

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ, МОЛОДІ ТА СПОРТУ УКРАЇНИ
ДЕРЖАНИЙ ВИЩИЙ НАВЧАЛЬНИЙ ЗАКЛАД
«УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ»

КОНСПЕКТ ЛЕКЦІЙ

до розділу «Екстракція»
з курсу “Процеси та апарати хімічних виробництв”
для студентів III-IV курсів усіх спеціальностей

Затверджено на засіданні кафедри
процесів та апаратів хімічної
технології.
Протокол № 11 від 04.06.2010.

Конспект лекцій до розділу «Екстракція» з курсу “Процеси та апарати хімічних виробництв” для студентів III-IV курсів усіх спеціальностей / Укл.: С.О. Опарін, О.С. Смирнова. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2011. – 32 с.

Укладачі: С.О. Опарін, канд. техн. наук
О.С. Смирнова, канд. техн. наук

Відповідальний за випуск П.Г. Сорока, д-р техн. наук

Навчальне видання

Конспект лекцій до розділу «Екстракція»
з курсу “Процеси та апарати хімічних виробництв”

Укладачі: ОПАРІН Сергій Олександрович
СМІРНОВА Олена Степанівна

Редактор Л.М. Тонкошкур
Коректор Л.Я. Гоцуцова

Підписано до друку 23.09.11. Формат 60×84 1/16. Папір ксерокс. Друк різнограф.
Умовн.-друк. арк. 1,47. Облік.-вид. арк. 1,53. Тираж 100 прим. Зам. №
18.Свідоцтво ДК № 303 від 27.12.2000.

ДВНЗ УДХТУ, 49005, Дніпропетровськ – 5, пр. Гагаріна, 8.

Видавничо-поліграфічний комплекс ІнКомЦентру

ЗМІСТ

Розділ I. ПРОЦЕСИ ЕКСТРАКЦІЇ В СИСТЕМАХ

РІДИНА-РІДИНА

1. Загальні відомості.....	4
2. Рівновага в системах рідина-рідина.....	5
3. Матеріальний баланс процесу.....	12
4. Кінетика рідинної екстракції.....	13
5. Вибір екстрагента.....	14
6. Методи екстракції.....	15
7. Будова екстракційних апаратів.....	19

Розділ II. ПРОЦЕСИ ЕКСТРАКЦІЇ В СИСТЕМАХ ТВЕРДЕ

ТІЛО-РІДИНА

1. Загальні відомості.....	27
2. Рівновага та швидкість вилуговування.....	27
3. Способи розчинення і вилуговування.....	30
4. Класифікація екстракторів для вилуговування.....	32
Список літератури.....	32

ЕКСТРАКЦІЯ

Екстракція – процес вилучення одного або декількох компонентів з розчинів або твердих тіл за допомогою вибірових розчинників (**екстрагентів**). При взаємодії з екстрагентом у ньому добре розчиняються тільки компоненти, що вилучаються, і значно слабкіше або практично зовсім не розчиняються інші компоненти вихідної суміші.

Процес масовіддачі у твердій фазі істотно відрізняється від масовіддачі в рідинах, тому процеси екстракції в системах рідина-рідина та у системах рідина-тверде тіло розглядаються окремо.

Розділ I

ПРОЦЕСИ ЕКСТРАКЦІЇ У СИСТЕМАХ РІДИНА-РІДИНА

1. Загальні відомості

Процеси екстракції в системах рідина-рідина знаходять широке застосування в хімічній, нафтопереробній і нафтохімічній та інших галузях промисловості. Вони ефективно використовуються для виділення в чистому виді різних продуктів органічного і нафтохімічного синтезу, вилучення і розділення рідких і розсіяних елементів, очищення стічних вод і т. ін.

Екстракція в системах рідина-рідина являє собою дифузійний процес, що протікає за участю двох взаємно нерозчинних або обмежено розчинних рідких фаз, між якими розподіляється речовина, що екстрагується (або кілька речовин).

У результаті взаємодії екстрагента з вихідним розчином утворюються: **екстракт** – розчин вилучених з вихідної суміші компонентів в екстрагенті і **рафінат** – рідка суміш, яка збіднена компонентами, що вилучаються, і яка містить деяку кількість екстрагента.

Отримані рідкі фази (екстракт і рафінат) відокремлюються один від одного відстоюванням, іноді центрифугуванням або іншими механічними способами. Після цього проводять вилучення цільових продуктів з екстракту і регенерацію екстрагента з рафінату.

Розділення рідкої суміші методом екстракції складається з наступних процесів:

- 1) змішування вихідної суміші з екстрагентом для створення між ними тісного контакту;
- 2) розділення двох рідких фаз, що не змішуються (екстракту і рафінату);
- 3) регенерація екстрагента, тобто видалення його з екстракту і рафінату.

Рідинна екстракція, а також перегонка, є одним з основних методів розділення однорідних рідких сумішей.

Процес екстракції економічно вигідніший, наприклад ректифікації, у тих випадках, коли концентрація компонента, що вилучається, низька (оскільки

при екстракції не потрібно випаровувати всю рідку суміш). Розділення однорідних рідких сумішей за допомогою екстракції, в порівнянні з ректифікацією, відбувається при більш низьких температурах та в деяких випадках не потребує нагрівання для здійснення процесу. Крім того, екстракцію доцільно застосовувати, якщо суміш неможливо або важко розділити ректифікацією або суміш, яка розділяється, розкладається при нагріванні. Для здійснення екстракції з численних розчинників можливо підібрати високовибірковий екстрагент, що дозволяє досягти більш повного розділення в порівнянні з іншими масообмінними процесами.

Разом з тим застосування додаткового компонента-екстрагента і необхідність його регенерації призводить до деякого ускладнення апаратурного оформлення і подорожчання процесу екстракції.

Для регенерації екстрагента застосовують такі методи, як ректифікація, нагрівання, випарювання та ін.

Основні схеми проведення екстракційних процесів наведені на рис. 1.

За схемою без регенерації екстрагента (рис. 1.1, а) вихідний розчин (фаза $\Phi_x + M$) і екстрагент (фаза Φ_y) подають у екстракційний апарат-екстрактор, у якому відбувається перенесення речовини M з фази Φ_x у фазу Φ_y . У результаті одержують екстракт (фаза $\Phi_y + M$) і рафінат (фаза Φ_x). Схема без регенерації екстрагента в техніці зустрічається рідко.

Схему з регенерацією екстрагента (рис. 1, б) застосовують частіше. За цією схемою проводять регенерацію екстрагента з екстракту і з рафінату, якщо екстрагент частково в ньому розчинний. Очищений екстрагент повертають на екстракцію.

2. Рівновага в системах рідина-рідина

Фазова рівновага в системі рідина-рідина визначає граничні концентрації екстракту і рафінату. Дані про рівновагу необхідні при виборі екстрагента, технологічної схеми процесу, конструкції і розміру (висоти або довжини) апарата, для розрахунку оптимального співвідношення потоків екстрагента і вихідного розчину, а також для визначення інших умов проведення процесу.

Закони розподілу. Стан рівноваги фаз при екстракції характеризується законом рівноважного розподілу.

Кількісно рівновагу виражають двома способами.

Згідно з першим способом рівновагу характеризують відношенням рівноважних концентрацій речовини, що розподіляється, у фазах або коефіцієнтом розподілу [1,2]:

$$m = \frac{y^*}{x}, \quad (1.1)$$

де y^* і x – рівноважні концентрації речовини, що розподіляється, в екстракті і рафінаті.

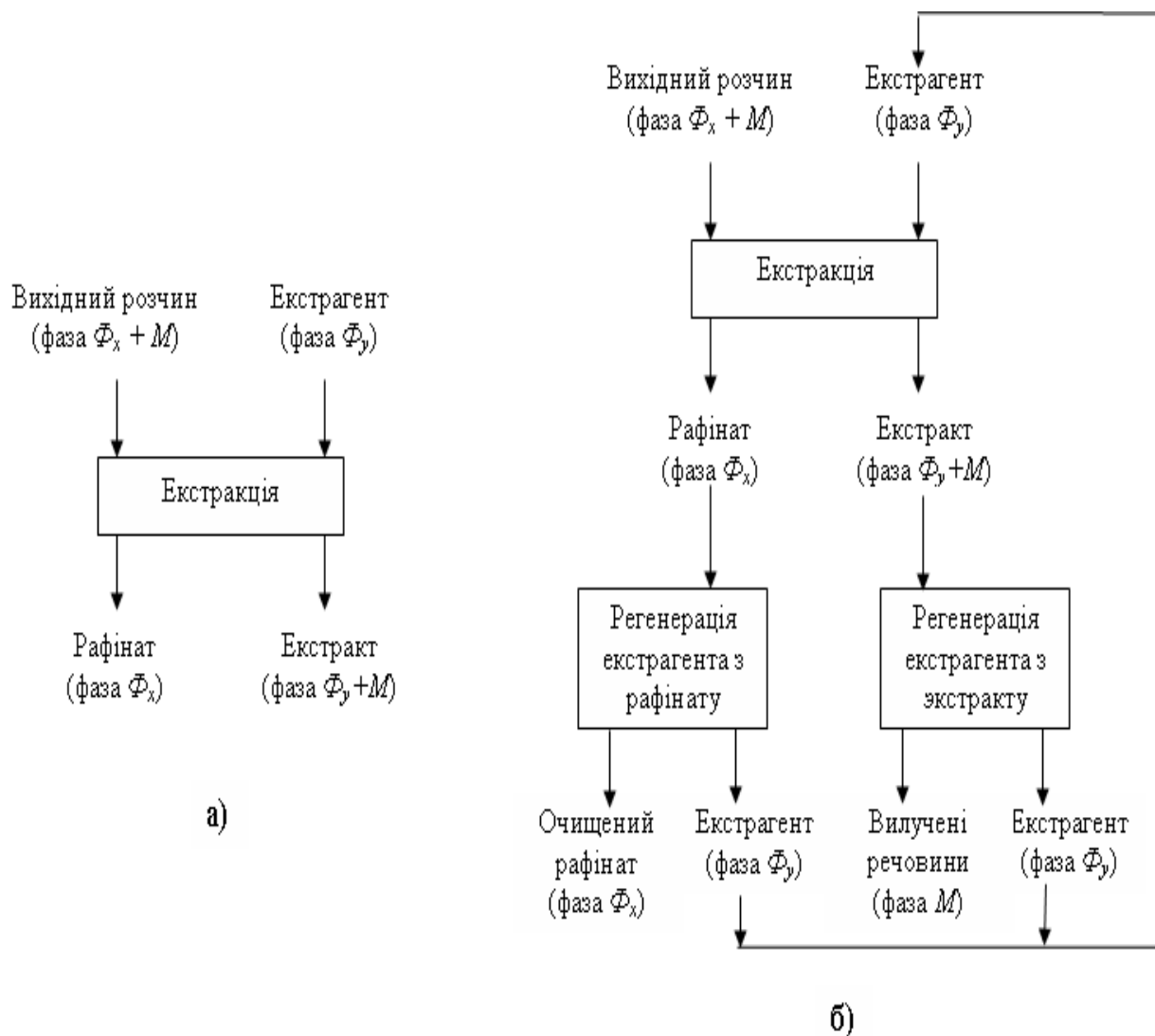


Рис. 1.1. Схеми проведення екстракційних процесів:
а – без регенерації екстрагента;
б – з регенерацією екстрагента

За другим способом, для неідеальних сумішей, коли величина m значно змінюється з концентрацією розчину, використовують ізотерму екстракції, або лінію рівноваги $y^* = f(x)$, вид якої здебільшого встановлюється дослідним шляхом.

У найпростішому випадку (при відсутності дисоціації та асоціації молекул розчиненої речовини) коефіцієнт розподілу m є приблизно величина постійна. При цьому він є функцією температури і мало залежить від концентрації x , відповідно, в даному випадку, ізотерма екстракції близька до прямої.

У багатьох випадках, незважаючи на малу концентрацію компонента, що розподіляється, рівноважна залежність ускладнюється внаслідок його хімічної взаємодії з екстрагентом, а також через розходження стану компонента в обох фазах (наприклад, якщо компонент, що розподіляється, дисоційований у водяній фазі та недисоційований в органічній). При цьому рівноважна залежність криволінійна, а коефіцієнт розподілу залежить не тільки від температури, а й від концентрації.

Рівновага в потрійних системах. Трикутна діаграма. Практично процеси екстрагування проводяться із системами, що складаються мінімально з трьох компонентів ($K = 3$) і двох рідких фаз ($\Phi = 2$). Для таких систем, за правилом фаз, число ступенів свободи дорівнює трьом ($C = 3$). Отже, у даному випадку незалежними величинами є три параметри – температура, тиск і концентрація однієї з фаз. Однак впливом тиску на рівновагу в системі рідина-рідина можна знехтувати. Залежність від температури (при $p = \text{const}$) для потрійних систем зображується за допомогою трикутної призми, в якій температури відкладаються по осі, перпендикулярної до площини, на якій наносяться склади.

Склади потрійних рідких сумішей у стані рівноваги зручно зображувати в трикутній діаграмі Розенбума або Гіббса, вершини якої відповідають чистим (100%-вим) компонентам. У першому випадку вміст компонентів відраховують по одній зі сторін трикутника, а в другому по відрізках висот, опущених із точки, що відповідає складу суміші, на відповідні сторони трикутника.

Так, точка M на рис. 1.2, виражає склад потрійної суміші, що містить 35% компонента A , 25% компонента B і 40% компонента C .

Таким чином, будь-яка точка усередині трикутника виражає склад трикомпонентної системи, а точки на сторонах – склади бінарних систем.

За допомогою трикутної діаграми можна визначити склади трикомпонентної суміші рідин при зміні вмісту в ній того чи іншого компонента. Так, якщо в суміші, що відповідає точці M (див. рис. 1.2), буде збільшуватися вміст компонента B , то в міру його додавання склади розчинів, що утворюються, будуть зображуватися на діаграмі крапками, що лежать на прямій MB і тим ближче до вершини B трикутника, чим суміш більш збагачується компонентом B .

Якщо ж вилучати компонент B із суміші, то її складам будуть відповідати точки, що лежать на прямій MD і тим ближче до сторони AC трикутника, чим менше стає компонента B у суміші. У сумішах усіх складів, що відповідають

крапкам, які лежать на прямій BD , при зміні вмісту компонента B відношення кількостей інших двох компонентів (A і C) буде залишатися незмінним.

Нехай вершина A трикутника відповідає вихідному розчиннику, вершина B – речовині, що розподіляється, вершина C – екстрагенту. Позначимо крапкою S на стороні AB трикутника склад вихідної (двокомпонентної) суміші. У процесі екстракції вихідна суміш спочатку змішується з екстрагентом. Процес змішування зображується прямою CS , причому положення точки M , що відповідає складу суміші, залежить від співвідношення кількостей компонентів, які змішуються, A , B та C , і знаходиться з пропорції (**правило важеля**):

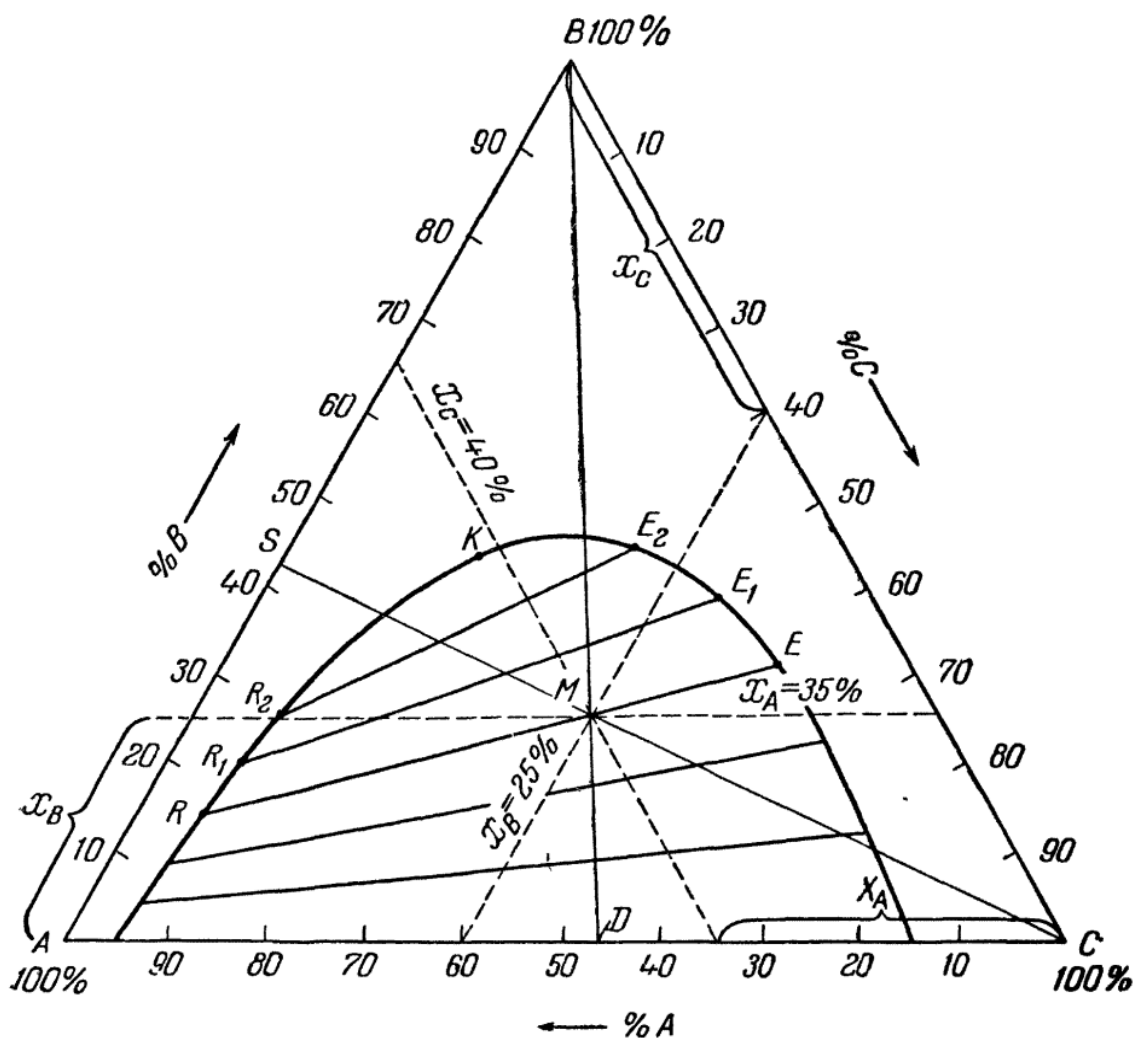


Рис. 1.2. Трикутна діаграма

$$\frac{G_B}{G_C} = \frac{SM}{CS}, \quad \frac{G_A}{G_C} = \frac{CM}{CS}, \quad \frac{G_A}{G_C} = \frac{SM}{MC}, \quad (1.2)$$

де G_A , G_B , G_C – кількість компонентів A , B , C у суміші;
 CM , MS – довжини відрізків прямої CS .

Отримана суміш розшаровується на дві фази: на екстракт E – розчин, збагачений компонентом B , що розподіляється, і на рафінат R – розчин, збіднений компонентом B , причому склади екстракту і рафінату знаходяться в рівновазі один з одним. Лінія, що з'єднує точки рівноважних складів екстракту і рафінату, називається **хордою рівноваги** або **конодою**.

Нахил хорд рівноваги визначається величиною коефіцієнта розподілу m (рис. 1.3).

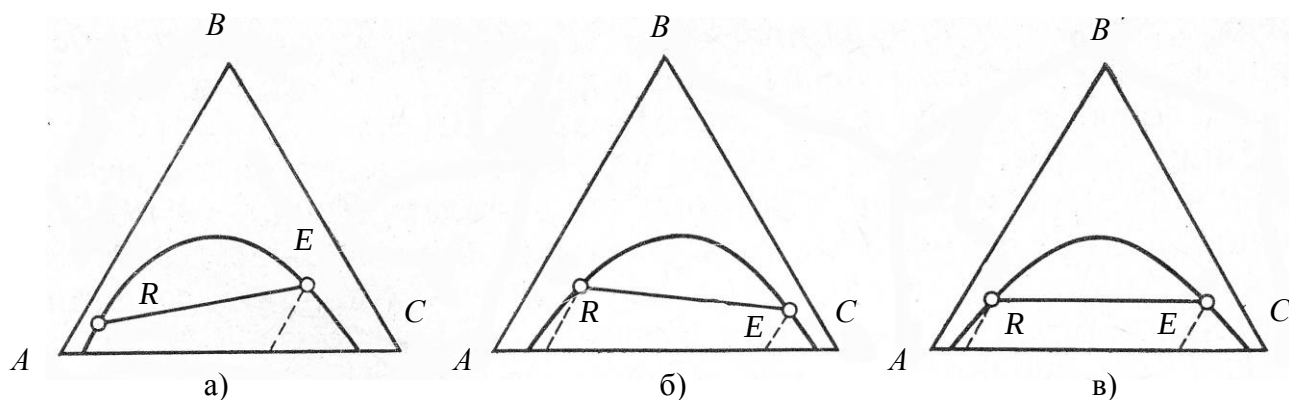


Рис. 1.3. Нахил хорд рівноваги в залежності від коефіцієнта розподілу m :
а) – $m > 1$; б) – $m < 1$; в) – $m = 1$

Якщо вміст компонента B у суміші буде змінюватися, то рівноважні склади рафінату та екстракту будуть лежати на кінцях інших хорд рівноваги. Так, при додаванні компонента B до суміші, яка зображена точкою M , склади рафінату та екстракту будуть переміщуватись на кінці хорд R_1E_1 , R_2E_2 і т.д. При додаванні деякої нової порції компонента B поверхня розподілу між фазами зникає і система стає однофазною (гомогенною). При цьому хорда рівноваги перетворюється в точку K , яка називається **критичною**.

Кінці хорд рівноваги з'єднуються так званою **бінодальною кривою**. Зона, яка обмежена цією кривою, відповідає двофазним системам, які розшаровуються і є **робочою частиною** трикутної діаграми. Зона діаграми, що лежить вище цієї кривої, відповідає гомогенній системі і тому для розрахунку процесів екстракції не застосовується. Ліва частина робочої зони діаграми до точки K відповідає зоні рафінату, а права – зоні екстракту.

Для побудови хорди рівноваги користуються наступною методикою.

На діаграму (рис. 1.4) наносять згідно з експериментальними даними декілька хорд рівноваги (R_1E_1 , R_2E_2 і т.п.).

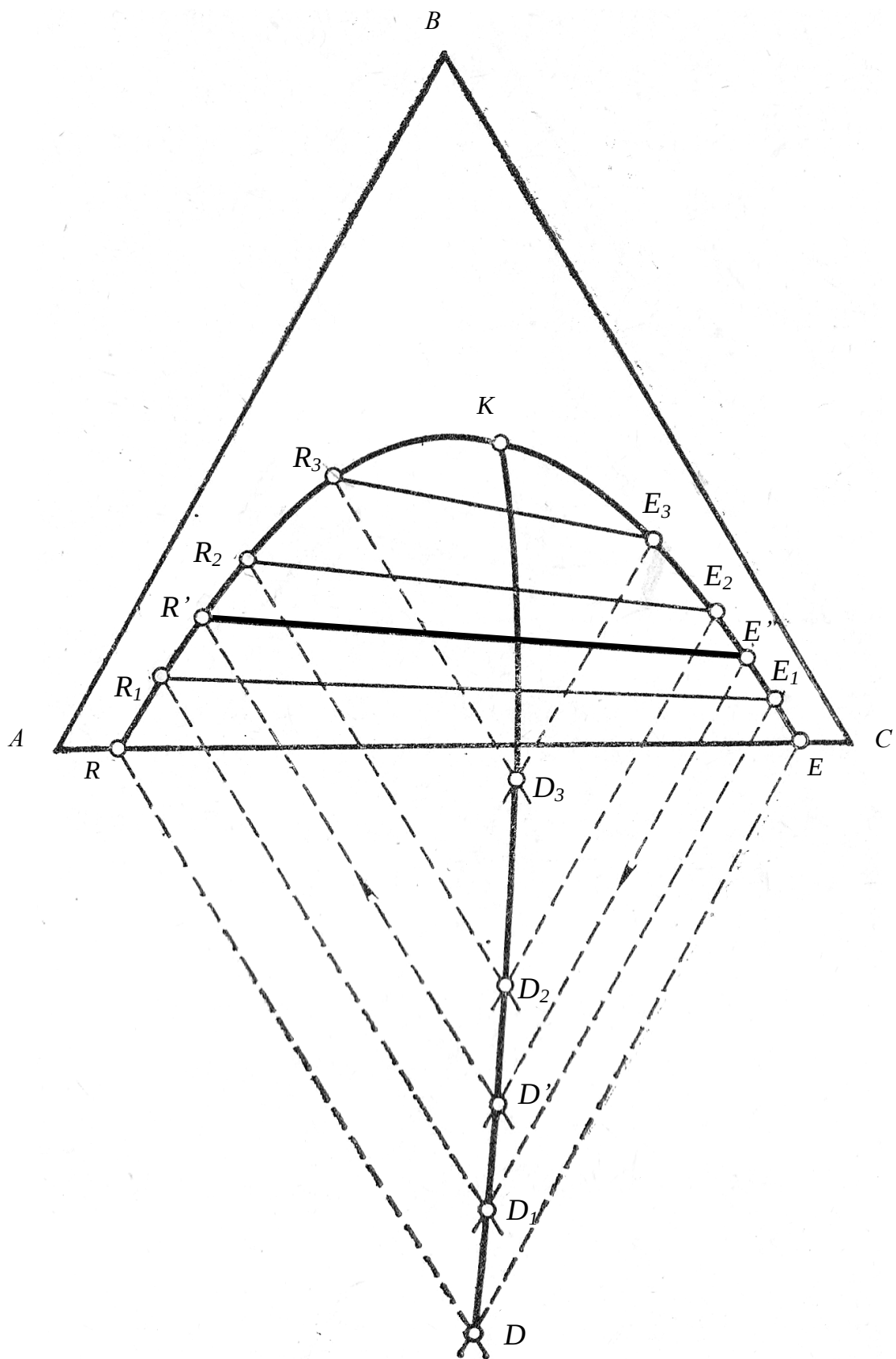


Рис. 1.4. Інтерполяція хорд рівноваги

Через точки $E, E_1, E_2, \dots$ проводять лінії, які паралельні стороні AB , а через точки $R, R_1, R_2, \dots$ лінії, які паралельні стороні BC . На перетині цих ліній отримують точки $D, D_1, D_2, \dots$.

Проводячи через точки перетину плавну криву, знайдемо з'єднувальну лінію $D, D_1, D_2, \dots K$. Щоб знайти хорду рівноваги, яка проходить через точку E' , з точки E' проводимо лінію, яка паралельна стороні AB , до перетину зі з'єднувальною лінією $D, D_1, D_2, \dots K$, отримаємо точку D' . З точки D' проводимо лінію, яка паралельна стороні BC , до перетину з рівноважною кривою, отримаємо точку R' . З'єднуючи точки E' та R' , отримаємо хорду рівноваги $E'R'$. Знаходження хорд рівноваги за допомогою з'єднувальної лінії називається інтерполяцією хорд рівноваги.

Ізотерми екстракції (криві рівноваги). Рівноважні дані для потрійних рідких систем зображують також за допомогою залежності між концентраціями рівноважних розчинів, які називаються ізотермами екстракції (рис. 1.5, б).

Дана крива виражає залежність між концентраціями компонента B (речовини, що розподіляється,) у фазах A та S . Кожній хорді рівноваги на трикутній діаграмі відповідає одна точка на кривій рівноваги. Так, наприклад, точка Q на кривій рівноваги (рис. , б) відповідає хорді рівноваги RE (рис. 1.5, а). Крива рівноваги проходить через максимум і перетинає діагональ діаграми в точці K , що відповідає критичній точці розчинності на трикутній діаграмі.

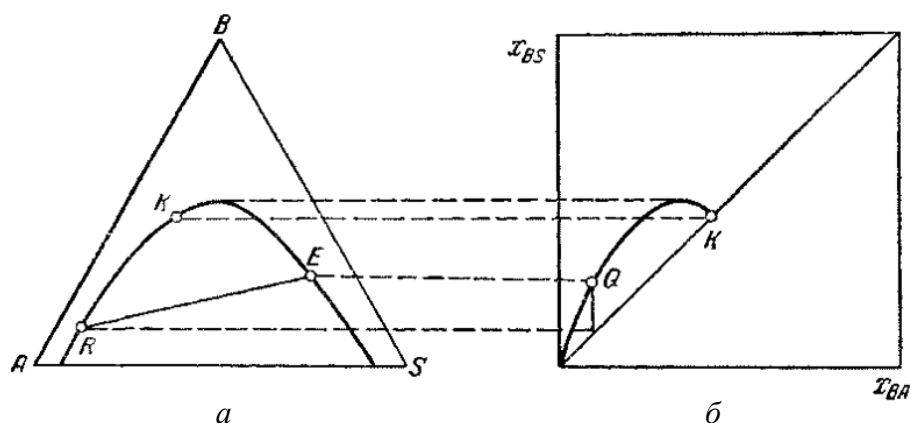


Рис. 1.5. Трикутна діаграма (а) та ізотерма екстракції (б)

Криві селективності. По трикутній діаграмі можна судити про *селективність*, або вибірковість розчинника (екстрагента). Селективність характеризує здатність екстрагента розчиняти переважно один або декілька компонентів вихідного розчину.

Селективність екстрагента (наприклад, компонента S , див. рис. 1.6) за відношенням до компонента B , що екстрагується, є основною властивістю екстрагента, що визначає повноту вилучення при екстрагуванні.

На рис. 1.6 прямі, що проведені з вершини S через кінці деякої хорди рівноваги, наприклад хорди R_1E_1 , до перетину зі стороною AB , причому точка R_1 відповідає фазі рафінату, а точка E_1 – фазі екстракту. Точка G на стороні AB відповідає рафінату, з якого повністю вилучений (регенерований) екстрагент S , а точка C – екстракту, з якого також вилучений екстрагент. Тобто, після регенерації екстрагента з обох фаз отримують екстракт, який максимально збагачений та рафінат, який гранично збіднений компонентом, що вилучається. Чим більше відстань між точками G та C , тим селективніше екстрагент за відношенням до компонента B .

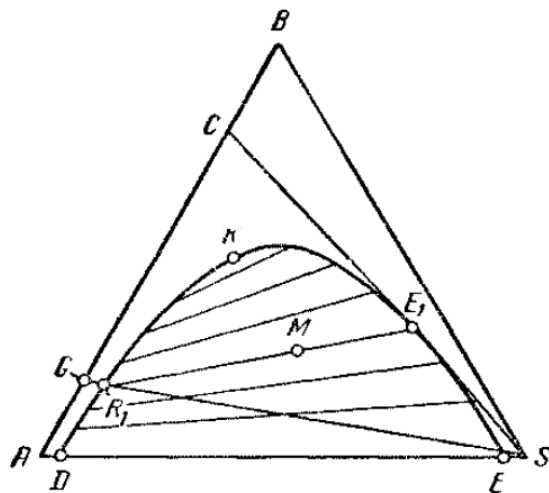


Рис. 1. 6. Трикутна діаграма потрійної системи

Для кількісної оцінки селективності використовують діаграми селективності, які побудовані у вигляді залежності концентрації компонента, який розподіляється (в даному випадку компонента B) у фазі екстракту від його концентрації в фазі рафінату, не враховуючи наявності екстрагента (компонента S) у цих фазах. Таким чином, крива селективності екстрагента будується в координатах

$$\frac{y_B}{y_A + y_B} \text{ (вісь ординат)} \quad \frac{x_B}{x_A + x_B} \text{ (вісь абсис)}.$$

Аналогічним чином може бути визначена селективність будь-якого компонента суміші за відношенням до іншого.

3. Матеріальний баланс процесу

Якщо фази, що беруть участь у процесі екстракції, практично нерозчинні, то при однократній взаємодії фаз (періодична екстракція) матеріальний баланс процесу по потоках, має вигляд [1,2]:

$$F + S = E + R, \quad (1.3)$$

де F , S , E , R – кількості вихідного розчину, екстрагента, екстракту і рафінату, відповідно, кг.

Рівняння (1.2) може використовуватися і для безперервного процесу за умови, що усі вхідні в нього величини виражаються в одиницях витрати, наприклад у кг/с.

Матеріальний баланс процесу екстракції по компоненту, що розподіляється, має вигляд [3]:

$$F \cdot x_F + S \cdot x_S = E \cdot x_E + R \cdot x_R, \quad (1.4)$$

де x_F, x_S, x_E, x_R – вміст компонента, що розподіляється, у вихідному розчині, екстрагенті, екстракті і рафінаті, відповідно, кг/кг.

4. Кінетика рідинної екстракції

Відповідно до загального рівняння масопередачі кількість речовини M , яка переходить з однієї фази в іншу, при сталому режимі пропорційна поверхні F контакту фаз і середній рушійній силі, що виражена в концентраціях екстракту (Δy_{cp}) або рафінату (Δx_{cp}) [1,2]:

$$M = K_y F \Delta y_{cp}, \quad M = K_x F \Delta x_{cp}. \quad (1.5)$$

Коефіцієнти масопередачі K_y та K_x даних рівнянь визначають на основі рівнянь [1, 2]:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_\delta} + \frac{m}{\beta_c}}, \quad K_x = \frac{1}{\frac{1}{\beta_c} + \frac{1}{m \cdot \beta_\delta}}, \quad (1.6)$$

де β_δ і β_c – коефіцієнти масовіддачі для дисперсної і суцільної фаз, відповідно.

Так як поверхнею контакту фаз при екстракції є краплі, що утворюються при диспергуванні однієї з фаз, то масопередача при екстрагуванні відбувається через сферичну поверхню. Очевидно, що гідродинамічні умови усередині краплі та у суцільній фазі різні, тому масовіддача в межах кожної з фаз не може бути описана ідентичними рівняннями.

Так як форма і розміри крапель при здрібненні дисперсної фази можуть бути різними, то співвідношення між молекулярним і конвективним переносами в них може істотно змінюватися.

Для дрібних крапель (якщо дифузійний критерій Рейнольдса $Re < 1$) переважним видом масопереносу є молекулярна дифузія. У цьому випадку лімітуючим опором процесу масопереносу буде дифузійний опір усередині краплі, і тоді можна прийняти, що $K_y \approx \beta_\delta$.

Тоді загальне рівняння масопередачі процесу екстракції має вигляд [2]:

$$M = \beta_\delta F \Delta y_{cp}. \quad (1.7)$$

Коефіцієнт масовіддачі β_δ може бути знайденим з дифузійного критерію Нуссельта для дисперсної фази [2]:

$$Nu_{\delta\delta} = \beta_\delta \cdot d / D_\delta, \quad (1.8)$$

де d – діаметр каплі, m ;

D_δ – коефіцієнт дифузії речовини, яка розподіляється, в дисперсній фазі, m^2/c .

Якщо коефіцієнт розподілу $m \gg 1$ і діаметр крапель досить великий ($Re \gg 200$), то основний дифузійний опір процесу буде зосереджено в суцільній фазі. У цьому випадку можна прийняти, що $K_x \approx \beta_c$, тоді:

$$M = \beta_c F \Delta x_{cp} \quad (1.9)$$

Коефіцієнт масовіддачі β_δ може знаходитися з дифузійного критерію Нуссельта для дисперсної фази [2]:

$$Nu_{\delta c} = \beta_c \cdot d / D_c, \quad (1.10)$$

D_c – коефіцієнт дифузії речовини, яка розподіляється, в суцільній фазі, m^2/c .

Критерії Нуссельта для дисперсної та суцільної фаз знаходять за критеріальними рівняннями, які наведені в довідниковій літературі.

5. Вибір екстрагента

Основні промислові екстрагенти можна розділити на три групи:

1) органічні кислоти або їх солі (феноли, нафтенові кислоти, сульфокислоти і т.п.), що вилучають катіони металів в органічну фазу з водяної;

2) солі органічних основ (солі первинних, вторинних і третинних амінів і т.п.), за допомогою яких вилучають аніони металів з водяних розчинів;

3) нейтральні розчинники (вода, спирти, альдегіди, кетони і т.п.).

Основною властивістю екстрагента є селективність, тобто його здатність вибірково вилучати один або більше компонентів з розчину. Тому більш кращим варто вважати той екстрагент, що розчиняє максимальну кількість одного компонента і мінімальну кількість інших. Висока селективність дозволяє знизити витрату екстрагента і більш економічно проводити процес рідинної екстракції.

Селективність екстрагування характеризується так званим коефіцієнтом селективності β_B , значення якого визначається селективністю екстрагента відносно компонента B , що розподіляється [2]:

$$\beta_B = \frac{y_B \cdot x_A}{y_A \cdot x_B}. \quad (1.11)$$

Відповідно до формули (1.1) рівняння (1.5) має вигляд [2]:

$$\beta_B = \frac{m_B}{m_A}. \quad (1.12)$$

Оскільки при $\beta_B = 1$ селективність процесу дорівнює нулю, тобто розділення суміші екстрагуванням неможливе, то при виборі екстрагента необхідно, щоб $\beta_B > 1$. В реальних умовах значення β_B повинне бути не менше 2.

Якщо який-небудь екстрагент має малий коефіцієнт розподілу (а значить і малою величиною β_B), але з інших причин його застосування доцільне, то збільшити значення m можна зміною pH розчину (для дисоційованих речовин, що екстрагуються). Правильний вибір pH у таких випадках може призвести до істотного зростання β_B внаслідок збільшення m_B і зменшення m_A в рівнянні (1.3). Збільшити значення m_B можна також введенням у систему солі, яка не екстрагується, тобто застосуванням методу "висалювання".

До інших вимог (крім високої селективності) можна віднести:

- значну ємність стосовно компонента, який екстрагується (що приводить до зниження кількості циркулюючого в установці екстрагента і збільшення економічності процесу);
- легкість здійснення регенерації;
- гарне розшарування фаз (для цього необхідно, щоб екстрагент мав низьку в'язкість і досить високий поверхневий натяг, велику відмінність густини від густини вихідного розчину);
- безпечність при роботі (екстрагент не повинний бути токсичним, летким, вибухонебезпечним);
- низьку вартість;
- стабільність при екстрагуванні, реекстракції, зберіганні та ін.

6. Методи екстракції

У залежності від ступеня вилучення з вихідного розчину розчиненого в ньому речовини, вимог, які пред'являються, до рафінату та екстракту, і інших умов можливі різні варіанти проведення процесу рідинної екстракції. Однак будь-яке екстрагування обов'язково містить у собі дві основні стадії: змішування розчинника з вихідною сумішшю для створення між ними тісного контакту і розділення суміші, що утворилася, на екстракт і рафінат. Дуже часто процес екстрагування супроводжується регенерацією екстрагента, тобто видаленням його з екстракту і рафінату. Цю стадію процесу здебільшого проводять у спеціальному регенераційному апараті.

При розділенні екстракцією сумішей рідин у залежності від числа екстрагентів, що застосовуються, розрізняють:

- екстракцію одним екстрагентом у системах, що складаються мінімум із трьох компонентів (двох компонентів вихідного розчину та екстрагента);
- екстракцію двома екстрагентами (фракційна екстракція) у системах, які складаються мінімум з чотирьох компонентів (двох компонентів вихідного розчину, що розподіляються між двома екстрагентами, які не змішуються).

Найбільше поширення в промисловості одержала екстракція одним розчинником, хоча знаходить застосування й екстракція двома екстрагентами.

У хімічній технології використовуються в основному наступні способи проведення екстракції: одноступінчаста екстракція, багатоступінчаста екстракція з перехресним і протитечійним рухом розчинника і безперервна протитечійна екстракція.

Одноступінчаста екстракція. Цей спосіб проведення екстракції полягає в тому, що вихідний розчин F і екстрагент S перемішують у змішувачі 1 (рис. 1.7), після чого у відстійнику 2 розділяють на два шари: екстракт E і рафінат R . Вважають, що в змішувачі 1 внаслідок інтенсивного перемішування і достатнього часу контакту встановлюється фазова рівновага, тобто одноступінчаста екстракція дозволяє досягти ефективності, що відповідає теоретичному ступеню зміни концентрації. Ступінь вилучення при такому методі проведення екстракції можна підвищити, збільшуючи подачу екстрагента в апарат, але це призведе до зниження концентрації екстракту і подорожчання процесу.

Процес можна здійснювати як періодично, так і безперервно. При періодичній організації процесу стадію розділення екстракту і рафінату можна проводити в змішувачі 1. У цьому випадку відсутня необхідність у відстійнику 2.

Одноступінчасту екстракцію використовують тільки в тих випадках, коли коефіцієнт розподілу є значно високим.

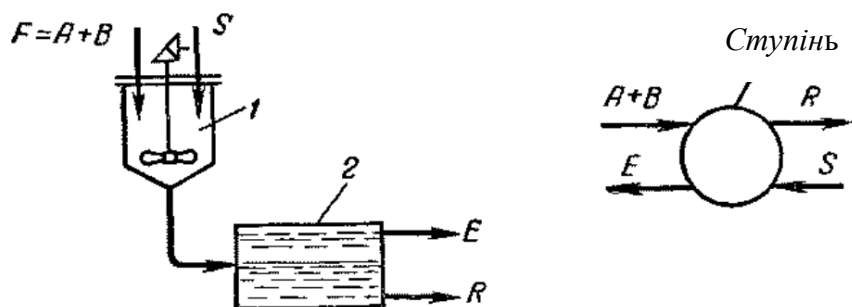


Рис. 1.7. Схема одноступінчастої екстракції

Багатоступінчаста екстракція з перехресною течією розчинника. При проведенні екстракції за цим способом (рис. 1.8) вихідний розчин F і відповідні рафінати обробляють порцією свіжого екстрагента S_1 , S_2 і т.п. на кожному ступені екстракції, що складається із змішувача і відстійника (на рис.4 відстійники не показані), причому рафінати направляють послідовно в наступні ступені, а екстракти E_1 , E_2 і т.п. після кожного ступеня виводять із системи. При такому способі екстрагування вихідний розчин F надходить у перший ступінь, а кінцевий рафінат R_n видаляється з останнього n -ого ступеня.

У результаті для отримання рафінату високої чистоти необхідні великі об'ємні співвідношення екстрагенту та вихідного розчину, тобто велика сумарна витрата свіжого екстрагенту.

Багатоступінчасту екстракцію з перехресною течією розчинника використовують у тих випадках, коли необхідно отримувати, не зважаючи на втрати, в достатньо чистому вигляді компонент A та коли можливо застосувати дешевий екстрагент (наприклад, воду), при цьому не потрібна регенерація екстрагента.

Багатоступінчаста протитечійна екстракція. Екстракція за даною схемою (рис. 1.9) найбільш часто застосовується в промисловості. Вихідний розчин F і екстрагент S надходять із протилежних кінців установки, що складається з послідовно з'єднаних ступенів, і рухаються протитечією один до одного. Кінцевий екстракт E_1 , видаляється з першого ступеня установки, а кінцевий рафінат R_n – з останнього ступеня.

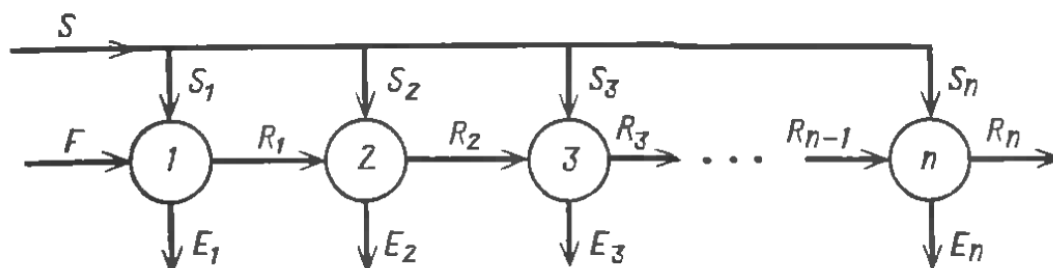


Рис. 1.8. Схема багатоступінчастої екстракції з перехресною течією розчинника

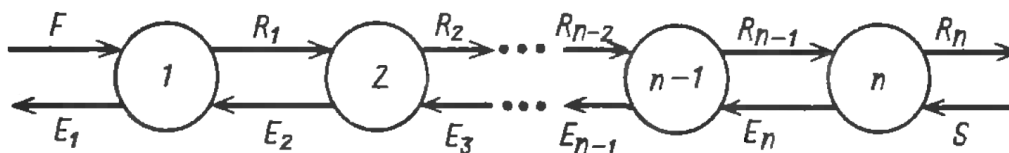


Рис. 1.9. Схема багатоступінчастої протитечівної екстракції

При цьому на останньому (n -й) ступені рафінат R_n , найбільш збіднений компонентом B , що екстрагується, взаємодіє зі свіжим екстрагентом S , який не містить (або містить незначну кількість) цього компонента, а на першому ступені найбільш концентрований розчин компонента B (вихідний розчин) взаємодіє з близьким до насичення цим компонентом екстрагентом E_2 . Завдяки цьому вирівнюється рушійна сила на кінцях установки, досягається висока середня рушійна сила процесу і здійснюється найбільш повне вилучення компонента, що екстрагується, з вихідного розчину.

При однаковій чистоті кінцевого рафінату в процесі протитечівної екстракції в порівнянні з екстракцією при перехресній течії значно зменшується витрата екстрагента і збільшується вихід рафінату, але виникає необхідність в більшому числі ступенів.

З техніко-економічної точки зору багатоступінчаста протитечійна екстракція є більш ефективним процесом, в порівнянні з екстракцією в перехресному струмі.

Багатоступінчаста протитечійна екстракція проводиться або в системі змішувачів-відстійників або в колонних апаратах різних конструкцій.

Безперервна протитечійна екстракція. Такий спосіб екстрагування здійснюють в апаратах колонного типу (наприклад, насадкових). Більш важкий розчин (наприклад, вихідний) безперервно подають у верхню частину колони (рис. 1.10), звідки він стікає вниз. У нижню частину колони надходить легка рідина (у нашому випадку – розчинник), який піднімається вгору по колоні. У результаті контакту цих розчинів відбувається перенесення речовини, що розподіляється, з вихідного розчину в екстрагент.

Цей спосіб екстракції має найбільше поширення в промисловості.

Протитечійна екстракція з флегмою. При необхідності більш повного розділення вихідного розчину екстрагування можна проводити з флегмою за аналогією з процесом ректифікації (рис. 1.11).

У цьому випадку вихідну суміш F подають у середню частину апарата (наступінь живлення).

Після регенерації екстракту в регенераторі 2 частину отриманого продукту S_p повертають у вигляді флегми в апарат 1, а іншу частину відбирають у вигляді вилученого з вихідного розчину компонента B . Очевидно, що склади розчинів R_o і B . Таким чином, вузол 2 екстракційної установки є аналогом вузла дефлегмації ректифікаційної установки.

Потік флегми R_o при контакті з потоком екстракту вимиває з останнього частково або повністю розчинений у ньому вихідний розчинник A , що в остаточному підсумку переходить у рафінат, унаслідок чого ступінь розділення і вихід рафінату підвищуються.

Слід зазначити, що екстракція з флегмою, поліпшуючи розділення вихідного розчину, призводить до збільшення витрати екстрагента та розмірів апаратури, що здорожує цей процес. Тому вибір кількості флегми повинен здійснюватись на основі техніко-економічного розрахунку.

Екстракція двома розчинниками. Якщо вихідний розчин міститься два або більше компонентів, які потрібно вилучити роздільно або групами з декількох компонентів, то використовують екстракцію з двома розчинниками, що не змішуються. Розчинники підбирають таким чином, щоб кожний з них переважно розчиняв який-небудь один компонент або групу компонентів. Схема такого екстрагування наведена на рис. 1.12. Вихідну суміш F , що складається з компонентів A і B , подають у середню частину апарата. Екстрагент S_2 (більш важкий, ніж S_1), який вибірково розчиняє компонент A , надходить у верхню частину апарата 1, а екстрагент, який вибірково розчиняє компонент B , – у нижню частину. Екстрагент S_1 називають екстрагуючим. Тому верхня частина апарата 1 (вище місця введення вихідного розчину F) називається секцією екстракції. У цій секції відбувається збагачення екстракту

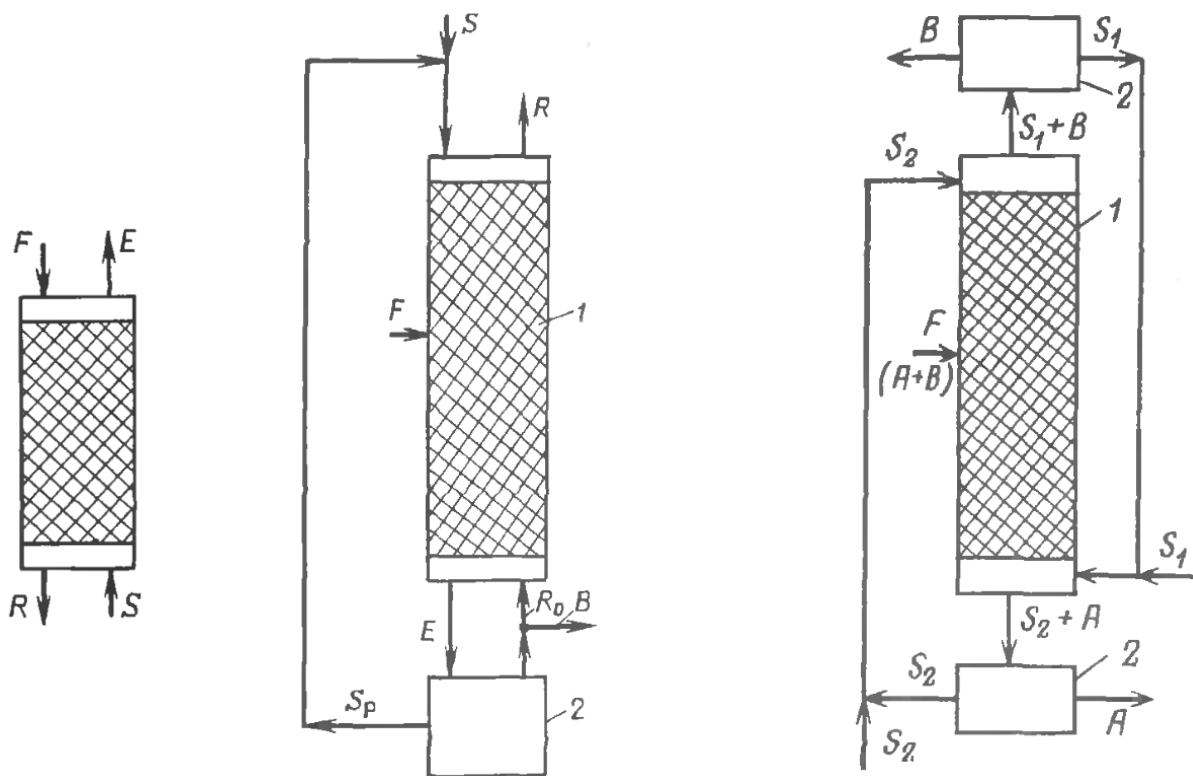


Рис. 1.10. Схема безперервної протитечійної екстракції

Рис. 1.11. Схема протитечійної екстракції з флегмою:
1 – екстракційний апарат; 2 – апарат для регенерації екстрагента

Рис. 1.12. Схема екстракції з двома розчинниками:
1 – екстракційний апарат; 2 – апарат для регенерації екстрагента

компонентом B . Екстрагент S_2 називають промивним, а нижню частину апарата, в якій відбувається більш повне розділення або вичерпування рафінату – секцією відмивання.

Екстракцію з двома розчинниками застосовують для розділення речовин із близькою розчинністю. Для здійснення цього методу потрібна відносно велика витрата екстрагентів, що істотно здорожує процес.

7. Будова екстракційних апаратів

У залежності від характеру зміни складу рідких фаз екстракційні апарати можна розділити на дві групи:

1) диференційно-контактні екстрактори, в яких характер зміни складу фаз близький до безперервного;

2) ступеневі екстрактори, в яких зміна складу фаз відбувається стрибкоподібно (східчасто), у кожному ступені здійснюється змішування і розділення (сепарація) фаз.

Екстрактори обох груп можуть бути класифіковані за двома ознаками:

а) за способом контакту між суцільною фазою, що заповнює апарат, і дисперсною фазою, що розподіляється у вигляді крапель у суцільній фазі. Контакт між фазами можливий за рахунок власної енергії потоків фаз (екстрактори без механічних перемішуючих пристроїв), або за рахунок підведення енергії ззовні (механічні екстрактори);

б) за видом сепарації фаз, яка може відбуватися внаслідок різниці густин фаз (гравітаційна сепарація) або під дією відцентрових сил (відцентрова сепарація).

Екстрактори, в яких змішування і сепарація фаз відбуваються в полі відцентрових сил, називаються відцентровими.

Класифікація екстракційних апаратів наведена на рис. 1.13.

Промислові екстрактори є переважно апаратами безперервної дії. Іноді у виробництвах невеликого масштабу використовують екстрактори періодичної дії.

Розпилюючий екстрактор (рис. 1.14) представляє собою порожню колону, заповнену однією з рідин – суцільна (дисперсійна) фаза. Для створення більшої поверхні контакту фаз інша рідина (дисперсна фаза) розпилюється за допомогою розподільного пристрою в суцільній фазі. На певному рівні краплі дисперсної фази зливаються й утворюють шар, який відділений від суцільної фази поверхнею розподілу. Рівень цієї поверхні підтримують на необхідній висоті, встановлюючи відповідний рівень переливу через нижню відвідну трубу (на рисунку не показана) або регулюючи ступінь відкриття встановленого на ній вентиля. Зверху і знизу екстракційна колона розширена, що сприяє кращому відстоюванню фаз.

Розпилюючі колони мають високу продуктивність, але мало ефективні, що пояснюється укрупненням крапель дисперсної фази і зворотним перемішуванням, при виникненні якого краплі дисперсної фази захоплюються частками суцільної фази (або навпаки), і в результаті в колоні створюються місцеві циркуляційні токи, що порушують протитечію фаз.

Поличні екстрактори (рис. 1.15) представляють собою колони з тарілками-перегородками різних конструкцій. Перегородки мають форму або дисків і кілець, що чергуються, або глухих тарілок з закраїнами і сегментними вирізами, або форму дисків з вирізами. Відстань між сусідніми полками складає здебільшого 50-150 мм.

Інтенсивність масопередачі в поличних колонах декілька вище, ніж у розпилюючих, головним чином за рахунок їхнього секціонування за допомогою перегородок, що призводить до зменшення зворотного перемішування.

Насадкові екстрактори (рис. 16) не відрізняються за будовою від насадкових колон, які широко використовуються для процесів абсорбції та інших масообмінних процесів.

Насадка, безладно засипана на опорні ґрати, виконує роль перегородок, також сприяє багаторазовому здрібненню і перешкоджає злиттю крапель дисперсної фази і зводить до мінімуму зворотне перемішування.

У якості насадки більш часто використовують керамічні кільця Рашига, а також насадки інших типів.



Рис. 1.13. Класифікація екстракторів

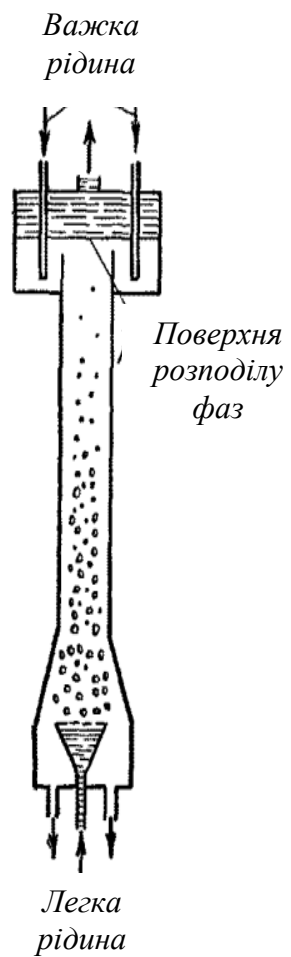


Рис. 1.14. Розпилюючий екстрактор

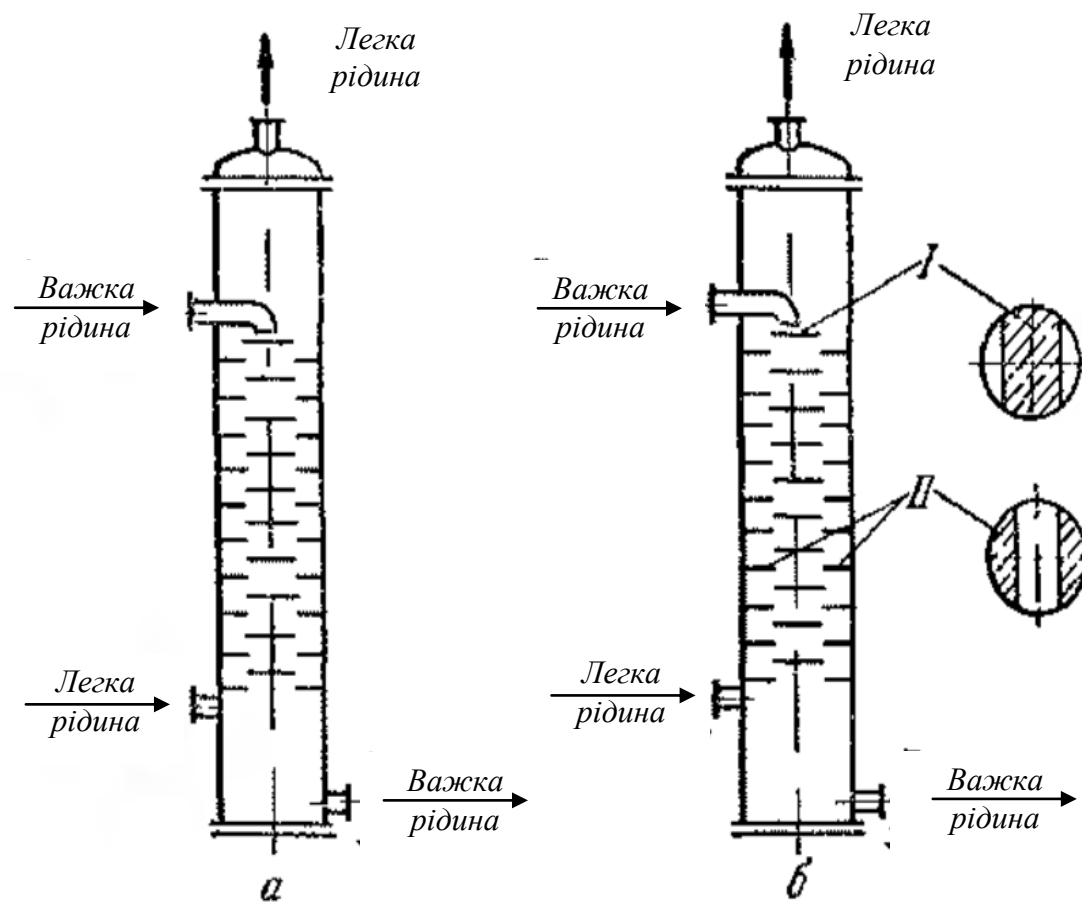


Рис. 1.15. Поличні екстрактори:
а – з полками типу диск-кільце;
б – з чергуючими полицями типу І і ІІ

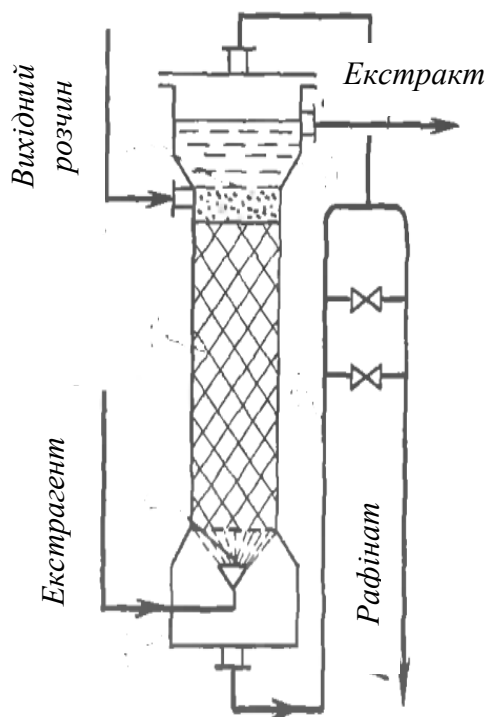


Рис. 1.16. Насадковий екстрактор

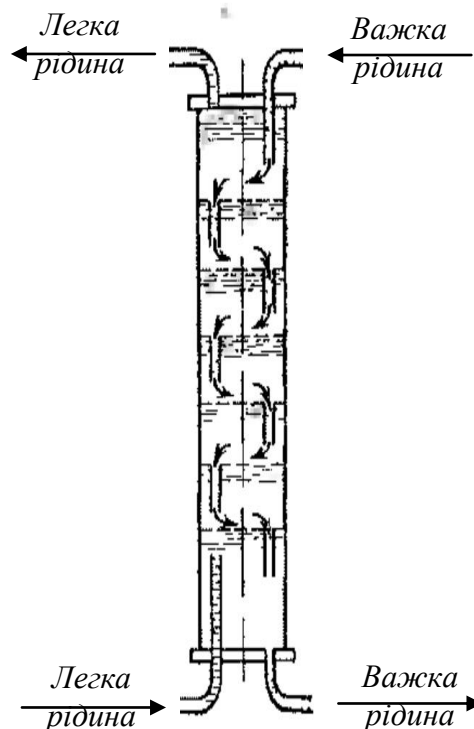


Рис. 1.17. Ситковий екстрактор

В насадкових екстракторах насадка розташовується на опорних колосникових ґратах шарами висотою від 2 до 10 діаметрів колони.

За простотою будови насадкові екстрактори наближаються до розпилюючих, але гранична продуктивність їх нижче, тому що деяка частина перерізу колони зайнята насадкою. Ефективність розділення в насадкових екстракторах невисока.

У **ситовому екстракторі** (рис. 1.17) фаза, яка диспергується, проходячи через отвори ситкових тарілок, багаторазово здрібнюється на краплі і струмки, які, в свою чергу, розпадаються на краплі в міжтарілчастому просторі. Після взаємодії із суцільною фазою краплі утворюють шар легкої фази під кожною вище розміщеною тарілкою. У випадку якщо диспергується важка фаза, то шар цієї рідини утвориться над тарілками.

Коли гідростатичний тиск шару рідини стає достатнім для подолання опору отворів тарілки, рідина, проходячи через отвори тарілки, диспергується знову. Суцільна фаза (у даному випадку – важка рідина) перетікає з тарілки на тарілку через переливні патрубки.

У промисловості застосовують екстрактори із ситковими тарілками, що мають круглі отвори діаметром від 2 до 10 мм (більш великі – для рідин з підвищеною в'язкістю), найчастіше 3-4 мм, із площею перфорації до 50-60%.

Ситкові екстрактори прості за будовою, мають достатньо високу продуктивність, в них відсутні частини, що рухаються, внаслідок секціонування тарілками повздовжнє перемішування в цих апаратах невелике.

Так як процес екстракції в ситкових екстракторах відбувається з практично зі стрибкоподібною зміною концентрації, то ситкові екстрактори відносять до східчастих екстракторів.

Всі екстрактори без механічних перемішуючих пристроїв відрізняються простотою конструкції, яка обумовлена відсутністю частин, що рухаються. Відповідно вартість цих апаратів і витрати, які пов'язані з їхньою експлуатацією, відносно невеликі. Однак у більшості випадків інтенсивність масопередачі в даних екстракторах низька. Це пояснюється тим, що для систем рідина-рідина різниця густин фаз значно менша, ніж для систем пара (газ)-рідина і здебільшого недостатня для тонкого диспергування однієї рідкої фази в іншій, що є необхідним для створення значної поверхні контакту фаз.

Одним з найбільш розповсюджених у техніці механічних екстракторів є роторно-дисковий екстрактор.

У **роторно-дисковому екстракторі** (рис. 1.18) усередині корпусу 1 на рівній відстані один від одного укріплені нерухомо кільцеві перегородки 2. По осі колони проходить вертикально вал 3 з горизонтальними плоскими дисками, що обертаються за допомогою приводу 4. Диски ротора розміщені симетрично відносно перегородок 2, причому кожен дві сусідні кільцеві перегородки і диск між ними утворюють секцію колони. Кільця, що чергуються і диски перешкоджають повздовжньому перемішуванню. До змішувальної зони колони примикають верхня 5 і нижня 6 відстійні зони.

Одна з фаз (наприклад, легка фаза) диспергується за допомогою розподільника 7 і потім багаторазово здрібнюється за допомогою дисків ротора в секціях колони. Після перемішування фази частково розділяються внаслідок різниці густин при обтіканні ними кільцевих перегородок, що обмежують секції колони. При цьому легка фаза піднімається догори, а важка фаза опускається донизу і захоплюється відповідними дисками ротора для наступного перемішування.

Роторні екстрактори розрізняються в основному конструкцією перемішуючих пристроїв. Так, замість гладких дисків застосовують різного виду мішалки, іноді секції заповнюють насадкою і т.п.

До основних переваг роторних екстракторів належать: висока ефективність масопереносу, низька чутливість до твердих домішок у фазах, можливість створення апаратів великої одиничної потужності та ін.

Разом з тим роторним екстракторам властивий значний недолік — істотне збільшення висоти одиниці переносу зі збільшенням діаметра апарата. Причина цього явища полягає в нерівномірності

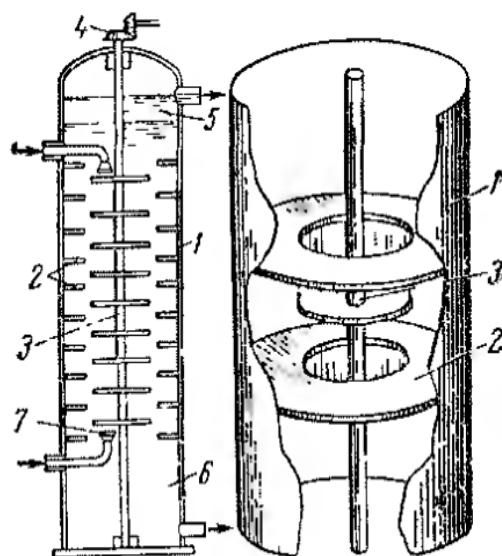


Рис. 1.18. Роторно-дисковий екстрактор

полів швидкостей по висоті і

поперечному перерізі апарата, в утворенні застійних зон, байпасуванні, що сприяють посиленню повздовжнього перемішування і порушенню рівномірної структури потоків в апараті.

В **пульсаційних екстракторах** застосовують два основних способи передачі пульсацій рідинам. За першим способом пульсації в колонному екстракторі генеруються зовнішнім механізмом (пульсатором) гідравлічно, за другим – за допомогою вібрацій перфорованих тарілок, які укріплені на загальному штоку, що рухається зворотно-поступально.

Перший спосіб більш економічний і здійснюється при відсутності частин, що рухаються, у самому апараті. Тому екстрактори з винесеними пульсаторами застосовуються більш часто.

Застосування пульсацій у процесі екстракції сприяє кращому диспергуванню рідині, інтенсивному відновленню поверхні контакту фаз, збільшенню часу перебування диспергуючої рідини в екстракторі.

Найбільше поширення в техніці отримали ситкові тарілчасті та насадкові пульсаційні екстрактори (рис. 1.19).

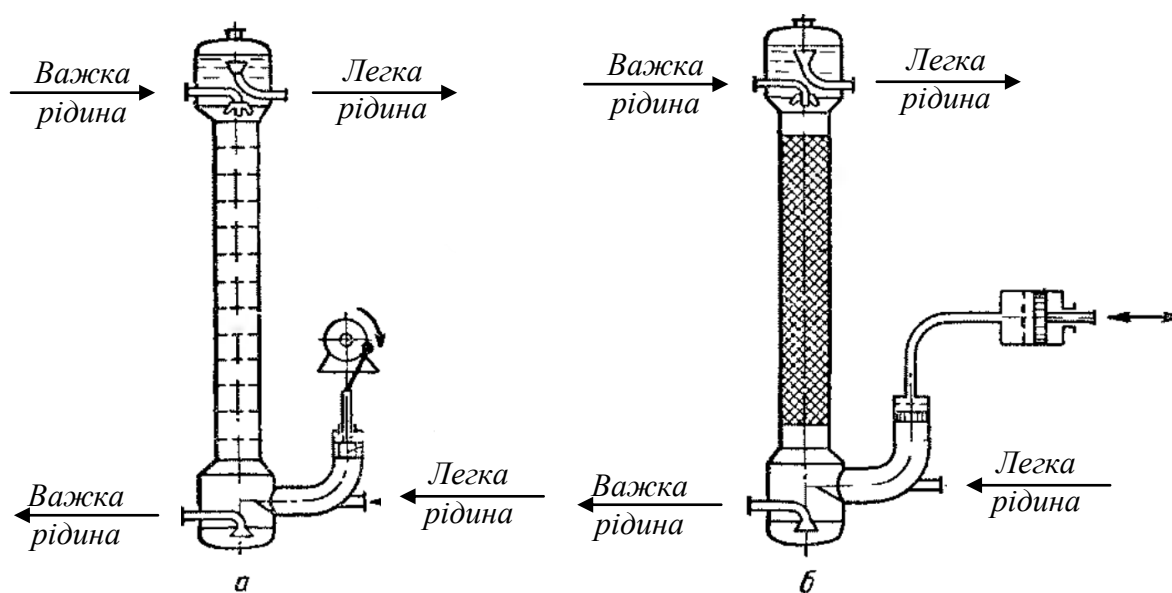


Рис. 1.19. Пульсаційні екстрактори:

а – ситкові тарілчасті;

в – насадкові

Як пульсатори використовують поршневі безклапанні мембранні, сильфоні і пневматичні насоси. У ситкових тарілчастих пульсаційних екстракторах використовуються тарілки без переливних пристроїв, хоча розроблені і спеціальні конструкції ситкових тарілок. Для проведення пульсаційної екстракції застосовують також поршневі пульсатори з повітряною подушкою, який дозволяє ізолювати поршень пульсатора від середовища, що дає можливість обробляти агресивні середовища.

Можливість відокремлення апарата від пульсатора значно полегшує обслуговування екстракційної установки в тих випадках, коли неприпустимий

контакт обслуговуючого персоналу з оброблюваними рідинами і необхідна повна герметизація апаратури, наприклад при роботі з радіоактивними й отруйними розчинами. У цьому полягає основна перевага пульсаційних екстракторів, що за інтенсивністю масопередачі і продуктивністю близькі до механічних екстракторів з мішалками.

До недоліків пульсаційних колон належать великі динамічні навантаження на фундамент, підвищені експлуатаційні витрати, складнощі обробки систем, які легко емульгуються. Діаметр пульсаційних колон не перевищує 1,0 м, оскільки зі збільшенням діаметра ускладнюється рівномірний розподіл швидкостей по перерізу екстрактора і різко збільшується витрата енергії.

На відміну від пульсаційних у **вібраційних** екстракторах ефективне розділення досягається при зворотно-поступальному русі пакета ситкових тарілок, через які рідина проходить у вигляді струменів, що розпадаються на краплі в суцільній фазі.

Вібраційні екстрактори споживають менше енергії, ніж пульсаційні, тому що вібрація передається не всьому об'єму рідини, а лише тій її частині, що знаходиться в безпосередній близькості від тарілок, і пакета тарілок, маса яких не перевищує 10% від маси рідини в екстракторі. Вібрація тарілок відрізняється меншими амплітудами і великими частотами.

Якщо різниця густин фаз мала, то для збільшення відносної швидкості фаз і підвищення ефективності процесу можуть успішно використовуватися **відцентрові** екстрактори. Схема будови одного з найрозповсюджених у промисловості відцентрових екстракторів наведена на рис. 1.20.

Принцип роботи відцентрового екстрактора полягає в наступному. Рідини надходять під напором із протилежних кінців у канали вала, що швидко обертається, на якому закріплений ротор (барабан). У середині ротора по всій його ширині розміщена спіральна перегородка з перфорованої стрічки. У каналах між її витками протікає один до одного рухаються легка і важка фази. При цьому важка фаза рухається від осі до периферії ротора, а легка фаза – від його периферії в напрямку до осі. Обидві фази перемішуються, проходячи крізь отвори спіралей, і розділяються в каналах під дією відцентрових сил. Таким чином, змішування і сепарування рідин протікають одночасно і

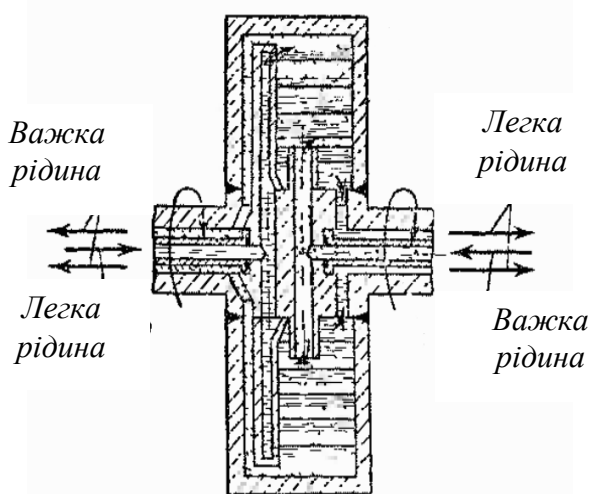


Рис. 1.20. Відцентровий екстрактор

багаторазово повторюються. Легка фаза відводиться з зовнішньої поверхні ротора, а важка – поблизу його осі. Обидві фази відводяться через роздільні відвідні канали вала.

Відцентрові екстрактори компактні і поєднують значну продуктивність з високою інтенсивністю масопередачі. Вони дозволяють обробляти рідини з невеликою різницею густин. Разом з тим ці апарати не придатні для екстракції, яка супроводжується хімічною реакцією, коли потрібний тривалий час контакту фаз, а також у випадку наявності в екстрагуючій системі твердої фази, тому що це призводить до її осадження і поступового нагромадження в роторі.

Розділ II

ПРОЦЕСИ ЕКСТРАКЦІЇ У СИСТЕМАХ ТВЕРДЕ ТІЛО-РІДИНА

1. Загальні відомості

Процес вибіркового (селективного) розчинення одного або декількох речовин із твердих тіл, які є сумішшю різних компонентів, що представляють собою дифузійне вилучення розчинником компонента (або компонентів) з пористого твердого матеріалу, називаються екстракцією в системі тверде тіло-рідина або вилуговуванням.

У якості вибірових розчинників при вилуговуванні використовують, в основному, воду, водяні розчини деяких мінеральних кислот і лугів. Вилуговування є, зокрема, першою стадією хімічної переробки мінеральної сировини, з якого даним шляхом вилучають коштовні компоненти, які відокремлюються від інертного матеріалу (порожньої породи). Процеси вилуговування часто супроводжуються наступними процесами фільтрування, випарювання і кристалізації. Гетерогенні текучі системи, утворені розчинником і твердим пористим матеріалом, що піддається вилуговуванню, називаються *пульпами*.

Процес вилуговування полягає в тому, що рідина, проникаючи в пори твердого тіла, розчиняє компонент, який вилучається, або вступає з ним у реакцію; дифундує до поверхні твердого тіла і переходить в основну масу рідини.

На перенесення речовини при вилуговуванні значно впливають форма, розмір і хімічний склад часток твердого тіла, його внутрішня структура, у тому числі розміри, розташування і вид порів. Від структури пористого твердого тіла залежить його дифузійна провідність, що може мати значний, а іноді і визначальний вплив на швидкість вилуговування.

2. Рівновага та швидкість вилуговування

Рівновага при екстракції в системі тверде тіло-рідина настає тоді, коли хімічний потенціал розчиненої речовини стає рівним величині його хімічного

потенціалу у вихідному твердому матеріалі. При цьому гранична концентрація розчину, що досягається, відповідає насиченню останнього та називається розчинністю. Дані про розчинність різних речовин залежно від температури наводяться у довідниковій літературі.

Рушійною силою процесів екстракції рідиною із твердих матеріалів є різниця між концентрацією речовини, що розчиняється, у поверхні твердого тіла c_{ep} і його середньою концентрацією c_o в основній масі розчину. Здебільшого, поблизу поверхні твердого тіла рівновага встановлюється дуже швидко, тому концентрація на границі твердої фази може бути прийнята рівній концентрації насиченого розчину $c_{нас}$ і рушійна сила – виражена різницею $c_{нас} - c_o$.

Відповідно при великій швидкості міжфазного переходу швидкість процесу, яка визначається кількістю речовини dM , що розчиняється, за час $d\tau$ і дорівнює $dM/d\tau$, визначається за рівнянням масовіддачі (рівняння Щукарева) [1]:

$$\frac{dM}{d\tau} = \beta F (c_{нас} - c_o), \quad (1.13)$$

де F – поверхня розчинності твердої речовини в момент часу τ , m^2 ;

β – коефіцієнт масовіддачі в рідинній фазі.

Зміна концентрації речовини, що розчиняється, наведена на рис. 2.21, який показує, що найбільш різке падіння концентрації відбувається в області дифузійного приграничного підшару товщиною δ . Відповідно найбільш повільною та лімітуючою стадією процесу є перенесення речовини, що розчиняється, в цьому підшарі шляхом молекулярної дифузії. Тому, відповідно до першого закону Фіка [1]:

$$\frac{dM}{d\tau} = DF \frac{(c_{нас} - c_o)}{\delta}, \quad (2.14)$$

де D – коефіцієнт молекулярної дифузії.

Зіставляючи рівняння (2.13) та (2.14), одержимо, що $\beta = D/\delta$ і рівняння (2.13) може бути записане у вигляді [1]:

$$\frac{M}{\tau} = DF \frac{(c_{нас} - c_o)}{\delta} = \beta F (c_{нас} - c_o). \quad (2.15)$$

де M/τ – кількість речовини, яка розчиняється за одиницю часу.

З рівняння (2.15) видно, що коефіцієнт масовіддачі β обернено пропорційний товщині δ дифузійного приграничного шару, що, у свою чергу, залежить від гідродинамічної обстановки поблизу твердих часток, що розчиняються. Чим швидше рух рідини відносно твердої частинки, тим тонше дифузійний приграничний шар і тем більше коефіцієнт масовіддачі. Тому перемішування рідини, що дозволяє зменшити величину δ і рівномірно

розподілити тверді частки в рідині, дає можливість істотно прискорити розчинення.

Іншим фактором, що прискорює розчинення та вилугування, є температура, тому що з підвищенням її зростає величина $c_{нас}$ та за інших рівних умов збільшується рушійна сила. Крім того, при підвищенні температури зростає значення коефіцієнта дифузії D за рахунок зменшення в'язкості рідкої фази, що також сприяє підвищенню швидкості процесу.

У випадку проведення вилугування при атмосферному тиску температура процесу повинна бути нижче температури кипіння рідини. Використання надлишкових тисків дозволяє проводити вилугування при температурах, що перевищують температуру кипіння рідини при атмосферному тиску.

Надлишковий тиск, який створюється насосом, дає можливість здійснювати процес при значно більш високих швидкостях рідини, обробляючи більш дрібно здрібнені тверді пористі матеріали та долаючи при цьому підвищений гідравлічний опір системи. У результаті процеси вилугування під тиском протікають із більшою швидкістю.

Ступінь здрібнювання твердого матеріалу значно впливає на швидкість вилугування. Здрібнювання призводить до збільшення поверхні зіткнення фаз, а також дозволяє скоротити шлях речовини, що дифундує із глибини пор до поверхні твердого матеріалу. Однак практично ступінь здрібнювання обмежений через те, що її збільшення супроводжується зростанням витрати енергії на здрібнювання, і є економічно доцільним лише до певної межі. Ступінь здрібнювання лімітується також необхідністю проведення фільтрування після процесу вилугування.

На відміну від простого розчинення в процесі вилугування доступна для взаємодії з рідиною поверхня компонента, що вилучається, переміщується в глиб пор твердого матеріалу. Коли швидкість процесу починає лімітуватися швидкістю внутрішньої дифузії із глибини частинки (зерна) твердого матеріалу до його поверхні, то це призводить до значного падіння швидкості вилугування,

У відповідності зі схемою, яка наведена на рис. 2.22, швидкість вилугування менша швидкості розчинення та визначається за рівнянням:

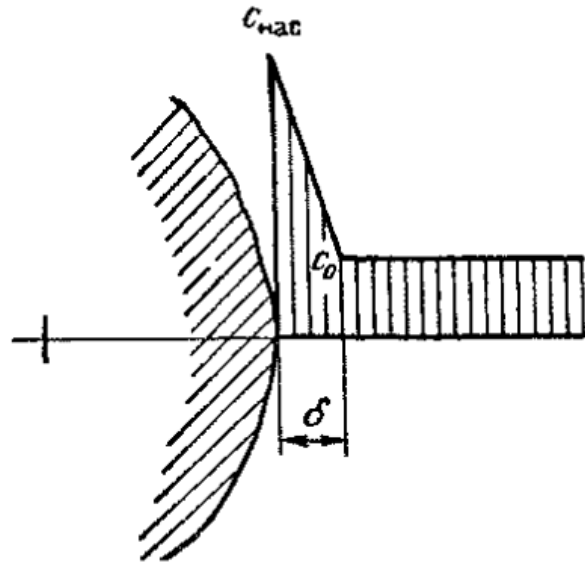


Рис. 2.21. Зміна концентрації речовини, що розчиняється, поблизу поверхні твердого тіла

$$\frac{M}{\tau} = DF \frac{(c_{нас} - c_0)}{\delta + h}, \quad (2.16)$$

де h – глибина матеріалу, що вилуговується.

У зв'язку із цим різні фактори, зазначені вище, далеко не рівною мірою впливають на швидкість простого розчинення та вилуговування. Так, перемішування не може зробити істотного впливу на швидкість внутрішньої дифузії при вилуговуванні і тому дає менший ефект, ніж у процесі простого розчинення. Разом з тим здрібнювання твердого матеріалу, що призводить, як відзначалося, поряд зі збільшенням поверхні зіткнення фаз, до зменшення шляху речовини, що розчиняється, при його внутрішній дифузії, є відносно більшим ефективним фактором прискорення процесів вилуговування.

3. Способи розчинення і вилуговування

Основними способами розчинення і вилуговування, які застосовуються в хімічній технології, є:

- 1) замкнутий періодичний процес;
- 2) проточний і протитечійний процеси;
- 3) процес у нерухомому шарі (фільтраційно-проточний).

Замкнутий періодичний процес розчинення і вилуговування проводиться в апараті з механічним або пневматичним перемішуванням. Пневматичне перемішування дозволяє в разі потреби використовувати агент, що перемішує, (повітря) в якості окислювача. При досить інтенсивному перемішуванні тверді частки швидко рухаються з швидкістю, яка змінюється за напрямком та величиною.

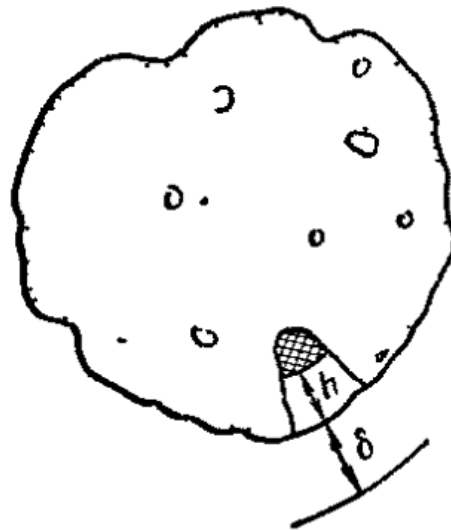


Рис. 2.22. До визначення швидкості вилуговування

Замкнуті нестационарні процеси вилуговування, які проводяться в апараті з мішалкою, малоефективні внаслідок властивих їм недоліків, які є загальними для всіх періодичних процесів.

Проточний та протитечійний процеси вилуговування, які проводяться в апаратах безперервної дії, мають більше поширення. У даному випадку вилуговування проводять у каскаді послідовно з'єднаних апаратів з мішалками, через які пульпа рухається самотливом (рис. 2.23). При роботі за такою проточною схемою рушійна сила процесу поступово знижується від ступеня до ступеня.

При кількості ступенів, що здебільшого не перевищує 3-6, в таких установках досягається досить високий ступінь вилучення.

Більш ефективним є проведення безперервних процесів вилуговування за принципом протитечії.

При русі твердих часток назустріч потоку рідини в батареї апаратів на кінці установки, де вводиться свіжий розчинник, останній взаємодіє з вилуженим у значній мірі матеріалом, а на іншому її кінці вихідний твердий матеріал обробляється концентрованим розчином.

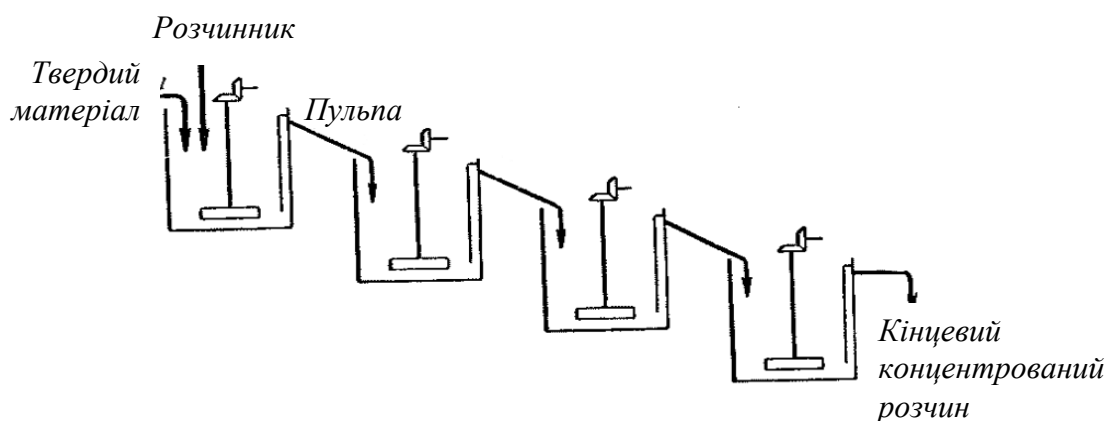


Рис. 2.23. Схема безперервного процесу вилуговування в каскаді апаратів з мішалками

При цьому досягається більш рівномірна робота апаратів: на кінці установки, що відповідає введенню розчинника, вдається підвищити ступінь вилучення з глибини пір твердого матеріалу, а на протилежному кінці – ефективно використовувати концентрований розчин для екстракції з поверхні шматків (зерен) твердого матеріалу. У підсумку підвищується концентрація розчину, зменшується витрата розчинника і збільшується продуктивність апаратури.

Процес у нерухомому шарі полягає у фільтруванні рідини (розчинника) крізь шар пористого кускового матеріалу. У випадку безперервного поновлення твердого матеріалу, що компенсує його збиток, можна здійснювати процес у нерухомому шарі безперервним способом. У промисловості вилуговування в нерухомому шарі часто проводять напівбезперервно в батареї послідовно з'єднаних (по ходу розчину) апаратів, у кожному з яких через визначені проміжки часу відбувається вивантаження "відпрацьованого" і завантаження свіжого твердого матеріалу.

Вилуговування, яке проводиться фільтраційно-проточним способом, є більш повільним процесом, у порівнянні з вилуговуванням при перемішуванні реагентів. Однак цей спосіб відрізняється простотою апаратного оформлення, тому що не вимагає застосування фільтрів або інших апаратів, необхідних для розділення пульпи і промивання осаду. Процеси вилуговування і фільтрування в даному випадку протікають одночасно, причому розчини, які одержують у результаті фільтрування крізь шар, являють собою чисту рідину. Цим способом

можна досягти високу об'ємну продуктивність при менших питомих витратах розчинника на одиницю маси твердого матеріалу та одержувати концентровані розчини.

Істотним недоліком зазначеного способу вилуговування є високий гідравлічний опір шару. Вилуговування в нерухомому шарі вимагає однорідного за крупністю і грубо здрібненого твердого матеріалу.

Вибір того чи іншого способу вилуговування варто робити для кожного конкретного випадку на основі техніко-економічного розрахунку.

4. Класифікація екстракторів для вилуговування

До конструкції апаратів, в яких проводять процеси вилуговування, пред'являються наступні основні вимоги:

- 1) висока питома продуктивність, яка характеризується виходом розчину з одиниці робочого об'єму апарата;
- 2) висока концентрація одержуваного розчину;
- 3) низька витрата енергії на одиницю об'єму кінцевого розчину.

Апарати для вилуговування поділяються на періодично і безперервно діючі. В залежності від взаємного напрямку руху фаз розрізняють апарати прототечійні та протитечійні, а також апарати, що працюють за принципом змішаної течії.

За способом створення швидкості обтікання твердих часток рідиною розрізняють апарати:

- з нерухомим шаром твердого матеріалу;
- з механічним перемішуванням;
- зі зваженим (киплячим) шаром.

Апарати періодичної дії внаслідок низької продуктивності застосовуються лише в малотоннажних виробництвах і представляють собою апарати (реактори) без перемішувачів пристроїв, які мають обігрів, та апарати з мішалками.

У промисловій практиці усе більше поширення одержують безперервно діючі апарати.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 784 с.
2. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты. – М.: Химия, 1995. – 368 с.
3. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1962. – 844 с.
4. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. Учебник для вузов. – М.: Химия, 1987. – 496 с.