

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
«ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
ДО ВИКОНАННЯ ЛАБОРАТОРНИХ РОБІТ
**«МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ МАСООБМІНУ У НАСАДКОВОМУ
АБСОРБЕРІ ТА ПРОЦЕСІВ РОЗДІЛЕННЯ РОЗЧИНІВ МЕТОДОМ
УЛЬТРАФІЛЬТРАЦІЇ»**

за курсами математичного та комп'ютерного моделювання
для студентів хімічних спеціальностей усіх форм навчання

ЗАТВЕРДЖЕНО
редакційно-видавничою
радою університету,
протокол № 3 від 22.12.2016 року

Харків
НТУ «ХПІ»
2017

Методичні вказівки до виконання лабораторних робіт «Моделювання процесів масообміну у насадковому абсорбері та процесів розділення розчинів методом ультрафільтрації» за курсами математичного та комп'ютерного моделювання для студентів хімічних спеціальностей усіх форм навчання / уклад. Т. Г. Бабак, О.О. Голубкіна, Є.Д. Пономаренко. – Харків : НТУ «ХПІ», 2017. – 32 с.

Укладачі: Т.Г. Бабак
 О.О. Голубкіна
 Є.Д. Пономаренко

Рецензент І.Б. Рябова

Кафедра інтегрованих технологій, процесів і апаратів

ВСТУП

Сьогодні в Україні особлива увага приділяється інформаційним та інженерним комп'ютерним технологіям як сучасним методам теоретичних досліджень для наукового обґрунтування розв'язання прикладних задач.

На всіх ієрархічних рівнях хімічних підприємств, від одиничного процесу і до технологічних систем виробництва, на практиці послідовно застосовуються методи математичного моделювання, аналізу та оптимізації хімічних виробництв.

При розробці цих лабораторних робіт автори ставили своєю метою досягнення закріплення і поглиблення студентами теоретичного матеріалу, що викладається у лекційних курсах математичного та комп'ютерного моделювання, а також придбання практичних навичок моделювання об'єктів хіміко-технологічних систем, необхідних у їх професійній діяльності.

Лабораторні роботи, які включені у методичні вказівки, присвячені розв'язанню задач комп'ютерного моделювання окремих елементів технологічних систем.

Ці методичні вказівки розроблені для студентів хімічних спеціальностей усіх форм навчання.

Кожна лабораторна робота включає навчальний приклад математичного моделювання об'єкта технологічної системи та пакет з десятих індивідуальних завдань для самостійної роботи, що являють собою модифікації наведених прикладів.

Викладання навчальних прикладів побудовано відповідно до основних етапів математичного моделювання і включає постановку завдання з початковими даними, короткі теоретичні відомості, що пояснюють принципи складання математичної моделі, вибір і опис методів розрахунку, аналіз

отриманих результатів. Програмне забезпечення і реалізація розрахунку в числовому та графічному вигляді виконано в середовищі пакета MathCad.

Методичні вказівки розроблені на основі багаторічного досвіду викладання курсів «Обчислювальна математика і програмування» й «Математичне моделювання і застосування ЕОМ у хімічній технології» на кафедрі інтегрованих технологій, процесів і апаратів Національного технічного університету «ХП».

Автори висловлюють подяку рецензенту доц. І.Б. Рябової, а також співробітникам кафедри, що брали участь в оформленні цієї роботи.

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА 1

МОДЕЛЮВАННЯ НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА

Мета роботи – засвоїти методи математичного моделювання насадкових абсорберів й набути навички управління цими елементами технологічної системи.

Постановка завдання. У насадковому абсорбері, де реалізується схема руху потоків протитічєю, здійснюється поглинання аміаку водою з газу. Необхідно розробити математичне і програмне забезпечення для визначення вмісту NH_3 в абсорбенті та газі за висотою абсорбера.

Побудувати криві концентрацій NH_3 в абсорбенті та газі шляхом реалізації на ПК математичної моделі процесу.

Складання математичної моделі

Початкові дані: масова витрата чистого поглинача (води) $L = 30,7$ кг/с; масова витрата інертної частини газу $G = 17,2$ кг/с; початкова концентрація компонента, що поглинається в абсорбенті, $x_{\text{вх}} = 0,001001$ NH_3 /кг води; початкова концентрація компонента, що поглинається у газовій фазі, $y_{\text{вх}} = 0,018$ NH_3 /кг газу. Характеристики абсорбера: висота $H = 4,5$ м²; поверхня масообміну $F = 5495$ м². Коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,0168$ кг/(м²·с). Константа фазової рівноваги $m = 1,2$.

Прийняті припущення.

1. Температура потоків за висотою колони є постійною.
2. Як гідродинамічні моделі руху фаз (рідини і газу) в абсорбері беруться моделі ідеального витиснення.
3. Масопередача відбувається тільки від газу до рідини і веде до зміни витрат фаз за висотою колони.
4. Коефіцієнт масопередачі є постійним за висотою абсорбційної ко-

лони.

5. Режим роботи апарата – стаціонарний.

6. Умови рівноваги для компонента, що абсорбується, описуються законом Генрі: $y^* = m \cdot x$, де y^* – рівноважна концентрація компонента, що поглинається у газовій фазі; m – константа фазової рівноваги.

Для газової фази рівняння гідродинамічної моделі ідеального витиснення запишеться у вигляді:

$$\frac{d(G \cdot y)}{dh} = -\sum F_{\text{вт}, G},$$

де h – змінна інтегрування, яка відзначає відстань від нижньої межі насадки.

Рівняння гідродинамічної моделі ідеального витиснення для рідкої фази, з урахуванням того, що при тому ж напрямку відліку, h , прийняття значення витрати буде негативним, має вигляд:

$$\frac{d(L \cdot x)}{dh} = -\sum F_{\text{вт}, L}.$$

Оскільки розглядається лише процес масопередачі, а хімічні реакції відсутні, то джерела речовини $\sum F_{\text{вт}}$ обчислюються як:

$$\sum F_{\text{вт}} = \frac{F}{H} k_y \cdot (y - y^*). \quad (1)$$

З урахуванням закону Генрі $y^* = m \cdot x$ рівняння (1) перетвориться до вигляду:

$$\sum F_{\text{вт}} = \frac{F}{H} k_y \cdot (y - m \cdot x).$$

Остаточні рівняння матеріального балансу абсорбера, де реалізована протитечія потоків фаз, мають вигляд:

$$\frac{dx}{dh} = -\frac{F}{L \cdot H} k_y \cdot (y - m \cdot x), \quad (2)$$

$$\frac{dy}{dh} = -\frac{F}{G \cdot H} k_y \cdot (y - m \cdot x). \quad (3)$$

Початкові умови:

$$\begin{cases} \text{при } h = 0 & y = y_{\text{вх}}; \\ \text{при } h = H & x = x_{\text{вх}}. \end{cases}$$

Система диференціальних рівнянь з початковими значеннями невідомих, заданих на різних кінцях апарата, являє собою двоточкову крайову задачу.

Вибір числового методу розв'язання

З математичного опису виходить, що для розв'язання задачі у вигляді системи звичайних диференціальних рівнянь (ЗДР) необхідно знати концентрацію компонента, який абсорбується, x у рідині в початковій точці відліку висоти $h = 0$. Тому для того щоб застосувати до цієї задачі явну схему розрахунку, наприклад метод Ейлера, необхідно разом із цим скористатися методом підбору невідомого значення концентрації компонента x на межі $h = 0$.

Відповідно до цього на першому кроці потрібно задатися значенням x_0 (початкове наближення) і розв'язати систему диференціальних рівнянь (2), (3) методом Ейлера, використовуючи рекурентні формули:

$$x_{i+1} = x_i + f_x(x_i, y_i) \Delta h,$$

$$y_{i+1} = y_i + f_y(x_i, y_i) \Delta h,$$

де $f_x(x_i, y_i)$, $f_y(x_i, y_i)$ – значення правих частин диференціальних рівнянь у попередній точці розрахунку; $i + 1$, i – номери наступної і попередньої точок розрахунку за висотою абсорбера.

Після досягнення межі насадки $h = H$ необхідно перевірити виконання критерію закінчення розрахунку:

$$\left| x|_H - x_{\text{вх}} \right| \leq \varepsilon, \quad (4)$$

де $x|_H$ – розраховане значення концентрації аміаку в рідині на межі $h = H$; ε – необхідна точність розрахунку.

За умов виконання критерію (4) розрахунок закінчується. У протилежному випадку необхідно уточнити початкове наближення та повторити розрахунок системи диференціальних рівнянь.

Уточнення початкового наближення рекомендується виконувати за формулою:

$$x_{0,j+1} = x_{0,j} - (x|_{H,j} - x_{\text{вх}}) \cdot R,$$

де $j+1$, j – номери наступної та попередньої ітерацій відповідно; R – коефіцієнт релаксації ($R < 1$).

Приклад виконання завдання

Моделювання насадкового абсорбера, що має протилежно спрямовані потоки

висота абсорбера, м	$H := 4.5$	
поверхня масообмену, м ²	$F := 5495$	
витрата поглинача (води), кг/с	$L := 30.7$	
витрата інертної частини газу (повітря), кг/с	$G := 17.2$	
коефіцієнт масопередачі, кг/(м ² · кг NH ₃ / кг газу)	$k_y := 0.01680$	
константа фазової рівноваги	$m := 1.2$	
початкова концентрація аміаку у воді, кг NH ₃ / кг води	$x_{\text{bx}} := 0.001001$	
початкова концентрація аміаку в газі, кг NH ₃ / кг газу	$y := 0.018$	
величина кроку інтегрування	$\Delta h := 0.1$	
кількість кроків інтегрування	$N := \text{trunc}\left(\frac{H}{\Delta h}\right)$	$\text{kom} := \frac{k_y \cdot F}{H}$

Праві частини системи диференціальних рівнянь математичного опису

$$F_x(x,y) := \frac{-\text{kom} \cdot (y - m \cdot x)}{L} \qquad F_y(x,y) := \frac{-\text{kom} \cdot (y - m \cdot x)}{G}$$

Розв'язання системи ЗДР методом Ейлера

```

Euler(x,y,H,Δh) :=
    h ← 0
    i ← 0
    while h < H
        xi+1 ← xi + Fx(xi,yi) · Δh
        yi+1 ← yi + Fy(xi,yi) · Δh
        h ← h + Δh
        i ← i + 1
    (
        x
        y
    )

```

Розв'язання за методом підбору початкового параметра

```

Solve_Absorb(x,y,H,Δh,ybx) :=
    x ← Euler(x,y,H,Δh)0
    y ← Euler(x,y,H,Δh)1
    while |xlast(x) - xbx| > 0.00001
        x ← Euler(x,y,H,Δh)0
        y ← Euler(x,y,H,Δh)1
        x0 ← x0 - (xlast(x) - xbx) · 0.1
    (
        x
        y
    )

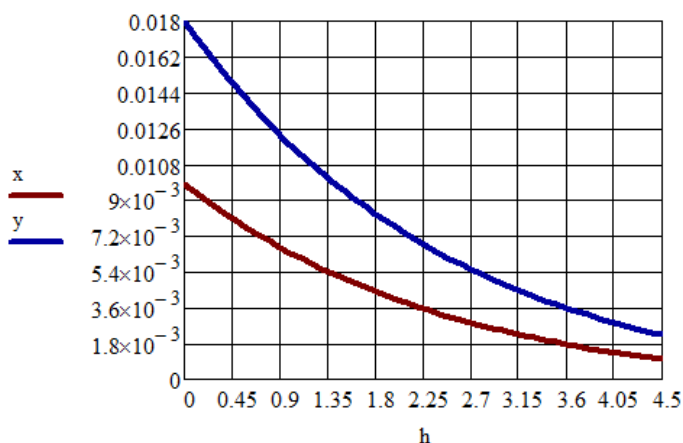
```

$$x_0 := 0.008$$

$$xy := \text{Solve_Absorb}(x,y,H,\Delta h,xbx)$$

$$x := xy_0 \quad y := xy_1 \quad h_0 := 0 \quad i := 0..N \quad h_{i+1} := h_i + \Delta h$$

Графічне зображення зміни концентрацій NH_3 в абсорбенті та газі за висотою абсорбера:



Результати за розрахунком математичної моделі:

$$\Delta p := 0.5 \quad k := \text{trunc}\left(\frac{\Delta p}{\Delta h}\right) \quad k = 5 \quad j := 0, k..N$$

$$i := 0, 1.. \text{trunc}\left(\frac{N}{k}\right) \quad h_{i+1} := h_i + \Delta p$$

$h_i =$

0
0.5
1
1.5
2
2.5
3
3.5
4
4.5

$x_j =$

9.833·10 ⁻³
7.916·10 ⁻³
6.346·10 ⁻³
5.06·10 ⁻³
4.006·10 ⁻³
3.143·10 ⁻³
2.435·10 ⁻³
1.856·10 ⁻³
1.381·10 ⁻³
9.921·10 ⁻⁴

$y_j =$

0.018
0.015
0.012
9.482·10 ⁻³
7.601·10 ⁻³
6.06·10 ⁻³
4.798·10 ⁻³
3.763·10 ⁻³
2.916·10 ⁻³
2.222·10 ⁻³

Перевірка за матеріальним балансом

Вміст NH_3 у газі $y_{\text{last}}(y) = 2.222 \times 10^{-3}$

Вміст NH_3 у рідині $x_{\text{last}}(x) = 9.921 \times 10^{-4}$

Матеріальний баланс по рідині $\text{MBL} := L \cdot (x_0 - x_{\text{bx}})$

Матеріальний баланс по газу $\text{MBG} := G \cdot (-y_{\text{last}}(y) + y_0)$

$$\text{MBL} = 0.271$$

$$\text{MBG} = 0.271$$

Оцінка похибки за концентрацією аміаку у вхідному потоці рідини

$$\frac{(x_{\text{bx}} - x_{\text{last}}(x))}{x_{\text{bx}}} = 8.918 \times 10^{-3}.$$

Аналіз результатів

Результати розрахунку показують, що при цих характеристиках насадкового абсорбера, де реалізується схема руху потоків протитечією, а саме: висоті насадкової частини колони, обраного типу насадки і значеннях витрат поглинача та газової суміші забезпечується практично повне поглинання аміаку поглиначем до величини його концентрації в газовій фазі $y = 0,00222$ кг/кг газу.

Варіанти завдань

Постановка завдання. Розробити математичне і програмне забезпечення для моделювання насадкового абсорбера прямоструминної дії та насадкового абсорбера, де реалізується схема руху потоків протитечією.

Побудувати криві концентрацій компонента, що поглинається, у рідкій і газовій фазах шляхом реалізації на ПК математичної моделі процесу. Побудувати робочу і рівноважну лінії абсорбції. Провести порівняльний аналіз роботи абсорберів: прямоструминного та зі схемою руху потоків протитечією.

Варіант 1

У насадковому абсорбері відбувається поглинання водою парів аце-

тону з повітря. Масова витрата поглинач (води), $L = 1,35$ кг/с; масова витрата інертної частини газу (повітря) $G = 0,503$ кг/с; коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,0032$ кг/м² с; константа фазової рівноваги $m = 1,68$; початкова концентрація ацетону у воді $x_{\text{вх}} = 0,001$ кг ацетону / кг води; початкова концентрація ацетону в газі $y_{\text{вх}} = 0,0639$ кг ацетону / кг газу; поверхня масообміну $F = 1289$ м²; висота абсорбера $H = 10$ м; величина кроку інтегрування $\Delta h = 0,1$.

Варіант 2

У насадковому абсорбері відбувається поглинання водою аміаку з повітря. Масова витрата поглинач (води), $L = 2,098$ кг/с; масова витрата інертної частини газу (повітря) $G = 1,602$ кг/с; коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,014$ кг/м² с; константа фазової рівноваги $m = 1,24$; початкова концентрація аміаку у воді $x_{\text{вх}} = 0,001$ кг NH₃/кг води; початкова концентрація аміаку в газі $y_{\text{вх}} = 0,016$ кг NH₃/кг газу; поверхня масообміну $F = 880$ м²; висота абсорбера $H = 9,2$ м; величина кроку інтегрування $\Delta h = 0,1$.

Варіант 3

У насадковому абсорбері відбувається поглинання водою двоокису сірки з повітря. Масова витрата поглинач (води), $L = 34,47$ кг/с; масова витрата інертної частини газу (повітря) $G = 2,42$ кг/с; коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,00757$ кг/м² с; константа фазової рівноваги $m = 10,83$; початкова концентрація двоокису сірки у воді $x_{\text{вх}} = 0,001$ кг SO₂/кг води; початкова концентрація двоокису сірки у газі $y_{\text{вх}} = 0,19$ кг SO₂/кг газу; поверхня масообміну $F = 4340$ м²; висота абсорбера $H = 12,4$ м; величина кроку інтегрування $\Delta h = 0,1$.

Варіант 4

У насадковому абсорбері відбувається поглинання водою парів хлору з повітря. Масова витрата поглинач (води), $L = 2,626$ кг/с; масова витрата інертної частини газу (повітря) $G = 2,24$ кг/с; коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,014$ кг/м² с; константа фазової рівноваги $m = 0,881$; початкова концентрація ацетону у воді $x_{\text{вх}} = 0,001$ кг CL₂ /кг води; початкова концентрація хлору в газі $y_{\text{вх}} = 0,501$ кг CL₂/кг газу; поверхня масообміну $F = 1946$ м²;

висота абсорбера $H = 8,7$ м; величина кроку інтегрування $\Delta h = 0,1$.

Варіант 5

У насадковому абсорбері відбувається поглинання водою аміаку з повітря. Масова витрата поглиначи (води), $L = 2,8$ кг/с; масова витрата інертної частини газу (повітря) $G = 2,133$ кг/с; коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,015$ кг/м² с; константа фазової рівноваги $m = 0,818$; початкова концентрація аміаку у воді $x_{\text{вх}} = 0,001$ кг NH₃/кг води; початкова концентрація аміаку в газі $y_{\text{вх}} = 0,062$ кг NH₃/кг газу; поверхня масообміну $F = 1269$ м²; висота абсорбера $H = 15,4$ м; величина кроку інтегрування $\Delta h = 0,1$.

Варіант 6

У насадковому абсорбері відбувається поглинання водою парів хлору з повітря. Масова витрата поглиначи (води), $L = 2,17$ кг/с; масова витрата інертної частини газу (повітря) $G = 1,47$ кг/с; коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,013$ кг/м² с; константа фазової рівноваги $m = 0,645$; початкова концентрація хлору у воді $x_{\text{вх}} = 0,001$ кг /кг води; початкова концентрація хлору в газі $y_{\text{вх}} = 0,333$ кг Cl₂/кг газу; поверхня масообміну $F = 1068$ м²; висота абсорбера $H = 12,5$ м; величина кроку інтегрування $\Delta h = 0,1$.

Варіант 7

У насадковому абсорбері відбувається поглинання водою двоокису сірки з повітря. Масова витрата поглиначи (води), $L = 44,8$ кг/с; масова витрата інертної частини газу (повітря) $G = 2,032$ кг/с; коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,007183$ кг/м² с; константа фазової рівноваги $m = 17,1$; початкова концентрація двоокису сірки у воді $x_{\text{вх}} = 0,001$ кг SO₂/кг води; початкова концентрація двоокису сірки в газі $y_{\text{вх}} = 0,218$ кг SO₂/кг газу; поверхня масообміну $F = 3425$ м²; висота абсорбера $H = 9,5$ м; величина кроку інтегрування $\Delta h = 0,1$.

Варіант 8

У насадковому абсорбері відбувається поглинання водою аміаку з повітря. Масова витрата поглиначи (води), $L = 2,042$ кг/с; масова витрата

інертної частини газу (повітря) $G = 2,008$ кг/с; коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,015$ кг/м² с; константа фазової рівноваги $m = 0,818$; початкова концентрація аміаку у воді $x_{\text{вх}} = 0,001$ кг NH₃/кг води; початкова концентрація аміаку в газі $y_{\text{вх}} = 0,0639$ кг NH₃/кг газу; поверхня масообміну $F = 1740$ м²; висота абсорбера $H = 15,3$ м; величина кроку інтегрування $\Delta h = 0,1$.

Варіант 9

У насадковому абсорбері відбувається поглинання водою парів хлору з повітря. Масова витрата поглиначи (води), $L = 2,57$ кг/с; масова витрата інертної частини газу (повітря) $G = 2,05$ кг/с; коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,012$ кг/м² с; константа фазової рівноваги $m = 0,735$; початкова концентрація хлору у воді $x_{\text{вх}} = 0,001$ кг CL₂/кг води; початкова концентрація хлору в газі $y_{\text{вх}} = 0,431$ кг CL₂/кг газу; поверхня масообміну $F = 2082$ м²; висота абсорбера $H = 12,5$ м; величина кроку інтегрування $\Delta h = 0,1$.

Варіант 10

У насадковому абсорбері відбувається поглинання водою двоокису сірки з повітря. Масова витрата поглиначи (води), $L = 42,167$ кг/с; масова витрата інертної частини газу (повітря) $G = 1,506$ кг/с; коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,00456$ кг/м² с; константа фазової рівноваги $m = 1,68$; початкова концентрація двоокису сірки у воді $x_{\text{вх}} = 0,001$ кг SO₂/кг води; початкова концентрація двоокису сірки у газі $y_{\text{вх}} = 0,166$ кг SO₂/кг газу; поверхня масообміну $F = 3451$ м²; висота абсорбера $H = 8,76$ м; величина кроку інтегрування $\Delta h = 0,1$.

Варіант 11

У насадковому абсорбері відбувається поглинання водою парів хлору з повітря. Масова витрата поглиначи (води), $L = 2,345$ кг/с; масова витрата інертної частини газу (повітря) $G = 1,884$ кг/с; коефіцієнт масопередачі $k_y = 0,013$ кг/м² с; константа фазової рівноваги $m = 0,878$; початкова концентрація хлору у воді $x_{\text{вх}} = 0,001$ кг CL₂/кг води; початкова концентрація

хлору у газі $y_{\text{вх}} = 0,526$ кг Cl_2 /кг газу; поверхня масообміну $F = 1812$ м²; висота абсорбера $H = 7,3$ м; величина кроку інтегрування $\Delta h = 0,1$.

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА 2

МОДЕЛЮВАННЯ РОЗДІЛЕННЯ РОЗЧИНІВ МЕТОДОМ УЛЬТРАФІЛЬТРАЦІЇ

Мета роботи – освоїти методи математичного моделювання процесу розділення у мембранному фільтрі безперервної дії з плоскопаралельним укладанням мембран і набути навички керування цим елементом технологічної системи.

Постановка завдання. Розробити математичне забезпечення для моделювання мембранного фільтра з плоскопаралельним укладанням мембран, при проведенні в ньому процесу розділення розчинів, що містять високомолекулярні сполуки (ВМС).

Побудувати криві концентрацій високомолекулярних сполук шляхом

реалізації на ПК математичної моделі процесу. Визначити необхідну кількість мембран для досягнення заданого ступеня концентрування розчину.

Початкові дані: в апараті з плоскопаралельним укладанням мембран відбувається процес концентрування розчину ферменту ацилази при постійному тиску. Перепад тиску через мембрану, $\Delta P = 0,2$ МПа. Витрата розчину на вході в апарат, $L_p^{bx} = 0,2$ м/с. Густина розчину, $\rho = 1036$ кг/м³; коефіцієнти динамічної в'язкості розчину $\mu_0 = 8,94 \cdot 10^{-4}$ кг/м с і води $\mu = 9,78 \cdot 10^{-4}$ кг/м с відповідно; проникність мембрани по воді, $A = 1,7 \cdot 10^{-2}$ кг/(м² с МПа); діаметр пор мембрани, $d_{пор} = 10$ нм; діаметр молекул ферменту ацилази, $d_{мол} = 7$ нм.

Визначити необхідну кількість мембран у мембранному фільтрі для досягнення ступеня концентрування $k = 9$, початкова концентрація ферментів ацилази в розчині, $x^H = 0,015$ % мас. Мембрани в апараті встановлені з кроком, $h = 0,01$ м. Діаметр мембрани, $D = 0,41$ м.

Для того щоб проникність мембрани в кожній точці поверхні та в кожний момент часу була постійною під час процесу розділення, структура потоків у зоні розділення повинна відповідати моделі ідеального змішування.

Прийняті припущення

1. Режим руху розчину над мембраною турбулентний і, отже, гідродинаміка потоку в об'ємі V_p відповідає моделі ідеального змішування.
2. Об'єм розчину над мембраною є величина постійна, $V_p = \text{const}$.
3. Процес відбувається при постійному тиску, $\Delta P = \text{const}$, і постійній температурі, $T = \text{const}$.

Складання математичної моделі

Математична модель будується на основі загального матеріального балансу і балансу за ВМС у зоні розділення, розташованої над мембраною.

Відповідно до загальної структури балансних рівнянь матеріальний баланс ВМС буде мати вигляд:

$$\frac{dn}{dt} = v_p \rho_p x^{bx} - v_\phi \rho_\phi x_\phi - v_k \rho_k x_k, \quad (1)$$

де n – кількість високомолекулярних сполук, $\text{кг}_{\text{ВМС}}$; v_p, v_ϕ, v_k – об'ємні витрати розчину, фільтрату і концентрату відповідно, $\text{м}^3/\text{с}$; $\rho_p, \rho_\phi, \rho_k$ – густини розчину, фільтрату і концентрату, $\text{кг}/\text{м}^3$; x^{bx}, x_ϕ, x_k – масова частка ВМС у вхідному потоці, у фільтраті і концентраті, $\text{кг}_{\text{ВМС}}/\text{кг}$.

Кількість ВМС подамо через масову частку ВМС у розчині

$$n = V_p \rho_p x, \quad (2)$$

де V_p – об'єм розчину над мембраною, м^3 .

Добуток об'ємної витрати на густину являє собою масову витрату:

$$L = v \rho. \quad (3)$$

З урахуванням (2) і (3), рівняння (1) набуде вигляду:

$$\frac{d(V_p \rho_p x)}{dt} = L_p x^{bx} - L_\phi x_\phi - L_k x_k. \quad (4)$$

Рівняння загального матеріального балансу відповідно до закону збереження мас має вигляд:

$$L_p = L_\phi + L_k.$$

Відповідно до прийнятих припущень рівняння (4) зміниться до вигляду:

$$\frac{dx}{dt} = \frac{L_p x^{bx}}{V_p \rho_p} - \frac{L_\phi x_\phi}{V_p \rho_p} - \frac{L_k x_k}{V_p \rho_p},$$

де x – масова частка ВМС у розчині в поточний момент часу.

Масову частку ВМС у фільтраті та у концентраті можна виразити через селективність мембрани ϕ та поточне значення x :

$$x_\phi = x(1 - \phi),$$

$$x_k = x \phi.$$

Селективність мембрани визначається за емпіричною залежністю для тих значень, що задовольняють вимогам якості розділення, $m > 0,5$:

$$\varphi = -\frac{0,0625\,m}{0,8 + 800\,m^9} + 0,9995,$$

де m – співвідношення діаметрів молекул ВМС і пор у мембрані:

$$m = \frac{d_{\text{мол}}}{d_{\text{пор}}}.$$

Виходячи з конструкційних особливостей апарата, можна зробити висновок про те, що гідродинаміка потоків у апараті відповідає секційній (ступеневій) моделі, де секціями є ступені розділення між сусідніми фільтруючими елементами. Для секційної моделі характерно, що вихідні параметри попередньої секції є вхідними параметрами для наступної секції (рис. 1).

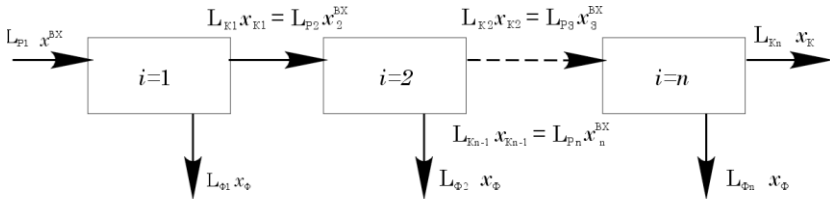


Рисунок 1 – Структура потоків в апараті з плоскопаралельним укладанням мембран

У свою чергу, гідродинаміка потоків на кожній i -й ступені повинна відповідати моделі ідеального змішування для того, щоб проникність мембран у кожній точці поверхні була однаковою в кожен момент часу.

Проникність мембран по вихідному розчину знаходимо за формулою:

$$G = G_0 \frac{\mu_0}{\mu_p},$$

де G_0 – проникність мембрани по воді; μ_0 – в'язкість води; μ_p – в'язкість початкового розчину.

Проникність мембрани залежить від типу мембрани і тиску, при якому відбувається процес концентрування:

$$G_0 = A \Delta P,$$

де ΔP – перепад тиску до і після мембрани, однаковий для кожного ступеня розділення, оскільки відповідно до постановки завдання концентрування відбувається при постійному тиску; A – константа проникності мембрани, є характеристикою конкретно обраного типу мембран.

Крім константи проникності, до характеристик мембрани належить селективність ϕ і габаритні розміри мембрани. Для апарата з плоскопаралельним укладанням мембран, габаритним розміром мембрани є її діаметр D_m .

Для кожної i -ї секції розділення запишемо рівняння загального матеріального балансу:

$$L_{pi} = L_{\phi i} + L_{\kappa i}, \quad i = 1 \dots n,$$

де n – необхідна кількість секцій розділення.

Витрата фільтрату прямо пропорційна проникності мембрани і площі поверхні розділення:

$$L_{\phi i} = F_i G,$$

де F_i – площа поверхні i -ї секції розділення:

$$F_i = \frac{\pi D_m^2}{4}.$$

Якщо поверхня розділення на всіх ступенях постійна, тобто в апараті використовуються однакові мембрани на всіх ступенях розділення, то $F_i = \text{const}$, і $L_{\phi i} = L_{\phi} = \text{const}$.

Для першої секції (ступеня) розділення

$$L_{p1} = L_p^{\text{вх}}; \quad x_1^{\text{вх}} = x^{\text{н}}; \quad L_{\kappa 1} = L_{p1} - L_{\phi},$$

Для всіх наступних секцій:

$$L_{pi+1} = L_{\kappa i}; \quad x_{i+1}^{\text{вх}} = x_i; \quad L_{\kappa i+1} = L_{pi+1} - L_{\phi}.$$

Математична модель фільтра з плоскопаралельним укладанням мембран буде мати вигляд:

$$G = A \Delta P \frac{\mu}{\mu_p};$$

$$F = \frac{\pi D_m^2}{4};$$

$$L_\phi = F G;$$

$$L_{\kappa i} = L_{pi} - L_\phi;$$

$$\frac{d x_i}{d t} = \frac{L_{pi} x_i^{\text{вх}}}{V_p \rho_p} - \frac{L_\phi (1 - \phi) x_i}{V_p \rho_p} - \frac{L_{\kappa i} \phi x_i}{V_p \rho_p}.$$

Критерієм завершення розрахунку параметрів на кожному ступені буде:

$$|t_i - t_{\text{пер}i}| < \varepsilon,$$

де ε – обрана точність розрахунку; $t_{\text{пер}i}$ – час перебування розчину на ступені.

Загальний критерій завершення розрахунку – досягнення необхідного ступеня концентрування.

$$x_i \geq x^{\kappa}; \quad x^{\kappa} = x^{\text{н}} k, \quad (5)$$

де k – необхідний ступінь концентрування.

При цьому необхідна кількість секцій розділення буде відповідати номеру секції розділення, для якої виконується умова (5).

Вибір числового методу розв'язання

У систему рівнянь математичної моделі входить диференціальне рівняння. Як числовий метод розв'язання вибираємо метод Ейлера. При відомих початкових умовах це рівняння може бути розв'язано за такою рекурентною формулою:

$$y_{i+1} = y_i + F(x_i, y_i)h.$$

Вибір величини кроку інтегрування здійснюється залежно від величини часу перебування розчину на кожному ступені розділення. Вибираємо необхідну кількість кроків інтегрування, припустимо, десять кроків: $N = 10$. Розраховуємо час перебування розчину на ступені:

$$t_{\text{пер}i} = \frac{V_p \rho}{L_{pi}}.$$

Тоді крок інтегрування для цієї секції розділення буде дорівнювати:

$$\Delta t_i = \frac{t_{\text{пер}i}}{N}.$$

Приклад виконання завдання Моделювання мембранного фільтра

середній діаметр пор мембрани, нм $dp := 10$

діаметр молекули, нм $dm := 7$

константа проникності мембрани по воді, $\text{кг/м}^2 \cdot \text{Мпа}$ $\underline{A} := 1.7 \cdot 10^{-2}$

перепад тиску через мембрану, Мпа $\Delta P := 0.2$

витрата розчину, м/с $L_{pv} := 0.2$

щільність розчину, кг/м^3 $:= 1036$

діаметр мембрани, м $Dm := 0.41$

коефіцієнти динамічної в'язкості по воді й розчину, $\text{кг/м} \cdot \text{с}$

$$\mu := 8.94 \cdot 10^{-4} \quad \mu_p := 9.78 \cdot 10^{-4}$$

початкова концентрація ферменту, % мас $x_n := 0.015$

необхідний ступінь концентрування $k := 9$

висота шару розчину над мембраною, м $h := 0.01$

розрахунок об'єму розчину над поверхнею мембрани і
поверхні фільтрації ступеня

$$F_{im} := \frac{\pi \cdot Dm^2}{4} \quad V_p := F_{im} \cdot h$$

розрахунок селективності й проникності мембрани

$$\underline{m} := \frac{dm}{dp} \quad \phi := \frac{-m \cdot 0.0625}{0.8 + 800 \cdot m^9} + 0.9995 \quad \underline{G} := A \cdot \Delta P \cdot \frac{\mu}{\mu_p} \quad G = 0.0031$$

витрати фільтрату й концентрату

$$L_f := F_{im} \cdot G \quad L_f = 4.1033 \times 10^{-4} \quad L_{kn} := L_{pv} - L \quad L_{kn} = 0.1996$$

необхідна концентрація ферменту на виході з апарата

$$x_k := k \cdot x_n \quad x_k = 0.135$$

права частина диференціального рівняння $z_n := V_p \cdot \rho_p$

$$f_x(x, L_p, L_k, x_v) := \frac{L_p}{z_n} \cdot x_v - \frac{L_f}{z_n} \cdot (1 - \phi) \cdot x - \frac{L_k}{z_n} \cdot \phi \cdot x$$

реалізація розв'язання математичної моделі

```
rez(n, Lpv) :=
  Lp ← Lpv
  xv ← 0.015
  Lk ← Lkn
  for i ∈ 0.. n
    t ← 0
    tpr ←  $\frac{z_n}{L_p}$ 
    Δt ←  $\frac{tpr}{10}$ 
    x ← xv
    while t < tpr
      x ← x + fx(x, Lp, Lk, xv) · Δt
      t ← t + Δt
    Lp ← Lk
    Lk ← Lp - Lf
    xv ← φ · x
    break if x > xk
  m ← i
   $\begin{pmatrix} x \\ m \end{pmatrix}$ 
```

результати за розрахунком математичної моделі

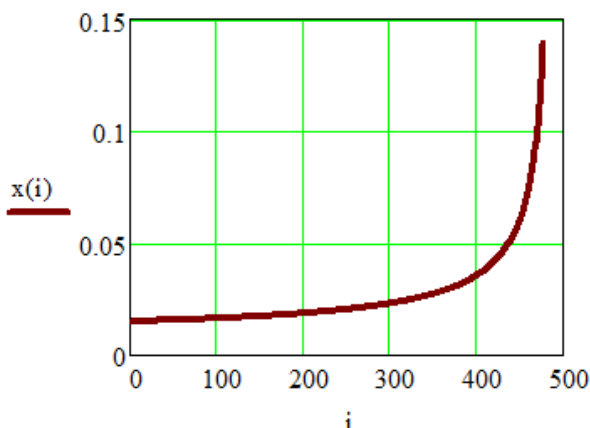
$$x_k = 0.135 \quad \text{rez}(700, Lpv) = \begin{pmatrix} 0.1397 \\ 476 \end{pmatrix}$$

$$x(i) := \text{rez}(i, Lpv)_0 \quad x(475) = 0.1241$$

необхідна кількість мембран для досягнення заданого
ступеня концентрування $N=476$

результати розв'язання в графічному вигляді

$$i := 0..477$$



визначення ступеня концентрування розчину на 30-й та
300-й ступенях розподілу

$$x(30) = 0.0154 \quad k_{30} := \frac{x(30)}{x_n} \quad k_{30} = 1.025$$

$$x(300) = 0.0231 \quad k_{300} := \frac{x(300)}{x_n} \quad k_{300} = 1.5421$$

Аналіз результатів

Результати розрахунку показують, що необхідний ступень концентрування розчину досягається в мембранному фільтрі, що містить 476 мембран. Найбільш інтенсивно процес концентрування здійснюється після проходження розчином трьохсоті секції розділення. На тридцятій і трьохсотій ступенях розділення ступінь концентрування дорівнює $k_{30} = 1,025$ і $k_{300} = 1,5421$ відповідно.

Варіанти завдань

Варіант 1

В апараті з плоскопаралельним укладанням мембран відбувається процес концентрування розчину сироваткового альбуміну при постійному тиску. Перепад тиску через мембрану $\Delta P = 0,17$ МПа. Витрата розчину на вході в апарат $L_p^{bx} = 0,08$ м/с. Густина розчину $\rho = 1068$ кг/м³; коефіцієнти динамічної в'язкості, розчину $\mu_p = 9,78 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) і води $\mu = 9,794 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) відповідно; проникність мембрани по воді $A = 1,7 \cdot 10^{-2}$ кг/(м² с МПа); діаметр пор мембрани $d_{пор} = 10$ нм; діаметр молекул сироваткового альбуміну $d_{мол} = 6,4$ нм.

Визначити необхідну кількість мембран у мембранному фільтрі для досягнення ступеня концентрування $k = 6$, початкова концентрація сироваткового альбуміну в розчині, $x^H = 0,012$ % мас. Мембрани в апараті встановлені з кроком $h = 0,01$ м; діаметр мембран $D_m = 0,46$ м.

Побудувати графік зміни концентрації ферменту в розчині; визначити ступінь концентрування на 30-й і 120-й ступенях розділення.

Варіант 2

В апараті з плоскопаралельним укладанням мембран відбувається процес концентрування розчину урацилу при постійному тиску. Перепад тиску через мембрану $\Delta P = 0,24$ МПа. Витрата розчину на вході в апарат $L_p^{bx} = 0,24$ м/с. Густина розчину $\rho = 1060$ кг/м³; коефіцієнти динамічної

в'язкості, розчину $\mu_p = 1,163 \cdot 10^{-3}$ кг/(м·с) і води $\mu = 9,794 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) відповідно; проникність мембрани по воді $A = 1,7 \cdot 10^{-2}$ кг/(м² с МПа); діаметр пор мембрани $d_{\text{пор}} = 10$ нм; діаметр молекул урацилу $d_{\text{мол}} = 5,1$ нм.

Визначити необхідну кількість мембран у мембранному фільтрі для досягнення ступеня концентрування $k = 7$, початкова концентрація урацилу в розчині $x^H = 0,0125$ % мас. Мембрани в апараті встановлені з кроком $h = 0,01$ м; діаметр мембран $D_m = 0,76$ м.

Побудувати графік зміни концентрації урацилу в розчині; визначити ступінь концентрування на 60-й і 130-й ступенях розділення.

Варіант 3

В апараті з плоскопаралельним укладанням мембран відбувається процес концентрування розчину $\gamma_2 - 6$ – глобуліну при постійному тиску. Перепад тиску через мембрану $\Delta P = 0,3$ МПа. Витрата розчину на вході в апарат $L_p^{\text{вх}} = 0,16$ м/с. Густина розчину $\rho = 1041$ кг/м³; коефіцієнти динамічної в'язкості, розчину $\mu_p = 8,949 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) і води $\mu = 9,794 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) відповідно; проникність мембрани по воді $A = 1,7 \cdot 10^{-2}$ кг/(м² с МПа); діаметр пор мембрани, нм $d_{\text{пор}} = 10$ нм; діаметр молекул $\gamma_2 - 6$ – глобуліну $d_{\text{мол}} = 9,5$ нм.

Визначити необхідну кількість мембран у мембранному фільтрі для досягнення ступеня концентрування $k = 12$, початкова концентрація $\gamma_2 - 6$ – глобуліну в розчині $x^H = 0,035$ % мас. Мембрани в апараті встановлені з кроком $h = 0,01$ м; діаметр мембран $D_m = 0,51$ м.

Побудувати графік зміни концентрації $\gamma_2 - 6$ – глобуліну в розчині; визначити ступінь концентрування на 20-й і 110-й ступенях розділення.

Варіант 4

В апараті з плоскопаралельним укладанням мембран відбувається процес концентрування розчину пеніциліну при постійному тиску. Перепад

тиску через мембрану $\Delta P = 0,17$ МПа. Витрата розчину на вході в апарат $L_p^{bx} = 0,12$ м/с. Густина розчину $\rho = 1024$ кг/м³; коефіцієнти динамічної в'язкості, розчину $\mu_p = 8,822 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) і води $\mu = 9,794 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) відповідно; проникність мембрани по воді $A = 1,7 \cdot 10^{-2}$ кг/(м² с МПа); діаметр пор мембрани $d_{пор} = 10$ нм; діаметр молекул пеніциліну $d_{мол} = 8,6$ нм.

Визначити необхідну кількість мембран у мембранному фільтрі для досягнення ступеня концентрування $k = 12$, початкова концентрація пеніциліну в розчині $x^H = 0,011$ % мас. Мембрани в апараті встановлені з кроком $h = 0,01$ м; діаметр мембран $D_m = 0,52$ м.

Побудувати графік зміни концентрації пеніциліну в розчині; визначити ступінь концентрування на 20-й і 110-й ступенях розділення .

Варіант 5

В апараті з плоскопаралельним укладанням мембран відбувається процес концентрування розчину яєчного альбуміну при постійному тиску. Перепад тиску через мембрану $\Delta P = 0,28$ МПа. Витрата розчину на вході в апарат $L_p^{bx} = 0,14$ м/с. Густина розчину $\rho = 1045,7$ кг/м³; коефіцієнти динамічної в'язкості, розчину $\mu_p = 8,919 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) і води $\mu = 9,794 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) відповідно; проникність мембрани по воді $A = 0,33 \cdot 10^{-2}$ кг/(м² с МПа); діаметр пор мембрани $d_{пор} = 5$ нм; діаметр молекул яєчного альбуміну $d_{мол} = 4,9$ нм.

Визначити необхідну кількість мембран у мембранному фільтрі для досягнення ступеня концентрування $k = 7$, початкова концентрація яєчного альбуміну в розчині $x^H = 0,0135$ % мас. Мембрани в апараті встановлені з кроком $h = 0,01$ м; діаметр мембран $D_m = 0,62$ м.

Побудувати графік зміни концентрації яєчного альбуміну в розчині; визначити ступінь концентрування на 70-й і 400-й ступенях розділення .

Варіант 6

В апараті з плоскопаралельним укладанням мембран відбувається процес концентрування розчину каталази при постійному тиску. Перепад тиску через мембрану $\Delta P = 0,18$ МПа. Витрата розчину на вході в апарат $L_p^{bx} = 0,23$ м/с. Густина розчину $\rho = 1033$ кг/м³; коефіцієнти динамічної в'язкості, розчину $\mu_p = 8,899 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) і води $\mu = 9,794 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) відповідно; проникність мембрани по воді $A = 5,0 \cdot 10^{-2}$ кг/(м² с МПа); діаметр пор мембрани $d_{пор} = 15$ нм; діаметр молекул каталази $d_{мол} = 10,4$ нм.

Визначити необхідну кількість мембран у мембранному фільтрі для досягнення ступеня концентрування $k = 9$, початкова концентрація каталази в розчині $x^H = 0,018$ % мас. Мембрани в апараті встановлені з кроком $h = 0,01$ м; діаметр мембран $D_m = 0,46$ м.

Побудувати графік зміни концентрації каталази в розчині; визначити ступінь концентрування на 50-й і 100-й ступенях розділення.

Варіант 7

В апараті з плоскопаралельним укладанням мембран відбувається процес концентрування розчину целюлози при постійному тиску. Перепад тиску через мембрану $\Delta P = 0,2$ МПа. Витрата розчину на вході в апарат $L_p^{bx} = 0,26$ м/с. Густина розчину $\rho = 1033$ кг/м³; коефіцієнти динамічної в'язкості, розчину $\mu_p = 8,899 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) і води $\mu = 9,794 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) відповідно; проникність мембрани по воді $A = 13,4 \cdot 10^{-2}$ кг/(м² с МПа); діаметр пор мембрани $d_{пор} = 30$ нм; діаметр молекул каталази $d_{мол} = 100$ нм.

Визначити необхідну кількість мембран у мембранному фільтрі для досягнення ступеня концентрування $k = 11$, початкова концентрація целюлози в розчині $x^H = 0,025$ % мас. Мембрани в апараті встановлені з кроком $h = 0,01$ м; діаметр мембран $D_m = 0,26$ м.

Побудувати графік зміни концентрації целюлози в розчині; визначити ступінь концентрування на 90-й і 150-й ступенях розділення.

Варіант 8

В апараті з плоскопаралельним укладанням мембран відбувається процес концентрування розчину норсульфазолу при постійному тиску. Перепад тиску через мембрану $\Delta P = 0,27$ МПа. Витрата розчину на вході в апарат $L_p^{bx} = 0,13$ м/с. Густина розчину $\rho = 1068$ кг/м³; коефіцієнти динамічної в'язкості, розчину $\mu_p = 9,794 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) і води $\mu = 9,794 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) відповідно; проникність мембрани по воді $A = 1,7 \cdot 10^{-2}$ кг/(м² с МПа); діаметр пор мембрани $d_{пор} = 10$ нм; діаметр молекул целюлози $d_{мол} = 8,3$ нм.

Визначити необхідну кількість мембран у мембранному фільтрі для досягнення ступеня концентрування $k = 8$, початкова концентрація норсульфазолу в розчині $x^H = 0,016$ % мас. Мембрани в апараті встановлені з кроком $h = 0,01$ м; діаметр мембран $D_m = 0,83$ м.

Побудувати графік зміни концентрації норсульфазолу в розчині; визначити ступінь концентрування на 10-й і 40-й ступенях розділення.

Варіант 9

В апараті з плоскопаралельним укладанням мембран відбувається процес концентрування розчину целюлози при постійному тиску. Перепад тиску через мембрану $\Delta P = 0,18$ МПа. Витрата розчину на вході в апарат $L_p^{bx} = 0,25$ м/с. Густина розчину $\rho = 1036$ кг/м³; коефіцієнти динамічної в'язкості, розчину $\mu_p = 7,5 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) і води $\mu = 9,794 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) відповідно; проникність мембрани по воді $A = 1,7 \cdot 10^{-2}$ кг/(м² с МПа); діаметр пор мембрани $d_{пор} = 10$ нм; діаметр молекул целюлози $d_{мол} = 7$ нм.

Визначити необхідну кількість мембран у мембранному фільтрі для досягнення ступеня концентрування $k = 8$, початкова концентрація целюлози

в розчині $x^H = 0,012$ % мас. Мембрани в апараті встановлені з кроком $h = 0,01$ м; діаметр мембран $D_m = 0,51$ м.

Побудувати графік зміни концентрації целюлози в розчині; визначити ступінь концентрування на 40-й і 200-й ступенях розділення.

Варіант 10

В апараті з плоскопаралельним укладанням мембран відбувається процес концентрування розчину амідопіріну при постійному тиску. Перепад тиску через мембрану $\Delta P = 0,17$ МПа. Витрата розчину на вході в апарат $L_p^{bx} = 0,14$ м/с. Густина розчину $\rho = 1041$ кг/м³; коефіцієнти динамічної в'язкості, розчину $\mu_p = 8,949 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) і води $\mu = 9,794 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) відповідно; проникність мембрани по воді $A = 1,7 \cdot 10^{-2}$ кг/(м² с МПа); діаметр пор мембрани $d_{пор} = 5$ нм; діаметр молекул амідопіріну $d_{мол} = 4,2$ нм.

Визначити необхідну кількість мембран у мембранному фільтрі для досягнення ступеня концентрування $k = 5$, початкова концентрація амідопіріну в розчині $x^H = 0,016$ % мас. Мембрани в апараті встановлені з кроком $h = 0,01$ м; діаметр мембран $D_m = 0,92$ м.

Побудувати графік зміни концентрації амідопіріну в розчині; визначити ступінь концентрування на 40-й і 180-й ступенях розділення.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Комп'ютерне моделювання у хімічній технології: навч. посіб. / Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, Т. Г. БАБАК, О. О. ГОЛУБКІНА та ін. – Харків: НТУ «ХПІ», 2011. – 606 с.
2. Процеси та апарати хімічної технології: підручник у двох книгах. Кн. 2 / Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А. П. ГОТЛІНСЬКА, В. О. ЛЕЩЕНКО та ін. – Харків: НТУ «ХПІ», 2007. – 538 с.
3. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособ. по проектированию / под ред. Ю.И. Дытнерского. – М. : Химия, 1983. – 272 с.

4. Лабораторный практикум «Компьютерные технологии в инженерной химии»: учеб. пособ. / Л. Л. Товажнянский, Т. Г. Бабак, В. А. Коцаренко и др. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2002. – 364 с.

Навчальне видання

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
ДО ВИКОНАННЯ ЛАБОРАТОРНИХ РОБІТ
**«МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ МАСООБМІНУ У НАСАДКОВОМУ
АБСОРБЕРІ ТА ПРОЦЕСІВ РОЗДІЛЕННЯ РОЗЧИНІВ МЕТОДОМ
УЛЬТРАФІЛЬТРАЦІЇ»**

за курсами математичного та комп'ютерного моделювання
для студентів хімічних спеціальностей усіх форм навчання

БАБАК Тетяна Геннадіївна
ГОЛУБКІНА Ольга Олександрівна
ПОНОМАРЕНКО Євгенія Дмитрівна

Відповідальний за випуск проф. Ведь В.Є.
Роботу до друку рекомендував проф. О. М. Рассоха

Редактор Н. В. Верстюк

План 2017 р., поз. 16

Підп.до 27.04.2017 р. Формат 60х84 1/16. Папір офсетний.
Riso-друк. Гарнітура Century Schoolbook. Ум. друк. арк. 1,86
Наклад 50 прим. Зам. № Ціна договірна

Видавничий центр НТУ «ХПІ».
Свідоцтво про державну реєстрацію ДК № 3657 від 24.12.2009 р.
61002, Харків, вул. Кирпичова, 2

Друкарня НТУ «ХПІ». 61002, Харків, вул. Кирпичова, 2