ_i шар адсорбенту заввишки H_i' є повністю відпрацьованим (насиченим вбираною речовиною), шар заввишки H_i'' – таким, що працює, а заввишки H_i''' – свіжим (тобто таким, який ще не бере участі у вбиранні адсорбтиву).

Отже, за швидкістю руху фронту адсорбції процес адсорбції можна поділити на два періоди: період швидкості, що зменшується ($0 < \tau \leq \tau_{пр}$), і період сталої швидкості ($\tau_0 < \tau \leq \tau_{пр}$).

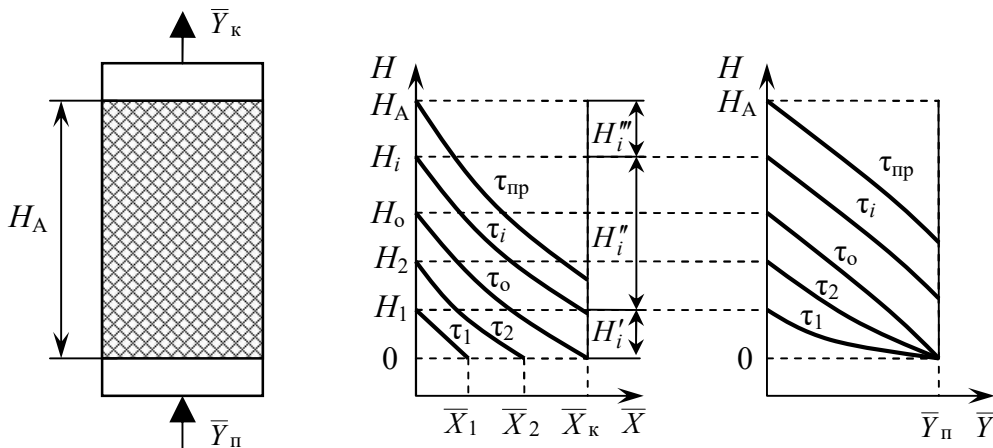


Рис. 3.91. Рух фронту адсорбції по шару адсорбенту

Залежність швидкості $U = dH/dt$ руху фронту адсорбції від висоти шару H показано на рис. 3.92. Величину, обернену швидкості U , називають коефіцієнтом захисної дії шару: $k = 1/U$ [с/м]. Він являє собою тривалість вбирання адсорбату шаром адсорбенту заввишки 1 м і визначається з рівняння матеріального балансу:

$$L(\bar{X}_k - \bar{X}_n) = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k)\tau;$$

$$H_A S \rho_{\text{нас}}(\bar{X}_k - \bar{X}_n) = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k)\tau;$$

$$k = \frac{\tau}{H_A} = \frac{S \rho_{\text{нас}} (\bar{X}_K - \bar{X}_\Pi)}{G (\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_K)}$$

де G – масова витрата газу.

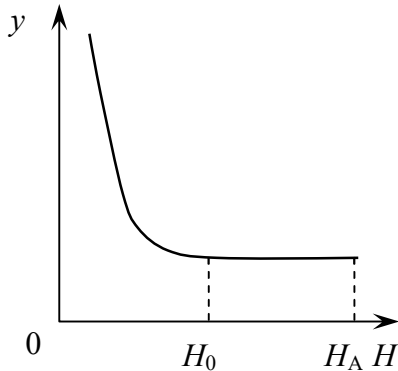


Рис. 3.92. Залежність швидкості руху фронту адсорбції від висоти шару адсорбенту

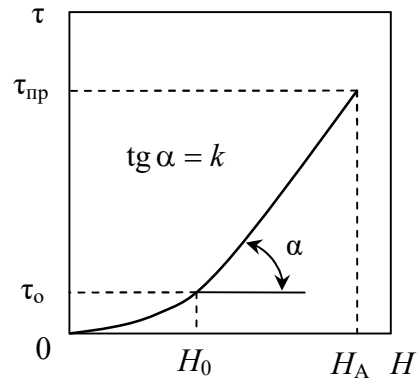


Рис. 3.93. Залежність часу адсорбції від висоти шару адсорбенту

Залежність часу адсорбції $\tau = f(H)$ при $H_0 \leq H \leq H_A$ виражають прямою лінією, тангенс кута нахилу якої становить k (рис. 3.93). Відповідно час вбирної дії шару адсорбенту становить

$$\tau = \tau_0 + k(H - H_0), \quad (3.168)$$

де τ_0 – витрати часу захисної дії шару, с.

Уперше рівняння (3.168) отримав російський учений М.О.Шилов*. Величини τ_0 , k і H_0 , які входять у рівняння Шилова (3.168), визначають дослідним шляхом.

Якщо задано час адсорбції, то необхідну висоту шару адсорбенту визначають за залежністю

$$H = H_0 + (\tau - \tau_0)/k,$$

а площа перерізу контактної частини адсорбера в цьому разі становитиме $S = G/(\omega \rho_T)$.

Розрахунок адсорберів з щільним рухомим шаром адсорбенту. Приведену швидкість газу беруть трохи меншою від швидкості початку псевдозрідження. Витрату адсорбенту й висоту контактної частини адсорбера знаходять з рівняння матеріального балансу та основного рівняння масопередачі. Висоту зон допоміжних операцій визначають залежно від їхньої тривалості й швидкості руху шару адсорбенту.

* М. О. Шилов – учень відомого хіміка-органіка й винахідника вугільного протигазу М. Д. Зелінського, перший начальник хімічної служби російської армії, який під час першої світової війни був керівником польової лабораторії для захисту солдатів і офіцерів від отруйних речовин.

Приведену швидкість газу обчислюють за умови значення порозності шару $\varepsilon = 0,50 \dots 0,65$. Мінімальну масову витрату адсорбенту отримують з рівняння матеріального балансу:

$$L_{\min} (\bar{X}_{\bar{Y}_\Pi}^* - \bar{X}_\Pi) = G(\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_K);$$

$$L_{\min} = G(\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_K) / (\bar{X}_{\bar{Y}_\Pi}^* - \bar{X}_\Pi),$$

де $\bar{X}_{\bar{Y}}^*$ – відносна масова частка вбираної речовини в адсорбенті, рівноважна з газом складу \bar{Y}_Π .

Дійсна витрата адсорбенту становить $L = (1,1 - 1,7)L_{\min}$.

Висоту шару адсорбенту в односекційному апараті визначають з основного рівняння масопередачі, вважаючи, що рух адсорбенту відповідає моделі ідеального змішування, а рух об'ємної фази – моделі ідеального витиснення.

3.5.7. Десорбція

Методи регенерації адсорбенту поділяють на низькотемпературну термічну, високотемпературну термічну, хімічну, витискувальну десорбцію й десорбцію зниженим тиском.

Низькотемпературну термічну регенерацію адсорбентів виконують, обробляючи їх перегрітою або насиченою гострою водяною парою або газами за температури $100 \dots 400$ °С. Якщо низькотемпературна регенерація не повністю відновлює вбирну здатність адсорбенту, виконують *високотемпературну термічну регенерацію*, яку проводять різними газами, наприклад CO_2 , за температури вище 400 °С. У цьому разі адсорбат розкладається, а продукти його деструкції видаляють. Потік, що утворюється в результаті десорбції, називають *десорбатом*.

Хімічну регенерацію проводять, обробляючи адсорбент рідкими або газоподібними реагентами за температури до 100 °С.

При *витискувальній десорбції* адсорбент обробляють розчинником, який витискає увібрану речовину.

Якщо ізотерма адсорбції не крута, то регенерувати адсорбент можна, не підводячи теплоту, а *знижуючи тиск* в апараті.

У промисловості найчастіше шар адсорбенту нагрівають до заданої температури, а потім продувають газом або парою при майже сталій температурі.

3.5.8. Іонний обмін

Іонний обмін між твердим іонообмінним сорбентом (іонітом) і розчином електроліту є окремим випадком хемосорбції. Кінетика, а також апаратурне оформлення іонообмінних процесів близькі до адсорбційних.

У промисловості використовують як природні іонообмінні сорбенти (цеоліти, бентонітові глини, фосфати титану, цирконію та ін.), так і синтетичні

(іонообмінні полімери). Розмір зерен іонообмінних сорбентів зазвичай становить 0,3...2,0 мм.

Іоніти поділяють на *катіоніти* – полікислоти, які здатні обмінюватися з розчином катіонами (позитивно зарядженими іонами), та *аніоніти* – поліоснови, які обмінюються з розчином аніонами (негативно зарядженими іонами).

Іонний обмін можна розглядати як гетерогенну хімічну реакцію й описати, наприклад, такими рівняннями:



Розрізняють також *амфоліти* – іоніти, які містять як кислотні, так і основні іонообмінні групи, виступаючи (залежно від умов проведення процесу) як катіоніт або аніоніт.

Іонний обмін застосовують у гідрометалургії, щоб виділити й концентрувати цінні й розсіяні елементи, а також речовини з багатокomпонентної органічної й біоорганічної сировини, щоб очистити стічні води й відхідні гази від шкідливих домішок, у виробництві особливо чистих речовин і т.п., але найбільшого поширення іонний обмін набув у процесах водопідготовки (зм'якшення та знесолення води). При цьому катіоніти регенерують зазвичай 5 %-м водним розчином HCl, а аніоніти – 5 %-м водним розчином NaOH. Після регенерації іоніти промивають водою.

Отже, цикл іонообмінного процесу має такі стадії: сорбцію іонів з розчину, промивання іоніту від вихідного розчину, регенерацію іоніту, а також промивання іоніту від регенерувального розчину.

Запитання для самоконтролю

1. Наведіть приклади застосування адсорбції. Охарактеризуйте основні промислові адсорбенти.
2. Розкрийте суть статичної й динамічної активності адсорбентів.
3. Охарактеризуйте рівновагу при адсорбції.
4. Як складають матеріальний баланс адсорбції?
5. Поясніть будову й принцип роботи адсорберів з нерухомим шаром адсорбенту. З якою метою використовують вертикальний кожухотрубний адсорбер?
6. Наведіть технологічні схеми адсорбції.
7. Що таке фронт адсорбції? Поясніть його рух по висоті шару адсорбенту.
8. Запишіть рівняння Шилова. Як його застосовувати?
9. Поясніть фізичний зміст захисної дії шару адсорбенту. Як визначити час проскакування певного шару адсорбенту?
10. Охарактеризуйте основні методи регенерації адсорбентів.
11. Сформулюйте основи іонного обміну. Що таке катіоніт, аніоніт, амфоліт? Як регенерують і промивають іоніти? З яких стадій складається іонообмінний процес?

3.6. Кристалізація

3.6.1. Загальні положення

Кристалізація – це процес утворення твердої фази з розчинів і розплавів, а також з газів і парів (здебільшого вважають, що при кристалізації тверда фаза утворюється у вигляді кристалів, хоча іноді утворена тверда фаза має не кристалічну, а аморфну структуру).

Кристалізацію широко застосовують, щоб виділити тверду фазу з розчинів і розплавів, розділити суміші під час одноразової або багаторазової часткової кристалізації, глибоко очистити речовин від домішок тощо. *Одержання* значної кількості кристалів у промисловості (на відміну від вирощування окремого кристалу – монокристалу) називають *масовою кристалізацією*, у результаті якої одержують сипкий продукт – кристали різного розміру.

Процес кристалізації відбувається лише тоді, коли вихідна фаза знаходиться в стані перенасичення. Перенасиченими називають розчини, у яких концентрація розчиненої речовини вища від розчинності цієї речовини. Оскільки перенасичені розчини нестійкі, то з них виділяється надлишкова кількість розчиненої речовини, тобто відбувається процес кристалізації. Досягши стану насичення, тверда фаза перестає виділятися з розчину. Такий насичений розчин називають маточним розчином, або маточником, для відділення якого від утвореної твердої фази використовують відстоювання, фільтрування, центрифугування та ін.

Кристалізація складається з двох основних стадій – утворення зародків кристалів і зростання кристалів, причому ці стадії відбуваються одночасно. Якщо швидкість утворення зародків кристалів більша за швидкість їх зростання, то утворюється велика кількість дрібних кристалів, а в іншому разі – утворюються кристали більших розмірів, але в меншій кількості.

Зародки кристалів утворюються не в усьому об'ємі вихідної фази, а в так званих центрах кристалізації, якими можуть бути різні механічні домішки, шорсткість стінок апарата тощо. Для прискорення й рівномірного утворення зародків в усьому об'ємі вихідної фази в апарат часто подають запал – дрібні кристали, які й стають зародками.

Найбільшого поширення в промисловості набула *кристалізація з розчинів*, яка є процесом, протилежним розчиненню. Тому тепловий ефект кристалізації зазвичай дорівнює за величиною й протилежний за знаком тепловому ефекту розчинення (хоча іноді ці величини не збігаються через побічні явища, наприклад через утворення кристалогідратів).

У промисловості використовують два основні методи кристалізації: *ізотермічний*, при якому перенасичення розчину досягають, видаливши частину розчинника шляхом випарювання при постійній концентрації (температура постійна), та *ізогідричний*, при якому перенасичення розчину досягають, змі-

нивши його температуру (зазвичай охолодивши; маса розчинника при цьому постійна). Ізогідричну кристалізацію використовують для речовин, розчинність яких суттєво залежить від температури. Також застосовують комбінацію цих двох методів – *кристалізація під вакуумом*, при якій одночасно відбувається видалення розчинника та зниження температури.

Крім розглянутих методів, у промисловості також використовують *висолювання*, при якому в розчин вводять добавки, які знижують розчинність цільової речовини. Кристалізацію з хімічною реакцією називають *адуктивною*; при цьому в розчин додають реагент, який утворює з цільовою речовиною комплексну сполуку (адукт), яку після виділення з розчину піддають термічному розкладанню, в результаті чого цільовий продукт одержують безпосередньо.

Процес кристалізації в промислових умовах має кілька послідовних стадій: підготовку розчину, власне кристалізацію, відділення кристалів від маточного розчину, промивку кристалів та їх сушіння.

3.6.2. Рівновага під час кристалізації

Розчинність речовин у рідких розчинниках залежить від їхньої хімічної природи, властивостей розчинника, температури й тиску. Як розчинники в промисловості найчастіше використовують воду, а також ряд органічних сполук (спирти, вуглеводні та ін.).

На рис. 3.94,*a* наведено діаграму станів (фазову діаграму) *газ – рідина – тверде тіло* однокомпонентної системи. Точка *A* є потрійною: у ній в рівновазі одночасно знаходяться газ (г), рідина (р) і тверде тіло (т), що відповідає правилу фаз: $C = K - \Phi + N = 1 - 3 + 2 = 0$, тобто при зміні будь-якого параметра (температури або тиску) зникає одна або дві фази (г, р, т).

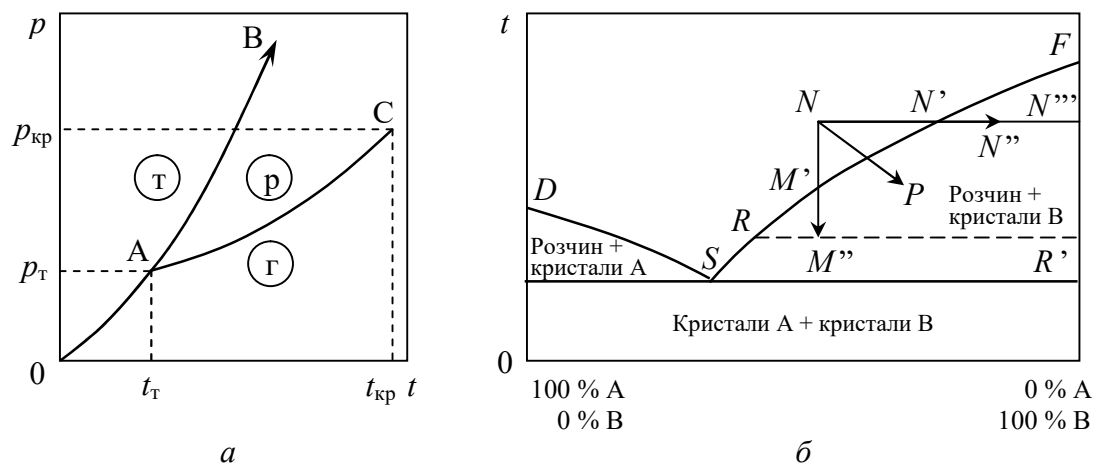


Рис. 3.94. Діаграми станів однокомпонентної системи *газ (пара) – рідина – тверде тіло* (t, p, t) (*a*) і двокомпонентної системи *рідина – тверде тіло* (*b*)

Лінія OA є кривою сублимації, вона відображає умови переходу твердої фази в парову, минаючи рідкий стан, або навпаки (процес десублимації). Перехід з газової фази у тверду при тиску, вищому за тиск p_T потрійної точки A , але нижчому за тиск $p_{кр}$ критичної точки C , можна здійснити тільки через рідку фазу.

Лінія AC є кривою переходу рідини в газоподібний стан. За температури, вищої від критичної, зникає відмінність між газом і рідиною. Лінія AB відображає умови переходу рідини у тверду фазу та не має кінця, а продовжується нескінченно вгору (це пояснюється тим, що рідка фаза на відміну від кристалічної не має суворо визначеної структури).

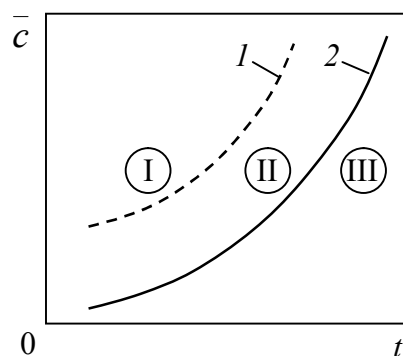
На рис. 3.94,б показано діаграму станів двокомпонентної системи. Лінія FS відповідає насиченим розчинам речовини B в A , а лінія SD – насиченим розчинам речовини A в B . Точка S є евтектичною точкою системи, у якій розчин знаходиться в рівновазі з двома твердими фазами речовин A і B . У водних системах евтектичну точку називають *криогідратною точкою*, а евтектичну суміш – *криогідратом*.

Якщо охолоджувати розчин, який характеризується точкою N (див. рис. 3.94,б), то при зменшенні температури до t_M з розчину почне виділятися тверда фаза речовини B . При подальшому охолодженні до точки M'' тверда фаза буде знаходитися в рівновазі з насиченим розчином складу R , причому маси кристалів $M_{кр}$ і розчину $M_{рз}$ у точці M'' визначають «правилом важеля»

$$M_{кр} / M_{рз} = M''R / M''R'.$$

Якщо розчинник з розчину виділяють випаровуванням (лінія NN''), у точці N' також починає виділятися тверда фаза, причому в точці N'' відношення маси кристалів $M_{кр}$ до маси вихідного розчину складу N становить $M_{кр} / M_{рз N} = N''N'' / NN''$, а відношення маси кристалів до маси розчину, що залишився після випаровування, – $M_{рз N''} : M_{кр} / M_{рз N''} = N''N'' / N''N''$.

У разі кристалізації комбінованим способом (при одночасному охолодженні розчину й видаленні частини розчинника) робоча лінія кристалізації характеризується лінією NP .



На рис. 3.95 показано залежність концентрації, що відповідає умовам розчинності (крива 1) і перенасичення (крива 2) даної речовини, від температури. Область I відповідає стану розчину до насичення; кристалізація в цій області не відбувається.

Рис. 3.95. Залежність перенасичення (1) і рівноважної концентрації (2) від температури: I–III – область ненасиченого розчину, метастабільна й лабільна області

Лінія 2 поділяє область перенасичених розчинів на дві частини: область відносно стійких розчинів, або метастабільну область, II та область нестійких розчинів, або лабільну область, III. У лабільній області III розчини кристалізуються дуже швидко, майже миттєво, а у метастабільній – перенасичені розчини деякий час залишаються без суттєвих змін, відбувається лише збільшення розмірів наявних у розчині кристалів. Межа між областями II і III досить умовна й залежить від розглянутих факторів.

Кристалізацію розчинів, для яких крива рівноваги (див. рис. 3.95) різко йде вгору, доцільно проводити їх охолодженням, що дає змогу швидко перевести стан таких розчинів від насичення у сприятливу для кристалізації лабільну область. Якщо розчинність цільової твердої речовини дуже мало залежить від температури, то її кристалізацію доцільніше проводити ізотермічним методом. У проміжному випадку, коли розчинність речовини залежить від температури, але помірно, можна використовувати ізотермічний або ізогідричний методи, або їхнє поєднання.

3.6.3. Матеріальний і тепловий баланси кристалізації

Матеріальний баланс визначають за потоками й за розчиненою речовиною:

$$G_{\text{II}} = G_{\text{T}} + G_{\text{K}} (+W);$$

$$G_{\text{II}} \bar{y}_{\text{II}} = G'_{\text{T}} + G_{\text{K}} \bar{y}_{\text{K}},$$

де G_{II} , G_{K} – масові витрати відповідно вихідного й кінцевого (маточного) розчинів; G_{T} , G'_{T} – масові витрати відповідно кристалічної фази, яка містить розчинник (кристалосольвату або кристалогідрату, якщо розчинник – вода), чи кристалічної фази в перерахунку на розчинену речовину; W – масова витрата розчинника, що видаляють; \bar{y}_{II} , \bar{y}_{K} – масова частка речовини, що кристалізується, у вихідному й кінцевому розчинах.

Унаслідок того, що кількість молей кристалічної фази у формі кристалосольвату й без розчинника така сама, то витрата кристалічної фази становить

$$G'_{\text{T}} = G_{\text{T}} M_{\text{T}} / M_{\text{кр}},$$

де M_{T} і $M_{\text{кр}}$ – молекулярна маса відповідно твердої фази без розчинника й кристалосольвату.

Тоді витрата кристалічної фази становитиме

$$G_{\text{T}} = \frac{G_{\text{II}} (\bar{y}_{\text{K}} - \bar{y}_{\text{II}}) - W \bar{y}_{\text{K}}}{\bar{y}_{\text{K}} - M_{\text{T}} / M_{\text{кр}}}. \quad (3.169)$$

Коли кристалічна фаза не містить розчинника (тобто $M_{\text{T}} / M_{\text{кр}} = 1$), величина G_{T} становить

$$G_{\text{T}} = \frac{G_{\text{II}} (\bar{y}_{\text{K}} - \bar{y}_{\text{II}}) - W \bar{y}_{\text{K}}}{\bar{y}_{\text{K}} - 1}. \quad (3.170)$$

У разі ізогідричної кристалізації ($W = 0$) рівняння (3.169) і (3.170) набувають вигляду:

$$G_T = \frac{G_{II}(\bar{y}_K - \bar{y}_{II})}{M/M_{кр} - \bar{y}_K}; \quad G_T = \frac{G_{II}(\bar{y}_K - \bar{y}_{II})}{\bar{y}_K - 1}.$$

Рівняння теплового балансу кристалізації залежить від методу її проведення. При ізотермічній кристалізації тепловий баланс має вигляд

$$G_{II}c_{II}t_{II} + G_{II}q + Q = G_Tc_Tt_K + (G_{II} + G_T - W)c_Kt_K + Wh_{вп} + Q_{вт},$$

де c_{II} , c_K , c_T – питома масова теплоємність відповідно вихідного розчину, кінцевого розчину й кристалів; t_{II} , t_K – температура відповідно початкового й кінцевого розчинів; q – питома масова теплота кристалізації; Q – прихід теплоти з теплоносієм; $Q_{вт}$ – втрати теплоти; $h_{вп}$ – питома масова ентальпія вторинних парів.

З цього рівняння визначають величину Q .

При ізогідричній кристалізації ($W = 0$) тепловий баланс набуває вигляду

$$G_{II}c_{II}t_{II} + G_Tq + G_Xc_Xt_{хп} = G_Tc_Tt_K + (G_{II} + G_T)c_Kt_K + G_Xc_Xt_{хк} + Q_{вт}, \quad (3.171)$$

де G_X , c_X – масова витрата й питома масова теплоємність холодоагенту відповідно; $t_{хп}$, $t_{хк}$ – вихідна й кінцева температури холодоагенту відповідно.

З рівняння (3.171) визначають витрату холодоагенту.

3.6.4. Кінетика кристалізації

Процес кристалізації, як вже було сказано, складається з двох послідовних (для даного кристалу) стадій: утворення зародка та зростання кристалу.

Зародки кристалів утворюються в перенасичених розчинах. Різницю між концентрацією розчину, при якій починають утворюватися зародки, і концентрацією насиченого розчину називають ступенем перенасичення.

Швидкість зростання кристалів залежить від інтенсивності зовнішнього масообміну й швидкості включення молекул розчиненої речовини в кристалічну решітку. При цьому можливі три варіанти проходження процесу:

1) швидкість приросту маси кристалів значна; у цьому разі швидкість кристалізації гальмується швидкістю підведення розчиненої речовини до поверхні кристалу

$$\frac{dM}{F d\tau} = \beta_{сф}(\bar{c} - \bar{c}_{мп}),$$

де M – маса кристалічної фази; $\beta_{сф}$ – коефіцієнт масовіддачі в суцільній (рідкій) фазі; \bar{c} , $\bar{c}_{мп}$ – відповідно масові концентрації речовини в об'ємі розчину й біля поверхні кристалу;

2) швидкість підведення розчиненої речовини до поверхні кристалу значна; у цьому разі швидкість кристалізації гальмується швидкістю приросту маси кристалів

$$\frac{dM}{F d\tau} = \beta_T (\bar{c}_{\text{мп}} - \bar{c}^*),$$

де β_T – коефіцієнт масовіддачі в дисперсній (твердій) фазі; \bar{c}^* – масова концентрація насичення;

3) швидкість кристалізації визначають як швидкістю підведення розчиненої речовини до поверхні кристалу, так і швидкістю приросту маси кристалів

$$\frac{dM}{F d\tau} = \frac{\bar{c} - \bar{c}^*}{1/\beta_{\text{сф}} + 1/\beta_T} = K(\bar{c} - \bar{c}^*),$$

де K – коефіцієнт масопередачі.

Так, наприклад, для першого варіанта проходження кристалізації її швидкість збільшується при збільшенні швидкості потоку суцільної фази та зниженні в'язкості (тобто при збільшенні значень критеріїв Re і Pr').

Співвідношення швидкості утворення зародків та зростання кристалів визначає кінцевий розмір кристалів. Підвищення температури кристалізації, швидкості перемішування і ступеня перенасичення зменшує розмір одержуваних кристалів, оскільки швидкість утворення зародків кристалів перевищує швидкість збільшення маси кристалів.

Швидке охолодження розчину й мала молекулярна маса розчиненої речовини також сприяють одержанню дрібніших кристалів. Чим дрібніші одержані кристали, тим менше вони містять домішок. Недоліком дрібнокристалічного продукту є складність його відділення від розчину.

3.6.5. Конструкції і принцип дії кристалізаторів

За умовами утворення й зростання кристалів кристалізатори поділяють на три основні типи: *поверхневі*, у яких кристали утворюються й зростають на охолоджуваній поверхні, *об'ємні*, у яких кристалів утворюються й зростають у всьому об'ємі апарата, а також *комбіновані*, у яких зазначені процеси відбуваються як на охолоджуваній поверхні, так і в об'ємі апарата.

Об'ємні кристалізатори, у свою чергу, поділяють на прямотечійні (у цих апаратах розчин і кристали рухаються прямотечією), ємнісні (у цих апаратах за допомогою мішалок розчин повністю перемішується разом з утворюваними кристалами) і циркуляційні (за гідродинамічним режимом ці апарати займають проміжне місце між прямотечійними та ємнісними).

За типом утворення умов перенасичення кристалізатори поділяють на ізогідричні, вакуумні й випарні.

До поверхневих кристалізаторів належать вальцьові та стрічкові (за конструкцією вони дуже схожі на барабанний і стрічковий вакуумні фільтри), до об'ємних – кристалізатори з оболонкою й мішалкою, хитний кристалізатор безперервної дії, кристалізатори з псевдозрідженням (ізогідричні й вакуум-

випарні), а до комбінованих (поверхнево-об'ємних) – барабанний кристалізатор з повітряним випарним охолодженням (рис. 3.96–3.98).

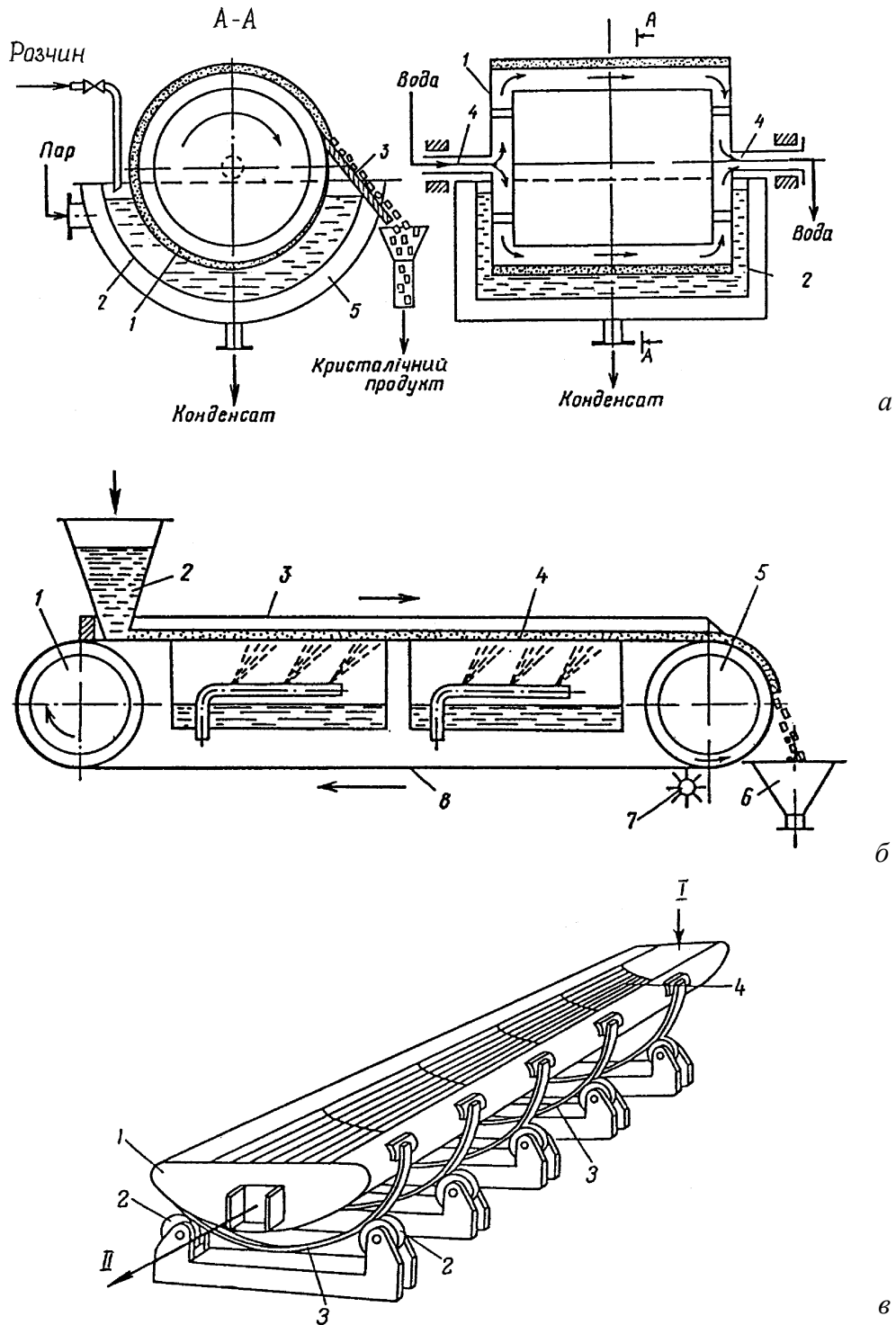
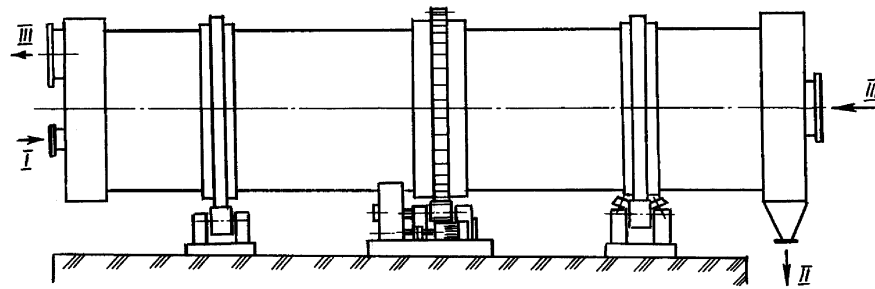
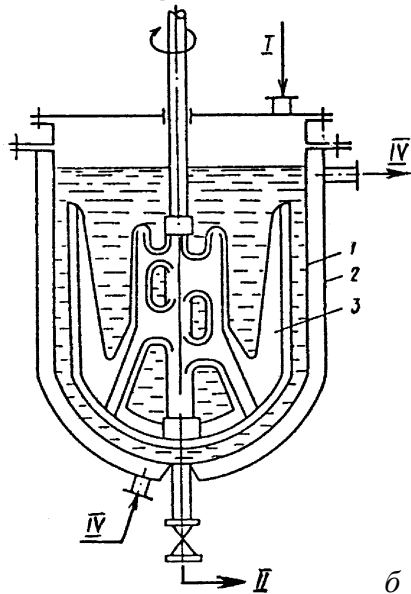


Рис. 3.96. Схеми будови кристалізаторів: а – вальцьового (1 – барабан; 2 – корито; 3 – ніж для знімання кристалів; 4 – порожнисті вали; 5 – парова оболонка); б – стрічкового (1, 5 – барабани; 2 – бункер; 3 – борт; 4 – шар утворюваних кристалів; 6 – приймальний бункер; 7 – щітки; 8 – рухома стрічка); в – хитного (1 – корито; 2 – опорні ролики; 3 – бандажі; 4 – перегородки);

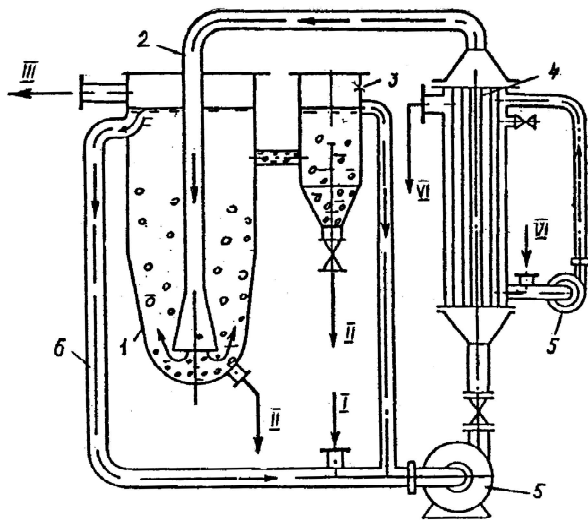


a

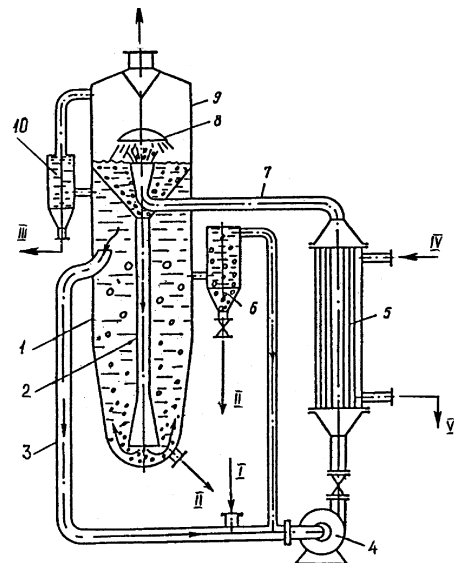


b

Рис. 3.97. Схеми будови кристалізаторів: а – барабанного (1 – обертовий барабан; 2 – привод; 3 – бандажі); б – з оболонкою й мішалкою (1 – корпус; 2 – охолодна оболонка; 3 – мішалка); I – вихідний розчин; II – суспензія; III – повітря; IV – охолодна вода



a



b

Рис. 3.98. Схеми будови кристалізаторів: а – ізогідричного з псевдозрідженим шаром кристалів (1 – корпус; 2 – центральна труба; 3 – відстійник; 4 – холодильник; 5 – насос; б – циркуляційна труба); б – вакуум-випарного з псевдозрідженим шаром кристалів (1 – корпус; 2, 3, 7 – циркуляційні труби; 4 – насос; 5 – теплообмінник; 6 – відстійник; 8 – відбійник; 9 – сепаратор; 10 – ємність для маточного розчину); I – вихідний розчин; II – суспензія; III – маточний розчин; IV – нагрівальна пара; V – конденсат нагрівальної пари; VI – охолодна вода

3.6.6. Кристалізація з розплавів

Кристалізацію з розплавів у хімічній технології застосовують найчастіше з метою розділення сумішей речовин. Порівняно з іншими методами розділення, наприклад ректифікацією та екстракцією, розділення кристалізацією розплавів (іноді цей процес називають також фракційним плавленням) вирізняється низькою енергоємністю, а також дає змогу розділяти азеотропні суміші й суміші речовин з близькими температурами кипіння.

У розплаві кристали утворюються й ростуть так само, як і в розчині, проте для регулювання швидкості процесу замість перенасичення використовують охолодження.

Під час *однократного фракційного плавлення* вихідну суміш, що підлягає розділенню, спочатку повільно охолоджують до повної кристалізації. Потім утворену кристалічну масу нагрівають від температури кристалізації до температури фракціонування, після чого одержану суспензію фільтрують. При цьому відділений від фільтрату осад має більший уміст високоплавкого компонента (порівняно з вихідною сумішшю).

Щоб підвищити ефективність процесу, застосовують *багатократне фракційне плавлення*, при якому одержані фракції (кристалічну фазу і (або) маточний розчин) піддають фракційному плавленню, знову розділяють на фракції, після чого утворені фракції також піддають фракційному плавленню і т.д.

Направлену кристалізацію застосовують, якщо рівноважні склади фаз при переході суміші з одного агрегатного стану до іншого відрізняються між собою. Він ґрунтується на відведенні теплоти від межі поділу фаз, що спричинює направлений рух фронту кристалізації вздовж очищуваного зразка. Це забезпечується повільним переміщенням зон (ділянок) нагрівання й охолодження. Цей метод найдоцільніше застосовувати для невеликих кількостей речовин (розділення сумішей з незначним умістом домішок), заздалегідь очищених іншими методами. Для проведення фракційного плавлення застосовують вальцьові, стрічкові, барабанні та інші кристалізатори, а також кристалізатори з псевдозрідженим шаром.

Ще одним методом глибокого очищення речовин є *зонне плавлення*, яке виконують переміщенням вздовж очищуваного зразка речовини *1* нагрівника *4*, який створює в зразку зону *2* розплаву довжиною *l* (але, на відміну від направленої кристалізації, зазначене переміщення набагато повільніше: його швидкість – 0,05...0,20 м/год; рис. 3.99).

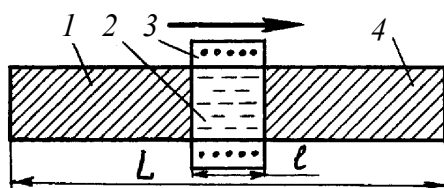


Рис. 3.99. Схема зонного плавлення: *1* – зона кристалізації після розплавлення; *2* – зона розплаву; *3* – нагрівник; *4* – вихідний зразок

По довжині L зразка утворюються дві рухомі міжфазні поверхні. З боку однієї з цих поверхонь матеріал зразка плавиться, а по другу – кристалізується (зона 3). Під час руху розплавленої зони 2 вздовж зразка внаслідок різної розчинності домішки в розплаві й твердій фазі її вміст у зразку перерозподіляється.

Якщо коефіцієнт розділення (співвідношення концентрацій у рівноважних кристалічній і рідкій фазах) менший одиниці, то домішка концентрується переважно в розплаві, при цьому її вміст у твердій фазі, що утворюється після проходження розплавленої зони, знижується. Найбільшого ступеня очищення досягають на початковій ділянці зразка, оскільки під час руху зони розплаву домішки поступово нагромаджуються саме в ній. Багаторазове повторення на даному зразку зонного плавлення приводить до ефективнішого очищення матеріалу зразка від домішок. Для прискорення процесу зонного плавлення іноді вздовж зразка одночасно переміщують декілька нагрівників. Після досягнення необхідного перерозподілу концентрацій компонентів по довжині зразка, його частину зі значним умістом домішок («забруднену» частину) видаляють, а залишок переплавляють.

Запитання для самоконтролю

1. Що таке кристалізація? Наведіть приклади її застосування.
2. Охарактеризуйте основні методи кристалізації. Коли їх застосовують?
3. Виконайте аналіз діаграм станів системи *газ (пара) – рідина – тверде тіло і рідина – тверде тіло*.
4. Запишіть матеріальний і тепловий баланси кристалізації.
5. Поясніть особливості кінетики кристалізації. Проаналізуйте переваги й недоліки одержання дрібнокристалічного продукту.
6. Наведіть класифікацію кристалізаторів.
7. У яких випадках виконують кристалізацію з розплавів? Що таке зонне плавлення?

3.7. Розчинення та екстракція в системі *тверде тіло – рідина*

3.7.1. Загальні положення

Розчинення – це процес переходу речовини в розчин з поверхні твердого тіла.

Зазвичай розчинення виконують, щоб розділити систему, яка складається з розчинних та інертних твердих матеріалів. При цьому припускають, що інертні матеріали не впливають на кінетику розчинення.

Під час звичайного фізичного розчинення вихідну тверду речовину можна знову одержати з розчину, наприклад кристалізацією. Фізичне розчинення може протікати по дифузійному, конвективному чи змішаному механізму. Хімічне розчинення являє собою гетерогенну хімічну реакцію, продукти якої розчиняються в рідкому розчиннику. Повернення до вихідної твердої речовини звичайними фі-

зичними методами в цьому разі неможливе. При цьому розрізняють хімічне розчинення без утворення нової фази (продукти реакції розчиняються в рідині) і з утворенням нової фази (найчастіше твердої або газоподібної).

Екстракцією в системі тверде тіло – рідина називають процес видобування одного або кількох компонентів з твердого матеріалу шляхом вибірного розчинення в рідині (екстрагенті). При цьому тверді частинки, що контактують з рідким розчинником, складаються з двох або більше розчинних та інертних твердих фаз. Видобування компонентів, які знаходяться в порах твердого тіла у вигляді розчиненої речовини, називають *екстракцією розчиненої речовини*, а видобування компонентів, які знаходяться в порах твердого тіла у вигляді твердої фази – *екстракцією твердої речовини*.

У разі екстракції розчиненої речовини тверде тіло містить у своєму пористому об'ємі розчин розподілюваного (цільового) компонента, який при взаємодії з екстрагентом дифундує крізь пористу структуру твердого тіла в основну масу рідини.

У безперервному процесі екстракції розчиненої речовини беруть участь два потоки, які містять щонайменше три компоненти: перший потік – нерозчинна речовина L , у порах якої знаходиться екстрагована (розподілювана) речовина M і екстрагент G , і другий потік – розчин екстрагованої речовини M в екстрагенті G .

Для трикомпонентної системи зв'язок між її складом, як і для рідинної екстракції, зручно подавати на трикутній діаграмі.

Кінетика процесу екстракції розчиненої речовини описують залежностями, поданими в п. 3.1.16 (масообмін між рідкою (газовою або паровою) і твердою фазами).

У разі екстракції твердої речовини тверді пористі тіла містять розподілюваний компонент у твердому вигляді. Під час екстракції об'єм твердого тіла, який містить розподілювану речовину, весь час зменшується, а об'єм, звільнений від неї, містить цю речовину в розчиненому вигляді. З часом останній об'єм збільшується (рис. 3.100).

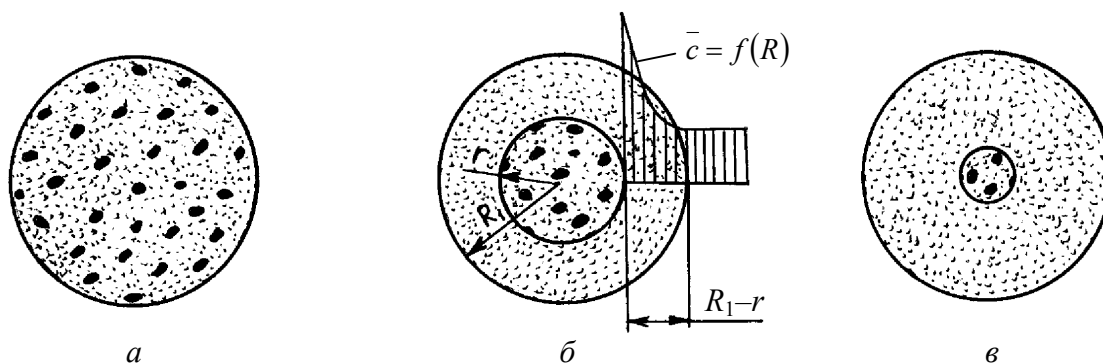


Рис. 3.100. Зміна структури (а–в) у пористій частинці під час екстракції твердої речовини

У зв'язку з тим, що під час екстракції перенесення речовини до поверхні твердого тіла відбувається за допомогою молекулярної дифузії в нерухомій рідині, яка заповнює пористий об'єм, екстракція є менш ефективним процесом порівняно з розчиненням.

Незважаючи на те, що зменшення розмірів частинок твердого пористого тіла – найпростіший спосіб інтенсифікації екстракції, воно не завжди виправдане. Так, попереднє подрібнення пористого тіла зазвичай потребує значних витрат енергії перед екстракцією, а щоб після екстракції розділити екстракт і дрібні тверді частинки, треба подолати певні труднощі при реалізації фільтрування або відстоювання. Щоб визначити розмір частинок пористого тіла, які надходять на екстракцію, доцільно провести техніко-економічне обґрунтування.

3.7.2. Технологічні схеми, конструкції і принцип дії екстракторів у системі *тверде тіло – рідина*

У хімічній технології застосовують такі основні способи екстракції й розчинення: періодичний процес, проточний і протитечійний процеси, а також процес у нерухомому шарі. Ці процеси відбуваються в екстракторах і апаратах-розчинниках.

Періодичний процес відбувається в апаратах з механічним або барботажним перемішуванням. Барботажне перемішування дає можливість, якщо треба, використовувати перемішувальний агент (повітря) як окиснювач (рис. 3.101).

На рис. 3.101,а показано ємнісний апарат з лопатевою мішалкою. Вихідний матеріал I і розчинник II завантажують крізь штуцери кришки апарата.

Після розчинення розчин разом із залишками твердої фази, що не розчинилася, вивантажують крізь спускний штуцер у днищі апарата. Для підтримки певного температурного режиму апарат споряджають теплообмінною оболонкою.

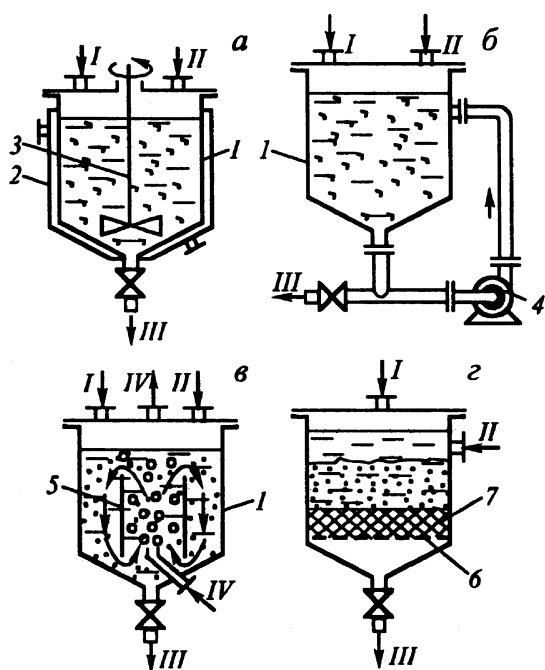


Рис. 3.101. Схеми ємнісних розчинників періодичної дії: а – з механічною мішалкою; б – із зовнішнім циркуляційним контуром; в – з внутрішньою пневматичною циркуляцією суспензії; г – з фільтрацією крізь нерухомий шар речовини, що розчиняється (1 – корпус апарата; 2 – теплообмінна оболонка; 3 – мішалка; 4 – насос; 5 – циркуляційна труба; 6 – опорна решітка; 7 – шар інертної насадки; I – вихідна речовина, II – розчинник, III – кінцева суспензія, IV – повітря)

У таких апаратах можуть також розміщати гвинтові, турбінні та інші мішалки. Іноді для інтенсифікації процесу розчинення на внутрішній поверхні ємнісних апаратів розташовують ребра або спеціальні напрямні насадки.

Інтенсифікувати процес розчинення твердих речовин у ємнісних апаратах можна й шляхом утворення в рідкій фазі коливань або пульсацій різної частоти та амплітуди. Цього досягають за допомогою різних вібраторів, пневматичних і акустичних пульсаторів, вібраторів та ін.

Прискорити процес розчинення можна також, організувавши внутрішні або зовнішні контури циркуляції суспензії. На рис. 3.101,б показано ємнісний апарат із зовнішнім контуром циркуляції суспензії, до складу якого входить відцентровий насос.

Внутрішню циркуляцію суспензії можна реалізувати і за допомогою ерліфта (рис. 3.101,в). При цьому в апараті зазвичай розміщують внутрішню циркуляційну трубу, у нижню частину якої подають повітря. Циркуляція суспензії відбувається за рахунок різниці густин гетерогенних систем у циркуляційній трубі та в кільцевому проміжку між корпусом апарата й циркуляційною трубою. Інтенсивність циркуляції тут залежить насамперед від витрати повітря, висоти труби та ефективної в'язкості суспензії.

Більшість розчинників періодичної дії належать до апаратів ідеального (повного) перемішування. При цьому рушійна сила (приблизно постійна по всьому об'єму робочої зони) поступово змінюється в ході процесу розчинення.

На рис. 3.101,г показано ємнісний апарат-розчинник напівбезперервної дії, у якому процес розчинення відбувається під час фільтрації розчину крізь нерухомий шар твердої речовини. У нижній частині апарата розташовано опорну решітку, на якій розміщено шар інертного дисперсного матеріалу (наприклад, кварцового піску). Вихідний матеріал завантажують періодично, а розчинник у апарат подають безперервно. Розчин, проходячи крізь шар твердого матеріалу, насичується компонентом, що розчиняється, далі він проходить крізь шар інертного матеріалу й виводиться з апарата. Такий апарат доцільно використовувати для повного розчинення речовин, коли в апараті не відбувається нагромадження твердих залишків.

Процес у нерухомому шарі полягає у фільтруванні екстрагенту крізь шар кускового пористого матеріалу. Цей спосіб вирізняється простотою апаратного оформлення, проте він є найповільнішим серед усіх способів екстракції й розчинення.

Прямотечійний і протитечійний процеси зазвичай відбуваються в каскаді послідовно сполучених апаратів з механічними перемішувальними пристроями, крізь які пульпа рухається самопливом. Якщо у каскаді від трьох до шести апаратів, можна досягти досить високого ступеня видобування розподіленої речовини (рис. 3.102).

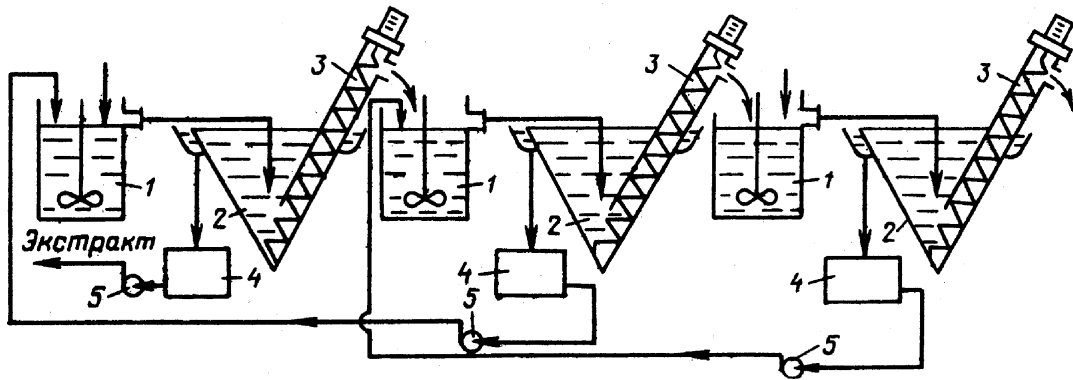


Рис. 3.102. Змішувально-протитечійна екстракційна система апаратів:
1 – апарати з мішалкою; 2 – відстійники; 3 – шнеки; 4 – збірники; 5 – насоси

На рис. 3.102 представлено схему змішувально-відстійної системи апаратів, що складається з трьох модулів, кожен з яких містить апарат з мішалкою 1, відстійник 2 зі шнековим 3 або іншим транспортувальним пристроєм, збірник 4 і насос 5. Тверда фаза транспортується в напрямку, протилежному руху розчину, забезпечуючи ступінчасту протитечію.

Безперервне розчинення можна здійснювати в одному або в декількох з'єднаних між собою апаратах. В останньому випадку окремі апарати (пристрої) призначені для виконання операцій дозування, завантаження, розчинення й сепарації отриманої гетерогенної суміші (суспензії, пульпи). При цьому апарати безперервної дії можуть працювати в режимах прямиотечійного, протитечійного і змішаного руху рідкої й твердої фаз. Такі апарати передусім використовуються в багатотоннажних виробництвах і відрізняються більшою розмаїтістю конструкцій.

Одним з найпростіших екстракційних апаратів безперервної дії є циліндроконічний екстрактор-відстійник (рис. 3.103). За конструкції він аналогічний вертикальному гребковому відстійнику (див. рис. 2.5). В апарат крізь вхідну трубу 2 подають подрібнений твердий матеріал I і розчинник II. У результаті їх контакту відбувається екстракція розчинної речовини з твердої сировини. Розчин (екстракт, маточник) потрапляє в кільцевий карман 4 і виводиться з верхньої частини апарата; тому екстракт називають верхнім продуктом (ВП). Вологий твердий залишок, отриманий у результаті розділення в сепараторі пульпи, виведеної з нижньої частини апарата, називають нижнім продуктом (НП).

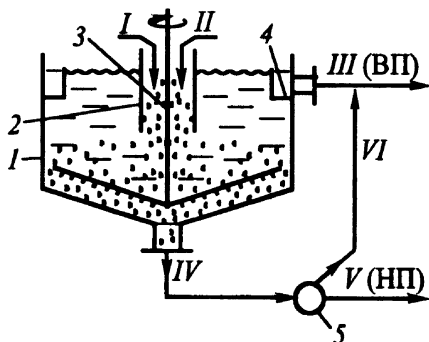


Рис. 3.103. Екстрактор-відстійник для процесів розчинення та екстракції в системі тверде тіло – рідина: 1 – корпус, 2 – завантажувальна труба, 3 – гребкова мішалка, 4 – прийомна кишеня, 5 – сепаратор фаз; I – вихідний матеріал, II – розчинник, III – розчин (екстракт), IV – пульпа (згущена суспензія), V – твердий залишок (рафінат), VI – відділений розчин

При цьому треба зауважити, що терміни ВП і НП використовують у процесах екстракції стосовно екстракту й твердого залишку відповідно незалежно від того, у якому місці їх виводять з апаратів інших конструкцій.

Іншим видом екстракторів безперервної дії є триколонний шнековий апарат (рис. 3.104,*a*) твердий матеріал рухається за допомогою трьох шнеків назустріч потоку рідини. Він компактний, простий за конструкцією та в експлуатації, має значну подрібнювальну здатність твердого матеріалу, але не забезпечує при цьому рівномірне обтікання всіх твердих часток рідиною, що негативно впливає на ефективність апарата.

На рис. 3.104,*б* наведено схему двоколонного екстрактора, що складається з корпусу прямокутного поперечного перерізу, всередині якого рухаються два роликові ланцюги, до яких на відстані 400...500 мм прикріплено прямокутні рамки, обтягнуті сіткою, на яких розташовується оброблюваний твердий матеріал (у деяких конструкціях рамки замінені перфорованими ковшами). Ланцюги приводяться в рух барабаном від приводу, спорядженого електродвигуном. Твердий матеріал і рідина переміщуються протитечією. Перевагою апарата є недеформованість твердого матеріалу, а його недоліком – порушення рівномірності розміщення матеріалу на рамках під час їх переходу з лівої частини корпусу в праву (при цьому погіршується контакт обох фаз). За ефективністю дво- і триколонні апарати приблизно однакові.

Двошнековий екстрактор (рис. 3.104,*в*) складається з похилого коритоподібного корпусу, всередині якого розміщено два шнеки, що обертаються назустріч один одному, в результаті чого твердий матеріал рухається вздовж корпусу. У місці виходу екстракту встановлене сито для затримки твердих частинок. Нижню частину корпусу апарата споряджено теплообмінною оболонкою. Переваги апарата – компактність і невеликі енерго- і матеріаломісткість, а недоліки – можливе переподрібнення твердої фази, що в багатьох випадках не завжди припустимо.

До протитечійних апаратів безперервної дії належить і карусельний екстрактор (рис. 3.105), обертовий ротор *1* якого поділено на секції *3* радіальними перегородками *2*. Кожна секція заповнюється вихідним дисперсним матеріалом, робить повний оберт за час, потрібний для заданого ступеня екстракції, після чого автоматично розвантажується. Швидкість обертання ротора, а отже і час екстракції, можна регулювати в широких межах. Екстрагент подають у кожну секцію; де він фільтрується крізь шар матеріалу, стікає в проміжну ємність і знову надходить на зрошення протитечією на іншу секцію.

До одних з найбільш простих та ефективних екстракторів належить апарат шарового типу (рис. 3.106). У циліндричну колону *1* крізь нижній штуцер безперервно надходить рідина, що фільтрується крізь шар матеріалу, що рухається зверху вниз. Розчин високої концентрації, що надходить у розширену частину *2* колони, яка відіграє роль сепаратора, крізь боковий штуцер видаляють апарат для подальшого перероблення. Вихідний твердий дисперсний матеріал безперервно подають крізь завантажувальну трубу й виводять знизу апарата.

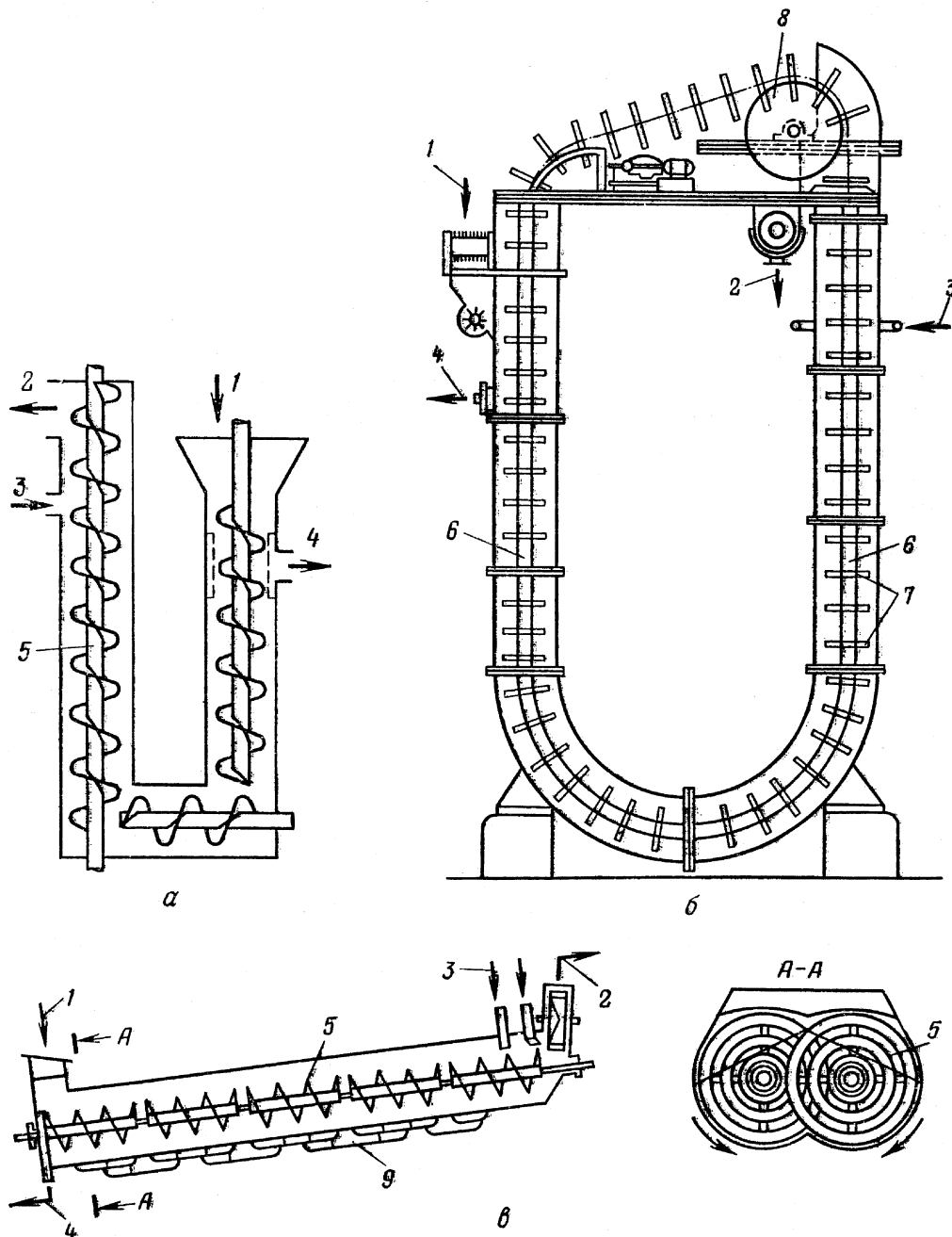


Рис. 3.104. Екстрактори безперервної дії: *а* – триколонний шнековий; *б* – двоколонний; *в* – похилий двошнековий (1, 2 – вхід і вихід твердого матеріалу; 3 – вхід екстрагенту; 4 – вихід екстракту; 5 – шнеки; 6 – роликові ланцюги; 7 – рамки; 8 – ведучий барабан; 9 – теплообмінна оболонка)

Апарат шарового типу, який характеризується великою об'ємною продуктивністю, а також простотою конструкції та експлуатації, може працювати як у режимі щільного рухомого шару, так і в режимі псевдозрідженого шару.

У процесах екстракції кінцевий розчин треба відділити від твердого нерозчинного залишку (шламу), який з цією метою промивають. Цей залишок промивають на фільтрах, центрифугах і у відстійниках.

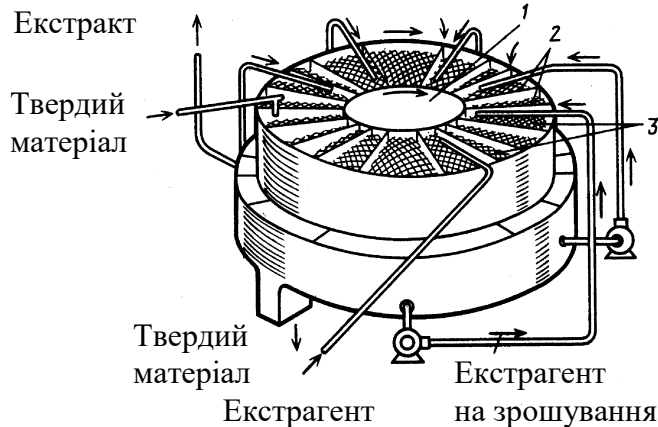


Рис. 3.105. Карусельний екстрактор:
1 – ротор; 2 – перегородки; 3 – секції

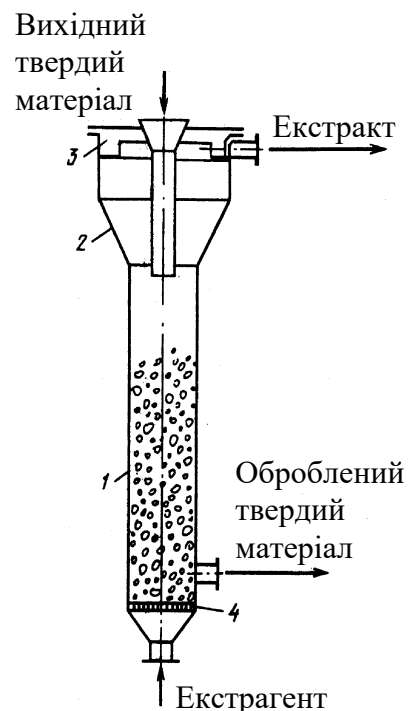


Рис. 3.106. Екстрактор шарового типу:
1 – колонна; 2 – сепаратор; 3 – кільцевий жолоб; 4 – розподільна решітка

3.7.3. Розрахунок екстракторів у системі *тверде тіло – рідина*

Одним з найбільш прийнятних способів визначення кількості теоретичних ступенів екстракції в системі тверде тіло–рідина є графічний спосіб із застосуванням трикутної діаграми. Для зручності розрахунку діаграму може бути представлено не у вигляді рівностороннього (див. рис. 3.64), а у вигляді прямокутного трикутника (рис. 3.107).

Припустимо, що вихідна тверда сировина складається з нерозчинного твердого компонента A і компонента B , що розчиняється в рідкому розчиннику (чистому екстрагенті) S .

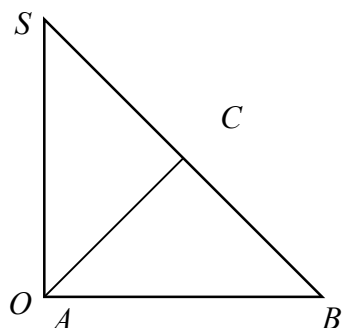


Рис. 3.107. Трикутна діаграма системи тверде тіло – рідина

У результаті екстракції одержують екстракт, що складається з екстрагенту S і розчиненого в ньому компонента B , і рафінат – нерозчинний компонент A , в порах якого втримується певна кількість рідини – розчину компонента B у розчиннику S .

Точки на кожній зі сторін діаграми виражають склади двокомпонентних сумішей: компонентів A і B (на абсцисі), A і S (на ординаті) і B і S (на гіпотенузі трикутника). Точки, що лежать усередині трикутника, виражають склади трикомпонентних сумішей.

Нехай гранична кількість твердого компонента B , що розчиняється при певній температурі в заданій кількості екстрагенту, тобто насичений розчин B у S , виражається точкою C на гіпотенузі трикутника. Тоді відрізок OC являє собою геометричне місце точок, що виражають склади насичених розчинів B у S , змішаних з нерозчинним твердим компонентом A .

Робочою областю діаграми є її частина, розміщена вище відрізка OC , що відповідає ненасиченим розчинам B у S , за наявності яких можливий перехід компонента B із твердої фази в рідку. При цьому під час екстракції з твердих речовин одержувані розчини зазвичай не доводять до насичення.

Склади й кількості утворюваних у результаті екстракції сумішей, а також співвідношення між кількостями і складами одержуваних екстракту й рафінату визначають за правилом важеля (див. п. 3.4.2).

Як було показано в п. 3.7.2, найбільш ефективною схемою екстракції є протитечійна багатоступінчаста екстракція.

Застосуємо трикутну діаграму (див. рис. 3.107) для визначення кількості теоретичних ступенів під час сталого процесу багатоступінчастої (n ступенів) протитечійної екстракції, розрахункову схему якої наведено на рис. 3.108.

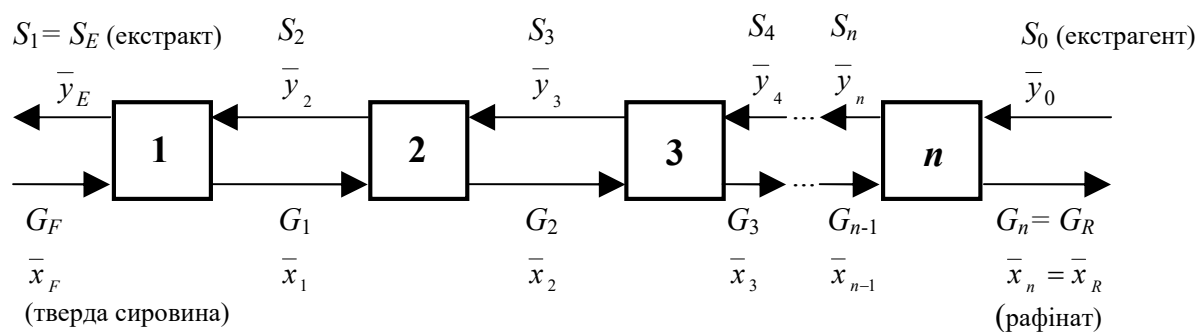


Рис. 3.108. Схема багаторазової екстракції в системі *тверде тіло – рідина* з протитечією екстрагенту (1, 2, 3, ... n – ступені)

Вихідна суміш твердих речовин, що надходить у перший ступінь установки з масовою витратою G_F (кг/с), містить \bar{x}_F масових часток розподілюваного компонента B . Із протилежного кінця установки в n -й ступінь надходить S_0 (кг/с) розчинника із вмістом \bar{y}_0 розподілюваного компонента B . З установки видаляють: з боку введення вихідної сировини – S_E (кг/с) екстракту із вмістом \bar{y}_E масових часток компонента B , а з боку введення екстрагенту – G_R (кг/сек) рафінату із вмістом \bar{x}_R масових часток компонента B .

Потік екстракту, що переходить із одного ступеня до іншого, умовно називають верхнім потоком, а відповідний потік рафінату – нижнім потоком (див. рис. 3.107).

Рівняння матеріального балансу має вигляд:

– для всієї установки

$$G_F + S_0 = G_R + S_E; \quad (3.172)$$

– для розподілюваної речовини B

$$G_F \bar{x}_F + S_0 \bar{y}_0 = G_R \bar{x}_R + S_E \bar{y}_E. \quad (3.173)$$

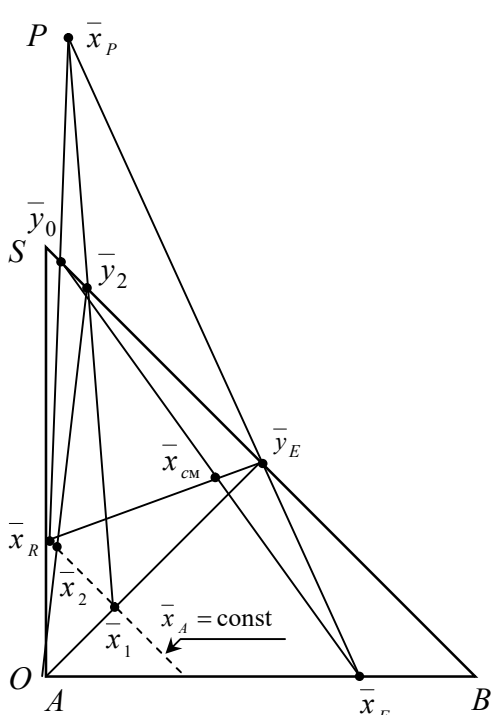


Рис. 3.109. Графічний розрахунок процесу багатоступінчастої протитечійної екстракції в системі тверде тіло – рідина

Відкладаємо задану величину \bar{x}_F на осі абсцис, а величину \bar{y}_0 – на гіпотенузі трикутника ASB (рис. 3.109) і з'єднуємо ці точки відрізком, розділивши який у співвідношенні S_0/G_F , одержимо точку \bar{x}_{cm} , що характеризує склад вихідної суміші після змішування між собою вихідної сировини та свіжого екстрагенту.

Знаючи потрібний склад рафінату (нижнього потоку), тобто задане або прийняте співвідношення між кількостями рідкої й твердої фаз у твердому залишку після проведення процесу екстракції, проводимо лінію постійного складу твердої фази, паралельну гіпотенузі діаграми (пунктирна лінія $\bar{x}_A = \text{const}$ на рис. 3.109). Відмічаємо на ній точку \bar{x}_R , яка відповідає вмісту розподілюваного компонента B у кінцевому рафінаті, що виходить з установки.

Подальший розрахунок здійснюємо за методом, аналогічному методу розрахунку для багатоступінчастої протитечійної екстракції в системі рідина – рідина (див. п. 3.4.6.3).

Відповідно до рівнянь (3.172) і (3.173), точки \bar{x}_R , \bar{x}_{cm} і \bar{y}_E мають лежати на одній прямій. Разом з тим точка \bar{y}_E , що відповідає суміші компонентів B і S , знаходиться на гіпотенузі діаграми. Тому знаходимо точку \bar{y}_E як точку перетину прямої, що проходить через точки \bar{x}_R і \bar{x}_{cm} , з гіпотенузою.

Рівняння матеріального балансу для частини установки в межах від першого до i -го ступеня включно має вигляд

$$G_F + S_{i+1} = G_i + S_E, \quad (3.174)$$

звідки

$$G_F - S_E = G_i - S_{i+1}. \quad (3.175)$$

Тоді для цієї частини установки рівняння матеріального балансу по компоненту B має вигляд

$$G_F \bar{x}_F - S_E \bar{y}_E = G_i \bar{x}_i - S_{i+1} \bar{y}_{i+1}.$$

Позначимо різницю витрат вихідної твердої суміші й екстракту

$$G_F - S_E = P,$$

звідки

$$G_F \bar{x}_F - S_E \bar{y}_E = P \bar{x}_P.$$

Тоді рівняння (3.174) і (3.175) можна переписати так:

$$P = G_F - S_E = G_1 - S_2 = \dots = G_R - S_F; \quad (3.176)$$

$$P \bar{x}_P = G_F \bar{x}_F - S_E \bar{y}_E = G_1 \bar{x}_1 - S_2 \bar{y}_2 = \dots = G_R \bar{x}_R - S_F \bar{y}_F. \quad (3.177)$$

Із цих рівнянь витікає, що положення полюса P , або точки \bar{x}_P , визначається перетином прямої, що проходить через точки \bar{x}_F і \bar{y}_E з прямою, що проходить через точки \bar{x}_R і \bar{y}_0 , оскільки точка \bar{x}_P має лежати на обох цих прямих.

Знайшовши в такий спосіб положення полюса P , визначаємо кількість теоретичних ступенів такими побудовами. З'єднавши точку \bar{y}_E з початком координат (точка O), на лінії $\bar{x}_A = \text{const}$ знаходимо точку перетину \bar{x}_1 .

З рівнянь (3.176) і (3.177) випливає, що

$$P = G_1 - S_2 \quad \text{і} \quad P \bar{x}_P = G_1 \bar{x}_1 - S_2 \bar{y}_2.$$

Тому знаходимо точку \bar{y}_2 на перетині прямої, що проходить через точки \bar{x}_1 і \bar{x}_P , з гіпотенузою діаграми. З'єднаючи точку \bar{y}_2 з початком осей координат, знаходимо точку \bar{x}_2 , що лежить на перетині цієї лінії з лінією $\bar{x}_A = \text{const}$. Аналогічні побудови здійснюємо доти, поки одержимо склад, що відповідає заданій концентрації \bar{x}_R кінцевого рафінату.

Кількість отриманих ліній, що з'єднують початок осей координат із точками $\bar{x}_1, \bar{x}_2, \dots, \bar{x}_R$ (або близької до величини \bar{x}_R), визначає кількість теоретичних ступенів екстракції, потрібну для заданого процесу. Як видно з рис. 3.109, для зображеного на ньому процесу екстракції достатньо двох теоретичних ступенів.

Запитання для самоконтролю

1. Поясніть механізм процесів розчинення та екстракції в системі *тверде тіло – рідина*.
2. Покажіть розподіл концентрацій у твердому тілі при екстракції з нього розподіленої речовини.
3. Поясніть кінетичні закономірності екстракції в системі *тверде тіло – рідина*.
4. Чому попереднє подрібнення твердого тіла може призвести до значного збільшення вартості видобування розподіленого компонента екстракцією з твердого тіла?
5. Охарактеризуйте основні способи екстракції й розчинення.
6. Дайте оцінку апаратів для екстракції з твердого тіла й розчинення твердих тіл?

3.8. Масообмін крізь розділювальні мембрани

3.8.1. Загальні положення

Розділення рідких, газових і парових сумішей за допомогою розділювальних (напівпроникних) мембран має велике значення для багатьох галузей промисловості. Так, у хімічній і нафтохімічній промисловості мембранні методи застосовують для розділення азеотропних сумішей, термонестабільних речовин, очищення й концентрування розчинів та ін., у біотехнології та фармацевтичній промисловості – для виділення та очищення ферментів, вакцин, біологічно активних речовин та ін., у харчовій промисловості – для очищення й концентрування фруктових і овочевих соків, молочних продуктів тощо.

Широкого поширення набувають процеси розділення газових сумішей на чисті або збагачені компоненти, наприклад, виділення кисню з повітря або одержання збагаченого киснем повітря, виділення гелію й діоксиду сірки з природного газу та ін. Але найширше використовують мембранні методи при обробленні води й водних розчинів, зокрема промислових і побутових стічних вод.

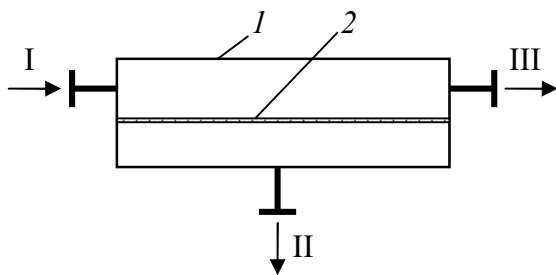


Рис. 3.110. Схема мембранного розділення: 1 – апарат; 2 – мембрана; I – вихідна суміш; II – пермеат; III – ретант

Незалежно від методу реалізації мембранного процесу розділювана суміш стикається з розділювальною мембраною (рис. 3.110). Унаслідок особливих властивостей мембрани потік, що пройшов крізь неї (*пермеат* або *фільтрат*), збагачується одним або кількома компонентами. Потік, що не пройшов крізь мембрану, називають *ретантом* або *концентратом*. У деяких випадках процес відбувається настільки повно, що вихідна суміш розділяється майже на чисті компоненти.

Мембранні процеси характеризуються селективністю й питомою продуктивністю (проникністю).

Селективність характеризує ефективність процесу розділення й визначає здатність мембрани вибірково пропускати речовини. Її зазвичай обчислюють за залежністю (у відсотках)

$$\varphi = \left(\frac{c_{\text{п}} - c_{\text{к}}}{c_{\text{п}}} \right) \cdot 100 = \left(1 - \frac{c_{\text{к}}}{c_{\text{п}}} \right) \cdot 100,$$

де $c_{\text{п}}$ і $c_{\text{к}}$ – концентрація речовини у вихідній суміші та пермеаті відповідно.

Питома продуктивність (проникність) G характеризує інтенсивність процесу розділення й виражається об'ємом (або масою) пермеату V , що проходить крізь одиницю робочої поверхні F мембрани за одиницю часу τ

$$G = \frac{V}{F \tau}.$$

Рушійною силою мембранного процесу є градієнт хімічного (для незаряджених частинок потоку) або електрохімічного (для заряджених частинок потоку) потенціалу. Проте, як і для будь-якого масообмінного процесу, рушійною силою мембранних процесів беруть градієнт чинника, що визначає швидкість цього процесу, наприклад градієнт тиску, температури тощо. Отже, основною рушійною силою мембранних процесів може бути градієнт тиску – баромембранні процеси (зворотний осмос, ультрафільтрація та ін.), градієнт концентрації – дифузійномембранні процеси (діаліз, мембранне розділення газів та ін.), градієнт електричного потенціалу – електромембранні процеси (електродіаліз, електроосмос та ін.), градієнт температури – термомембранні процеси (термічна дистиляція та ін.).

У деяких мембранних процесах можливе сполучення кількох рушійних сил (наприклад, рушійними силами випаровування крізь мембрану є (більшою чи меншою мірою) градієнти концентрації, температури й тиску).

3.8.2. Основні методи мембранного розділення

3.8.2.1. Зворотний осмос (гіперфільтрація)

Цей метод належить до баромембранних процесів і полягає у фільтруванні розчинів під тиском, що перевищує осмотичний тиск, крізь розділювальні мембрани, які пропускають розчинник і затримують молекули або іони розчинених речовин.

Зворотний осмос ґрунтується на явищі *осмосу* – самочинного переходу розчинника крізь розділювальну мембрану в розчин (рис. 3.111,*а*) до досягнення рівноваги (рис. 3.111,*б*). Тиск π , при якому встановлюється рівновага, називають осмотичним. Якщо з боку розчину прикласти тиск p , більший за осмотичний тиск (рис. 3.111,*в*), то розчинник почне переходити в зворотному напрямку – з розчину в розчинник. Робочий тиск процесу розділення при цьому зазвичай становить 1...10 МПа.

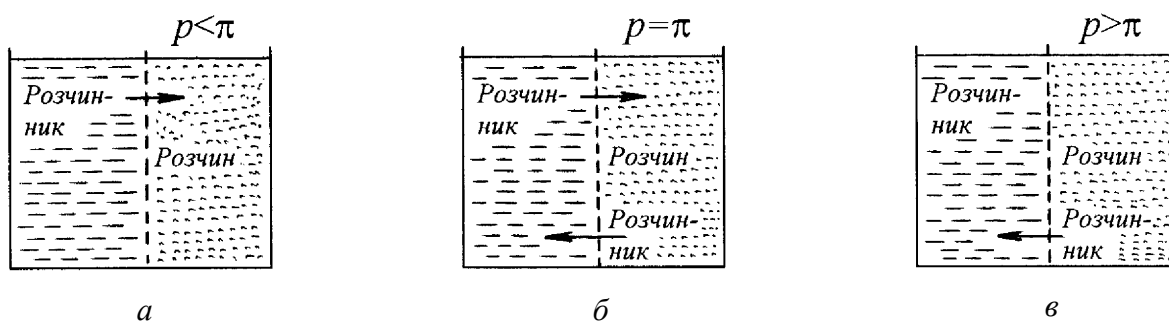


Рис. 3.111. Схеми масопереносу крізь мембрану: *а* – осмос; *б* – рівновага; *в* – зворотний осмос

Рушійну силу для ідеально селективної мембрани ($\phi = 100\%$) визначають різницею робочого та осмотичного тисків розділюваного розчину

$$\Delta p = p - \pi.$$

Так, у процесі опріснення морської води (для якої при масовій частці солей 3,5 % осмотичний тиск $\pi = 2,5$ МПа) робочий тиск в установці зворотного осмосу зазвичай становить 7...8 МПа. Слід відзначити низьку енергоємність процесу: якщо при робочому тиску $p = 5$ МПа, щоб одержати 1 м^3 води зворотним осмосом, витрачають 4,9 МДж, то при випаровуванні того же самого об'єму води при 0,1 МПа витрачають 2390 МДж. Але значний робочий тиск у магістралях і елементах таких установок, а також брак дешевих високоселективних мембран з тривалим терміном служби поки стримують широке впровадження зворотного осмосу в промисловість.

3.8.2.2. Ультрафільтрація

Цей метод, який також належить до баромембранних процесів, використовують для розділення розчинів високомолекулярних (ВМС) і низькомолекулярних (НМС) сполук, а також для концентрування та фракціонування ВМС. При ультрафільтрації, на відміну від зворотного осмосу, молекулярна маса розчинених компонентів набагато більша молекулярної маси розчинника (наприклад, для водних розчинів зазвичай вважають, що ультрафільтрація доцільна тоді, коли хоча б один з компонентів системи має молекулярну масу від 500 і більше). Робочий тиск при ультрафільтрації становить найчастіше 0,2...1,0 МПа.

Якщо ультрафільтрацію використовують для виділення з розчинів колоїдних частинок або завислих мікрочастинок, то цей процес зазвичай називають *мікрофільтрацією* або *мембранною фільтрацією*. Робочий тиск мікрофільтрації становить 0,01...0,1 МПа.

Умовні границі баромембранних процесів для середніх розмірів уловлюваних частинок становлять: зворотний осмос – 0,0001...0,001 мкм; ультрафільтрація – 0,001...0,05 мкм і мікрофільтрація – 0,05...10,0 мкм.

Іноді як окремий баромембранний процес, проміжний між зворотним осмосом і ультрафільтрацією, іноді також виділяють *нанофільтрацію*, за допомогою якої розділяють речовини з молекулярною масою 300...3000.

3.8.2.3. Мембранне газорозділення

Цей метод відносять переважно до дифузійномембранних процесів і використовують, щоб розділити газові суміші на компоненти або збагатити їх одним з компонентів.

Якщо використовують пористі мембрани з розміром пор 0,005...0,03 мкм, то розділення газів відбувається внаслідок кнудсенівської дифузії. Якщо ж використовують непористі мембрани, то розділення газів відбувається за рахунок різної швидкості дифузії компонентів крізь мембрани. Для таких мембран проникність газів і парів на 2...3 порядки нижча, ніж для пористих, проте їхня селективність значно вища.

3.8.2.4. Випаровування крізь мембрану (первапорація)

Цей метод, який також належить до дифузійномембранних процесів, використовують для розділення рідких сумішей. Він ґрунтується на різній швидкості перенесення компонентів суміші крізь розділювальну мембрану внаслідок різних значень їхніх коефіцієнтів дифузії. Компоненти вихідної суміші, які проходять крізь мембрану, відводять у вигляді парів у потік інертного газу або шляхом вакуумування. Зазначені пари потім конденсують. Під час розділення один чи кілька компонентів вихідної суміші розчиняються в матеріалі непористої мембрани, відбувається їх дифузія крізь мембрану й десорбція в парову фазу з іншого боку мембрани (таке розділення рідких сумішей за допомогою пористих мембран у цьому випадку часто розглядають як окремий метод – *мембранну дистиляцію*).

Випаровування крізь мембрану, яке зазвичай відбувається за температури навколишнього середовища та атмосферного тиску, найчастіше використовують, щоб розділити азеотропні суміші, вуглеводні різних класів, водні розчини органічних речовин тощо.

Досить перспективним може бути застосування первапорації разом з іншими, традиційними, масообмінними методами розділення: абсорбцією, дистиляцією (зокрема ректифікацією), кристалізацією, рідинною екстракцією та ін. Так, пропускання розчину крізь мембранний первапораційний апарат дозволяє при незначних енергетичних витратах виділити із суміші увібрані в абсорбері компоненти, одержати майже чисті компоненти після розділення рідких сумішей дистиляцією та екстракцією, видалити частину розчинника з розчину при кристалізації.

3.8.2.5. Діаліз

Цей дифузійномембранний процес ґрунтується на різниці швидкостей дифузії речовин крізь мембрану, що розділяє концентрований і розведений розчини. Унаслідок виникнення градієнта концентрації між вказаними розчинами розчинені речовини з різними швидкостями дифундують крізь мембрану в бік розведеного розчину, а розчинник при цьому рухається у зворотному напрямку, знижуючи швидкість перенесення розчинених речовин.

Діаліз найчастіше використовують для виділення з розчинів НМС у хімічній і фармацевтичній галузях промисловості.

3.8.2.6. Електродіаліз

Цей метод належить до електромембранних процесів, і його використовують, щоб розділити розчини під дією електрорушійної сили, що утворюється по обидва боки розділювальної іонообмінної мембрани.

Апарати з іонообмінними мембранами (електродіалізатори), наприклад для знесолювання розчинів NaCl (рис. 3.112), містять ряд камер, по яких рухаються розчини електролітів. У крайніх камерах розташовано електроди. Оскільки катіонообмінні мембрани пропускають тільки катіони, а аніонообмінні – тільки аніони, то камери по черзі збагачуються та збіднюються відповідним електролітом. У результаті вихідний розчин розділяється на два потоки – знесолений і концентрований.

Іони ж однакового знака в електродіалізаторах розділюються внаслідок різниці між швидкостями їх перенесення крізь мембрани.

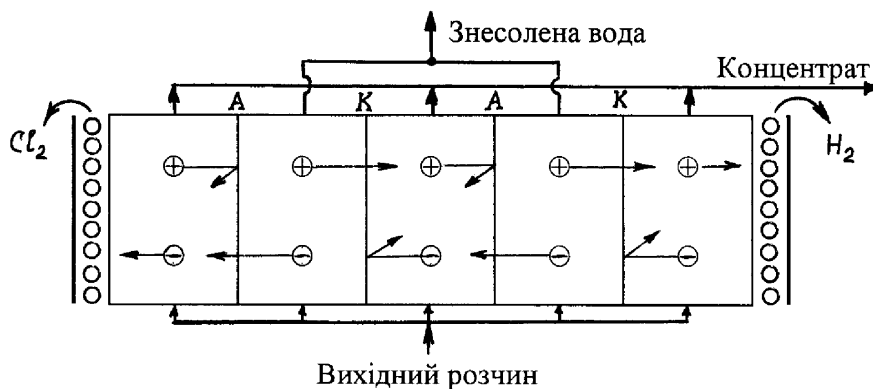


Рис. 3.112. Схема розділення розчину електролізом: 1 – електроди; 2 – розділювальні мембрани; 3 – колектори вихідного розчину; 4, 5 – колектори розділених потоків; А – аніонообмінна мембрана; К – катіонообмінна мембрана

Найширше електродіаліз застосовують для знесолювання й концентрування розчинів електролітів, наприклад для опріснення морської води, знесолювання цукрових розчинів, молочної сироватки, фракціонування іонів тощо.

3.8.3. Розділювальні мембрани

Розділювальна (напівпроникна, селективно-проникна) мембрана – це перегородка, яка частково або повністю пропускає певні компоненти рідких, газових або парових сумішей.

Мембрани мають задовольняти такі основні вимоги: мати високі селективність і проникність, хімічну тривкість до дії компонентів розділюваної суміші, механічну міцність і, якщо треба, жорсткість, стабільні властивості під час експлуатації та зберіганні, низьку вартість, а також бути універсальними щодо оброблюваних сумішей. Сьогодні майже неможливе виробництво мембран, які б задовольняли ці вимоги, у зв'язку з чим і стримується широке розповсюдження мембранної технології.

Для виготовлення мембран застосовують різні полімери та еластомери (ацетати целюлози, поліаміди, полісульфон, гуми на основі різних каучуків та ін.), кераміку, скло, металеву фольгу тощо. Залежно від механічних характеристик мембрани поділяють на жорсткі й нежорсткі (полімерні), а залежно від структури матеріалу мембран – на пористі й непористі (дифузійні).

Непористі (монолітні) мембрани мають значний гідравлічний опір, тому їх зазвичай застосовують у вигляді тонких плівок, закріплених на пористих підкладках. Такі мембрани разом з пористими підкладками (дренажами) утворюють мембранні елементи.

Мембрани виготовляють у вигляді листів, плівок, трубок або порожніх волокон.

Щоб одержати пори в матеріалі полімерних мембран, під час їх виготовлення в полімер додають відповідні пороутворювальні агенти, які надалі видаляють (наприклад вимивають) з матриці мембрани. Ще один спосіб одержання *пористих мембран* полягає в опромінюванні сформованих мембран зарядженими частинками з наступним травленням хімічними реагентами (такі мембрани називають ядерними або «нуклеопорами»).

Для непористих мембран характерна дифузійна проникність, а для пористих – фазова (тобто крізь пори проходить речовина у вигляді газоподібної чи рідкої фази).

Складені (композитні) мембрани складаються з основи (здебільшого пористої мембрани), на яку нанесено один чи декілька селективних шарів (непористих або дрібнопористих), що за хімічною природою відрізняються від матеріалу підкладки. Їх використовують, щоб зміцнити мембрани й зробити мембран проникними для певних компонентів розділюваної суміші. Зазвичай складені мембрани виготовляють, наносячи на пористу підкладку з полімеру, скла, кераміки тощо шару полімеру (наприклад занурюючи підкладку в розчин чи розплав полімеру, напилюючи полімер на підкладку та ін.).

Розрізняють також динамічні й рідинні мембрани.

Динамічні мембрани одержують, фільтруючи системи, які містять спеціальні дисперсні речовини, крізь пористі підкладки. Виділені з цієї системи частинки утворюють на поверхні підкладки розділювальний шар. Значний практичний інтерес становлять динамічні мембрани, які утворюються одним або кількома компонентами, що містяться безпосередньо в оброблюваних середовищах (так званий процес самозатримання).

Рідинні мембрани зазвичай утворюють, наносячи шар рідини з певними властивостями на жорстку пористу підкладку. У цьому разі один чи кілька компонентів розділюваного розчину, контактуючи з рідкою мембраною, розчиняються в ній, дифундують крізь мембрану, а потім переходять по інший бік мембрани у сприймальну фазу.

Розрізняють вільні, імпрегновані та емульсійні рідинні мембрани. *Вільні* рідинні мембрани – це стійкі в гравітаційному полі шари рідин, густина яких відрізняється від густин оброблюваних фаз, наприклад шар органічної рідини, розташований під водним розчином в обох колінах U-подібної трубки. *Імпрегновані* рідинні мембрани являють собою просочені рідиною пористі плівки або волокна (поліпропіленові, полісульфонові та ін.), а *емульсійні* – стабілізовані поверхнево-активними речовинами рідкі шари, які відділяють крапельну фазу від суцільної в емульсіях типу *вода – олива – вода* і *олива – вода – олива*. Товщина вільних рідинних мем-

бран зазвичай понад 1 мм, імпрегнованих – 10...500 мкм, а емульсійних – 0,1...1,0 мкм. При цьому рідинні мембрани можуть бути як одно-, так і багатокомпонентними.

3.8.4. Кінетика мембранних процесів

Загалом кількість речовини, що проходить крізь розділювальну мембрану, можна визначити з основного рівняння масопередачі

$$M = KF \Delta_m \tau.$$

Коефіцієнт масопередачі K при перенесенні речовини крізь мембрану становить

$$K = \frac{1}{1/\beta_1 + \delta/\lambda_m + 1/\beta_2},$$

де β_1 – коефіцієнт масовіддачі від розділюваної суміші до поверхні мембрани; δ – товщина мембрани; λ_m – коефіцієнт масопровідності матеріалу мембрани; β_2 – коефіцієнт масовіддачі від мембрани в потік пермеату.

Внесок окремих видів опорів у загальний опір мембранного процесу різний і залежить від типу процесу та умов його проведення. Так, при дифузійному розділенні газів, якщо перепад тиску на мембрані незначний, основний опір процесу зосереджено в самій мембрані ($\delta/\lambda_m \gg 1/\beta_1 + 1/\beta_2$), тому опорами $1/\beta_1$ і $1/\beta_2$ можна знехтувати; при зворотному осмосі та ультрафільтрації величина $1/\beta_2$ зазвичай дуже мала, а при випаровуванні крізь мембрану можуть бути сумірними усі види опорів: $1/\beta_1$, δ/λ_m і $1/\beta_2$.

Розглянемо вплив основних зовнішніх чинників на процес мембранного розділення.

Концентраційна поляризація – відношення концентрації розчиненої речовини біля поверхні мембрани до концентрації цієї речовини в розділюваному розчині – значно знижує рушійну силу процесу внаслідок збільшення осмотичного тиску розчину поблизу поверхні мембрани. Крім того, місцеве підвищення концентрації речовини може призвести до утворення на поверхні мембрани осаду, що також знижує рушійну силу процесу. Щоб зменшити вплив концентраційної поляризації, зазвичай розділюваний розчин перемішують над мембраною, оброблюваний потік або безпосередньо розділювальну мембрану піддають пульсаціям або вібрації тощо.

Перепад тиску на мембрані збільшує проникність. Але при використанні нежорстких (полімерних) мембран значний тиск спричинює деформацію мембран, це дещо зменшує їхню проникність і збільшує селективність.

Збільшення перепаду температури вихідного розчину знижує його в'язкість і збільшує коефіцієнти дифузії компонентів, що сприяє збільшенню проникності мембран.

Збільшення концентрації розчинених у вихідній суміші речовин призводить до зростання осмотичного тиску та в'язкості, що знижує проникність мембран.

Природа розчинених речовин більше впливає на селективність, ніж на проникність мембран. Так, мембрани затримують неорганічні речовини краще, ніж органічні. Також краще затримуються речовини з більшою молекулярною масою, ніж з меншою.

3.8.5. Конструкції і принцип дії мембранних апаратів

У хімічній промисловості найбільшого поширення набули мембранні апарати чотирьох типів: апарати з плоскими мембранними елементами, апарати з трубчастими мембранними елементами, апарати з рулонними мембранними елементами та апарати з мембранами у вигляді порожнистих волокон.

Мембранні апарати можуть бути корпусними й безкорпусними, розбірними й нерозбірними, а залежно від положення мембранних елементів – горизонтальними й вертикальними.

Питома поверхня мембран (площа поверхні мембран в 1 м^3 об'єму контактної частини апарата) в апаратах з плоскими мембранними елементами становить $60 \dots 300 \text{ м}^2/\text{м}^3$ (рис. 3.113). Переваги цих апаратів – відносна простота конструкції, легкість заміни пошкоджених мембран; недоліки – складність ущільнення мембранних елементів і ручне складання й розбирання апаратів.

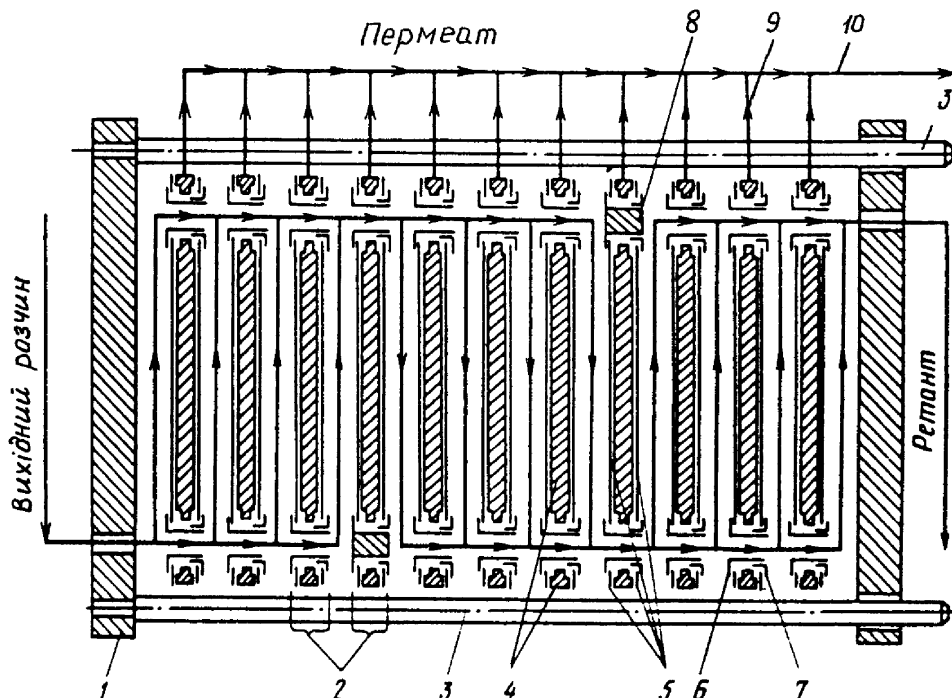


Рис. 3.113. Схема апарата з плоскими мембранами: 1 – фланець; 2 – мембранні елементи; 3 – напрямні шпильки; 4 – опорні пластины; 5 – розділювальні мембрани; 6 – проточне кільце; 7 – замкове кільце; 8 – заглушка; 9 – шланг; 10 – колектор пермеату

Питома поверхня мембран в апаратах з трубчастими мембранними елементами також достатньо мала – $60 \dots 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$, проте апарати цього типу простіші за конструкцією та експлуатацією, ніж апарати з плоскими мембранними елементами (рис. 3.114).

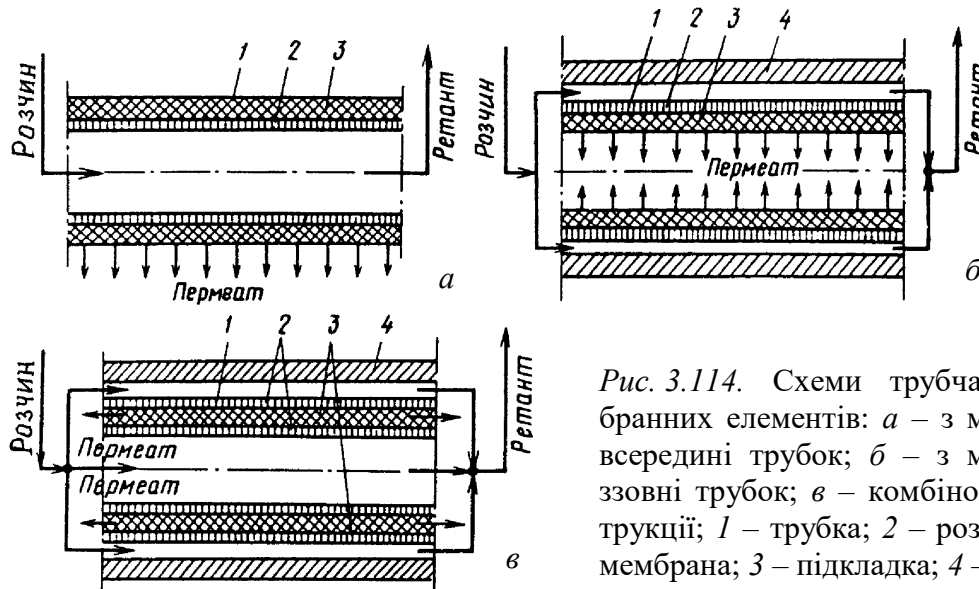


Рис. 3.114. Схеми трубчастих мембранних елементів: а – з мембранами всередині трубок; б – з мембранами ззовні трубок; в – комбінованої конструкції; 1 – трубка; 2 – розділювальна мембрана; 3 – підкладка; 4 – корпус

Апарати з рулонними мембранними елементами мають більшу питому поверхню ($300 \dots 800 \text{ м}^2/\text{м}^3$), проте ущільнення їхніх мембранних елементів також викликає певні труднощі (рис. 3.115). Крім того, пошкодження невеликої ділянки мембрани часто призводить до необхідності замінити весь мембранний елемент.

В апаратах з мембранами у вигляді порожнистих волокон (із внутрішнім діаметром найчастіше $20 \dots 1000 \text{ мкм}$ і завтовшки $10 \dots 200 \text{ мкм}$) дуже значна питома поверхня (до $20\,000 \dots 30\,000 \text{ м}^2/\text{м}^3$), однак ці апарати потребують ретельного очищення вихідних сумішей від дисперсних частинок (рис. 3.116).

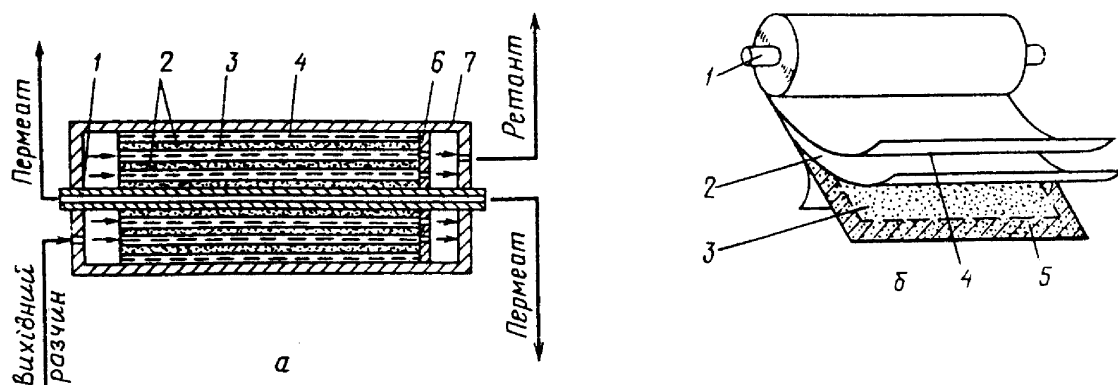


Рис. 3.115. Схема (а) і загальний вигляд (б) апарата з рулонними мембранними елементами: 1 – трубка для відведення пермеату; 2 – розділювальні мембрани; 3 – дренажний лист; 4 – сітка-сепаратор; 5 – ділянка склеювання елементів мембранного елемента; 6 – фіксатор; 7 – корпус

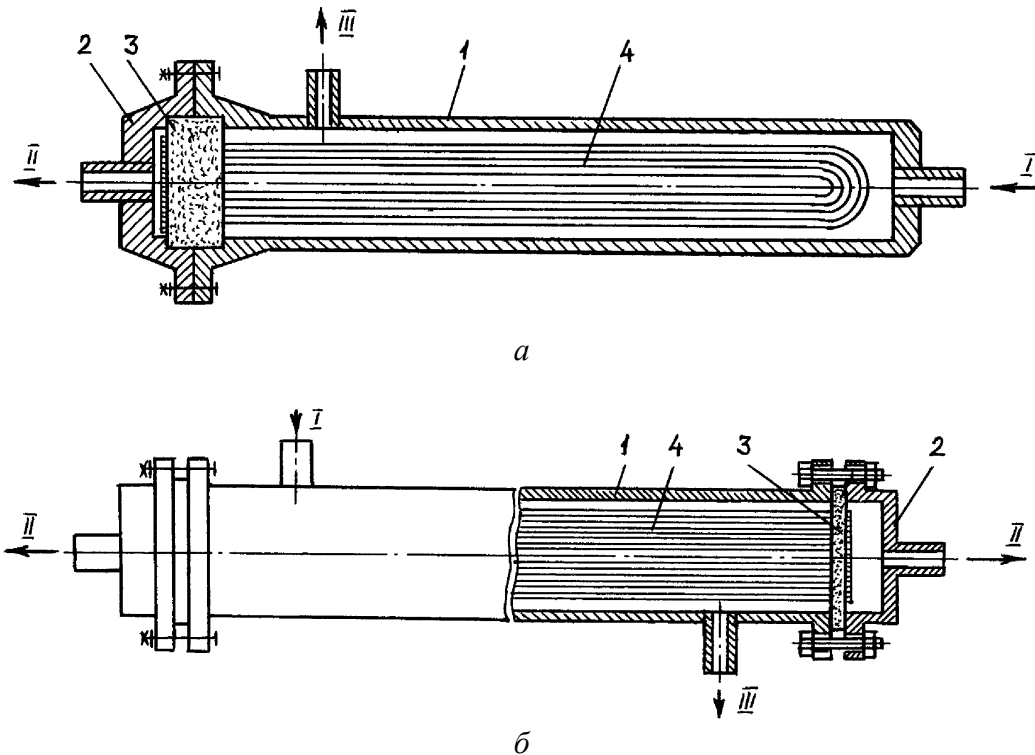


Рис. 3.116. Схеми апаратів з мембранами у вигляді прямолінійних (а) та U-подібних (б) порожнистих волокон: 1 – корпус; 2 – кришка; 3 – трубна решітка; 4 – пучок порожнистих волокон; I – вихідна суміш; II – пермеат; III – ретант

3.8.6. Розрахунок мембранних апаратів

Повний розрахунок мембранних апаратів та установок на їх основі містить параметричний, гідравлічний розрахунок й розрахунок елементів апарата та установки на міцність і жорсткість.

Нижче наведено порядок спрощеного параметричного розрахунку мембранного апарата.

Вихідними даними зазвичай є витрата вихідного розчину L_{Π} (кг/с) і його склад \bar{x} (кг/кг), склад пермеату $\bar{x}_{кп}$ (кг/кг), а також вихід пермеату a :

$$a = \frac{L_{кп}}{L_{\Pi}},$$

де $L_{кп}$ – витрата пермеату.

Шуканими величинами є витрати пермеату $L_{кп}$ і ретанту $L_{кп}$, а також склад пермеату $\bar{x}_{кп}$.

Витрата пермеату становить: $L_{кп} = aL_{\Pi}$, тоді матеріальний баланс за потоками має вигляд:

$$L_{\Pi} = L_{кп} + L_{кп},$$

звідки витрата ретанту: $L_{кп} = L_{п} - L_{кр}$.

Матеріальний баланс за розподілюваним компонентом:

$$L_{кр} \bar{x}_{кр} = L_{п} \bar{x}_{п} - L_{кп} \bar{x}_{кп},$$

тоді склад ретанту становитиме:

$$\begin{aligned} \bar{x}_{кп} &= \frac{L_{п} \bar{x}_{п} - L_{кп} \bar{x}_{кп}}{L_{кр}} = \frac{L_{п} \bar{x}_{п} - L_{кп} \bar{x}_{кп}}{L_{п} - L_{кп}} = \\ &= \frac{\bar{x}_{п} - (L_{кп}/L_{п}) \bar{x}_{кп}}{1 - (L_{кп}/L_{п})} = \frac{\bar{x}_{п} - a \bar{x}_{кп}}{1 - a}. \end{aligned}$$

За селективністю $\phi = 1 - c_{пк}/c_{п}$ з урахуванням властивостей розділюваної суміші по довідниках підбирають відповідну мембрану, після чого для цієї мембрани знаходять залежність її проникності від складу розділюваної суміші: $G = f(\bar{x}_{п}, \bar{x}_{кр})$.

Тоді поверхня розділювальної мембрани становитиме:

$$F = \frac{L_{кп}}{G} = \frac{a L_{п}}{f(\bar{x}_{п}, \bar{x}_{кр})}.$$

Докладніше розрахунок мембранних апаратів і установок наведено в навчальній і фаховій літературі [8, 3.11].

Запитання для самоконтролю

1. Поясніть принцип розділення сумішей за допомогою мембран. Що є рушійною силою мембранних процесів?
2. Що таке селективність і проникність мембрани? Як вони залежать від зовнішніх факторів процесу? Що таке концентраційна поляризація? Як можна зменшити її вплив на мембранне розділення?
3. Подайте класифікацію мембранних процесів. У чому різниця між зворотним осмосом, ультра- і мікрофільтрацією? Що таке осмотичний тиск?
4. Які особливості випаровування крізь мембрану? Для розділення яких сумішей найдоцільніше застосовувати цей метод?
5. На чому ґрунтується розділення розчинів електродіалізом?
6. Подайте класифікацію розділювальних мембран. Яким чином одержують пори в мембранах? Що таке жорсткі, нежорсткі, складені, динамічні й рідинні мембрани?
7. Які види опорів впливають на загальний опір мембранного процесу?
8. Подайте класифікацію мембранних апаратів. У яких випадках доцільне використання апаратів з мембранами у вигляді порожнистих волокон? Чому тонкі порожнисті волокна витримують значні тиски не руйнуючись?
9. Порівняйте методи розділення рідких, газових і парових сумішей (абсорбцію, ректифікацію, рідинну екстракцію та ін.) з мембранними методами.

3.9. Інтенсифікація масообмінних процесів

Масообмінні процеси хімічної технології зазвичай досить енергоємні, тому проблема їх інтенсифікації досить актуальна.

Оскільки коефіцієнти дифузії майже не залежать від акустичних, магнітних, електричних та інших дій, методи інтенсифікації масообмінних процесів найчастіше орієнтовано на зміну гідродинамічного режиму на межі поділу фаз.

Суттєвий вплив на конвективний рух потоків фаз, які беруть участь у масообміні, чинять різноманітні акустичні потоки. Електромагнітні методи, крім того, використовують для створення потужних внутрішніх джерел теплоти. Останнім часом також досліджують вплив резонансних випромінювань на фазові переходи.

Одним з основних шляхів інтенсифікації масообміну є створення розвинутої поверхні контакту фаз. Диспергування фаз досягають зазвичай шляхом механічного, кавітаційного, електромагнітного та інших видів перемішування, а також фізичних методів впливу на оброблювані фази (наприклад використанням поверхнево-активних речовин). Широкого поширення також набувають процеси накладання на оброблювані фази вібрацій і пульсацій.

Слід зазначити, що швидкість масопередачі при перемішуванні зростає, якщо перенесення розподілюваної речовини відбувається із суцільної фази в дисперсну (що і має обумовлювати вибір фази для диспергування). Проте інтенсивне перемішування, наприклад у системах *рідина – рідина*, з часом може знизити швидкість, збільшити поверхню поділу фаз, погіршити циркуляцію рідини всередині краплі, а також знизити швидкість дрібних крапель відносно суцільної фази, що може погіршити умови масопереносу. Крім того, зменшення розміру частинок дисперсної фази в системах *рідина – рідина* дає можливість утворити стійкі емульсії, подальше розділення яких досить ускладнене, а в системах *рідина – тверде тіло* – можливе збільшення витрат енергії на виділення твердих частинок з рідини, наприклад відстоюванням або фільтруванням.

Досить ефективний шлях одержання значної кількості дрібних кристалів під час кристалізації з розчинів – застосування кавітаційного перемішування. Ультразвукові коливання оброблюваного середовища, які виникають під час кавітації, не тільки сприяють утворенню зародків, а й руйнують великі кристали, що значно збільшує загальну кількість кристалів і зменшує їхні розміри.

Акустичні поля інтенсифікують не тільки кристалізацію, а й розчинення речовин, що можна використати в процесах екстракції з твердого тіла й безпосереднього розчинення речовин, а також сорбції, сушіння, кристалізації. Крім того, щоб інтенсифікувати розчинення, можна застосовувати радіаційні методи, які дозволяють руйнувати регулярну структуру кристалів.

Дія акустичних хвиль сприятливо впливає також на процеси сушіння твердих тіл, регенерації адсорбентів, а також перегонки й ректифікації.

Щоб інтенсифікувати масообмінні процеси, як і інші процеси хімічної технології, часто застосовують вібрацію. У вібраційних тепломасообмінних апаратах (екстрактори, сушарки, абсорбери, кристалізатори та ін.), на відміну від обладнання традиційного виконання, застосовують насадку, що вібрує найчастіше в осьовому напрямку. Переваги таких апаратів: низькі питомі капіталовкладення та експлуатаційні витрати, значна продуктивність. Так, в екстракторах вібраційної дії порівняно зі звичайними апаратами матеріалоемність зменшується в 1,2...3,0 рази, а енергоємність – 1,5...3,0 рази.

В останні роки розглядають також можливості впливу лазерного випромінювання на масообмінні процеси.

Інтенсифікувати одержання тієї або іншої продукції хімічної технології можна комбінуючи декілька технологічних процесів, сполучення яких часто дає змогу одночасно знизити енергетичні та інші витрати, а в ряді випадків – ще й спростити апаратурно-технологічне оформлення виробництва.

У хімічній промисловості кожен технологічний операцію (стадію, процес) найчастіше здійснюють у окремих апаратах, що не завжди доцільно. У ряді випадків вигідніше проводити кілька процесів в одному апараті. Таке сполучення процесів зазвичай дає змогу більш повно використовувати вихідну сировину, збільшити вихід цільових продуктів, знизити енергетичні, капітальні та інші види витрат.

Усі комбіновані процеси можна поділити на три групи: послідовні, сполучені й суміщені процеси.

Послідовні процеси складаються з послідовно здійснюваних стадій, які зв'язані між собою передусім прямими потоками. Наприклад, після стадії фракційної кристалізації отриману суспензію передають на стадію фільтрації, а вологу кристалічну фазу направляють на стадію сушіння. Такого роду комбіновані процеси найбільш поширені у хімічній технології, хоча вони не завжди мають високу ефективність. При розробці таких процесів технологічні режими наступних стадій зазвичай доводиться встановлювати, виходячи з фізико-хімічних властивостей і витрат потоків на попередніх стадіях.

До сполучених відносять комбіновані процеси, що складаються з окремих стадій, зв'язаних між собою як прямими, так і зворотними потоками. При цьому окремі стадії процесу можуть здійснюватися одночасно в різних апаратах (як правило, у випадку безперервних процесів) або ж послідовно в одному апараті (періодичні процеси). У сполучених процесах технологічні режими попередніх стадій можуть залежати від режимів проведення наступних стадій. Це пояснюється впливом характеристик зворотних потоків (витрати, концентрації, дисперсного складу, температури й т.д.) на хід попередніх стадій.

У сумішених процесах дві або кілька стадій здійснюються одночасно в одному апараті. Наприклад, при вакуумно-випарній кристалізації в кристалізаторі одночасно відбуваються процеси випарювання леткого компонента і кристалізації розчиненої речовини. Іноді в сполучених процесах різні стадії проводять в окремих секціях того самого апарату. Наприклад, у суміщеному реакційно-ректифікаційному процесі стадія хімічного перетворення може проходити лише на одній із проміжних тарілокректифікаційної колони. На інші ж тарілки має місце звичайний процесректифікації.

Авторами цього підручника розроблено ряд високоефективних комбінованих процесів та обладнання, захищених патентами на винаходи й корисні моделі.

Поєднання первапорації з дистиляцією. Дистиляція рідких систем звичайно передбачає нагрівання розділюваної суміші до температури кипіння й подальше часткове її випаровування з наступною конденсацією утвореної пари. Цей метод не тільки призводить до значних витрат енергії, але й не дозволяє розділяти азеотропні системи – рідкі суміші, склад яких відповідає складові рівноважної з ними пари (наприклад, суміш етанол – вода з масовою часткою етанолу 95,6 %). Спорядження же, наприклад, традиційної технологічної схеми безперервноїректифікації первапораційним апаратом, який встановлюється на вході в холодильник дистиляту та (або) кубового залишку дозволяє уникнути цих недоліків. Такий комбінований масообмінний процес належить до послідовних.

Унаслідок такого апаратного оформлення схеми безперервноїректифікації, крім двох потоків, одержуваних при традиційномуректифікуванні бінарної рідкої суміші (дистиляту, збагаченого низькокиплячим компонентом – НКК, і кубового залишку, збагаченого висококиплячим компонентом – ВКК) з'являється можливість одержання практично чистих НКК та ВКК. Наприклад, у випадку розділення суміші етанол – вода, можна одержати не тількиректифікат (дистилят із масовою часткою спирту до 95,6 %), але й практично чистий (абсолютний) спирт. Якщо необхідно, то встановлений мембранний апарат можна просто відключити. Тодіректифікаційна установка набуде своєї традиційної форми.

Комбінованаректифікаційна установка, принципову схему якої наведено на рис. 3.117, працює в такий спосіб. Вихідна суміш, що підлягає розділенню, зі збірника 1 надходить у нагрівник 2, де вона нагрівається до температури кипіння, після чого потрапляє на живильну тарілкуректифікаційної колони 3 і стікає в її кубову частину. Пара, утворена при кипінні кубової рідини в кип'ятильнику 12 і насичена ВКК, надходить під нижню тарілку й підіймається по колоні. Насичена НКК пара, що виходить з верхньої частини колони, після конденсації в дефлегматорі 4, у подільнику конденсату 5 поділяється на два потоки: перший у вигляді флегми зрошує верхню частину колони 3, а дру-

гий (дистиллят) потрапляє в первапораційний мембранний апарат 6. З нижньої частини колони безперервно відводиться кубовий залишок, який надходить у первапораційний апарат 11.

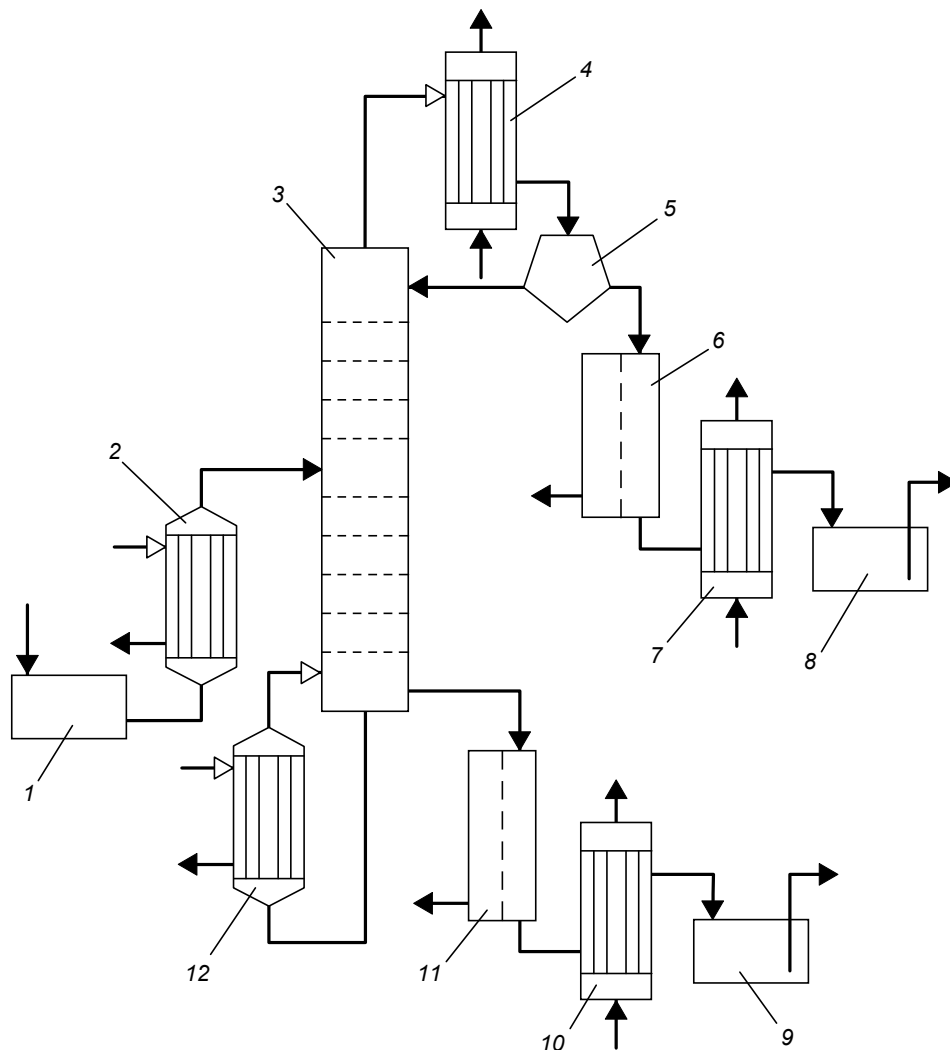


Рис. 3.117. Комбінована ректифікаційна установка (пат. № 34223 А Україна):
 1, 8, 9 – збірники вихідної суміші, дистилляту й кубового залишку, відповідно;
 2 – нагрівник; 3 – ректифікаційна колона; 4 – дефлегматор; 5 – подільник конденсату;
 6, 11 – первапораційні апарати; 7, 10 – холодильники; 12 – кип’ятильник

У первапораційних апаратах 6 і 11 внаслідок селективних властивостей мембран один з компонентів розділюваної рідкої суміші проникає крізь їхні стінки і відводиться з апарата майже в чистому вигляді. При цьому матеріал мембрани доцільно вибрати проникним для компонента, якого більше в розділюваній суміші (для дистилляту це низькокиплячий компонент, для кубового залишку – висококиплячий). Після проходження мембранних апаратів дистиллят і кубовий залишок знижують свою температуру в холодильниках 7 і 10 та накопичуються в збірниках 8 і 9.

Поєднання первапорації з абсорбцією. Пераворація також може бути застосована при очищенні промислових газових викидів від органічних забруднювачів.

У промисловості (наприклад, приладобудуванні, радіоелектроніці) утворюються значні об'єми повітря, забрудненого органічними розчинниками (бензин, етанол, ацетон та ін.). Перед тим, як скинути таке повітря в атмосферу, з нього необхідно вилучити небезпечні домішки.

Процес очищення газу від органічних домішок зазвичай здійснюється в абсорберах, в яких, абсорбентом, як правило, виступає вода. Більшість з виділюваних у такий спосіб домішок є токсичними або канцерогенними, тому очищення спрацьованої води стає не менш складним завданням.

На рис. 3.118 наведено схему абсорбера, який дозволяє поєднати в одному апараті очищення газів від парів летких розчинників з регенерацією абсорбенту та одержанням розчинників майже в чистому вигляді. Зазначена технологічна схема належить до суміщених комбінованих масообмінних процесів.

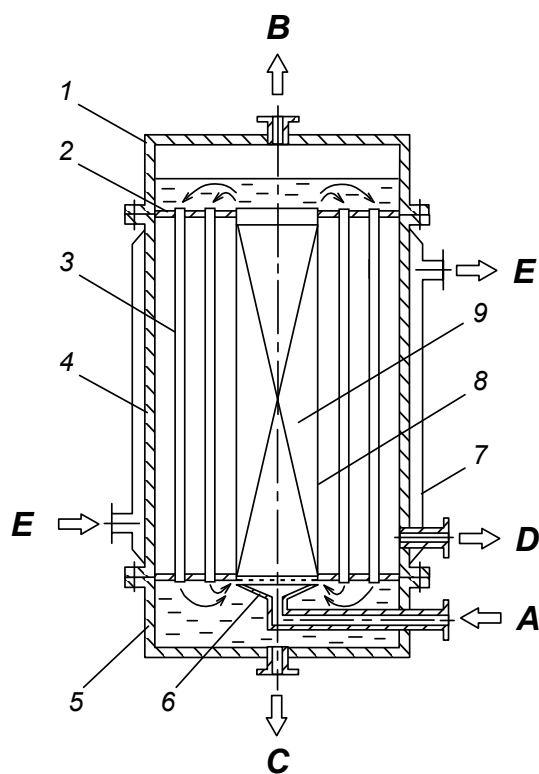


Рис. 3.118. Абсорбер для видобування парів летких розчинників із газу (пат. № 34221 А Україна): 1 – кришка; 2 – трубна решітка; 3 – трубчасті дифузійні мембрани; 4 – корпус; 5 – днище; 6 – пристрій для підведення та розподілу газу; 7 – оболонка; 8 – циркуляційна труба; 9 – насадки; А – оброблюваний газ; В – очищений газ; С – злив абсорбенту; D – десорбат (видалені з газу домішки); E – холодоагент

Після заповнення трубного простору апарата абсорбентом у циркуляційну трубу 8 подається оброблюваний газ, розподілений на пристрої 6. Оскільки утворювана при цьому система «абсорбент – газ», має меншу, порівняно з абсорбентом, густину, вона починає рухатися вгору в шарі насадок 9. Під час руху газу та абсорбенту крізь шар насадок леткі розчинники переходять із газу в абсорбент. Очищений газ видаляється з абсорбера, а насичений розчинниками абсорбент надходить у трубчасті дифузійні мембрани 3. Внаслідок селективних властивостей матеріалу мембран, увібрані абсорбентом леткі речовини проникають крізь їхні стінки та випаровуються із зовнішнього боку останніх. Утворена пара конденсується на внутрішній поверхні охолодженого корпусу 1 і виводиться з міжтрубного простору абсорбера. Регенерований у такий спосіб абсорбент знову надходить у циркуляційну трубу 8, де взаємодіє з новою порцією оброблюваного газу.

Таким чином в апараті утворюється безперервний циркуляційний рух абсорбенту, що дозволяє скоротити його витрату, а розчинники видаляються майже в чистому вигляді, що надає змогу знову використати їх у технологічному процесі.

Поєднання первапорації з кристалізацією. Досить перспективним також вважаємо застосування первапорації в такому незвичному для мембранної технології процесі, як виділення з рідких розчинів твердої фази, зокрема кристалів.

Спорядження первапораційним апаратом технологічної схеми для безперервного утворення й виділення твердої фази з рідкого розчину дозволяє видаляти з оброблюваного розчину частину розчинника за температури навколишнього середовища. Це забезпечує перенасичення розчину з видаленням з нього твердої фази без кип'ятіння або охолодження. Використання такої технологічної схеми знижує її енергоємність і дозволяє обробляти вибухопожеженобезпечні й токсичні речовини, а також термічно нестійкі речовини.

Технологічну схему поєднання первапорації з кристалізацією наведено на рис. 3.119. Зазначена технологічна схема належить до сполучених комбінованих масообмінних процесів.

Концентрування розчину відбувається в такий спосіб. Насосом 4 розділюваний розчин подається усередину вертикальних трубчастих елементів первапораційного апарата 2, а потім заповнює кристалізатор 1. Після цього до оболонки апарата 2 подається холодоагент, що створює градієнт температури між трубним і міжтрубним просторами апарата. Під час проходження розділюваного розчину крізь апарат 2, молекули розчинника сорбуються внутрішньою поверхнею мембран, дифундують крізь них і випаровуються на їх протилежному боці. Пара розчинника, стикаючись з холодною стінкою корпусу апарата 2, конденсується і видаляється з його міжтрубного простора.

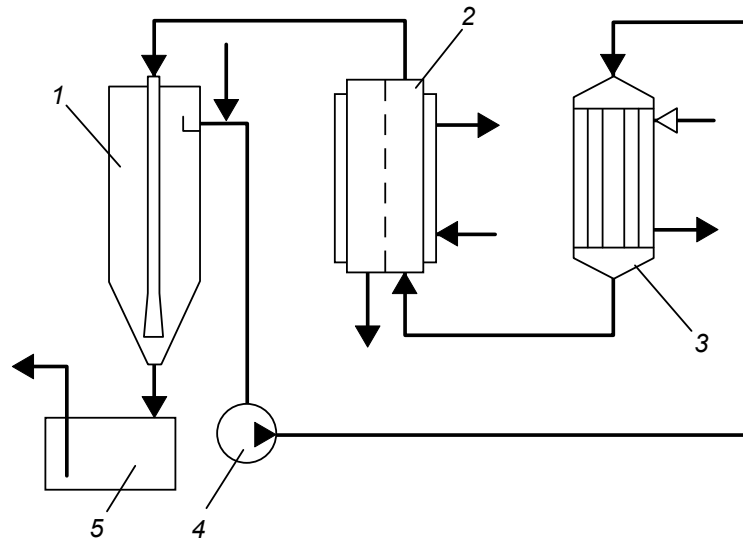


Рис. 3.119. Пристрій для безперервного утворення і виділення твердої фази з рідкого розчину (пат. № 31119 А Україна): 1 – вертикальний кристалізатор з центральною трубою; 2 – первапараційний апарат з охолодною оболонкою; 3 – нагрівник; 4 – циркуляційний насос; 5 – збірник

Унаслідок виділення частини розчинника відбувається поступове насичення, а потім і перенасичення, оброблюваного розчину, який рухається в кристалізаторі 1 знизу вгору. При цьому в об'ємі розчину утворюються зародки твердої фази, які поступово зростають. Більші частинки твердої фази осаджуються і разом з частиною оброблюваного розчину у вигляді згущеної суспензії надходять у збірник 5. Розчин, що підіймається апаратом 1, утримує дрібніші частинки твердої фази у завислому стані, сприяючи їхньому безперервному зростанню і поступовому осаджуванню. Якщо організувати відбирання розчину з апарата 1 на кількох рівнях, то можна здійснювати класифікацію утворюваних частинок твердої фази, оскільки їхній розмір у фракціях зменшуватиметься за висотою апарата 1.

Те, що первапарація реалізується крізь дифузійні (непористі) мембрани, виключає їх механічне пошкодження та забивання пор частинками, що спрощує обслуговування пристрою внаслідок значного скорочення обсягів технічного обслуговування і ремонту.

Поєднання первапарації з рідинною екстракцією. Однією з галузей застосування первапарації може бути й екстракція, причому як рідинна, так і екстракція з твердого тіла.

У цьому випадку розташування первапараційних апаратів у технологічній схемі дозволяє значно зменшити енергоємність процесу в цілому, а також розділяти азеотропні чи термочутливі екстракт та/або рафінат на збагачені чи, навіть, чисті компоненти. При цьому розділення відбувається навіть за температури навколишнього середовища (хоча для інтенсифікації процесу розділювану суміш доцільно підігрівати).

Комбінована екстракційна установка, принципову схему якої наведено на рис. 3.120, працює в такий спосіб.

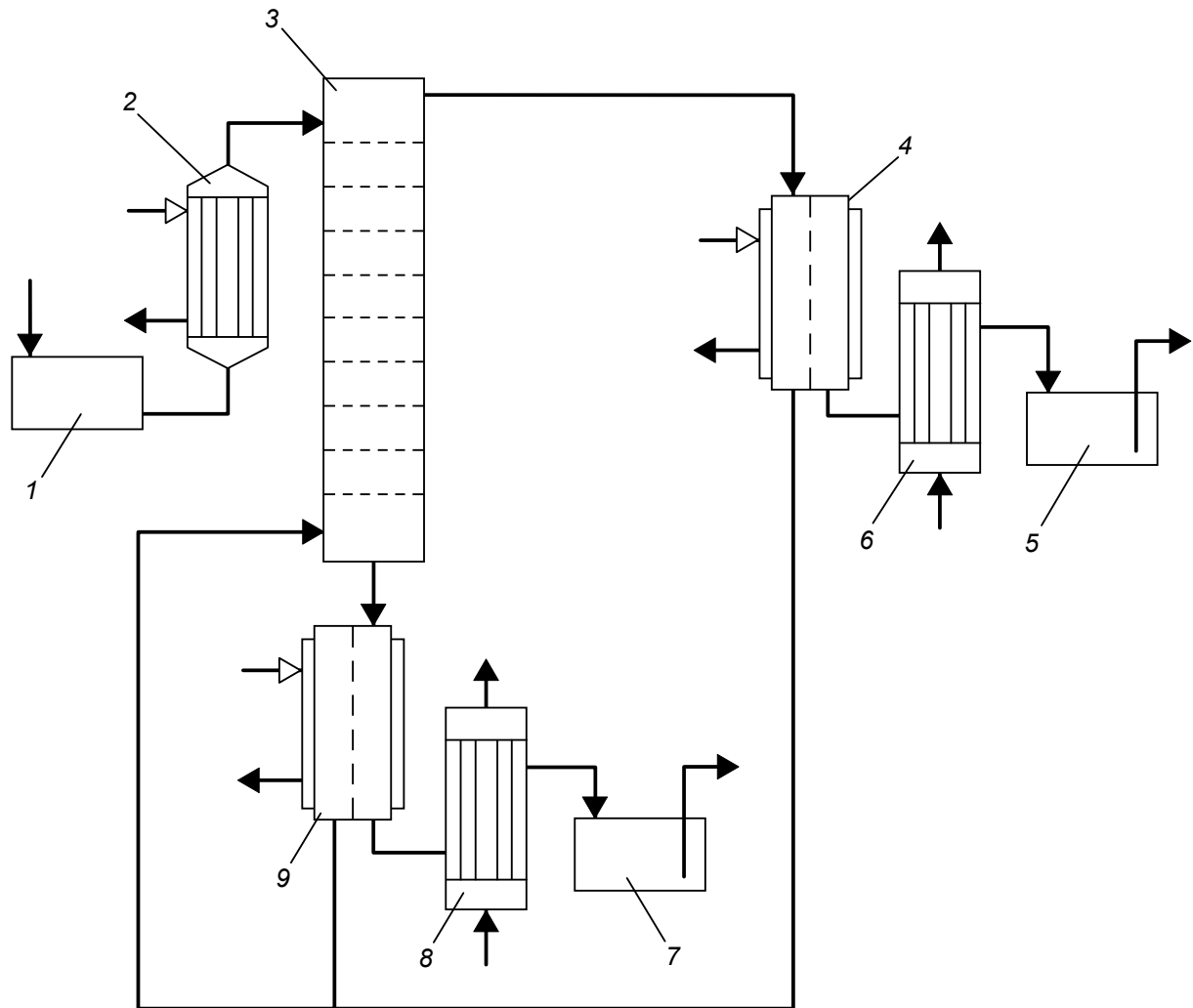


Рис. 3.120. Технологічна схема рідинного екстрагування з регенерацією екстрагенту (пат. № 46451 А Україна): 1, 5, 7 – збірники; 2 – нагрівник; 3 – тарілчастий екстрактор; 4, 9 – первапораційні апарати; 6, 8 – холодильники

Вихідна суміш, що підлягає розділенню, зі збірника 1 надходить у нагрівник 2, де нагрівається до робочої температури (якщо це необхідно). Після цього вона потрапляє на живильну тарілку екстрактора 3 і стікає в її нижню частину. Знизу в екстрактор 3 надходить екстрагент, який диспергується й коалесцує, проходячи крізь отвори в тарілках екстрактора. Утворена внаслідок цього легка фаза (у даному випадку – екстракт) видаляється зверху екстрактора 3, важка (у даному випадку – рафінат) – знизу. Екстракт потрапляє в первапораційний мембранний апарат 4, а рафінат – у первапораційний апарат 9. Зазначена технологічна схема належить до сполучених комбінованих масообмінних процесів.

У первапораційному апараті 4 внаслідок селективних властивостей мембран рафінат очищується від залишків екстрагенту, а в апараті 9 відбувається регенерація екстрагенту з екстракту. Далі регенований екстрагент повертається в екстрактор 3, а очищений рафінат і речовини, виділені з екстракту, охолоджуються в холодильниках 6 і 8 та нагромаджуються в збірниках 5 і 7.

Подібну технологічну схему можна застосовувати, наприклад, під час очищення промислових стічних вод, забруднених фенолом, або при виділенні соняшникової олії з розчину на основі бензину.

Очищення стічних вод, забруднених фенолом, здійснюють екстрагуванням фенолу з води бензолом. Одержані екстракт (розчин фенолу в бензолі) і рафінат (очищена від фенолу вода) через взаємну нерозчинність розділяються у відстійнику на два потоки. Після цього рафінат пропускається крізь первапораційний апарат з мембранами на основі силоксанового каучуку, які внаслідок своїх селективних властивостей забезпечують виділення залишків бензолу з води.

Розділення розчину соняшникової олії в бензині після екстрагування олії бензином з рослинної сировини на олію й бензин здійснюють за аналогічною схемою. У цьому випадку крізь мембрани проходить бензин, а з боку розділюваної суміші залишається соняшникова олія.

З наведених прикладів реалізації комбінованих процесів хімічної технології видно, що наявність великої кількості можливих варіантів здійснення певного комбінованого процесу порушує питання про методику вибору оптимального варіанта та установаження оптимальних технологічних параметрів його проведення.

Запитання для самоконтролю

1. У яких випадках інтенсифікація перемішування може призвести до зниження швидкості масопередачі?
2. Які фактори обмежують розмір частинок дисперсної фази у процесах масообміну?
3. Як впливає ефект кавітації на масообмінні процеси, зокрема на процес кристалізації?
4. Обґрунтуйте можливі шляхи підвищення ефективності та інтенсивності різноманітних масообмінних процесів їх комбінуванням.

СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

Загальна

1. *Гельперин Н. И.* Основные процессы и аппараты химической технологии : учебник в 2-х книгах / Н. И. Гельперин. – М.: Химия, 1981. – 812 с.
2. *Дытнерский Ю. И.* Процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов. Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1992. – 416 с.
3. *Дытнерский Ю. И.* Процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1992. – 384 с.
4. *Касаткин А. Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – М.: Химия, 1973. – 754 с.
5. *Матвеева О. Л.* Процеси та апарати хімічних виробництв : навч.-метод. посібник / О. Л. Матвеева, І. О. Мікульонок, О. Д. Коваль. – К.: НАУ, 2007. – 92 с.
6. *Методы* расчета процессов и аппаратов химической технологии / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов, О. М. Флисюк, М. И. Курочкина. – СПб.: Химия, 1993. – 496 с.
7. *Мікульонок І.О.* Механічні, гідромеханічні й масообмінні процеси та апарати хімічної технології : навч. посібник, 2-ге вид. / І. О. Мікульонок. – К.: ІЗМН, 2002. – 304 с.
8. *Основные* процессы и аппараты химической технологии : пособ. по проектированию / под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 494 с.
9. *Павлов К. Ф.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – М.: Химия, 1987. – 576 с.
10. *Плановский А. Н.* Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А. Н. Плановский, П. И. Николаев. – М.: Химия, 1987. – 496 с.
11. *Плановский А. Н.* Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Каган. – М.: Химия, 1968. – 848 с.
12. *Процеси* та обладнання хімічної технології : підруч. у 2-х частинах / Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок та ін. – К.: НТУУ «КПІ», 2011. – 716 с.
13. *Радченко Л. Б.* Моделювання процесів хімічної технології. Частина 1. Теоретичні основи : навч. посіб. / Радченко Л.Б., Мікульонок І.О. – К.: ВПІ ВПК «Політехніка», 2005. – 126 с.

До розділу «Механічні процеси та обладнання»

- 1.1 *Андреев С. Е.* Дробление, измельчение и грохочение полезных ископаемых / С. Е. Андреев, В. А. Перов, В. В. Зверевич. – М.: Недра, 1980. – 415 с.
- 1.2 *Варсанофьев В. Д.* Вибрационная техника в химической промышленности / В. Д. Варсанофьев, Э. Э. Кольман-Иванов. – М.: Химия, 1985. – 240 с.
- 1.3 *Классен П. В.* Гранулирование / П. В. Классен, И. Г. Гришаев, И. П. Шомин. – М.: Химия, 1991. – 238 с.
- 1.4 *Макаров Ю.И.* Аппараты для смешения сыпучих материалов / Ю. И. Макаров. – М.: Машиностроение, 1973. – 215 с.
- 1.5 *Псевдооживление* / под ред. В. Г. Айнштейна, А. П. Баскакова. – М.: Химия, 1990. – 400 с.
- 1.6 *Равич Б.М.* Брикетирование руд / Б. М. Равич. – М.: Недра, 1982. – 183 с.
- 1.7 *Сапожников М.Я.* Механическое оборудование предприятий строительных материалов, изделий и конструкций / М. Я. Сапожников. – М.: Высш. шк., 1971. – 382 с.
- 1.8 *Сапожников М.Я., Дроздов Н.Е.* Справочник по оборудованию заводов строительных материалов / М. Я. Сапожников, Н. Е. Дроздов. – М.: Стройиздат, 1970. – 488 с.
- 1.9 *Сиденко П.М.* Измельчение в химической промышленности / П. М. Сиденко. – М.: Химия, 1977. – 368 с.
- 1.10 *Справочник по обогащению руд. Подготовительные процессы.* – М.: Недра, 1982. – 366 с.
- 1.11 *Справочник по обогащению руд. Основные процессы.* – М.: Недра, 1983. – 381 с.
- 1.12 *Справочник по обогащению руд. Специальные и вспомогательные процессы.* – М.: Недра, 1983. – 383 с.
- 1.13 *Шилаев В. П.* Основы обогащения полезных ископаемых / В. П. Шилаев. – М.: Недра, 1986. – 296 с.

До розділу «Гідромеханічні процеси та обладнання»

- 2.1 *Брагинский Л. Н.* Перемешивание в жидких средах: Физические основы и инженерные методы расчета / Л. Н. Брагинский, В. И. Бегачев, В. М. Барабаш. – Л.: Химия, 1984. – 336 с.
- 2.2 *Васильцов Э. А.* Аппараты для перемешивания жидких сред : справ. пособие / Э. А. Васильцов, В. Г. Ушаков. – Л.: Машиностроение, 1979. – 271 с.
- 2.3 *Жужиков В.А.* Фильтрование: Теория и практика разделения суспензий / В. А. Жужиков. – М.: Химия, 1980. – 398 с.
- 2.4 *Очистка промышленных газов от пыли* / В.Н.Ужов, Л.Ю.Вальдберг, Б.И.Мягков, И.К.Решидов. – М.: Химия, 1981. – 390 с.
- 2.5 *Расчеты аппаратов кипящего слоя* / под ред. И. П. Мухленова, Б. С. Сажина, В. Ф. Фролова. – Л.: Химия, 1986. – 350 с.

2.6. *Соколов В.И.* Центрифугирование / В. И. Соколов. – М.: Химия, 1976. – 407 с.

2.7. *Шкоропад Д. Е.* Центрифуги и сепараторы для химических производств / Д. Е. Шкоропад, О. П. Новиков. – М.: Химия, 1987. – 255 с.

До розділу «Масообмінні процеси та обладнання»

3.1. *Александров И. А.* Ректификационные и абсорбционные аппараты / И. А. Александров. – Л.: Химия, 1978. – 280 с.

3.2. *Броунштейн Б. И.* Гидродинамика, массо- и теплообмен в колонных аппаратах / Б. И. Броунштейн, В. В. Щеголев. – Л.: Химия, 1988. – 355 с.

3.3. *Брык М. Т.* Мембранная технология в промышленности / М. Т. Брык, Е. А. Цапюк, А. А. Твердый. – К.: Тэхника, 1990. – 247 с.

3.4. *Гельперин Н. И.* Основы техники фракционной кристаллизации / Н. И. Гельперин, Г. А. Носов. – М.: Химия, 1986. – 304 с.

3.5. *Дытнерский Ю. И.* Мембранные методы разделения жидких смесей / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1975. – 272 с.

3.6. *Дытнерский Ю. И.* Обратный осмос и ультрафильтрация / Ю. И. Дытнерский. – М.: Химия, 1978. – 352 с.

3.7. *Дытнерский Ю.И., Брыков В.П., Каграманов Г.Г.* Мембранное разделение газов. – М.: Химия, 1991. – 344 с.

3.8. *Кафаров В.В.* Основы массопередачи / В. В. Кафаров. – М.: Высш. шк., 1979. – 439 с.

3.9. *Кельцев Н.В.* Основы адсорбционной техники / Н. В. Кельцев. – М.: Химия, 1984. – 592 с.

3.10. *Мікульонок І. О.* Проектування рідинних колонних екстракторів : навч. посібник / І. О. Мікульонок. – К.: ІЗМН, 1996. – 100 с.

3.11. *Мікульонок І. О.* Алгоритм розрахунку мембранних апаратів зворотного осмосу та ультрафільтрації / І. О. Мікульонок. – К.: КПІ, 1995. – 64 с.

3.12. *Основы жидкостной экстракции* / под ред. Г. А. Ягодина. – М.: Химия, 1981. – 400 с.

3.13. *Ракицький В. Л.* Основы проектування насадкових ректифікаційних колон : навч. посібник / В. Л. Ракицький, І. О. Мікульонок, Г. Л. Рябцев. – К.: НМЦВО, 2000. – 200 с.

3.14. *Рамм В.М.* Абсорбция газов / В. М. Рамм. – М.: Химия, 1976. – 655 с.

3.15. *Рудобашта С.П.* Массоперенос в системах с твердой фазой / С. П. Рудобашта. – М.: Химия, 1980. – 248 с.

3.16. *Хванг С.-Т.* Мембранные методы разделения : пер. с англ. / С.-Т. Хванг, К. Камермейер. – М.: Химия, 1981. – 464 с.

3.17. *Шервуд Т.* Массопередача : пер. с англ. / Т. Шервуд, Р. Пигфорд, Ч. Уилки – М.: Химия, 1982. – 695 с.

ЗМІСТ

ВСТУП.....	3
ОСНОВНІ ПОЗНАЧЕННЯ ТА СКОРОЧЕННЯ.....	5
1. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ	10
1.1. Збагачення корисних копалин у хімічній технології	10
1.2. Дроблення й подрібнення твердих матеріалів.....	12
1.2.1. Загальні положення	12
1.2.2. Гіпотези дроблення й подрібнення	15
1.2.3. Подрібнювальні машини	19
1.2.3.1. Загальні положення	19
1.2.3.2. Вимоги до подрібнювальних машин	20
1.2.3.3. Щоківні дробарки	20
1.2.3.4. Конусні дробарки	25
1.2.3.5. Валкові дробарки	28
1.2.3.6. Роторні й молоткові дробарки	30
1.2.3.7. Комбіновані дробарки	31
1.2.3.8. Бігуни	31
1.2.3.9. Стрижневі (пальцеві) подрібнювальні машини	32
1.2.3.10. Кульово-кільцеві й роликів-кільцеві маятникові млини	33
1.2.3.11. Барабанні млини	34
1.2.3.12. Вібраційні млини	37
1.2.3.13. Відцентрово-кульові й планетарні млини	38
1.2.3.14. Ножові млини, жорна й фарботерки	39
1.2.3.15. Струминні, колоїдні й кавітаційні млини.....	39
1.2.3.16. Вибір подрібнювачів.....	41
1.2.4. Дозатори й живильники	41
1.3. Грохочення і класифікація твердих матеріалів	43
1.3.1. Загальні положення	43
1.3.2. Грохочення	44
1.3.3. Класифікація.....	53
1.4. Транспортування твердих матеріалів	60
1.5. Змішування сипких матеріалів.....	60
1.6. Розділення сумішей твердих матеріалів на компоненти	65
1.7. Згрудкування твердих матеріалів	76
1.8. Інтенсифікація механічних процесів	79
Запитання для самоконтролю	81
2. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ	83
2.1. Загальні положення	83
2.2. Матеріальний баланс гідромеханічних процесів	84
2.3. Критерії подібності гідромеханічних процесів	85
2.4. Розділення рідких і газових неоднорідних систем	87
2.4.1. Розділення рідких і газових неоднорідних систем осадженням	87
2.4.1.1. Розділення осадженням під дією сили тяжіння	87
2.4.1.2. Розділення осадженням під дією інерційних сил	95
2.4.1.3. Розділення осадженням під дією відцентрових сил	96
2.4.1.4. Розділення осадженням під дією сил електричного поля	108

2.4.2. Розділення рідких і газових неоднорідних систем фільтруванням	111
2.4.2.1. Загальні положення	111
2.4.2.2. Диференціальне рівняння фільтрування	113
2.4.2.3. Кінетичне рівняння фільтрування крізь шар зернистого матеріалу	114
2.4.2.4. Кінетичне рівняння фільтрування	116
2.4.2.5. Перетворення кінетичного рівняння фільтрування	118
2.4.2.6. Конструкції фільтрів	119
2.4.2.7. Відцентрове фільтрування	132
2.4.2.8. Конструкції фільтрувальних центрифуг	133
2.4.3. Розділення газових неоднорідних систем при контакті їх з рідиною	137
2.4.4. Інші методи розділення неоднорідних систем	141
2.4.5. Вибір методів і обладнання для розділення неоднорідних систем	141
2.5. Перемішування рідких середовищ	144
2.5.1. Загальні положення	144
2.5.2. Класифікація рідин	144
2.5.3. Види перемішування	146
2.5.4. Перемішування за допомогою роторних механічних перемішувальних пристроїв	149
2.5.4.1. Загальні положення	149
2.5.4.2. Витрати енергії на перемішування	151
2.5.4.3. Визначення потужності приводу мішалки	152
2.5.4.4. Конструкції мішалок	153
2.6. Псевдозрідження твердого зернистого матеріалу	157
2.6.1. Загальні положення	157
2.6.2. Гідромеханіка псевдозрідженого шару	158
2.6.3. Основні параметри псевдозрідженого шару	160
2.6.4. Конструкції апаратів псевдозрідженого шару	163
2.7. Інтенсифікація гідромеханічних процесів	164
Запитання для самоконтролю	165
3. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ	167
3.1. Основи масообміну	167
3.1.1. Загальні положення	167
3.1.2. Рівновага в процесах масообміну	170
3.1.2.1. Загальні відомості про рівновагу	170
3.1.2.2. Правило фаз	171
3.1.2.3. Рівняння й лінії рівноваги	172
3.1.3. Основне рівняння масопередачі	174
3.1.4. Способи вираження складу фаз	175
3.1.5. Матеріальний баланс масообмінних процесів	177
3.1.6. Рушійна сила масообмінних процесів	181
3.1.7. Модифікації основного рівняння масопередачі	185
3.1.8. Закон молекулярної дифузії (перший закон Фіка)	186
3.1.9. Диференціальне рівняння молекулярної дифузії (другий закон Фіка)	187
3.1.10. Конвективна дифузія. Моделі процесу масопереносу	188
3.1.11. Масовіддача. Рівняння масовіддачі (закон Щукарева)	190
3.1.12. Кінетика процесу масопередачі. Вираження коефіцієнта масопередачі через коефіцієнти масовіддачі	191
3.1.13. Диференціальне рівняння конвективної дифузії	192

3.1.14. Подібність масообмінних процесів	194
3.1.15. Основи розрахунку масообмінних апаратів	196
3.1.15.1. Визначення діаметра апарата	196
3.1.15.2. Визначення висоти апарата	197
3.1.15.3. Визначення гідравлічного опору апарата	207
3.1.16. Масообмін між рідкою (газовою або паровою) і твердою фазами	207
3.1.16.1. Масоперенос у зовнішній фазі	208
3.1.16.2. Масоперенос у твердій фазі	209
Запитання для самоконтролю	213
3.2. Абсорбція	215
3.2.1. Загальні положення	215
3.2.2. Рівновага в системах <i>рідина – газ</i>	215
3.2.3. Матеріальний баланс абсорбції	217
3.2.4. Тепловий баланс абсорбції	218
3.2.5. Абсорбція багатокомпонентних сумішей.....	219
3.2.6. Кінетика абсорбції	220
3.2.7. Технологічні схеми абсорбції	222
3.2.8. Конструкції і принцип дії абсорберів	224
3.2.8.1. Поверхневі абсорбери.....	225
3.2.8.2. Плівкові абсорбери	225
3.2.8.3. Порожнисті (розпилювальні) абсорбери	227
3.2.8.4. Насадкові абсорбери.....	228
3.2.8.5. Тарілчасті абсорбери	232
3.2.9. Розрахунок абсорберів	235
3.2.10. Десорбція	235
Запитання для самоконтролю	237
3.3. Дистиляція	238
3.3.1. Загальні положення	238
3.3.2. Рівновага в системах <i>рідина – пара</i>	239
3.3.3. Проста дистиляція	244
3.3.4. Ректифікація	247
3.3.4.1. Безперервна ректифікація бінарних сумішей	247
3.3.4.2. Періодична ректифікація бінарних сумішей	254
3.3.4.3. Молекулярна ректифікація	256
3.3.4.4. Екстрактивна та азеотропна ректифікація	257
3.3.4.5. Схема ректифікації з тепловим насосом.....	258
3.3.4.6. Ректифікаційні апарати	258
3.3.4.7. Розрахунок ректифікаційних колон	259
3.3.4.8. Ректифікація багатокомпонентних сумішей	260
Запитання для самоконтролю	260
3.4. Рідинна екстракція	261
3.4.1. Загальні положення	261
3.4.2. Рівновага в системах <i>рідина – рідина</i>	263
3.4.3. Вибір екстрагенту	267
3.4.4. Матеріальний баланс рідинної екстракції	267
3.4.5. Кінетика рідинної екстракції	268
3.4.6. Технологічні схеми рідинної екстракції	269
3.4.6.1. Одноразова (одноступінчаста) екстракція.....	269

3.4.6.2. Багаторазова екстракція з перехресною течією екстрагенту.....	270
3.4.6.3. Багаторазова екстракція з протитечією екстрагенту	271
3.4.6.4. Безперервна протитечія екстракція.....	273
3.4.6.5. Протитечія екстракція з флегмою	274
3.4.7. Конструкції і принцип дії рідинних екстракторів	275
3.4.8. Розрахунок рідинних екстракторів	277
Запитання для самоконтролю	277
3.5. Адсорбція	278
3.5.1. Загальні положення. Адсорбенти та їх властивості	278
3.5.2. Рівновага під час адсорбції	280
3.5.3. Матеріальний баланс адсорбції	281
3.5.4. Кінетика адсорбції	282
3.5.5. Технологічні схеми адсорбції.....	282
3.5.6. Розрахунок адсорберів	283
3.5.7. Десорбція	288
3.5.8. Іонний обмін	288
Запитання для самоконтролю	289
3.6. Кристалізація	290
3.6.1. Загальні положення	290
3.6.2. Рівновага під час кристалізації	291
3.6.3. Матеріальний і тепловий баланси кристалізації	293
3.6.4. Кінетика кристалізації.....	294
3.6.5. Конструкції і принцип дії кристалізаторів.....	295
3.6.6. Кристалізація з розплавів.....	298
Запитання для самоконтролю	299
3.7. Розчинення та екстракція в системі <i>тверде тіло – рідина</i>	299
3.7.1. Загальні положення	299
3.7.2. Технологічні схеми, конструкції і принцип дії екстракторів у системі <i>тверде тіло – рідина</i>	301
3.7.3. Розрахунок екстракторів у системі <i>тверде тіло – рідина</i>	306
Запитання для самоконтролю	309
3.8. Масообмін крізь розділювальні мембрани	310
3.8.1. Загальні положення	310
3.8.2. Основні методи мембранного розділення	311
3.8.2.1. Зворотний осмос (гіперфільтрація).....	311
3.8.2.2. Ультрафільтрація	312
3.8.2.3. Мембранне газорозділення	312
3.8.2.4. Випаровування крізь мембрану (первапорація).....	313
3.8.2.5. Діаліз	313
3.8.2.6. Електродіаліз	313
3.8.3. Розділювальні мембрани	314
3.8.4. Кінетика мембранних процесів	316
3.8.5. Конструкції і принцип дії мембранних апаратів	317
3.8.6. Розрахунок мембранних апаратів	319
Запитання для самоконтролю	320
3.9. Інтенсифікація масообмінних процесів	321
Запитання для самоконтролю	329
СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ	330

Навчальне видання

Мікульонок Ігор Олегович

**Механічні, гідромеханічні і масообмінні
процеси та обладнання хімічної технології**

Підручник

В авторській редакції

Мікульонок Ігор Олегович



Народився 29 січня 1963 року в селищі Цементний Брянської області (Росія) у родині військовослужбовця. Після закінчення середньої школи 1980 року вступив до Київського політехнічного інституту на факультет хімічного машинобудування, який закінчив 1986 року, здобувши кваліфікацію інженера-механіка. З 1983 року працював на кафедрі машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв на посадах лаборанта, інженера, молодшого наукового співробітника, асистента, доцента, професора, а з 2011 року працює на кафедрі хімічного, полімерного та силікатного машинобудування на посаді професора. У 1995 році здобув другу вищу освіту (патентознавець-маркетолог).

Доктор технічних наук (2010), професор (2011), академік Академії наук вищої освіти України (2011), заслужений винахідник України (2009).

Автор і співавтор сорока підручників, навчальних посібників, словників і монографій, біля чотирьохсот наукових і науково-популярних статей, а також понад шестисот винаходів і корисних моделей.

Наукові інтереси: процеси та обладнання хімічної технології та перероблення термопластичних матеріалів, історія науки, техніки й технології. Хобі: фалеристика, велосипед, фотографія, ремонт механічних годинників.