

МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ ПРЯМОТЕЧІЙНОГО ТА ПРОТИТЕЧІЙНОГО ЕКСТРАКТОРІВ ДЛЯ ЕКСТРАГУВАННЯ ЦІЛЬОВИХ КОМПОНЕНТІВ З ШАРУ ПОРИСТИХ СТРУКТУР

© Семенишин Є.М., Римар Т.І., 2014

Запропонована методика розрахунку прямотечієного та протитечієного екстракторів безперервної дії на основі аналізу кінетики екстрагування цільових компонентів з пористих структур мінеральної сировини та насіння рослинної сировини в умовах постійної рушійної сили.

Ключові слова: кінетика екстрагування, математична модель, дифузія, масообмін.

This paper is devoted to the method of extraction unit calculation of periodical action for direct flow and return flow of extraction processes based on an analysis of the kinetics of extraction of components of the porous structures of minerals and seeds plant material under a constant driving force.

Key words: kinetics of extraction, mathematical model, diffusion, mass transfer.

Вступ. Процеси екстрагування широко застосовуються у різних областях не тільки хімічної промисловості, але й у гідрометалургії, фармацевтичній, харчовій тощо. Проте сучасний стан процесів екстрагування характеризується не достатньо високим рівнем експериментальних досліджень, які б сприяли розробленню ефективного обладнання та методах їх розрахунку. Тому вибір та конструювання екстракційного обладнання здійснюється переважно на основі емпіричних залежностей. Кінетичні дослідження, які могли б бути основою для аналізу роботи екстракційного обладнання, розроблені не достатньо. Тому запропонована методика розрахунку екстракційного обладнання може бути використана під час розроблення ефективного екстракційного обладнання.

Мета досліджень. Вивчити кінетику екстрагування різного роду цільових компонентів з пористих структур та на основі цих досліджень вибрати ефективніший процес та розробити відповідну методику для такого обладнання.

Виклад основного матеріалу.

Екстрагування цільових компонентів з пористих структур в умовах виробництва здійснюється в апаратах замкненої періодичної або безперервної дії. В усіх випадках концентраційна складова на поверхні пористих структур, які містять різні цільові компоненти як у твердому, так і рідкому стані, безперервно змінюється. Концентрація цільового компонента у розчині залежить від багатьох чинників, основним з яких є швидкість переходу речовини у розчинник, та схема здійснення процесу (прямотечієний або протитечієний).

Кожний із цих схем відповідає певне рівняння матеріального балансу.

Для умов здійснення прямотечієного процесу (рис. 1, а) балансове рівняння для довільного січення I – I має такий вигляд [1]:

$$M_0 \cdot (1 - j_0^3) = W \cdot (C_k - C_1). \quad (1)$$

Для протитечійного процесу (рис. 1, б) балансове рівняння для довільного січення I – I має такий вигляд [1]:

$$b \cdot (1 - j_0^3) = C_k - C_1, \quad (2)$$

за умови, що пористий матеріал покидає апарат з нульовим вмістом цільового компонента, тобто $j_0 = 0$, справедливі співвідношення:

$$C_1 = C_{II} = 0 \quad \text{та} \quad b = C_k, \quad j_0^3 = \frac{C_1}{C_k}. \quad (3)$$

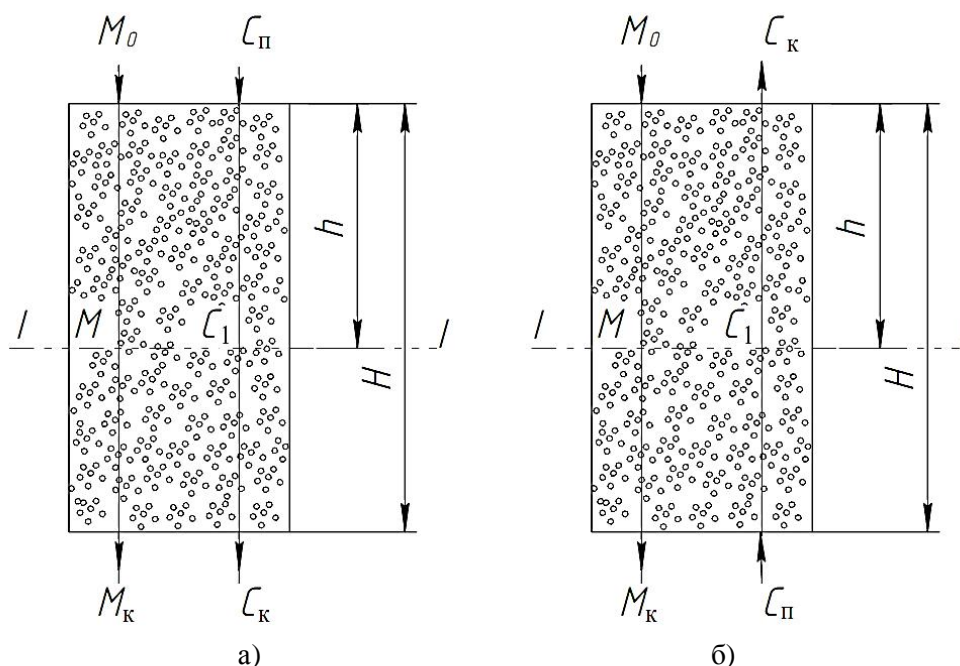


Рис. 1. Схеми процесів екстрагування: а – протитечійний процес; б – протитечійний процес

У рівняннях (1), (2) та (3) прийнято:

$$j_0 = \frac{r_0}{R} = \frac{M}{M_0}, \quad (4)$$

де j_0 – безрозмірний радіус; M , M_0 – маса цільового компонента у пористому матеріалі на час t та початкова маса цільового компонента у пористому матеріалі відповідно, кг; R , r_0 – радіуси частинок матеріалу, форма яких має вигляд кулі, та радіус, який обмежує наявність компонента у пористій частині на момент часу t , м; W – об'єм екстрагента, м³; C_1 – концентрація компонента у довільному січенні апарата, кг/м³; C_{II} – початкова концентрація компонента, кг/м³; $b = \frac{M_0}{W}$ – вміст цільового компонента у пористій структурі мінеральної сировини або насінні рослинної сировини, кг/м³.

Використовуючи теорію дифузійного екстрагування, час повного вилучення компонента з пористої структури можна визначити за рівнянням

$$T = \frac{h \cdot R^2}{6 \cdot \Delta C \cdot D}, \quad (5)$$

де h – вміст компонента в одиниці об'єму пористої структури, кг/м³; $\Delta C = (C_s - C_{II})$ – різниця концентрацій цільового компонента, тобто рушійна сила процесу екстрагування, кг/м³; C_s – концентрація насичення, кг/м³; D – коефіцієнт дифузії, м²/с.

Схему відносного розміщення цільового компонента у пористій структурі показано на рис. 2.

Для умов постійної рушійної сили, тобто за умови $C_s \gg C_1$, рівняння кінетики процесу екстрагування набуває такого вигляду:

$$\frac{t}{T} = 1 - 3 \cdot j_0^2 + 2 \cdot j_0^3, \quad (6)$$

оскільки $\frac{t}{T} = \frac{h}{H}$, то рівняння (6) зводиться до такого вигляду:

$$\frac{h}{H} = 1 - 3 \cdot j_0^2 + 2 \cdot j_0^3. \quad (7)$$

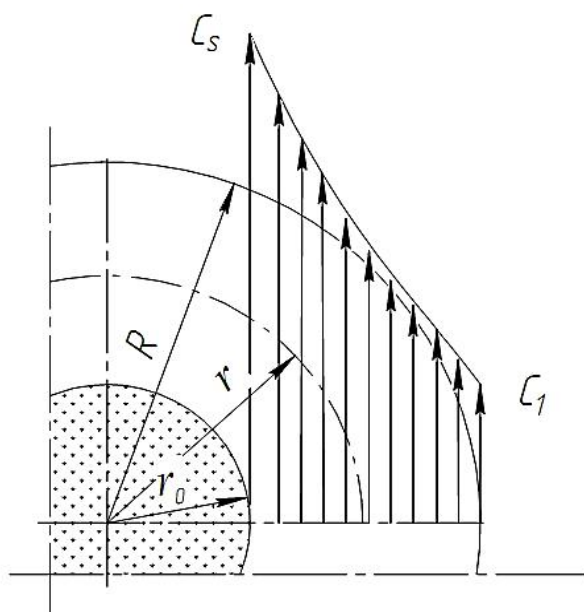


Рис. 2. Схема відносного розміщення цільового компонента у пористій структурі

Рівняння (1), (3), (6) і (7) дають можливість побудувати кінетичні залежності процесу екстрагування цільових компонентів з пористих структур у прямотечійних та протитечійних апаратах безперервної дії та розробити методику їх розрахунку.

В основу методики покладені результати експериментальних досліджень кінетики екстрагування цільових компонентів з пористих структур [1–4], на основі яких розрахунок здійснюється у такій послідовності:

1. Встановлюються необхідні параметри, які стосуються структури і природи цільового компонента та фізичні його параметри:

- коефіцієнт дифузії – D ;
- концентрація насичення – C_s ;
- маса компонента, який підлягає вилученню з пористої структури (руди, насіння олійних рослин тощо) в одиниці об'єму частинок – h_p ;
- густина матеріалу, з якого вилучається цільовий компонент, – r_p ;
- пористість матеріалу – m ;
- інші сталі параметри, до яких належать продуктивність (витрата) за кількістю вилученого компонента (M_0) та висота шару матеріалу у колоні екстракційного апарата (H).

2. Визначається безрозмірний час вилучення цільового компонента на основі рівняння:

- для прямотечійного процесу:

$$t = \frac{h}{C_k \cdot b} \cdot \left[\frac{1}{6} \cdot \ln \frac{b^2 - b + 1}{(b+1)^2} + \frac{1}{\sqrt{3}} \cdot \operatorname{arctg} \frac{2-b}{b\sqrt{3}} + \frac{1}{\sqrt{3}} \cdot \operatorname{arctg} \frac{1}{\sqrt{3}} - \frac{b}{3} \cdot \ln \frac{b^3 + 1}{b^3} \right]; \quad (8)$$

– для протитечійного процесу:

$$t = \frac{h}{C_k \cdot a} \cdot \left[\frac{1}{6} \cdot \ln \frac{a^2 + a + 1}{(a-1)^2} - \frac{1}{\sqrt{3}} \cdot \operatorname{arctg} \frac{2+a}{\sqrt{3}} + \frac{1}{\sqrt{3}} \cdot \operatorname{arctg} \frac{1}{\sqrt{3}} + \frac{a}{3} \cdot \ln \frac{a-1}{a^3} \right], \quad (9)$$

де $b^3 = \frac{C_s}{C_k} - 1$ – для прототечійного процесу; $a^3 = \frac{C_s}{C_k}$ – для протитечійного процесу.

3. Швидкість фільтрації U встановлюється на основі показників підприємства з врахуванням дисперсності матеріалу, який підлягає взаємодії з екстрагентом.

4. Основний технологічний параметр – час перебування рухомого матеріалу в апараті, який рухається зі швидкістю фільтрації U :

$$T = \frac{t \cdot R^2}{6 \cdot D}. \quad (10)$$

5. Висота апарата повинна забезпечувати необхідний час перебування матеріалу, тобто:

$$H = U \cdot T = \frac{t \cdot R^2 \cdot U}{6 \cdot D}. \quad (11)$$

6. Площа поперечного перерізу апарата F збільшується пропорційно до продуктивності екстрактора, тобто для екстрактора безперервної дії вона визначається за рівнянням:

$$F = \frac{M_0 \cdot T}{H \cdot h_p} = \frac{M_0}{U \cdot h_p}. \quad (12)$$

8. Одержані параметри використовуються для визначення витрати розчинника згідно з рівнянням матеріального балансу:

$$Q = F \cdot U, \quad (13)$$

за умови, що $j_0 = 0$ та $C_1 = C_k$, рівняння (13) набуде такого вигляду:

$$Q = \frac{M_0}{C_k}. \quad (13a)$$

9. Останні два параметри визначають швидкість екстрагента U . Кількість матеріалу, який покидає апарат, повинна відповідати швидкості $U' = U$. Це є основною умовою здійснення протитечійного процесу екстрагування. Тому об'ємна продуктивність твердої фази визначається за формулою

$$V = 3600 \cdot F \cdot u, \quad (14)$$

де u – швидкість руху твердого матеріалу, м/с.

Маса компонента, який може бути вилучений з цього об'єму, визначається за рівнянням

$$M_0 = V \cdot h \cdot e, \quad (15)$$

де e – ступінь вилучення компонента, об. част.

З врахуванням визначеної швидкості екстрагента U швидкість переміщення твердої фази може бути визначена за залежністю

$$u = \frac{C_s - C_{II}}{h} \cdot \frac{U \cdot r_p}{r}, \quad (16)$$

з врахуванням (14) рівняння (15) зводиться до такого вигляду:

$$M_0 = 3600 \cdot F \cdot (C_s - C_{II}) \cdot U \cdot e. \quad (17)$$

Робоча висота екстракційного апарата визначається за рівнянням

$$H = \frac{U \cdot R^2 \cdot r_p}{6 \cdot D \cdot h}. \quad (18)$$

З врахуванням (18) остаточна маса компонента, який може бути вилучений, визначається за рівнянням

$$M_0 = 21600 \cdot \frac{F \cdot H \cdot (C_s - C_{II}) \cdot D \cdot e \cdot h}{R^2 \cdot r_p}. \quad (19)$$

10. На завершення розрахунку визначається параметр процесу екстрагування – середня концентрація одержаного розчину, беручи до уваги рівняння вигляду:

$$C = \frac{H \cdot F \cdot h_p}{Q \cdot T}. \quad (20)$$

У разі, коли виникає необхідність зміни значень концентрації, то така зміна досягається за рахунок зміни швидкості фільтрації – U .

Необхідно зазначити, що у запропонованій методиці прийняті такі припущення:

- а) форма частинок пористої структури мінеральної або рослинної сировини є сферичною;
- б) процес екстрагування лімітується швидкістю внутрішньої дифузії;

- в) зберігається умова $\frac{\Delta C}{r_T} \ll 1$.

Розглянуті методики розрахунку прототечійного та протитечійного екстракторів вимагають виконання експериментальних досліджень з метою побудови залежності $C_1 / C_K = f\left(\frac{h}{H}\right)$. Для побудови такої кінетичної залежності необхідно попередньо визначити безрозмірний параметр j_0 для відповідних моментів часу t .

Приймаючи різні значення безрозмірного параметра j_0 від 0 до 1 та користуючись рівнянням (2) і (6), визначають співвідношення C_1 / C_K . Цим значенням відповідають певні відношення $\frac{h}{H}$, які визначаються із рівняння (6) і (7).

На рис. 3 показана залежність ступеня вилучення цільових від безрозмірної довжини шару $j_0^3 = f\left(\frac{h}{H}\right)$, яка одержана на основі експериментальних досліджень для прототечійного процесу.

Як показали багаточисленні експерименти, виконані різними авторами [3, 4], порівняння прототечійного і протитечійного процесів екстрагування у вигляді залежності ступеня вилучення (j_0^3) від безрозмірної довжини $\frac{h}{H}$ в умовах постійної рушійної сили $C_s \gg C_1$ вказують на те, що такі процеси є рівнозначними.

Перевагою протитечійного процесу є те, що, починаючи з деякого значення кінцевих концентрацій C_K у діапазоні 50 та 100 кг/м³ під час екстрагування речовини у твердому стані (сірка, Al₂O₃ тощо), на кінетику процесу відчутно впливає змінна рушійна сила, що дає можливість отримати вищі значення кінцевих концентрацій.

Необхідно підкреслити, що аналогічні дослідження кінетики екстрагування цільових компонентів з пористих структур в умовах змінної рушійної сили є доволі складним [4].

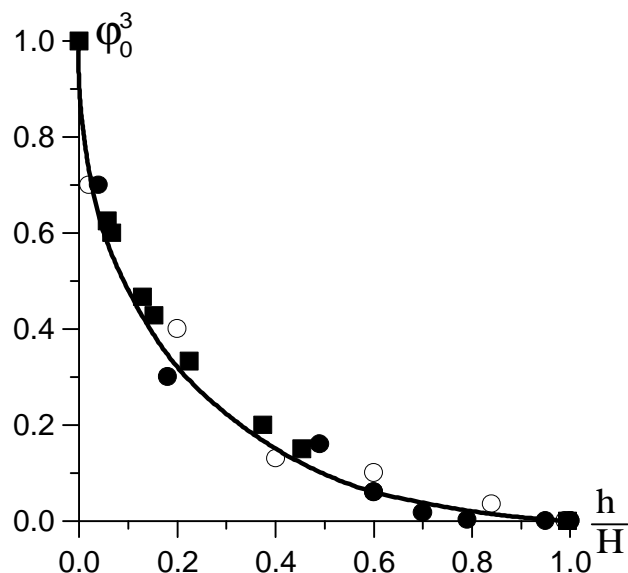


Рис. 3. Залежність φ_0^3 від безрозмірної довжини шару. Точки відповідають експериментальним даним у випадку екстрагування цільових компонентів, зокрема:

■ – амантанту гібриду з $d_{сер}=0,5$ мм; ○ – Al_2O_3 зі спеків, $d_{сер}=1,8$ мм;
● – Al_2O_3 зі спеків, $d_{сер}=3,8$ мм

Висновок. Використання аналізу кінетики екстрагування цільових компонентів з пористих структур мінеральної та рослинної сировини в умовах постійної та змінної рушійної сили ($C_s - C_1$) дає можливість на його основі розробити методику розрахунку екстракторів з рухомим шаром. Встановлено переваги протитечійного екстрагування порівняно з прямотечійним в умовах змінної рушійної сили. Якщо екстрагування здійснюється за постійної рушійної сили ($C_s \gg C_1$), то у цьому випадку прямотечійний та протитечійний процеси екстрагування є однозначними.

1. Є.М. Семеншин, Р.В. Стадник. Механізм та кінетика екстрагування олії з амантанту в умовах нерухомого шару // Вісник Нац. техн. університету ХПІ. – 2011. – Вип. 58. – С. 51 – 55.
2. Семеншин Е.М. Теоретические основы извлечения твердого вещества в условиях прямотока и противотока // Хим. Технология. – 1980 – № 5. – С. 60 – 62.
3. Семеншин Е.М. Кінетика извлечения твердого вещества в условиях прямотока и противотока // Хим. Технология. – 1983. – № 5. – С. 38 – 40.
4. Семеншин Є.М., Стадник Р.В. Кінетика екстрагування олії з насіння амантанту та ріпаку в умовах рухомого шару // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. – 2012. – Вип. № 4.1, Т. 1 – С. 129 – 133.