

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

«Процеси, апарати та машини галузі – 3. Масообмінні процеси та апарати»

Методичні вказівки
до виконання практичних робіт

Електронне видання

Київ 2016

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

«Процеси, апарати та машини галузі – 3. Масообмінні процеси та апарати»

Методичні вказівки

до виконання практичних робіт студентів
напрямку підготовки 6.050503 – «Машинобудування»,
спеціальності – Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв

Електронне видання

*Рекомендовано вченою радою
факультету біотехнології і біотехніки НТУУ «КПІ»*

Київ
НТУУ «КПІ»
2016

Методичні вказівки до виконання практичних робіт студентів з дисципліни «Процеси, апарати та машини галузі – 3. Масообмінні процеси та апарати» для студентів напрямку підготовки 6.050503 – «Машинобудування», спеціальності – Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв. Електронне видання / Уклад. Ружинська Л.І., Буртна І.А., Фесенко С.В. – К. НТУУ «КПІ», 2016 – 82 с.

Гриф «Рекомендовано вченою радою факультету біотехнології і біотехніки НТУУ «КПІ»

(Протокол № 9 від «25» квітня 2016 р.)

Навчальне видання

Методичні вказівки

до виконання практичних робіт студентів

з дисципліни: **«Процеси, апарати та машини галузі – 3. Масообмінні процеси та апарати»**

для студентів напрямку підготовки 6.050503 – «Машинобудування», спеціальності – Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв

Електронне видання

Укладачі: Ружинська Людмила Іванівна, канд.техн.наук., доц.

Буртна Інесса Анатоліївна, канд.техн.наук., доц.

Фесенко Сергій Вікторович, ас.

Відповідальний редактор: Мельник Вікторія Миколаївна, доктор техн. наук, професор

Рецензент: Корінчук Дмитро Миколайович, канд. техн. наук, пров. наук. співр.

Зміст

Вступ.....	5
1 Розрахунок процесу екстракції.....	8
1.1 Методика розрахунку процесу екстракції.....	8
1.2 Приклад розрахунку процесу екстракції.....	14
2 Розрахунок процесу абсорбції.....	17
2.1 Методика розрахунку процесу абсорбції.....	17
2.2 Приклад розрахунку процесу абсорбції.....	30
3 Розрахунок процесу кристалізації.....	45
3.1 Методика розрахунку процесу кристалізації.....	45
3.2 Приклад розрахунку процесу кристалізації.....	54
4 Адсорбція.....	61
4.1 Основні залежності і розрахункові формули.....	61
4.2 Приклади розрахунку процесу адсорбції.....	76
Перелік посилань.....	81

Вступ

Метою кредитного модуля є формування у студента здатностей:

- Використовувати знання фундаментальних розділів теорії масообміну в дослідженнях та розробках процесів і обладнання
- Приймати участь в роботі над інноваційними проектами впровадження в виробництво нових технологій, використовуючи сучасні знання та уявлення про закономірності протікання процесів масообміну
- Застосовувати методи стандартних випробувань для визначення фізико-механічних властивостей та технологічних показників матеріалів, що використовуються, а також готових виробів
- Застосовувати фізичне та математичне моделювання процесів, яке дозволяє здійснити перехід від лабораторних і теоретичних досліджень до реалізації процесів у промисловості (масштабний перехід).
- Приймати участь в роботах з розрахунку та проектування деталей та вузлів машинобудівних конструкцій відповідно до технічних завдань та використанням стандартних засобів автоматизації проектування
- Проводити попереднє техніко-економічне обґрунтування проектних рішень

Основі завдання кредитного модуля:

Згідно з вимогами програми навчальної дисципліни студенти після засвоєння кредитного модуля мають продемонструвати такі результати навчання:

знання:

- фундаментальні рівняння енергії, кількості руху та загальні принципи їх розв'язання для конкретних процесів;
- фізико-хімічні основи основних масообмінних процесів, їх математичні моделі та принципи розрахунку відповідних апаратів;
- конструкції апаратів для реалізації масообмінних процесів і особливості їх розрахунку.

- кінетичні закономірності основних процесів біотехнологічних виробництв та загальні принципи розрахунку апаратів;

уміння:

1) на основі фундаментальних рівнянь статичної і кінетичної процесів будувати методику розрахунку і виконувати параметричні розрахунки апаратів, а саме:

- використовуючи теоретичні основи явищ масопереносу, кінетики мікробіологічних процесів, здійснювати розрахунки та вибір апаратів для періодичного і неперервного культивування мікроорганізмів;

- використовуючи закони гідравліки, за допомогою стандартних методик здійснювати розрахунки гідравлічного опору трубопроводів та апаратів і вибирати обладнання для переміщення рідин (насоси, компресори, вентилятори);

- використовуючи теоретичні основи процесів піноутворення та піногасіння в рідинах здійснювати розрахунки, підбирати обладнання для піногасіння;

- використовуючи закони і рівняння масопередачі, а також дані щодо властивостей продукту, базуючись на способах інтенсифікації процесів масопередачі, за допомогою стандартних методик розраховувати масообмінні апарати;

2) на основі фундаментальних положень теорії фізичного моделювання розробляти експериментальні установки і виконувати експериментальні дослідження конкретних процесів із узагальненням їх результатів, а саме:

- використовуючи стандартні методики планування і здійснення наукових досліджень, за допомогою дослідних установок і контрольних-вимірних приладів в умовах наукової лабораторії або дослідної ділянки проводити експеримент;

- використовуючи експериментальні дані та обчислювальну техніку, за допомогою типових методик, програм і нормативно-технічної документації здійснювати математичну обробку експерименту та узагальнення його результатів.

3) на основі аналізу варіантів здійснювати оптимальний вибір конструктивних схем апаратів для реалізації заданих процесів технологічної схеми.

4) під час розробки технічної пропозиції, ескізного та технічного проектів і робочої конструкторської документації, використовуючи способи і методи інженерної графіки, принципи взаємозамінності та систему допусків і посадок, виконувати робочі креслення деталі, складальної одиниці та апарата в цілому.

навички:

- побудови методик розрахунку та параметричного розрахунку масообмінних процесів і апаратів;

- розрахунку та вибору апаратів для здійснення періодичного та неперервного культивування мікроорганізмів;

- розробки експериментальних установок та виконання досліджень;

- здійснення оптимального вибору конструктивних схем апаратів для реалізації заданих технологічних схем;

- розробки технічної пропозиції, ескізного та технічного проектів і робочої конструкторської документації

Основні цілі практичних занять – закріпити знання, отриманні при вивченні теоретичного курсу та набути практичних навичок проведення розрахунків теплообмінних, гідромеханічних, масообмінних процесів ,та розрахунку апаратів, які забезпечують проведення цих процесів.

1 Розрахунок процесу екстракції

1.1 Методика розрахунку процесу екстракції

Екстрактори для твердих тіл

При розрахунку часу екстрагування слід виходити з рівняння подібності $\frac{C - C_p}{C_n - C_p} = f(Bi', Fo', \frac{x}{\delta})$; з урахуванням перемішування і підігріву його можна представити в наступному вигляді [1]:

$$E = \frac{C_\infty - C}{C_\infty - C_0} = A(Fo')^{-\frac{1}{m}} \text{Re}^{\frac{a}{m}} (\text{Pr}')^{-\frac{b}{m}}, \quad (1)$$

де C, C_∞, C_0 - концентрація добутої речовини в екстракторі при тривалості процесу відповідно $\tau, \tau_\infty, \tau_0$; A - постійні; $Fo' = \frac{k\tau}{r^2}$ - дифузійний критерій Фур'є (r - радіус часток твердого матеріалу); $\text{Re} = \frac{nd^2}{\nu}$ - критерій Рейнольдса для перемішування (n - частота обертання мішалки; d - діаметр мішалки; ν - кінематична в'язкість); $\text{Pr}' = \frac{\nu}{D}$ - дифузійний критерій Прандтля.

При $E \leq 20\%$, величина $m = 1$; при $E \leq 35\%$ - $m = 2$.

Із залежності (691) час екстрагування

$$\tau = \left(\frac{A}{E}\right)^m \frac{r^2}{K} \text{Re}^{-a} (\text{Pr}')^{-b}; \quad (2)$$

тут a і b визначають експериментально.

Визначення концентрацій C_∞ і C_0 проводять у такий спосіб. Спочатку методом кількісного аналізу визначають концентрацію C_0 , а потім, провівши лабораторні дослідження по екстрагуванню даної речовини з суміші, розраховують C_∞ за рівнянням (1), яке при постійних гідродинамічних умовах спрощується:

$$E = \frac{C_\infty - C}{C_\infty - C_0} = A_1 \tau^{-\frac{1}{m}} \quad (3)$$

де A_1 - константа, в яку входять величини A , $\frac{k}{r^2}$, Re , Pr' .

При диференціюванні цього рівняння за часом отримуємо [1, 2]:

$$\frac{dC}{d\tau} = \frac{C_\infty - C}{m \cdot 100} A_1 \tau^{-\frac{m+1}{m}} \quad (4)$$

Значення $\frac{dC}{d\tau} \approx \frac{\Delta C}{\Delta \tau}$ можна отримати безпосередньо з результатів дослідів. Побудувавши за цими значенням графік в логарифмічних координатах, визначають $\frac{m+1}{m}$ і $\frac{C_\infty - C}{m \cdot 100}$. Це дозволяє проінтегрувати рівняння (4) в межах $\tau - \tau_\infty$ і визначити C_∞ . При інтегруванні в якості вихідних точок слід використовувати дані про концентрації за двома або трьома пробами, а значення C_∞ знаходити як середнє [2].

Робочий об'єм апарата

$$V = \frac{Q_\tau}{\rho}, \quad (5)$$

де Q - продуктивність апарату в кг/год; ρ - об'ємна маса оброблюваного матеріалу в кг/м³; τ - час в год.

Беручи з конструктивних міркувань співвідношення розмірів апарату (висоти до діаметру), можна визначити ці розміри для отриманого робочого об'єму апарата. Розрахунок процесу екстрагування даного компонента їх твердої суміші можна виконати і графічним методом.

Екстрактори для рідин

Діаметр колони визначають, виходячи з її гранично допустимої продуктивності, яка повинна бути трохи нижче продуктивності при режимі захлинання колони. Цю гранично допустиму продуктивність визначають, використовуючи рівняння осадження крапель однієї рідкої фази в інший суцільний рідкій фазі.

$$\frac{W_A}{x} + \frac{W_C}{1-x} = \varepsilon \omega_0 (1-x) \quad (6)$$

де W_C і W_A - об'ємні швидкості дисперсної і суцільний фаз; x - об'ємна частка дисперсної фази, що утримується в колоні (утримуюча здатність колони); ε - частка об'єму колони, вільного для проходження рідини (або вільний об'єм насадки); ω_0 - характеристична швидкість крапель (при $W_A=0$ і $W_C \rightarrow 0$).

Продиференціювавши рівняння (6) за x і прирівнюючи похідні нулю, знаходимо швидкості фаз [1, 2]:

$$\frac{dW_A}{dx} = 0; \quad W_C = 2\varepsilon\omega_0 x_{\max}^2 (1-x_{\max}); \quad (7)$$

$$\frac{dW_C}{dx} = 0; \quad W_A = \varepsilon\omega_0 (1-2x_{\max})(1-x_{\max})^2. \quad (8)$$

Розділивши рівняння (7) на (8) і позначивши відношення знаходимо значення $\frac{W_C}{W_A} = b$, знаходимо значення

$$x_{\max} = \frac{\sqrt{b^2 + 8b} - 3b}{4(1-b)} \quad (9)$$

Величину b можна визначити з рівняння матеріального балансу:

$$b = \frac{W_C}{W_A} = \frac{y_n - y_k}{x_k - x_n}$$

(10)

Для визначення W_A і ω_0 використовують наступні формули.

Для насадокових екстракційних колон [52]

$$1 + 0,835 \left(\frac{\rho_C}{\rho_A}\right)^{0,25} \left(\frac{W_C}{W_A}\right)^{0,5} = 0,894 \left(\frac{W_A^2 f}{g s^3}\right)^{-0,25} \left(\frac{\rho_A}{\Delta\rho}\right)^{-0,25} \left(\frac{f \varepsilon \sigma}{\rho_A W_A^2}\right)^{-0,078} \quad (11)$$

де ρ_A і ρ_C - щільності суцільної і дисперсної фаз, $\Delta\rho$ - різниця щільностей; f - питома поверхня насадки, σ - поверхневий натяг.

Для роторно-дискового екстрактора [52]

$$\omega_0 = 0,012 \frac{\sigma}{\mu_A} \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_A}\right)^{0,9} \left(\frac{g}{D_p n^2}\right) \left(\frac{D_k}{D_p}\right)^{2,3} \left(\frac{h}{D_p}\right)^{0,9} \left(\frac{D_p}{D}\right)^{2,7} \quad (12)$$

де D , D_p , D_k - діаметри відповідно екстрактора, дисків ротора, отворів кілець статора; h - висота секцій колони.

Для визначення розрахункової швидкості значення, знайдене з формули (11), знижують на 20% .:

$$W_A' = 0,8W_A$$

Діаметр апарата

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi W_A' 3600 \rho_A}} \quad (13)$$

Для розрахунку висоти апарату визначають спочатку коефіцієнт дифузії суміші

$$D = \frac{0,00278}{B \sqrt{\mu} (V_B^{1/3} + V_C^{1/3})} \sqrt{\frac{1}{M_B + M_C}}, \quad (14)$$

де B - коефіцієнт, що характеризує добуваєму із суміші речовину в суцільній фазі; V_B і V_C - молекулярні об'єми речовин; μ - динамічна в'язкість суцільної фази; M_B і M_C - молекулярні маси.

Висота одиниці переносу

$$h = \frac{1,15(\text{Pr}')^{2/3} d_{\text{екв}}}{\left(\frac{W_A}{W_C}\right)^{1/3}} \quad (15)$$

Число одиниць переносу

$$N = \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}} \quad (16)$$

Середня рушійна сила

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_{\bar{b}} - \Delta y_m}{2,3 \frac{\Delta y_{\bar{b}}}{\Delta y_m}} \quad (17)$$

тут

$$\Delta y_{\bar{o}} = y_{nr} - y_n \quad (18)$$

$$\Delta y_m = y_k - y_{kr} \quad (19)$$

де y_{nr} і y_{kr} - початкова та кінцева рівноважна концентрація добуваного компонента а суцільний фазі.

Висота насадки

$$H = hN \quad (20)$$

Розрахунок процесу екстракції по трикутній діаграмі

Для цього необхідно задатися сумішшю $A+B$ і розчинником C (рисунок 1). Склад вихідної суміші визначає точка S на стороні AB трикутника. При цьому відрізок AS відповідає вмісту в суміші компонента B , а відрізок SB – вмісту компонента A . Сполучаємо точки S і C прямою лінією, на якій складу нової суміші відповідає точка M [1].

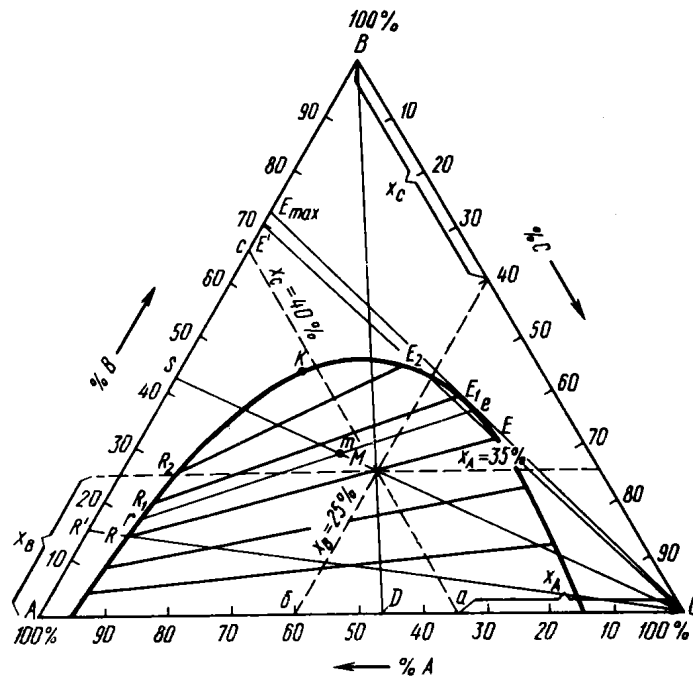


Рисунок 1. Трикутна діаграма

Положення точки M визначають за правилом важеля із рівнянь:

$$\frac{G_A + G_B}{G_C} = \frac{x_A + x_B}{x_C} = \frac{CM}{MS} \quad (21)$$

Це рівняння виводять з подібності трикутників $CMб$ и MSc .

Розділення суміші можливо, якщо точка M розташовується в області діаграми, обмеженою бінодальною кривою. Проводячи через точку M пряму RE (коноду) під кутом:

$$\alpha = \arctg \frac{y-x}{x} = \arctg(k_p - 1) \quad (22)$$

можна визначити на її кінцях, що лежать на бінодальній кривій, склади фаз після їх розшарування: склад рафінату – в точці R , екстракту – в точці E .

Кількість екстракту:

$$G_E = G_M \frac{RM}{ME} \quad (23)$$

Де загальна кількість суміші:

$$G_M = G_A + G_B + G_C \quad (24)$$

Причому кількість розчинника

$$G_C = (G_A + G_B) \frac{SM}{MC} \quad (25)$$

Кількість рафінату

$$G_R = G_M \frac{ME}{RE} \quad (26)$$

Кількість екстракту після випаровування розчинника C , якщо знехтувати розчиненням компонента B в рафінаті, можна визначити за формулою:

$$G_E' = G_E - G_C \quad (27)$$

Склад в екстракті компонента B визначається відрізком AE' на перетині ліній, проведеної з точки C через точку E , зі сторони AB трикутника. Склад в рафінаті компонента B визначається відрізком AR' . Якщо провести дотичну з точки C до бінодальної кривої і продовжити її до перетину зі стороною AB , то отримаємо відрізок $AEmax$, який характеризує максимально можливий зміст

компонента B в екстракті. При цьому можна визначити положення точок m і r , якщо провести через точку дотику e коноду er .

1.2 Приклад розрахунку процесу екстракції

Приклад 1. Визначити розміри апарата періодичної дії для екстрагування речовини із суміші твердих часток. Лабораторним шляхом встановлено критеріальне рівняння для тривалості екстракції речовини із суміші:

$$\tau = \left(\frac{0,87r}{E} \right)^2 \frac{(\text{Pr}')^{0,4}}{K \text{Re}^{0,67}} \quad (28)$$

і величини $C_\infty = 7,06$; $C_0 = 0$; $K = 1,7 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{ч}$; $\nu = 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; розмір часток $r = 0,6 \text{ мм}$; $\rho = 1,5 \text{ т}/\text{м}^3$.

Апарат повинен забезпечувати продуктивність $12 \text{ т}/\text{год}$ при $C = 6,85\%$. Діаметр мішалки $d_m = 1,9 \text{ м}$, частота обертання $n = 30 \text{ об}/\text{хв}$; співвідношення корисної висоти до діаметру апарата $\frac{H}{D} = 1$. Критерій Re для перемішування:

$$\text{Re} = \frac{nd_m}{\nu} = \frac{30 \cdot 1,9^2}{60 \cdot 1 \cdot 10^{-6}} = 1,82 \cdot 10^6.$$

Критерій Прандтля:

$$\text{Pr}' = \frac{\nu}{K} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{1,7 \cdot 10^{-9}} = 2,12 \cdot 10^6.$$

Симплекс концентрування:

$$E = \frac{C_\infty - C}{C_\infty - C_0} = \frac{7,06 - 6,85}{7,06 - 0,00} = 2,97\%.$$

Час екстрагування див. формулу (28):

$$\tau = \left(\frac{0,87 \cdot 6 \cdot 10^{-4}}{2,97} \right)^2 \frac{(2,12 \cdot 10^6)^{0,4}}{1,7 \cdot 10^{-9} (1,82 \cdot 10^6)^{0,67}} = 0,39 \text{ год}.$$

Враховуючи час на завантаження і вивантаження, можна приймати $\tau = 50 \text{ хв} = 0,834 \text{ год}$. Тоді об'єм робочої частини апарата див. формулу 5 [1]

$$V = \frac{12 \cdot 0,834}{1,5} = 6,7 \text{ м}^3.$$

Так як $d = H$, то

$$V = \frac{\pi d^2}{4} H = \frac{\pi d^3}{4} = \frac{\pi H^3}{4}$$

звідки

$$d = H = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 6,7}{3,14}} = 2,04 \text{ м.}$$

Загальну висоту апарата можна прийняти $H_{II} = 1,1H = 1,1 \cdot 2,04 = 2,25 \text{ м.}$

Приклад 2. Визначити розміри екстрактора для добування ацетона з 50%-го водяного розчину ($B_H = 50\%$) за допомогою хлорбензола. Після екстракції в складі рафінату повинно міститись $B_H = 2\%$ ацетона, а в складі екстракта – 30% ацетона. Продуктивність апарата $40 \text{ м}^3/\text{год}$. Фізичні константи суміші: $\rho_A = 0,9 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$; $\rho_c = 1,13 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$; $\mu_A = 1,0 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{с/м}^2$; $\mu_c = 0,9 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{с/м}^2$; $\sigma = 35 \cdot 10^{-4} \text{ кгс/м}^2$; $f = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$; $V_c = 0,74$.

Дані про фазову рівновагу системи вода-ацетон-хлорбензол наведені в табл. 1.

Таблиця 1

Склад в % мас, в шарі води			Склад в % мас, в шарі хлорбензола		
Води	Ацетона	Хлорбензола	Води	Ацетона	Хлорбензола
99,89	0	0,11	0,18	0,00	99,82
89,79	10	0,21	0,49	10,79	88,72
79,69	20	0,31	0,79	22,23	76,98
69,42	30	0,58	1,72	37,48	60,80
58,64	40	1,36	3,05	49,44	47,51
46,28	50	3,72	7,24	52,19	33,57
27,41	60	12,59	22,85	60,58	15,08
25,66	60,58	13,76	25,66	61,07	13,76

В табл. 2 вказані формули і результати розрахунку [1, 2].

Таблиця 2

Величина, що знаходиться	Розрахункова формула	Результат
Співвідношення об'ємних швидкостей	(10)	0,625

Еквівалентний діаметр насадки	$d_{екв} = \frac{4V_c}{f}$	$1,48 \cdot 10^{-2} \text{ м}$
Об'ємна швидкість суцільної фази при режимі захдинання екстрактора W_A	(11)	$1,174 \cdot 10^{-2} \text{ м/с}$
Розрахункова швидкість W_A	$0,8 \cdot 1,174 \cdot 10^{-2}$	$0,94 \cdot 10^{-2} \text{ м/с}$
Діаметр екстрактора	(13)	$1,23 \text{ м}$
Коефіцієнт дифузії ацетона в хлорбензолі при $M_B = 58; M_C = 112,6;$ $B = 1,15; V_B = 76; V_C = 116,9$	(14)	$4,5 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{год}$
Дифузійний критерій Прандтля при $\nu = 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$	(14)	80
Висота одиниці переноса	(15)	0,8 м
Початкова концентрація ацетона y_n	$\frac{B_H \cdot 10}{A_H + B_H} = \frac{50 \cdot 10}{46,28 + 50}$	$51,9 \text{ кг/м}^3$
Кінцева концентрація ацетона y_n	$\frac{B_K \cdot 10}{A_K + B_K} = \frac{2 \cdot 10}{97,89 + 2}$	$20,5 \text{ кг/м}^3$
Середня рушійна сила екстракції	(17)	$5,08 \text{ кг/м}^3$
Число одиниць переносу N_y	(16)	95
Висота насадки	20	76 м
Загальна висота чотирьох колон, сполучених послідовно	—	88 мм

2 Розрахунок процесу абсорбції

2.1 Методика розрахунку процесу абсорбції

МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ

При розрахунку абсорберів необхідно визначити: витрату рідини, необхідної для отримання необхідної кількості газу; площу поперечного перерізу апарату; висоту абсорбера або число ступенів контакту фаз, необхідного для досягнення заданого ступеня вилучення.

Витрату поглинача знаходять з рівняння матеріального балансу процесу. Висоту абсорбера можна визначити через коефіцієнти масопередачі, висоту одиниць переносу (ВОД) і висоту, еквівалентну теоретичній ступені зміни концентрації (ВЕТС).

Матеріальний баланс процесу

Матеріальний баланс процесу абсорбції характеризує кількість компонента, що поглинається з газової суміші і переходить в рідку фазу:

$$G_H \cdot (y_n - y_k) = L \cdot (x_k - x_n) \quad (1)$$

де G_H і L - витрата відповідно інертних газів і поглинача в кмоль/год або кг/год;

y_n і y_k – початкова і кінцева концентрації поглинаючого компонента в газі в кмоль/кмоль або кг/кг;

x_k і x_n – початкова і кінцева концентрації поглинаючого компонента в рідині в кмоль/кмоль або кг/кг.

З цього рівняння визначають загальну L і питому l - витрати в кг/кг поглинача:

$$l = \frac{L}{G_H} = \frac{y_n - y_k}{x_k - x_n} \quad (2)$$

Вираз (1) – це рівняння робочої лінії процесу, яку будують в координатах $y - x$ - за концентраціями поглинаючого компонента на вході $(y_n; x_k)$ і виході $(x_k; y_k)$ із абсорбера.

При графічному методі розрахунку абсорбера поряд з робочою лінією на графік наносять криву рівноваги, що характеризує закінчення процесу абсорбції при досягненні стану рівноваги. Графічно процес абсорбції протікає між робочою лінією і лінією рівноваги. При неізотермічному процесі абсорбції слід врахувати вплив температури на зміну умов рівноваги системи. У цьому випадку крива рівноваги зрушить вгору і при відомій диференціальній теплоті розчинення газу можна розрахувати ординати точок нової кривої при заданих концентраціях в рідині. Схема подібного розрахунку є в спеціальній літературі.

Розрахунок насадкових абсорберів

Діаметр насадкового абсорбера знаходяться з рівняння витрати:

$$s = \frac{V_c}{\omega_r} \quad (3)$$

де s - площа поперечного перерізу абсорбера в м^2 ; V_c - секундна витрата газу в $\text{м}^3/\text{с}$; ω_r - фіктивна робоча швидкість газу, віднесена до повного перетину абсорбера, в $\text{м}/\text{с}$; $\omega_r = 0,8 \cdot \omega_0$ (тут ω_0 - швидкість газу при заклинанні колони).

Швидкість газу при початку «підвисання» рідини розраховується за формулою $\lg \left(\frac{\omega_{opt}^2 \cdot f}{g \cdot V_c^3} \cdot \frac{\rho_{II}}{\rho_{жс}} \cdot \mu_{жс}^{0,16} \right) = A - 1,75 \cdot \left(\frac{G}{g_{II}} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_{II}}{\rho_{жс}} \right)^{1/8}$, в якій треба прийняти $A = -0,073$. Замість $G_{жс}$ і g_{II} підставляємо відповідно G і L .

Висота насадки в абсорбері в м:

$$H = \frac{F}{f \cdot s} \quad (4)$$

тут F – площа поверхні контакту фаз в м^2 , яка знаходиться з рівняння $G = K \cdot F \cdot \Delta_{cp}$, причому коефіцієнт масопередачі K знаходять по формулам

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \text{ або } \frac{1}{K_y} = \frac{1}{m \cdot \beta_y} + \frac{1}{\beta_x};$$

f – питома поверхня насадки в $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Припускаючи, що абсорбер працює в плівковому режимі, коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі можна розрахувати за рівнянням:

$$Nu'_G = 0,027 \cdot Re_G^{0,8} \cdot (Pr'_G)^{0,33} \quad (5)$$

Коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі знаходять за рівнянням [2]:

$$Nu'_L = 0,0021 \cdot Re_{жс}^{0,75} \cdot (Pr'_{жс})^{0,5} \quad (6)$$

У цих виразах значення дифузійних критеріїв Нуссельта і Прандтля, а також критерію Рейнольдса для газу і рідини визначають за формулами:

$$Nu'_G = \frac{\beta_G \cdot d_{екв} \cdot p_u \cdot M_G}{\rho_G \cdot D_G}; \quad Re_G = \frac{4 \cdot \omega_G \cdot \rho_G}{f \cdot \mu_G}; \quad Pr'_G = \frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G};$$

$$Nu'_{жс} = \frac{\beta_{жс} \cdot v_{пр}}{D_{жс}}; \quad Re_{жс} = \frac{4 \cdot W_{жс}}{f \cdot \mu_{жс}}; \quad Pr'_{жс} = \frac{\mu_{жс}}{\rho_{жс} \cdot D_{жс}};$$

тут β_G і $\beta_{жс}$ – коефіцієнти масовіддачі в газі і рідини відповідно в $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.})$ і $\text{м}/\text{год}$;

$d_{екв} = 4 \cdot V_c / f$ – еквівалентний діаметр насадки в м ;

p_u – середній парціальний тиск інертного газу в абсорбері в мм рт. ст. ;

M_G – молекулярна маса суміші газів;

ρ_G і $\rho_{жс}$ – щільність газу і рідини в $\text{кг}/\text{м}^3$;

D_G і $D_{жс}$ – коефіцієнти дифузії в газі і рідини в $\text{м}^2/\text{ч}$;

$v_{пр} = \left(\frac{\mu_{жс}^2}{\rho_{жс}^2 \cdot g} \right)^{1/3}$ – приведена товщина плівки рідини;

ω_G – швидкість газу в $\text{м}/\text{с}$;

μ_{Γ} і $\mu_{ж}$ – динамічна в'язкість газу і рідини в кг/(м·с);

$W_{ж}$ – кількість рідини в кг/ (м²·с).

Якщо відомий об'ємний коефіцієнт масопередачі K_V , то висоту насадки знаходять за формулою [1]:

$$H = \frac{G_a}{K_V \cdot s \cdot \Delta p_{cp}} \quad (7)$$

де G_a – кількість абсорбованого газу в кмоль/год.

Висоту насадки можна також визначити по числу одиниць переносу (ЧОП) за формулою:

$$H = z \cdot h_z$$

Число одиниць переносу z знаходять графічно. У разі, якщо лінія рівноваги не пряма, ЧОП визначають графічним інтегруванням за формулами

$$z_y = \int \frac{dy}{y_p - y}, \quad z_x = \int \frac{dx}{x - x_p} \quad (\text{див. рис. 1}).$$

Якщо лінія рівноваги пряма, то ЧОП знаходять побудовою елементарних трикутників на робочій лінії процесу (див. приклад розрахунку 1).

Висоту насадки, еквівалентну одиниці переносу (ВОП), розраховують за формулою $h_z = h_1 + \frac{m \cdot g_{II}}{G_{ж}} \cdot h_2$. При вираженні рушійної сили процесу через концентрації в газовій фазі цю формулу записують у вигляді:

$$h_{z\Gamma} = h_{\Gamma} + \frac{m_{yx}}{l} \cdot h_{ж} \quad (8)$$

Якщо рушійна сила виражена через концентрації в рідині, то рівняння має вигляд:

$$h_{zЖ} = \frac{l}{m_{yx}} \cdot h_{\Gamma} + h_{ж} \quad (9)$$

Тут ВОП для газу можна розрахувати по формулі:

$$h_1 = \frac{V_c}{a \cdot \psi \cdot f} \cdot \text{Re}_{\Pi}^{0,25} \cdot (\text{Pr}'_{\Pi})^{2/3}, \quad (10)$$

а для рідини - за формулою:

$$h_2 = 119 \cdot \left(\frac{\mu_{ж}^2}{\rho_{ж}^2 \cdot g} \right)^{1/3} \cdot \text{Re}_{ж}^{0,25} \cdot (\text{Pr}'_{ж})^{0,5} \quad (11)$$

В формулі (10) коефіцієнт змочування насадки ψ вибирають за графіком (див. рис. 2) за відношенням щільностей зрошення $U/U_{opt} < 1$. В формулі $U_{opt} = B \cdot f$, f - питома поверхня насадки в $\text{м}^2/\text{м}^3$; коефіцієнт $B = 0,158$ при абсорбції NH_3 водою, $B = 0,093$ при абсорбції органічних рідин водою і $B = 0,024$ при абсорбції органічних рідин керосином. Якщо $U/U_{opt} > 1$, то приймають $\psi = 1$.

Висоту насадки можна розрахувати і за числом ступенів зміни концентрації в відповідності з формулою $H = N_T \cdot h_T$.

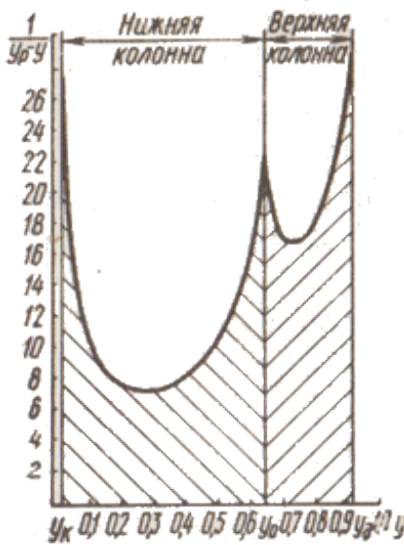


Рисунок 1. Графічне інтегрування [2]

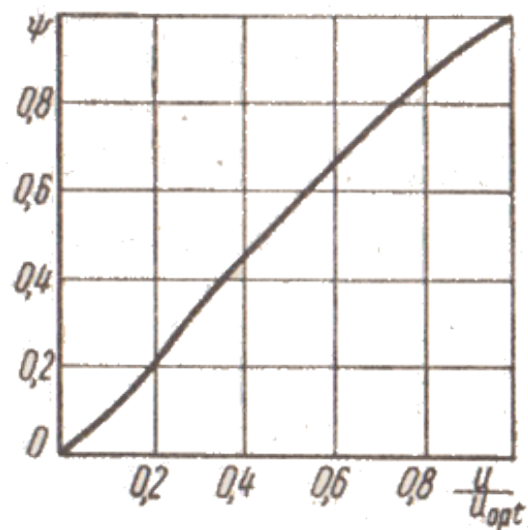


Рисунок 2. Залежність $\psi = f\left(\frac{U}{U_{opt}}\right)$.

Розрахунок барботажних абсорберів

Діаметр тарілчастих колон визначають аналогічно діаметру насадок колон по формулі $s = V_c / \omega_T$. Швидкість газу повинна бути нижче деякого

граничного значення $\omega_{пред}$, при якому починається каплевинесення, $\omega = (0,8 \div 0,9) \cdot \omega_{пред}$. Наближено $\omega_{пред}$ визначають за графіком (рис. 3) в залежності від відстані між тарілками H і відношення щільності газу і рідини $\rho_{г} / \rho_{ж}$. Графік складено для тарілок з круглими ковпачками. Значення $\omega_{пред}$, знайдені за графіком, слід помножити на поправочний коефіцієнт 0,7 (тарілки з прямокутними ковпачками); 1,35 (сітчасті тарілки) і 1,5 (провальні тарілки).

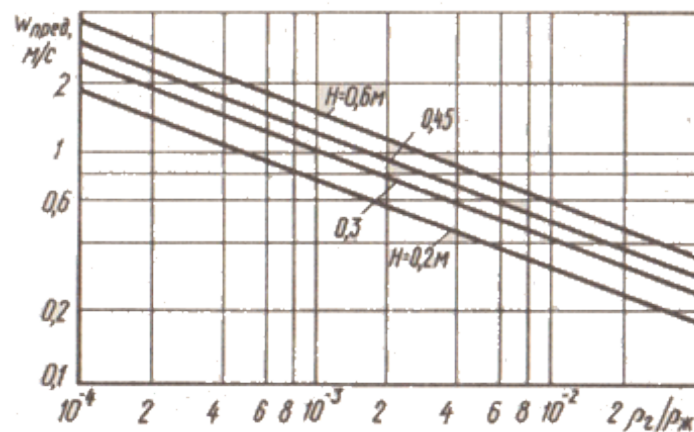


Рисунок 3. Графік для визначення граничної швидкості газу у вільному перерізі колони при різних відстанях H між тарілками [2]

Відстань між тарілками, зазвичай вибирається в межах $H = 0,2 \div 0,6$ м, визначається винесенням бризок на вище лежачу тарілку.

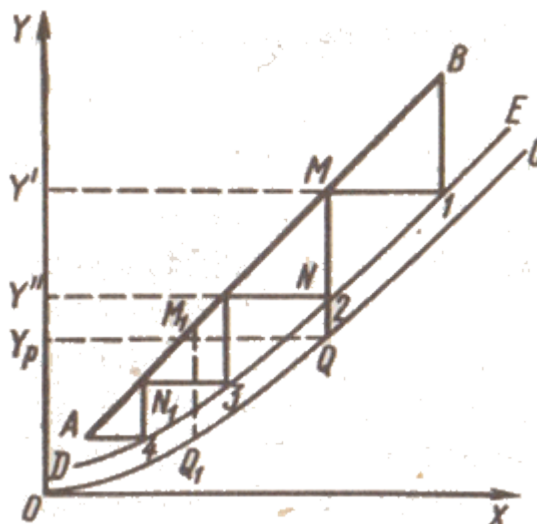


Рисунок 4. Графік до визначення числа тарілок.

Крім того, мінімальна відстань між тарілками має забезпечити роботу гідравлічного затвора на тарілці. Мінімальну відстань між тарілками можна знайти за емпіричною формулою $H_{\min} = 23300 \cdot \frac{\rho_{\text{л}}}{\rho_{\text{ж}}} \cdot \left(\frac{F \cdot \omega}{n \cdot \pi \cdot d_{\text{к}}} \right)^2$ або за відповідними формулами для різного типу тарілок.

Висота колони залежить від числа тарілок і відстані між ними; висоту колони визначають за формулою $H_{\text{к}} = N \cdot (H + \delta_{\text{T}})$. Мінімальна відстань в м між тарілками (із зливними патрубками) можна визначити за рівнянням:

$$H_{\text{мін}} = 0,184 \cdot \frac{\Delta p}{\gamma_{\text{ж}}} \quad (12)$$

де Δp – гідравлічний опір тарілки в кгс/м²; $\gamma_{\text{ж}}$ – питома вага рідини в кгс/м³.

Число тарілок можна розрахувати по х - у діаграмі за допомогою кінетичної кривої. Практично процес масообміну ніколи не йде до стану рівноваги. Кінетична крива характеризує дійсний стан рідини і газу при закінченні процесу масообміну на тарілці. Будуємо робочу лінію АВ і криву рівноваги ОС процесу (рис. 4). вертикальний відрізок $MQ = Y' - Y_p$ характеризує рушійну силу на вході в ступінь, а відрізок $MN = Y' - Y''$ – дійсна зміна концентрації газу в цьому ступені. Звідси ефективність ступені (тарілки) E_{T} можна представити, як відношення зміни концентрації газу в ступені до рушійної сили на вході в ступінь:

$$E_{\text{T}} = \frac{Y' - Y''}{Y' - Y_p} = \frac{MN}{MQ} \quad (13)$$

Таким чином, при відомому E_{T} неважко визначити місце розташування точок N на вертикальних відрізках MQ що характеризують закінчення процесу масообміну (наприклад, точка N_1 на відрізку M_1Q_1). Через точки N проводять кінетичну криву DE. Потім від точки А до точки В вписують ступінчасту

лінію. Число вертикальних відрізків між робочою лінією і кінетичної кривої дорівнює числу тарілок ($N_T = 4$) [1, 2].

Ефективність тарілки E_T розраховують залежно від характеру руху потоків і перемішування рідини і газу на тарілці. Так, для випадку повного перемішування рідини при відсутності рециркуляції можна використовувати формулу:

$$E_T = 1 - e^{-z} \quad (14)$$

де z – число одиниць переносу на одну тарілку.

$$z = \frac{K_{ys} \cdot s_T}{G_H} \quad (15)$$

тут K_{ys} – коефіцієнт масопередачі, віднесений до одиниці робочої площі тарілки s_T ; G_H – витрата інертного газу.

$$K_{ys} = \frac{K \cdot F}{s} \quad (16)$$

Слід зазначити, що методи розрахунку поверхні контакту фаз розроблені недостатньо і при розрахунку коефіцієнта масопередачі K через коефіцієнти масовіддачі слід порівнювати отримані результати з наявними виробничими даними, вводячи коефіцієнт запасу. Формули для розрахунку коефіцієнтів масовіддачі і ЧОП на одну тарілку для різних типів тарілок наведені в довідниках.

Розрахунок плівкових абсорберів

У плівкових абсорбера процес тепло- і масообміну між газом і плівкою рідини досить складне і аналітичне рішення цього завдання пов'язане зі значними труднощами. Питання дифузії речовини слід пов'язувати з питаннями гідродинаміки течії, а облік таких факторів, як утворення хвиль і вихорів на поверхні розділу фаз, зміна в'язкості і щільності в процесі дифузії,

не завжди можливий. В даному випадку можна говорити лише про наближене вирішення задачі.

Стікання тонкої плівки рідини в плівкових абсорбера відбувається при безперервному впливі газового потоку. При цьому можлива протитечія газу і рідини, спадний і висхідний прямоток. Для кожного випадку слід знаходити за літературними даними рівняння для розрахунку коефіцієнтів тепло- і масовіддачі. При цьому слід пам'ятати, що при перебігу плівок рідин можливі два гідродинамічних режиму: ламінарний (при $Re_{nl} < 1600$) і турбулентний (при $Re_{nl} > 1600$). Для кожного з цих режимів існують свої рівняння для розрахунку як середньої товщини плівки, так і коефіцієнтів тепловіддачі. Приблизну схему розрахунку плівкових абсорберів можна представити в такий спосіб.

Площа поверхні елементів (труб або плит), по яких стікає рідина, визначають з основного рівняння масопередачі:

$$F = \frac{G}{K \cdot \Delta_{cp}}$$

Середню рушійну силу процесу Δ_{cp} можна визначити через число одиниць перенесення, виходячи з поняття про ЧОП [$z_y = \int \frac{dy}{y_p - y}$]:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{Y_1 - Y_2}{N} \quad (17)$$

де Y_1 і Y_2 – концентрація поглинаючого компонента на вході і виході з абсорбера; N – число одиниць переносу.

У випадку абсорбції з відведенням тепла ЧОП розраховують методом послідовних наближень. Зміну концентрацій і температур по висоті труб розраховують рішенням системи рівнянь масообміну, теплообміну між фазами і теплообміну між середовищем і охолоджуючим агентом. Приклад подібного розрахунку наведено в літературі.

Кількість поглинаючої речовини G знаходяться з рівняння матеріального балансу процесу $G_H \cdot (y_n - y_k) = L \cdot (x_k - x_n)$ з урахуванням концентрацій компонента в газі і рідини на вході і виході з абсорбера (див. приклад 1).

Коефіцієнт масопередачі розраховують за рівняннями $\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}$ и

$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{m \cdot \beta_y} + \frac{1}{\beta_x}$. Слід зазначити, що внаслідок зміни концентрацій по висоті

абсорбера коефіцієнт масопередачі K знаходять як середнє арифметичне значень K на вході і виході газу. Частинні коефіцієнти масовіддачі з боку газу і рідини β_Γ і $\beta_{ж}$ знаходять з критеріальних рівнянь:

$$St'_\Gamma = (0,11 + 0,9 \cdot K_a^{2/3}) \cdot Re_\Gamma^{-0,16} \cdot (Pr'_\Gamma)^{-2/3} \quad (18)$$

тут St'_Γ – дифузійний критерій Стантона (ω – швидкість потоку в м/с;

β_Γ – коефіцієнт масовіддачі для газу в м/с);

$K_a = \frac{\bar{U} \cdot \mu_{жс}}{\sigma}$ – безрозмірний комплекс (\bar{U} – середня швидкість плівки в м/с;

$\mu_{жс}$ – динамічна в'язкість в кгс·с/м²; σ – поверхневий натяг в кгс/м);

$Re_\Gamma = \frac{\omega_0 \cdot d}{\nu_\Gamma}$ – критерій Рейнольдса для газу (ω_0 – відносна швидкість газу в м/с;

d – діаметр труби в м; ν_Γ – кінематична в'язкість газу в м²/с²);

Pr'_Γ – дифузійний критерій Прандтля.

Середня швидкість плівки в м/с [15]:

$$\bar{U} = \sqrt[3]{\frac{\Gamma^2 \cdot g}{3 \cdot \mu_{жс} \cdot \rho_{жс}}} \quad (19)$$

де Γ – щільність зрошення трубок (кількість рідини) на одиницю довжини змоченого периметра в одиницю часу в кг/(м·с); $\mu_{жс}$ – динамічна в'язкість рідини в кг/(м·с); $\rho_{жс}$ – щільність рідини в кг/м³.

Відносна швидкість газу в м/с:

$$\omega_0 = \omega_{\Gamma} + \bar{U} \quad (20)$$

де ω_{Γ} – швидкість входу газу в трубу в м/с [2].

Коефіцієнт масовіддачі з боку рідини:

$$Nu'_{жс} = A \cdot Re'_{жс} \cdot (Pr'_{жс})^n \cdot \left(\frac{U_{np}}{l} \right)^p \quad (21)$$

тут $Re'_{жс} = \frac{4 \cdot \Gamma}{\mu_{жс} \cdot g}$ – критерій Рейнольдса для рідини; значення дифузійних $Nu'_{жс}$ і

$Pr'_{жс}$, а також приведеної товщини плівки U_{np} дані в формулі

$$Nu'_{\Gamma} = 0,0021 \cdot Re'_{жс}{}^{0,75} \cdot (Pr'_{жс})^{0,5}, \quad l - \text{довжина трубки в м.}$$

При ламінарному режимі $Re'_{жс} < 300$: $A = 0,89$; $m = 0,45$; $n = 0,5$; $p = 0,5$.

При турбулентному режимі $Re'_{жс} > 1600$: $A = 0,000077$; $m = 1$; $n = 0,5$; $p = 0$.

Гідравлічний опір абсорберів

Для насадок абсорберів гідравлічний опір сухої насадки можна розрахувати за формулою для опору зернистого шару:

$$\Delta p_{сух} = \xi \cdot \frac{H}{d_{екв}} \cdot \gamma_{\Gamma} \cdot \frac{\omega_{\Gamma}^2}{2 \cdot g} \quad (22)$$

де $\Delta p_{сух}$ – втрати тиску в колоні в кгс/м²;

ξ – коефіцієнт опору;

H – висота насадки в м;

$d_{екв}$ – еквівалентний діаметр насадки в м;

γ_{Γ} – питома вага газу в кгс/м³;

ω_{Γ} – дійсна швидкість газу в м/с.

Якщо виразити швидкість газу через наведену швидкість ω_{np} вільний обсяг насадки V_c ,

$$\omega = \frac{\omega_{np}}{V_c} \quad (23)$$

то втрати тиску на 1 м висоти насадки можна визначити, як

$$\frac{\Delta p_{сyx}}{H} = \frac{\xi \cdot \omega_{np} \cdot \gamma_{\Gamma} \cdot f}{8 \cdot V_c^3 \cdot g} \quad (24)$$

Коефіцієнт опору для насадки з кілець насипом:

при $Re_{\Gamma} < 40$:

$$\xi = \frac{140}{Re_{\Gamma}} \quad (25)$$

при $Re_{\Gamma} > 40$:

$$\xi = \frac{16}{Re_{\Gamma}^{0,2}} \quad (26)$$

Для регулярних насадок при $Re_{\Gamma} < Re_{\Gamma A}$:

$$\xi = \xi_a \cdot \left(\frac{Re_{\Gamma}}{Re_{\Gamma A}} \right)^{-0,45} \quad (27)$$

тут $Re_{\Gamma A}$ – значення Re , відповідне переходу в автомобільний режим;

$$Re_{\Gamma A} = 3000 - 30 \cdot \frac{\xi_a}{d_{екв}}; \quad (28)$$

причому

$$\xi_a = 0,053 + \frac{d_{екв}}{l} \left(\frac{a}{V_c^2} - \frac{a+b}{V_c} + b \right) \quad (29)$$

де l – висота ряду насадки в м; a і b – постійні ($a = 4,2$ і $b = 3,9$ – для кілець і блоків, $a = 0,52$ і $b = -0,67$ – для хордової насадки).

Опір зрошуваної насадки при плівковій течії

$$\frac{\Delta p_{op}}{\Delta p_{сyx}} = 10^{b \cdot U} \quad (30)$$

тут b – постійна (при укладці насадки навалом $b = 84$ для кілець розміром d до 12,5 мм, $b = 53$ для кілець з d до 19 мм, $b = 47$ для кілець з $d = 32 \div 38$ мм і $b = 35$ для кілець d до 55 мм; при регулярній укладці насадки $b = 25$ для кілець с $d = 50$ мм і $b = 31$ для спіральних кілець); U – щільність зрошення.

$$U = \frac{V_{ж}}{s} \quad (31)$$

де $V_{ж}$ – об'ємна витрата рідини в $\text{м}^3/\text{с}$; s – площа перерізу колони в м^2 .

При малих щільності зрошення:

$$\frac{\Delta p_{op}}{\Delta p_{сух}} = 1 + b_1 \cdot U \quad (32)$$

де $b_1 = 216$ – для хордової насадки з кілець, укладених насипом;

$b_1 = 144$ – для регулярної насадки.

Для тарілчастих барботажних абсорберів повний опір тарілки:

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 \quad (33)$$

тут Δp_1 – опір сухої тарілки; Δp_2 – опір газорідинного шару на тарілці; Δp_3 – опір, обумовлене силами поверхневого натягу.

$$\Delta p = \zeta \cdot \gamma_{г} \cdot \frac{\omega_{отв}^2}{2 \cdot g} \quad (34)$$

тут ζ – коефіцієнт опору; $\omega_{отв}$ – швидкість газу в отворах.

$$\Delta p_2 = \frac{\sigma \cdot \Pi}{s_{отв}} = \frac{4 \cdot \sigma}{d_{экв}} \quad (35)$$

де σ – поверхневий натяг; Π і $s_{отв}$ – периметр і площа перетину отвору; $d_{экв}$ – еквівалентний діаметр отвору.

$$\Delta p_3 = \gamma_{ж} \cdot h_o = \gamma_n \cdot h_n \quad (36)$$

де $\gamma_{ж}$, γ_n – питома вага рідини і піни; h_o , h_n – висота шарів рідини і піни [1, 2].

2.2 Приклад розрахунку процесу абсорбції

Приклад 1. Розрахувати проти точний абсорбер насадкового типу для поглинання SO_2 водою із газу складу (в % об.): 7% SO_2 , 93% N_2 . Добова витрата газу на вході $V_2 = 120000 \text{ м}^3$; тиск суміші $p = 760 \text{ мм.рт.ст.}$. На зрошення подається вода при температурі 30°C . Вміст SO_2 на виході не більше 0,3.

Складаємо матеріальний баланс і визначаємо витрату води

Концентрація SO_2 в поступаючому газі на 1 кг інертного газу:

$$\bar{Y} = \frac{G_{SO_2}}{G_{N_2}} = \frac{900}{5240} = 0,17 \text{ кг/кг};$$

тут кількість інертного газу, що надходить в абсорбер:

$$G_{N_2} = \frac{p_{N_2} V_{N_2}}{R_{N_2} T_{N_2}} = \frac{9600 \cdot 120000 \cdot 28}{848 \cdot 303 \cdot 24} = 5240 \text{ кг/год},$$

де парціальний тиск газу:

$$p_{N_2} = 1,033 \frac{100-7}{100} \cdot 10^4 = 9600 \text{ кг/м}^2$$

температура газу $T_{N_2} = 273 + 30 = 303 \text{ K}$; газова постійна інертного газу (азоту):

$$R_{N_2} = \frac{848}{M_{N_2}} = \frac{848}{28} \text{ кгс} \cdot \text{м}/(\text{кг} \cdot \text{K});$$

Кількість SO_2 поступаючого в абсорбер:

$$G_{SO_2} = \frac{723 \cdot 120000 \cdot 64}{848 \cdot 303 \cdot 24} = 900 \text{ кг/год},$$

де $p_{SO_2} = 1,033 \frac{7}{100} \cdot 10^4 = 723 \text{ кгс/м}^2$; $R_{SO_2} = \frac{848}{M_{SO_2}} = \frac{848}{64} \text{ кгс} \cdot \text{м}/(\text{кг} \cdot \text{K})$; $T = 303 \text{ K}$.

Парціальний тиск SO_2 в газі що надходить:

$$p_H = 760 \cdot 0,07 = 53,2 \text{ мм.рт.ст.}$$

Концентрація SO_2 в газі що виходить н 1 кг інертного газу:

$$\bar{Y} = \frac{G_{SO_2}}{G_{N_2}} = \frac{M_{SO_2} p_{SO_2}}{M_{N_2} (p_{\text{заг}} - p_{H_2O} - p_{SO_2})} = \frac{64 \cdot 2,28}{28(760 - 31,8 - 2,28)} = 0,00672 \text{ кг/кг},$$

де $p_{H_2O} = 760 \cdot \frac{0,3}{100} = 2,28 \text{ мм.рт.ст.}$ при 30°C , а парціальний тиск SO_2 в газі що

виходить:

$$p_k = 760 \frac{0,3}{100} = 2,28 \text{ мм.рт.ст.}$$

Кількість поглиненого SO_2 :

$$G_a = G_{SO_2} \alpha = 900 \cdot 0,957 = 860 \text{ кг/год},$$

де ступінь добування SO_2 :

$$\alpha = \frac{C_H - C_K}{C_H} 100 = \frac{7-3}{7} \cdot 100 = 95,7\%.$$

Визначаємо парціальний тиск SO_2 над рідиною що поступає. Якщо на зрошення подається чиста вода ($\overline{X}_H = 0$), то $P_H^* = 0$. При парціальному тиску SO_2 в газі що надходить $p_H = 53,2 \text{ мм.рт.ст.}$ рівноважна концентрація SO_2 і рідини, що витікає з абсорбера складає $X_K^P = 0,71 \text{ кг } SO_2 \text{ на } 100 \text{ кг води.}$

Пружність парів p_{SO_2} над водяним розчином при 30°C знаходимо за довідковими даними по концентрації SO_2 в розчині:

X_{SO_2} в кг (на 100 кг H_2O)	0,02	0,05	0,10	0,15	0,20	0,30	0,50	0,70	1,00
p_{SO_2} , в мм. рт. ст	0,1	1,7	4,7	8,1	11,8	19,7	36,0	52,0	79,0

Припустивши, що концентрація води на виході досягає значень \overline{X}_K^P , знаходимо мінімальну витрату води:

$$L_{\min} = \frac{G_a}{\overline{X}_K^P} 100 = \frac{860 \cdot 100}{0,71} = 121000 \text{ кг/год.}$$

Дійсну витрату поглинача при 20%-му запасі:

$$L = 121000 \cdot 1,2 = 145000 \text{ кг/год.}$$

Дійсний вміст SO_2 у воді що виходить на 100 кг H_2O :

$$\overline{X}_K = \frac{G_a}{L} = \frac{860 \cdot 100}{145000} = 0,593 \text{ кг};$$

на 1 кг H_2O $\overline{X}_K = 0,00593 \text{ кг}$.

Парціальний тиск SO_2 над рідиною що виходить при $\overline{X}_K = 0,593 \text{ кг}$ на 100 кг H_2O визначаємо за наведеними вище даними $P_K^{\text{жк}} = 43,44 \text{ мм.рт.ст.}$

Витрату води на 1 кг інертного газу перевіряємо за рівнянням матеріального балансу:

$$l = \frac{\overline{Y}_H - \overline{Y}_K}{\overline{X}_K - \overline{X}_H} = \frac{0,17 - 0,00672}{0,00593} = 27,5 \text{ кг/кг};$$

$$L = lG_{N_2} = 27,5 \cdot 5240 = 144000 \text{ кг/год.}$$

Знаходження діаметра абсорбера.

В якості насадки вибираємо кокс. Середній діаметр шматків $d_{cp} = 75 \text{ мм}$.

Характеристику насадки знаходимо за таблицями: питома поверхня насадки $f = 42 \text{ м}^2/\text{м}^3$; вільний об'єм $V_c = 0,58 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

За умови що $\rho_{см} = 0,93\rho_{N_2} + 0,07\rho_{SO_2} = 0,93 \cdot 1,13 + 0,07 \cdot 2,96 = 1,238 \text{ кг/м}^3$;

$\rho_{жс} = 995,7 \text{ кг/м}^3$; $\mu_{жс} = 0,8$; $L = 145000 \text{ кг/год}$; $G = 5240 + 900 = 6140 \text{ кг/год}$:

$$\lg \left(\frac{\omega_0^2 \cdot 42 \cdot 1,238}{9,81 \cdot 0,58^2 \cdot 995,7} \cdot 0,8^{0,16} \right) = -0,073 - 1,175 \left(\frac{145000}{6140} \right)^{0,25} \left(\frac{1,238}{995,7} \right)^{0,125};$$

Звідси $\omega_0 = 0,81 \text{ м/с}$.

Приймаємо робочу швидкість газу $\omega_2 = \omega_0 \cdot 0,8 = 0,647 \approx 0,65 \text{ м/с}$.

Площа перерізу абсорбера:

$$s = \frac{120000}{24 \cdot 3600 \cdot 0,65} = 2,14 \text{ м}^2,$$

Звідки діаметр абсорбера $D = 1,65 \text{ м}$.

Щільність зрошення насадки:

$$U = \frac{V_{жс}}{s} = \frac{L}{\rho_{жс} s} = \frac{145000}{995,7 \cdot 2,14} = 68,1 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год}) \dots 1,5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год}),$$

де $1,5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$ – мінімально допустима щільність зрошення.

Оптимальна щільність зрошення:

$$U_{opt} = Vf = 0,158 \cdot 42 = 6,63 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{год}).$$

Щільність зрошення задовольняє умову доброго змочування насадки так як:

$$\frac{U}{U_{opt}} = \frac{68,1}{6,63} = 10,3.$$

Так як щільність зрошення значно більше оптимальної, то опір колони може зрости. Для зниження U треба вибрати насадку іншого типу. Вибираємо насадки кокс: $d_{cp} = 25 \text{ мм}$. $f = 120 \text{ м}^2 / \text{м}^3$; $V_c = 0,53 \text{ м}^3 / \text{м}^3$.

Для цієї насадки швидкість газу при заклинанні находимо із відношення:

$$\lg \left(\frac{\omega_0^2 \cdot 120 \cdot 1,238}{9,81 \cdot 0,53^2 \cdot 995,7} \cdot 0,8^{0,16} \right) = -1,753,$$

Звідки $\omega_0 = 0,422 \text{ м/с}$.

Робоча швидкість газу: $\omega = 0,8 \cdot 0,422 = 0,338 \text{ м/с}$

Тоді площа абсорбера $s = 4,1 \text{ м}^2$ і діаметр абсорбера $D = 2,28 \text{ м}$.

Перевіряємо знову щільність зрошення:

$$U = \frac{145000}{995,7 \cdot 4,1} = 35,5 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{год});$$

$$U_{opt} = 0,158 \cdot 120 = 19 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{год}).$$

$$\frac{U}{U_{opt}} = \frac{35,5}{19} = 1,87 > 1.$$

Визначення висоти насадки. Висоту насадки визначаємо виходячи з основного рівняння масопередачі. Розраховуємо середню рушійну силу процесу.

Рушійна сила процесу абсорбції внизу абсорбера:

$$\Delta p_{низ} = p_n - p_k^{жс} = 52,3 - 43,44 = 9,76 \text{ мм.рт.ст.}$$

Рушійна сила зверху абсорбера:

$$\Delta p_{верх} = p_k - p_n^{жс} = 2,28 \text{ мм.рт.ст.}$$

Так як:

$$\frac{\Delta p_{верх}}{\Delta p_{низ}} = \frac{9,76}{2,28} = 4,28 > 2,$$

то середню рушійну силу процесу визначаємо за формулою:

$$\Delta p_{cp} = \frac{\Delta p_{низ} - \Delta p_{верх}}{2,31g \frac{\Delta p_{низ}}{\Delta p_{верх}}} = \frac{9,76 - 2,28}{2,31g \frac{9,76}{2,28}} = 5,15 \text{ мм.рт.ст.}$$

Розраховуємо коефіцієнт масопередачі. Вважаючи, що дифузійний опір рідини малий в порівнянні з опором газу, приймаємо що коефіцієнт масопередачі K рівний коефіцієнту масовіддачі β_g для газової фази [1, 2].

В першому варіанті розрахунку використовуємо критеріальне рівняння, де:

$$Re_g = \frac{4 \cdot 0,338 \cdot 1,238}{120 \cdot 0,017 \cdot 10^{-3}} = 820.$$

Тут динамічну в'язкість газу знаходимо як в'язкість газової суміші:

$$\frac{30,47}{\mu_g} = \frac{0,07 \cdot 64}{0,0130} + \frac{0,93 \cdot 28}{0,018},$$

де молекулярну масу суміші SO_2 і N_2 визначають за складом газу:

$$M_g = 0,07 \cdot 64 + 0,93 \cdot 28 = 30,47,$$

а динамічну в'язкість складових знаходимо за графіком.

Отримуємо $\mu_g = 0,017 \text{ сПа} = 0,017 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}\cdot\text{с)}$.

Дифузійний критерій Прандтля для газу:

$$Pr_g = \frac{0,017 \cdot 10^{-3}}{1,238 \cdot 0,114 \cdot 10^{-4}} = 1,21.$$

Тут коефіцієнт дифузії SO_2 в повітрі при 30°C розраховуємо за рівнянням [64]:

$$D = D_0 \cdot \left(\frac{p_0}{p}\right) \cdot \left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} = 0,037 \cdot \left(\frac{1}{1}\right) \cdot \left(\frac{273+30}{273}\right)^{3/2} = 0,041 \text{ м}^2/\text{год} = 0,114 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с};$$

де $D = 0,037 \text{ м}^2/\text{год}$ – коефіцієнт дифузії при 0°C і $p_0 = 1 \text{ кгс/см}^2$, визначається за таблицями [49, 64].

Розраховуємо дифузійний критерій Нуссельта для газу:

$$Nu'_g = 0,027 \cdot 820^{0,8} \cdot 1,21^{0,33} = 6,13.$$

Коефіцієнт массоотдачі:

$$\beta_{\Gamma} = \frac{Nu_{\Gamma} \cdot p_z \cdot D_{\Gamma}}{d_{\text{екв}} \cdot p_{\text{из}} \cdot M_{\Gamma}} = \frac{6,13 \cdot 1,238 \cdot 0,041}{0,0177 \cdot 732 \cdot 30,47} = 0,000795 \text{ кмоль} / (\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{мм рт.ст.})$$

тут

$$d_{\text{екв}} = \frac{4 \cdot 0,53}{120} = 0,0177 \text{ м};$$

$$p_{\text{из}} = \frac{(760 - 53,2) + (760 - 2,28)}{2} = 732 \text{ мм рт.ст.}$$

Необхідна площа поверхні адсорбції:

$$F = \frac{G_a}{M_{\text{SO}_2} \cdot \Delta p_{\text{cp}} \cdot K} = \frac{860}{64 \cdot 5,15 \cdot 0,000795} = 3310 \text{ м}^2.$$

Висота насадок частини абсорбера:

$$H = \frac{F}{f \cdot s} = \frac{3310}{120 \cdot 4,1} = 6,75 \text{ м}.$$

Так як надійних рівнянь для однозначного визначення коефіцієнта масопередачі немає, виконуємо другий варіант розрахунку, використовуючи емпіричні рівняння для об'ємних коефіцієнтів масоотдачі (абсорбція SO_2 водою в колоні, заповнення кільцями).

Коефіцієнт масоотдачі в газовій фазі виражається рівнянням:

$$\beta_{\Gamma, V} = 1,305 \cdot 10^{-4} \cdot W_{\Gamma}^{0,7} \cdot W_{\text{ж}}^{0,25} \text{ кмоль} / (\text{м}^3 \cdot \text{год} \cdot \text{мм рт.ст.})$$

де W_{Γ} і $W_{\text{ж}}$ – кількість газу і рідини в $\text{кг} / (\text{м}^2 \cdot \text{год})$

$$W_{\Gamma} = \frac{G_{\Gamma}}{s} = \frac{5240 + 900}{4,1} = 1500 \text{ кг} / (\text{м}^2 \cdot \text{год}) = 0,417 \text{ кг} / (\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$W_{\text{ж}} = \frac{L}{s} = \frac{145000}{4,1} = 35400 \text{ кг} / (\text{м}^2 \cdot \text{год}) = 9,8 \text{ кг} / (\text{м}^2 \cdot \text{с});$$

$$\beta_{\Gamma, V} = 1,305 \cdot 10^{-4} \cdot 1500^{0,7} \cdot 35400^{0,25} = 0,236 \text{ кмоль} / (\text{м}^3 \cdot \text{год} \cdot \text{мм рт.ст.}).$$

Об'ємний коефіцієнт масоотдачі в рідкій фазі (при 30°C)

$$\beta_{\text{ж}, V} = 0,0143 \cdot W_{\text{ж}}^{0,82} = 0,0143 \cdot 35400^{0,82} = 76,7 \text{ 1/год}.$$

Розраховуємо об'ємний коефіцієнт масопередачі за формулою (642).

Так як коефіцієнти масоотдачі β_{rV} і $\beta_{жV}$ виражені відповідно в

$$\text{кмоль} / (\text{м}^3 \cdot \text{год} \cdot \text{мм рт.ст.}) \text{ и } 1 / \text{год} \left(\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3 \cdot \text{год} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}} \right), \text{ виконаємо розрахунок}$$

константи фазового рівноваги m в рівнянні (642). Формулу перерахунку можна записати в такий спосіб:

$$m_{pC} = \frac{m_{px} \cdot M_{жс}}{P_{жс}};$$

тут $M_{жс}$ і $P_{жс}$ – молекулярна маса і густина розчинника.

Приймаємо для води $M_{жс} = 18$ і $P_{жс} = 1000 \text{ кг} / \text{м}^3$, знаходимо

$$m_{pC} = \frac{36400 \cdot 18}{1000} = 665 \text{ мм рт.ст.}$$

Значення постійної m_{px} для водного розчину SO_2 при 30°C знаходимо за таблицями [49]: $m_{px} = 0,0364 \cdot 10^6 \text{ мм рт.ст.}$

Об'ємний коефіцієнт масопередачі:

$$K_{pV} = \frac{1}{\frac{1}{0,236} + \frac{1}{76,7}} = 0,0862 \text{ кмоль} / (\text{м}^3 \cdot \text{год} \cdot \text{мм рт.ст.}).$$

Висота насадок частини абсорбера [652]

$$H = \frac{860}{64 \cdot 0,0862 \cdot 4,1 \cdot 5,15} = 7,36 \text{ м},$$

де G_a – в кмоль/год.

Розрахунок висоти абсорбера за числом одиниць переносу (ЧОП).

Висоту насадки розраховуємо по формулі (620). Для визначення ЧОП будуємо робочу лінію перенесення (рис. 5): $\bar{Y}_H = 0,17 \text{ кг} / \text{кг}$; $\bar{X}_K = 0,00593 \text{ кг} / \text{кг}$ (точка A); $\bar{Y}_K = 0,00672 \text{ кг} / \text{кг}$; $\bar{X}_H = 0 \text{ кг} / \text{кг}$ (точка B).

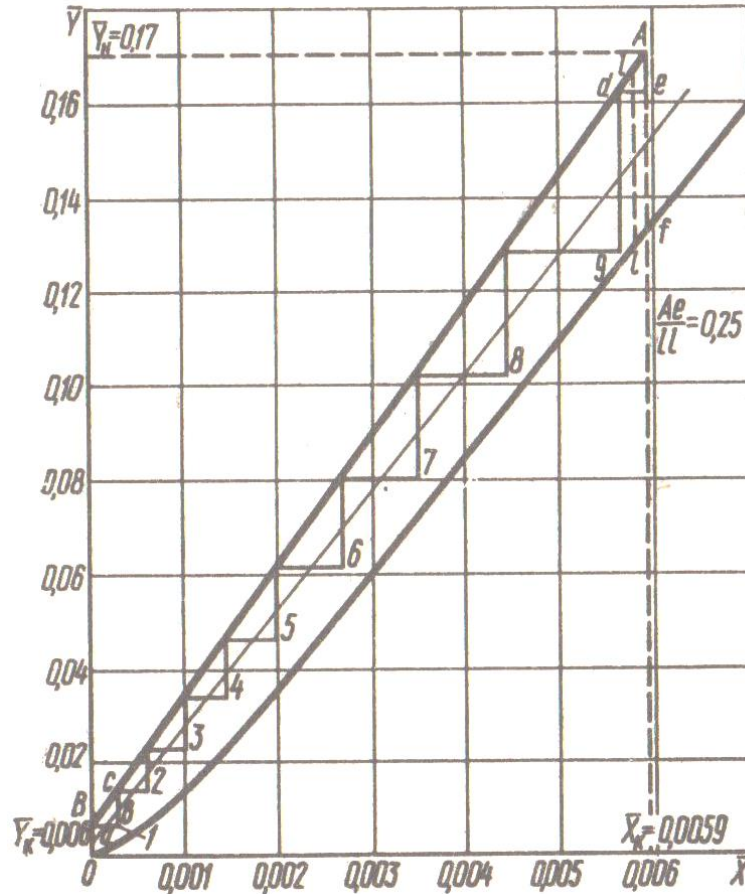


Рисунок 5. Графік до визначення числа одиниць переносу [2].

Наносимо на графік лінію рівноваги, що представляє собою рівноважні відносні масові концентрації \bar{Y}^p при різних \bar{X} . За даними, $\bar{X} = 0,0002 \text{ кг } SO_2 \text{ на } 1 \text{ кг } H_2O$ и $p^p = 0,1 \text{ мм рт.ст.}$ розраховуємо концентрацію \bar{X} з відносних масових часток в молярну за формулами переходу [31,53].

При малих значеннях \bar{X} для перерахунку застосовують формулу:

$$x \approx \bar{X} \cdot \frac{M_{H_2O}}{M_{SO_2}} \approx 0,0002 \cdot \frac{18}{64} \approx 0,563 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}$$

Константи фазового рівноваги:

$$m_{px} = \frac{p^p}{x} = \frac{0,1}{0,563 \cdot 10^{-4}} = 1780 \text{ мм рт.ст.};$$

$$m_{yx} = \frac{m_{px}}{p} = \frac{1780}{760} = 2,34.$$

рівноважна концентрація SO₂ в газі на 1 кг N₂:

$$\bar{Y}^p = \frac{m_{px} \cdot M_{SO_2} \cdot x}{p \cdot M_{N_2}} = \frac{1780 \cdot 64}{760 \cdot 28} \cdot 0,0000563 = 0,0003_{кг}$$

чи [(по формулі 641)]:

$$\bar{Y}^p = \frac{64 \cdot 0,1}{28 \cdot (760 - 0,1)} = 0,0003_{кг}.$$

Результати розрахунку приведені в табл. 3.

\bar{X}	0,0002	0,0005	0,001	0,0015	0,002	0,003	0,005	0,007
p^p	0,1	1,7	4,7	8,1	11,8	19,7	36	52
$x \cdot 10^4$	0,563	1,41	2,81	4,22	5,63	8,45	14,1	19,7
m_{px}	1780	12000	16750	19200	21000	23400	25600	26400
m_{yx}	2,34	15,9	22,1	25,3	27,7	30,8	33,8	34,8
\bar{Y}^p	0,0003	0,0051	0,014	0,024	0,036	0,06	0,11	0,16

Число одиниць переносу визначити графічно, для чого через середини відрізків ВО і АГ проводимо середню лінію. Потім через точку В проводимо горизонталь, на якій відкладаємо відрізок Вb (причому Ва = ab). У точці b відновлюємо перпендикуляр bc, продовжуючи побудову сходинок до точки А. Сходинка Вbc є одиницю переносу. Число одиниць переносу, відповідне останній неповній сходинці deА, знаходимо як відношення відрізка Ae до відрізка ll, проведеним через середину підстави неповної сходинки de. Ставлення Ae / ll = 0,25 і загальне число одиниць перенесення z = 9,25.

Розраховуємо висоту насадки, еквівалентну одній одиниці переносу (ВОП), по формулі (653).

Для газової фази [див. рівняння (624)]

$$h_r = 8,13 \cdot \frac{0,53}{120 \cdot 1} \cdot 820^{0,25} \cdot 1,21^{2/3} = 0,218 \text{ м.}$$

Перевіряємо ВОП по формулі для без рядкової насадки, вкладеної навалом [53]:

$$h_{\Gamma} = 0,615 \cdot d_{\text{екв}} \cdot \text{Re}_{\Gamma}^{0,345} (\text{Pr}_{\Gamma}')^{2/3} = 0,615 \cdot 0,0177 \cdot 820^{0,345} \cdot 1,21^{2/3} = 0,123 \text{ м.}$$

Середнє значення:

$$h_{\Gamma} = \frac{0,218 + 0,123}{2} = 0,171 \text{ м.}$$

Для рідкої фази розраховуємо ВОП по формулі (625), в якій приведена товщина стікаючої плівки рідини [15]:

$$v_{\text{пр}} = \left(\frac{\mu_{\text{жс}}^2}{\rho_{\text{жс}}^2 \cdot g} \right)^{1/3} = \left(\frac{(0,8 \cdot 10^{-3})^2}{1000^2 \cdot 9,81} \right)^{1/3} = 0,402 \cdot 10^{-4} \text{ м,}$$

де $\mu_{\text{жс}} = 0,8 \text{ сПз} = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ кг} / (\text{м} \cdot \text{с})$; $\rho_{\text{жс}} = 1000 \text{ кг} / \text{м}^3$.

Число Рейнольдса для рідини:

$$\text{Re}_{\text{жс}} = \frac{4 \cdot W_{\text{жс}}}{f \cdot \mu_{\text{жс}}} = \frac{4 \cdot 9,85}{120 \cdot 0,8 \cdot 10^{-3}} = 410.$$

Дифузійний критерій Прандатля для рідини [див. (632)]:

$$\text{Pr}'_{\text{жс}} = \frac{0,8 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 0,129 \cdot 10^{-8}} = 620.$$

Коефіцієнт дифузії SO_2 в рідині розраховуємо по формулі (633):

при 30°C

$$D_{\text{жс}} = 0,455 \cdot 10^{-5} \cdot [1 + 0,02 \cdot (30 - 20)] = 0,465 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2 / \text{год} = 0,129 \cdot 10^{-8} \text{ м}^2 / \text{с};$$

при 20°C

$$D_{\text{жс}} = \frac{0,00278}{1 \cdot 4,7 \cdot \sqrt{1,005} \cdot (40,4^{1/3} + 14,8^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{64} + \frac{1}{18}} = 0,455 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2 / \text{год};$$

тут $\mu_{\text{жс}} = 1,005 \text{ сПз}$ (вода, 20°C); $V_{\text{SO}_2} = V_s + 2V_{\text{O}_2} = 25,6 + 2 \cdot 7,4 = 40,4$;

$V_{\text{H}_2\text{O}} = 2V_{\text{H}_2} + V_{\text{O}_2} = 2 \cdot 3,7 + 7,4 = 14,8$ (див. с.320), $M_a = M_{\text{SO}_2} = 64$; $M_b = M_{\text{H}_2\text{O}} = 18$.

Коефіцієнт b [див. Формулу (635)]:

$$b = \frac{0,2 \cdot \sqrt{1,005}}{\sqrt[3]{1000}} = 0,02.$$

Для рідкої фази:

$$h_{\text{жс}} = 119 \cdot 0,402 \cdot 10^{-4} \cdot 410^{0,25} \cdot 620^{0,5} = 0,54 \text{ м.}$$

Середнє значення константи фазової рівноваги (див. табл. 57).

$$m_{yx} = \frac{\sum m_{yx}}{8} = 24.$$

Питомі витрати H_2O на 1 кг інертного газу:

$$l = \frac{L_{жс}}{G_{N_2}} = \frac{145000}{5240} = 27,7 \text{ кг.}$$

Висота одиниці переносу:

$$h_{zr} = 0,171 + \frac{24}{27,7} \cdot 0,54 = 0,638 \text{ м.}$$

Висота насадки:

$$H = z \cdot h_{zr} = 9,25 \cdot 0,638 = 5,9 \text{ м.}$$

Висоту насадки вибираємо, як середнє арифметичне результатів розрахунку по трьом варіантам:

$$H = \frac{6,75 + 7,36 + 5,9}{3} = 6,67 \text{ м.}$$

Приймаючи коефіцієнт запасу 1,5, остаточно знаходимо:

$$H = 6,67 \cdot 1,5 = 10 \text{ м.}$$

Перевіряємо рівномірність зрошення колони по перерізу. Відношення висоти насадки до діаметру колони повинно відповідати відношенню $H/D = 1,5 \div 10,0$. Для нашого випадку:

$$\frac{H}{D} = \frac{10}{2,28} \approx 4,4.$$

Приклад 2.

Розрахувати абсорбер тарілчастого типу для приготування амонізованого розсолу у виробництві кальцинованої соди. У абсорбері відбувається поглинання аміаку розсолем (розчин NaCl). Виходячи з аналізу роботи содового виробництва і матеріального балансу станції абсорбції приймаємо витрату розсолу - $5,17 \text{ м}^3/\text{т}$ (розрахунок ведемо на 1 т соди). Розсол надходить при температурі $20,8^\circ\text{C}$ з початковою концентрацією NH_3 15,3 г/л, т. е. 18 н. п. (Нормальних позначок). З абсорбера розсол виходить з температурою $69,5^\circ\text{C}$ і концентрацією NH_3 47,6 г/л, т. е. 56 н. д. Температура газу на вході в абсорбер $t_{\text{Г}}^{\text{вх}} = 70^\circ\text{C}$, на виході $t_{\text{Г}}^{\text{вих}} = 45^\circ\text{C}$. Апарат працює під вакуумом: на вході $p_{\text{Г}}^{\text{вх}} = 150 \text{ мм рт. ст.}$, на виході $p_{\text{Г}}^{\text{вих}} = 150 \text{ мм рт. ст.}$. Склад газу на вході на 1 т води (за даними матеріального балансу): 223,86 кг NH_3 ; 154,26 кг CO_2 ; 44,39 кг H_2O ; 7,4 кг інертних газів.

З урахуванням агресивності середовища рекомендацій, заснованих на практиці содового виробництва, вибираємо апарат (рис. 6), зібраний з чавунних царг діаметром 2800 мм. Між царгами встановлені тарілки з 17 ковпачками.

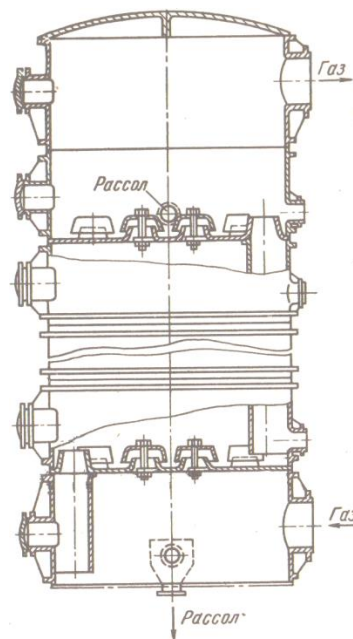


Рисунок 6. Абсорбер содового виробництва [2].

Розраховуємо площу поверхні контакту фаз, що визначає число тарілок. Слід зазначити, що методи розрахунку площі поверхні контакту фаз в даний час недостатньо розроблені навіть для однокомпонентної абсорбції. При багатокомпонентної абсорбції в содовому виробництві, ускладненою хімічними реакціями, можна говорити тільки про орієнтовному розрахунку числа тарілок. Результати розрахунків слід порівнювати з параметрами існуючих установок.

Вибираємо коефіцієнт масопередачі K . Оскільки в літературі відсутні формули для розрахунку K при абсорбції NH_3 розсолами, коефіцієнт масопередачі можна знайти з основного рівняння масопередачі підстановкою даних, що характеризують роботу станції абсорбції содового заводу. Орієнтовно значення K складе $1,0-1,7 \text{ кг}/(\text{м}^2/\text{год мм рт. ст.})$. Прийmemo $K = 1,4 \text{ кг}/(\text{м}^2/\text{год мм рт. ст.})$. Розраховуємо рушійну силу процесу абсорбції. Визначаємо обсяг газу, що подається на 1 т соди.

$$V_{\text{NH}_3} = \frac{G_{\text{NH}_3} \cdot 22,4}{M_{\text{NH}_3}} = \frac{223,86}{17} \cdot 22,4 = 294 \text{ м}^3.$$

Аналогічно

$$V_{\text{CO}_2} = 78,5 \text{ м}^3, V_{\text{H}_2\text{O}} = 55,2 \text{ м}^3; V_{\text{ин}} = 5,73 \text{ м}^3.$$

Об'єм газу на виході

$$V_{\text{ex}} = 433,43 \text{ м}^3.$$

Об'ємний відсоток NH_3 на виході

$$(\% \text{ NH}_3)_{\text{ex}} = \frac{294}{433,44} \cdot 100 = 68\%.$$

Парціальний тиск NH_3 в газі що надходить:

$$p_{\text{r}}^{\text{ex}} = \frac{610}{100} \cdot 68 = 415 \text{ мм рт. ст.}$$

де $760-150=610$ мм рт. ст. – абсолютний тиск на вході.

Відсоток NH_3 в газі що виходить і парціальний тиск на виході розраховуємо аналогічно складу газу на 1 т соди: $2,62 \text{ кг NH}_3$; $2 \text{ кг H}_2\text{O}$; $38,4 \text{ кг CO}_2$; $7,4 \text{ кг інертних газів}$; $(\% \text{ NH}_3)_{\text{вих}} = 13,5\%$; $p_{\text{r}}^{\text{вих}} = 71,5 \text{ мм рт. ст.}$

Пружність парів аміаку на розсолі на вході та виході із абсорбера розраховують по емпіричному рівнянню [53]:

$$p_{NH_3} = (1 + 0,14 \cdot C_{NaCl}^{0,74}) \cdot p'_{NH_3}$$

тут p_{NH_3} та p'_{NH_3} – тиск NH_3 відповідно над розсолі і водним розчином тієї ж концентрації по NH_3 ; C_{NaCl} – концентрація $NaCl$ в кмоль/м³.

По заводським даним, $C_{NaCl} = 310$ г/л = 5,3 кмоль/ м³. По довідниковим даним [50] знаходимо парціальний тиск NH_3 над водневим розчином. При $C_{NH_3} = 18$ н.д. $\approx 1,53$ кг на 100 кг H_2O тиск $p'_{NH_3} = 9,18$ мм рт.ст. (при $t = 20,8^\circ C$). При $C_{NH_3} = 56$ н.д. $\approx 4,76$ кг на 100 кг H_2O тиск $p'_{NH_3} = 155$ мм рт.ст. (при $t = 69,5^\circ C$).

Пружність парів NH_3 над рідиною на вході в абсорбер:

$$p_{ж}^{ex} = (1 + 0,14 \cdot 5,3^{0,74}) \cdot 155 = 229 \text{ мм рт.ст.}$$

На виході з абсорбера:

$$p_{ж}^{ex} = (1 + 0,14 \cdot 5,3^{0,74}) \cdot 9,18 = 13,6 \text{ мм рт.ст.}$$

Середня рушійна сила процесу:

$$\Delta p_{cp} = \frac{(415 - 229) - (71,5 - 13,6)}{2,3 \cdot \lg \frac{415 - 229}{71,5 - 13,6}} = 101,5 \text{ мм рт.ст.}$$

Кількість поглинаючого аміаку на 1 т соди визначаємо за даними матеріального балансу:

$$G_{NH_3} = 223,86 - 2,62 = 221,24 \text{ кг.}$$

Кількість аміаку, що поглинається за годину при продуктивності заводу 600 т соди за добу:

$$G_{NH_3, год} = \frac{221,24 \cdot 600}{24} = 554 \text{ кг/год.}$$

Звідси необхідна площа поверхні контакту фаз

$$F = \frac{G_{NH_3, год}}{K \Delta p_{cp}} = \frac{554}{1,4 \cdot 101,5} = 39 \text{ м}^2.$$

Поверхня контакту фаз на одній тарілці оцінюємо наступним чином.

Якщо діаметр ковпачка 450 мм, а на тарілці 17 ковпачків, то периметр

барботажа $\Pi_{\delta} = 3,14 \cdot 0,45 \cdot 17 = 24 \text{ м}$. Звичайно глибина барботажу на тарілці від 100 до 500 мм. Прийmemo глибину барботажа $h_{\delta} \approx 300 \text{ мм}$, визначимо площу поверхні контакту фаз на одній тарілці:

$$F_{TAP} = \Pi_{\delta} h_{\delta} = 24 \cdot 0,3 = 7,2 \text{ м}^2.$$

Число тарілок в абсорбері:

$$n = \frac{F}{F_{TAP}} = \frac{39}{7,2} \approx 5 \div 6 \text{ тарілок.}$$

Кількість «бочек» обирають з технологічних міркувань [2].

3 Розрахунок процесу кристалізація

3.1 Методика розрахунку процесу кристалізація

Тип і схему апарату вибирають виходячи з вимог технологічного процесу. Конструктивні розміри визначають на основі результатів теплового розрахунку (він виконується аналогічно розрахунку випарної станції).

Діаметр корпусу підвісної теплообмінної камери можна визначити наступним чином. Виділимо чотири суміжні трубки, розміщені на трубній решітці (рисунок 1) [2].

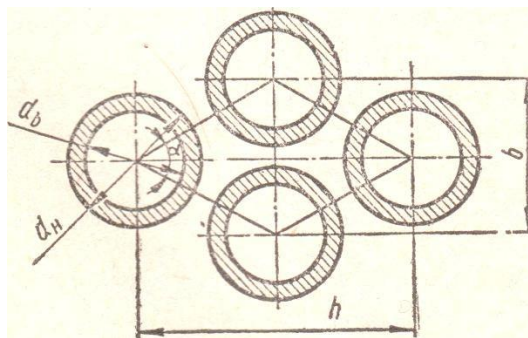


Рисунок 1. Схема розміщення трубок в трубній решітці вакуум-апарата.

Зазвичай кут $\alpha = 60^\circ$, тоді $h = b \cdot \operatorname{tg} \alpha$, а площа трубної решітки, яка припадає на одну трубку:

$$f' = \frac{b^2}{2} \cdot \operatorname{tg} \alpha = 0,886 \cdot b^2 \quad (1)$$

де значення b знаходять по рисунку 1.

Площа трубної решітки, необхідна для розміщення n трубок:

$$F_o = n \cdot f' \quad (2)$$

На практиці площа трубної решітки повинна бути більше, оскільки до неї кріпляться також підвісна теплообмінна камера і циркуляційна труба ($d_y \cong 1 \text{ м}$).

Коефіцієнт заповнення трубної решітки:

$$\psi = F_o / F \quad (3)$$

де F – дійсна площа трубної решітки, м^2 ; $F > F_o$. При розміщенні трубок по кутам шестикутника $\psi = 0,8..0,9$.

Діаметр корпусу підвісної теплообмінної камери:

$$D = 1,05 \sqrt{\frac{n}{\psi}} \quad (4)$$

Тут n – кількість трубок, що визначається за формулою:

$$n = \frac{f}{\pi \cdot d_p \cdot l} \quad (5)$$

де f – поверхню нагріву, знайдена з теплового розрахунку:

$$f = \frac{W_u \cdot A \cdot (i - t_K)}{k \cdot \Delta t} \quad (6)$$

W_u – кількість испаренної води, кг;

A – продуктивність вакуум-апарату, кг/с;

i – ентальпія пари, що гріє, Дж/кг;

t_K – температура конденсату даного апарату, К;

k – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К) (таблиця 1);

Δt – середньо логарифмічна різниця температур, К;

d_p – розрахунковий діаметр трубок, м: $d_p = \frac{d_n + d_e}{2}$ (7)

d_n, d_e – зовнішній і внутрішній діаметри трубок, м (рисунок 1);

l – робоча довжина трубок, м.

Таблиця 1.

Вакуум-апарат	Дб*	Температура граючої пара, °С							
		105	110	115	120	125	135	140	145
I продукту	92-93	432	520	558	588	606	-	-	-
II продукту (2)	78-77	-	72	78	84	84	-	-	
II продукту (3)	86	-	89	110	126	142	-	-	-
III продукту	75	-	45	49	52	54	-	-	-
I рафінадний	72,5	-	-	-	-	575	612	655	695
II рафінадний	70	-	-	-	-	528	605	647	680

(2) і (3) – дво- і трьох продуктова схема відповідно.

Дб* – доброякісність продукту, визначається за рівнянням його середніх розмірів кристалів (3000 кристалів в 1 г утфелю).

Продуктивність A і корисний об'єм $V_{\text{г}}$ вакуум-апаратів для даного продукту розраховують за такими формулами:

$$A = \frac{100 \cdot \alpha \cdot V_{\text{II}} \cdot \rho}{q \cdot z_{\text{к}}} \quad (8)$$

$$V_{\text{г}} = \frac{A \cdot q \cdot z_{\text{к}}}{\alpha \cdot \gamma} \quad (9)$$

де α – кількість вакуум-апаратів даного продукту, шт;

V_{II} – фактичний корисний об'єм апарату (в процесі роботи);

ρ – щільність вареного утфелю при температурі спуску ($t \approx 348 \text{ K}$), кг/м^3 ;

q – вихід утфелю, % до маси буряка (таблиця 2);

γ – питома вага утфелю при температурі перед спуском ($\gamma \approx 1450 \text{ кг/м}^3$);

$z_{\text{к}}$ – тривалість повного циклу роботи вакуум-апарата:

$$z_{\text{к}} = z_1 + z_2 \quad (10)$$

де z_1 – тривалість активної роботи вакуум-апарата, що визначається за швидкістю кристалізації цукру (таблиця 3), с;

z_2 – тривалість допоміжних операцій (таблиця 3), с.

Таблиця 2

Утфель	Без сепарації				З сепарацією			
	$q, \%$	CB	$D_{\text{г}}$	γ	$q, \%$	CB	$D_{\text{г}}$	γ
I	31,1	86,8	93,8	1,49	35,1	86,8	93,8	1,497
II	14,2	81,4	87,5	1,5	16	81,4	87,5	1,5
III	7,7	71,6	76,2	1,51	8,7	71,6	76,2	1,508

Таблиця 3.

Вакуум-апарат	При двопродуктовій схемі			При три продуктовій схемі		
	Дб	$z_1, \text{с}$	$z_2, \text{с}$	Дб	$z_1, \text{с}$	$z_2, \text{с}$
I продукту	92-93 і вище	10 500	900	94	8 700	900
	90-91	12 600	900	92-93	9 600	900
	88-89	15 300	900	90-91	11 700	900
II продукту	78-77	22 500	2 700	85-87	16 500	1 500
	76-75	33 300	2 700	83-84	18 300	1 500
III продукту	–	–	–	78-77	22 500	2 700
				76-75	33 300	2 700
				75 і нижче	44 700	2 700

Корпус підвісної теплообмінної камери знаходиться під дією внутрішнього надлишкового тиску, тому товщина стінки:

$$\delta = \frac{P \cdot D'}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi} + C \quad (11)$$

де P – внутрішній надлишковий тиск пари, що гріє, Па;

D' – внутрішній діаметр корпусу підвісної камери, м;

$[\sigma]$ – допустима напруга на розрив матеріалу обичайки, Н/м²;

φ – коефіцієнт міцності шва, $\varphi = 0,7..0,95$ (в залежності від конструкції);

C – прибавка на корозію, м; в залежності від матеріалу корпусу і хімічної активності середовища $C = (0,1..0,8) \cdot 10^{-2}$ м.

Корпус вакуум-апарату знаходиться під атмосферним тиском, тому товщина його стінки:

$$\delta' = D \cdot \left(\frac{P \cdot m \cdot \varepsilon}{2,6 \cdot E} \right)^{0,4} + C \quad (12)$$

де D – діаметр апарата, м;

P – зовнішнє надлишковий тиск, Па;

m – запас міцності на стійкість, $m=4\dots 5$;

E – модуль пружності матеріалу, Н/м^2 :

$$\varepsilon = \frac{l}{D} \quad (13)$$

l – довжина циліндричної частини корпусу, м.

Формула 12 справедлива при $\varepsilon < 1,17\sqrt{\frac{D}{\delta'}}$

При великому значенні ε :

$$\delta' = D \cdot \sqrt[3]{\frac{P \cdot m}{2,2 \cdot E}} + C \quad (14)$$

Попередньо товщину трубної решітки визначають за формулою:

$$\delta'' = \sqrt{\frac{S'_{II} \cdot y_2}{[\sigma] \cdot y_3} + \frac{9 \cdot P_{\delta} \cdot \beta_2^2 \cdot (D_{\max} - D_{cp})}{[\sigma]_{II} \cdot D_{\max} \cdot y_4}} \quad (15)$$

де S'_{II} – повне осьове зусилля, що виникає під дією тиску середовища в трубній решітці, Н;

$[\sigma]_{II}$ – допустима напруга на вигин матеріалу трубної решітки, Н/м^2 ;

D_{\max} – максимальний діаметр трубної решітки для кріплення підвісної камери, м;

D_{cp} – середній діаметр трубної решітки, м; $D_{cp} \approx D_{\max} - (20\dots 30) \cdot 10^{-2}$;

P_{δ} – тиск стовпа утфелю на кріпильні елементи підвісної камери, Н:

$$P_{\delta} \approx (G_y + G_k) - P_0 \quad (16)$$

G_y, G_k – маса утфелю і підвісної камери (конструктивно), кг;

P_0 – розрідження в надутфельному просторі, Па;

$$\left. \begin{aligned} y_2 &= \frac{3}{2} \cdot (1 - \beta_1^2 - 4 \cdot \beta_1^2 \cdot \ln \beta_1); \\ y_3 &= \pi \cdot (1 + 2 \cdot \beta_1^2); \\ y_4 &= \pi \cdot (1 + 2 \cdot \beta_2^2); \end{aligned} \right\} \quad (17)$$

β_1 – відношення діаметра середнього кола корпусу до діаметру окружності крайнього ряду трубок;

β_2 – відношення максимального діаметра трубної решітки до середнього.

При остаточному розрахунку в формулу 15 замість S'_H підставляють S_H – повне осьове зусилля: $S_H = S_K + S_T$

де S_K – зусилля, яке сприймає корпусом, Н:

$$S_K = \frac{S'_1 \cdot F_K \cdot E_K}{E_T \cdot F_T + E_K \cdot F_K} \quad (18)$$

де S_T – зусилля, яке сприймає трубками, Н:

$$S_T = \frac{S'_1 \cdot F_T \cdot E_T}{E_T \cdot F_T + E_K \cdot F_K} \quad (19)$$

S'_1 – осьове зусилля, Н:

$$S'_1 = 0,785 \cdot (D_g^2 - n \cdot d_H^2) \cdot P_K + 0,785 \cdot n \cdot d_g^2 \cdot P_T \quad (20)$$

D_g, D_H – внутрішній і зовнішній діаметри корпусу вакуум-апарату, м;

n – загальна кількість трубок, шт;

d_g, d_H – внутрішній і зовнішній діаметри трубок, м;

P_K, P_T – тиск середовища в міжтрубному просторі і в трубках, Па;

F_K – площа перерізу корпусу, м²:

$$F_K = 0,785 \cdot (D_H^2 - D_g^2) \quad (21)$$

F_T – площа перерізу трубок, м²:

$$F_T = 0,785 \cdot (d_H^2 - d_g^2) \cdot n \quad (22)$$

E_K, E_T – модуль пружності відповідно матеріалу корпусу і трубок, Н/м².

Задану ширину трубної решітки необхідно обов'язково перевірити на можливість надійного і правильного розвальцьовування трубок за такими формулами:

$$\text{для сталі } \delta_{\min} = \frac{d_n}{8} + 0,005; \quad (23)$$

$$\text{для міді } \delta_{\min} = \frac{d_n}{8} + 0,01; \quad (24)$$

Крім того, трубну решітку перевіряють на вигин ромбічної ділянки за формулою:

$$\sigma = \frac{P}{3,6 \left(1 - 0,7 \frac{d_n}{e}\right) \left(\frac{\delta}{e}\right)^2} \leq [\delta]_g, \quad (25)$$

де P – максимально можливий надлишковий тиск на трубну решітку, МПа;

$$e = \frac{h+b}{2} \text{ (див. Рисунок 1)}$$

Опорні лапи вакуум-апарату конструюють як консолі змінного перерізу (рисунок 2).

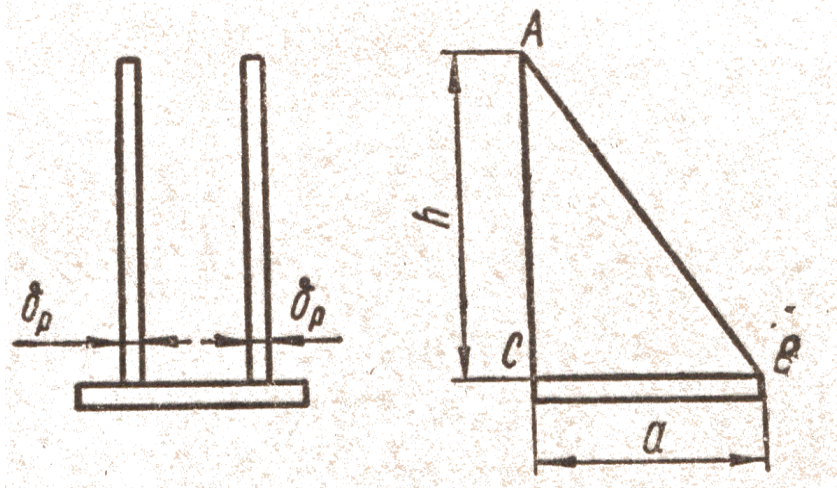


Рисунок 2. Схема опорних лап вакуум-апарата [2]

Товщину ребра визначають за формулою:

$$\delta_p = \frac{1,118S_0}{\varphi[\sigma]a}, \quad (26)$$

де S_0 – навантаження на одну лапу, Н; $S_0 = \frac{G}{k_0}$ (G – маса апарата, кг; k_0 – число

опор, шт);

$[\sigma]$ – допустима напруга на стиск, $[\sigma] = 78,4 \text{ МПа}$;

a – виліт лап, м;

φ – коефіцієнт зменшення; $\varphi = (1,05 \dots 43,5) 10^4 \lambda$;

λ – гнучкість ребра по стороні АВ:

$$\lambda = \frac{l}{r} = \frac{\sqrt{h^2 + a^2}}{0,289\delta_p}; \quad (27)$$

r – найменший радіус інерції поперечного перерізу ребра; $r = 0,289\delta_p$.

При $h_2 \leq h_1$ товщину стінки конічного днища вакуум-апарату можна розрахувати за формулою:

$$\delta_{к.д.} = \frac{\gamma D_B h_1}{2[\sigma]_{дон} \varphi_1 \cos \alpha} + C, \quad (28)$$

де h_1 – відстань від осі виходу пара в підвісну камеру до виходу конденсату, м;

γ – питома вага утфелю, кг/м³;

D_B – внутрішній діаметр вакуум-апарату, м;

$[\sigma]_{дон}$ – допустима напруга на розрив, МПа;

φ_1 – коефіцієнт міцності зварного шва уздовж твірної конуса;

α – половина кута конуса, град.;

C – прибавка на корозію, м.

При $h_2 > h_1$

$$\delta_{к.д.} = \frac{\gamma t g \alpha (h_1 + h_2)^2}{4[\sigma]_{дон} \varphi_1 \cos \alpha} + C, \quad (29)$$

Для визначення діаметра парових патрубків швидкість насиченого пара приймають в межах 25-30 м/с, а швидкість руху вторинної утфельної пари 30-35 м/с.

При проектуванні вакуум-апарату необхідно враховувати вільний об'єм для вторинного пара, розмір якого суттєво впливає на винесення продукту утфельним паром. Величину виносу визначають за напругою парового об'єму, тобто, за кількістю води, що випарувалася за 3600 с з 1 м³ вільного об'єму для вторинного пара в апараті. Висоту надутфельного простору приймають зазвичай 1,5 м, а при інтенсивному кипінні або уварюванні рідини що піниться 2,5-3 м.

Щоб зменшити розміри надутфельного простору, встановлюють сепаратори-пастки, дія яких заснована на різкій зміні напрямку руху вторинного пара і на відцентровому поділі (див. формули 1, 2).

Напругу об'єму сепаруючого пристрою розраховують за формулою:

$$a = \frac{Wv}{V}, \quad (30)$$

де W – кількість випареної води, кг/с;

v – питомий об'єм вологого вторинного пара, м³/кг;

V – об'єм парового простору, м³.

Для відцентрового сепарування можна прийняти $a \leq 4500$, для інших конструкцій $a = 12000$.

Продуктивність барометричного конденсатора:

$$A = \frac{86400Fu}{g_n V \beta}, \quad (31)$$

де F – площа поперечного перерізу конденсатора, м²; визначають розміром з натури або розраховують за формулою:

$$F = \frac{Ag_n V \beta}{86400u}; \quad (32)$$

u – швидкість руху пара в конденсаторі через площу вільного перетину;

$u = 55 \text{ м/с}$;

g_n – кількість пари що надходить в конденсатор, % до маси буряка (беруть з розрахунку або з таблиці 4) [1]

Схема	Вакуум-апарат продукту		
	I	II	III
Двопродуктова	14	2	–
Трьохпродуктова	14	2,5	1,5

V – об'єм, що займає 1 кг пара; $V \approx 12 \text{ м}^3$;

β – відношення площі поперечного перерізу корпусу до вільної площі в ньому;

$\beta = 2,7$.

3.2 Приклад розрахунку процесу кристалізації

При розрахунку погрузної змієвої поверхні в мешалках-кристалізаторах розміри трубок вибирають в залежності від тиску що гріє (охолоджуючого) агента, що надходить в змієвик. Максимальні значення відношення довжини змієвика l до діаметру труби d при корисної різниці температур 303-313 K наведені нижче:

Тиск,	0,49	0,39	0,29	0,19	0,147	0,123	0,044
МПа							
l/d	275	250	225	200	175	150	100

Кількість теплообмінних елементів повині відповідати продуктивності мішалки-кристалізатора і швидкості просування утфелю:

$$n = \frac{Q}{f_0 v}, \quad (1)$$

де Q – кількість продукту $\text{м}^3/\text{с}$;

f_0 – перетин каналу, по якому протікає продукт, м^2 ;

v – швидкість руху утфелю, $\text{м}/\text{с}$; $v = 0,001 \dots 0,01 \text{ м}/\text{с}$.

Довжину змійовика знаходять за формулою:

$$l = \frac{f_{nl}}{\pi d_3 k} = \frac{f_{nl} P}{4\pi f_0 k} \approx 0,09 \frac{f_{nl} P}{f_0 k}, \quad (2)$$

де f_{nl} – поверхню змійовика в одній площині, м²;

k – число витків в одній площині (дисків);

d_3 – еквівалентний діаметр каналу, м:

$$d_3 = \frac{4f_0}{P_0}, \quad (3)$$

P_0 – змочений периметр каналу мішалки, м.

Поверхня теплообміну змійовика мішалки-кристалізатора:

$$f = 3,6l \sqrt{\frac{A}{v}}. \quad (4)$$

Продуктивність мешалок-кристалізаторів періодичної і безперервної дії для даного продукту розраховують за такою формулою:

$$A = \frac{mV_{пол}\gamma}{165az}, \quad (5)$$

де m – кількість мешалок-кристалізаторів, шт; при періодичної кристалізації $m+1$ (для резерву);

$V_{пол}$ – корисний об'єм мішалки-кристалізатора, м³;

γ – питома вага утфелю при температурі кристалізації, $\gamma = 1450 \text{ кг/м}^3$;

a – вихід утфелю, % до маси буряка, що переробляється (береться з продуктового розрахунку, повинен бути в межах 7,7–8,7 %);

z – загальна тривалість перебування утфелю в мешалках-кристалізаторах, з таблиці 1.

Таблиця 1

Нормативне значення	Періодична кристалізація	Безперервна кристалізація
Загальна тривалість, с	122 400 (34)	115 200 (32)

(год)

У тому числі: охолодження	100 800 (28)	–
розігрів перед фугуванням	21 600 (6)	–

За відомими значеннями розглянутих величин легко визначити конструктивні розміри мішалки-кристалізатора в цілому.

Приклад розрахунку

Вакуум-апарати працюють спільно з конденсаторами. Тому в процесі виконання проекту розраховують продуктивність вакуум-апарату, конденсатора і мішалки-кристалізатора, поверхні теплообміну, а також конструктивні розміри (товщину стінок парової камери і корпусу апарату, опорні лапи).

1. Підібрати тип і необхідну кількість вакуум-апаратів для уварювання I продукту за трехпродуктовою схемою для цукрового заводу потужністю 3000 т переробляемого буряка на добу.

З метою зменшення втрат утфелю приймаємо схему з сепарацією утфельної пара. Для визначення за формулою $A = \frac{100aV_n\rho}{qz_k}$ продуктивності

одного вакуум-апарату необхідно попередньо задатися деякими стандартними значеннями. Застосовувані в цукровій промисловості вакуум-апарати типу ВАЦ мають місткість 30, 40, 50, 70 і 80 т утфелю. Прийmemo місткість 80 т, коли

$V_n = \frac{80}{\gamma} = 55,2 \text{ м}^3$. Щільність вареного утфелю перед спуском (при температурі 75 °С) $\rho = 1450 \text{ кг/м}^3$. Приблизна кількість утфелю знаходимо по таблиці 2 $q = 35,1\%$.

Таблиця 2

Утфель	Без сепарації				З сепарацією			
	$q, \%$	CB	$D_с$	γ	$q, \%$	CB	$D_с$	γ
I	31,1	86,8	93,8	1,49	35,1	86,8	93,8	1,497
II	14,2	81,4	87,5	1,5	16	81,4	87,5	1,5
III	7,7	71,6	76,2	1,51	8,7	71,6	76,2	1,508

Тривалість активної роботи вакуум-апарата z_1 , що визначається за швидкістю кристалізації цукру в залежності від доброякісності уварювалася продукту, і час допоміжних операцій z_2 наведені в таблиці 3.

Для $D_с \approx 91,5$ $z_к = 11400 \dots 12600$ с. Тоді продуктивність вакуум-апарату.

$$A = \frac{100 \cdot 55,2 \cdot 1450}{35,1 \cdot 11400} = 20 = 72,18 = 1732,3 \text{ т/сут.}$$

Необхідна кількість вакуум-апаратів для даної потужності цукрового заводу:

$$a = \frac{3000}{1732,3} = 1,73 \approx 2 \text{ шт.}$$

Приймаємо апарат ВАЦ-800, що має поверхню нагріву $f = 395 \text{ м}^2$, пробний тиск в паровій камері 0,55 МПа, в апараті 0,2 МПа, діаметр 4,93 м, висоту 10,77 м і масу в непрацюючому стані 38820 кг.

2. Розрахувати поверхню нагріву підвісний теплообмінної камери вакуум-апарату, що має 716 кіпятільних труб діаметром 0,102 м, товщиною стінки 0,0035 м і довжиною 1,4 м.

Розрахунок ведемо за середнім (розрахунковому) діаметру кіпятільних труб $d_p = 0,0985 \text{ м}$. [рівняння $d_p = \frac{d_n + d_с}{2}$]. Поверхня нагріву камери можна

визначити з формули $n = \frac{f}{\pi d_p l}$ чи $f = \frac{W_u A (i - t_k)}{kt}$:

$$f_k = 716 \cdot 3,14 \cdot 0,0985 \cdot 1,4 = 310 \text{ м}^2$$

Однак номінальна поверхня нагріву включає не тільки поверхню кіпятільних труб $f_k = f_{mp}$, але і діаметром 0,686 м, верхньої і нижньої трубних

решіток $f_{mp.p}$ і обичайки корпусу парової камери $f_{o\sigma}$ діаметром 3,66 м, які визначаються наступним чином:

$$f_u = \pi d_u l = 3,14 \cdot 0,686 \cdot 1,4 = 3 \text{ м}^2.$$

$$f_{mp.p} = 2 \left(\frac{\pi D_\kappa^2}{4} - \frac{\pi d_u^2}{4} - \frac{\pi d_p^2}{4} n \right) = 2 \left(\frac{3,14 \cdot 3,66^2}{4} - \frac{3,14 \cdot 0,686^2}{4} - \frac{3,14 \cdot 0,0985^2}{4} \cdot 716 \right) = 2(10,5 - 0,37 - 5,45) = 9,36 \text{ м}^2$$

$$f_{o\sigma} = \pi D_\kappa l = 3,14 \cdot 3,66 \cdot 1,4 = 16,09 \text{ м}^2.$$

Тоді загальна поверхня парової камери [5]:

$$f = f_{mp} + f_u + f_{mp.p} + f_{o\sigma} = 310 + 3 + 9,36 + 16,09 = 338,45 \text{ м}^2.$$

Товщину стінки парової камери розраховуємо по формулі :

$$\delta = \frac{PD'}{2[\sigma]\varphi} + C,$$

де P – внутрішній надлишковий тиск пари, що гріє, Па;

D' – внутрішній діаметр корпусу підвісної камери, м;

$[\sigma]$ – допустима напруга на розрив матеріалу обичайки, Н/м²;

φ – коефіцієнт міцності шва, $\varphi = 0,7 \dots 0,95$

Звичайно $P = 0,395$ МПа, $D' = 3,68$ м, $[\sigma] \cong 131$ МПа, $\varphi = 0,8$.

$$\text{Тоді } \delta = \frac{0,395 \cdot 3,68}{2 \cdot 131 \cdot 0,8} + 0,2 \cdot 10^{-2} = 0,0089 \text{ м} = 9 \text{ мм}.$$

Приймаємо $\delta = 10$ мм.

Аналогічно визначити за формулами (12-14) товщину стінки корпусу вакуум апарату δ' і по формулам (14-25) товщину трубних решіток δ' .

$$\delta' = D \left(\frac{Pm_a}{2,6E} \right)^{0,4} + C \quad (12)$$

де D – діаметр апарата, м;

P – зовнішнє надлишковий тиск, Па;

m – запас міцності на стійкість, $m = 4 \dots 5$;

E – модуль пружності матеріалу, Н/м²;

$$\varepsilon = \frac{1}{D}; \quad (13)$$

l – довжина циліндричної частини корпусу, м.

$$\delta' = D \sqrt[3]{\frac{Pm}{2,2E}} + C \quad (14)$$

Формула 12 справедлива при $\varepsilon < 1,17 \sqrt{\frac{D}{\delta'}}$

Нехай наприклад, для ВАЦ-800 $D=4,930$ м, $l = 6,5$ м, $E = 78 \cdot 10^5$ Н/м², $P = 0,1$ МПа. Тоді $\delta=0,0055$ м; $\delta=0,009$ м. Приймаємо $\delta=8$ мм; $\delta=10-15$ мм.

При перевірці трубної решітки на вигин за формулою (25) зазвичай беруть $P \approx 0,65$ МПа, $b=0,136$ м, $h=0,255$ м.

3. Розрахувати опорні лапи для вакуум-апарату ВАЦ-800 місткістю 80 000 кг і масою 38 820 кг (в неробочому стані). За формулою (26) при $h=0,5$ м; $b=0,4$ м; $\delta_p \approx 0,02$ м; $k_0=4 \cdot 4=16$ знаходимо:

$$\delta_p = \frac{1,118 \left(\frac{80000 + 38820}{16} \right)}{1,002 \cdot 78,4 \cdot 10000 \cdot 0,4} = 0,0211 \text{ м} \approx 2 \text{ см}$$

4. З вакуум-апаратом встановлений барометричний конденсатор поличного типу. Площа поперечного перерізу конденсатора, згідно з формулою (32),

$$F = \frac{30000 \cdot 14 \cdot 12 \cdot 2,7}{86400 \cdot 55} = 2,86 \text{ м}^3$$

Вибираємо [3] протиточний каскадний барометричний конденсатор ПКГТ поличного типу ТПКГ-1,8, внутрішній діаметр циліндричної частини якого складає 2 м, площа поперечного перерізу 3,07 м², маса 4700 кг (див. рисунок 6). Продуктивність барометричного конденсатора розраховується за формулою (31):

$$A = \frac{86400 \cdot 3,07 \cdot 55}{0,14 \cdot 12 \cdot 2,7} = 3216190 \text{ кг}$$

переробляється буряка на добу, що більше, ніж 3 тис. т. Отже, конденсатор підібраний з запасом потужності. Для всіх вакуум-апаратів передбачаємо

утфелем мішалки кристалізатори з корисним об'ємом $V_{\text{пол}} = 1,1 \quad V_{\text{в}} = 30,2 \text{ м}^3$ (формула 9). Для нашого випадку підходить мешалка - кристалізатор типу ПМК-30, що має $V_{\text{п}} = 32 \text{ м}^3$ [1].

Продуктивність утфелемешалки - кристалізатора безперервної дії, що працює на утфелі одного вакуум-апарату, для другого продукту (при трьохпродуктовій схемою) розраховуємо за формулою (37) і використанням табл 5 :

$$A = \frac{2 \cdot 32 \cdot 14,2 \cdot 10^5}{165 \cdot 8 \cdot 115200} = 0,597 \text{ кг} / \text{с} = 2151,5 \text{ кг} / \text{ч}$$

Кількість теплообмінних елементів, необхідних для безперервної кристалізації, визначаємо за формулою (33) за умови $Q \approx V_n$:

$$n = \frac{30,2}{3,59 \cdot 0,01} = 841,22 \text{ шт.}$$

Але оскільки кожен диск має по обидва боки по $3 \cdot 2 = 6$ теплообмінних елементів (див.рис. 8), а всього дисків в мішалці - кристалізаторі 20, то для цукрового заводу продуктивністю 3 тис.т буряків на добу потрібно $841,22 / 6 \cdot 20 = 7$ таких мішалок.

Необхідну загальну поверхню теплообміну розраховуємо за формулами (34-36):

$$f = 3,6 \cdot 2,3 \sqrt{\frac{2151,5}{0,01}} = 687 \text{ м}^2.$$

Отже, безперебійну роботу цукрового заводу потужністю 3000 т переробляється буряка на добу забезпечують сім мешалок-кристалізаторів ПМК-30 із загальною поверхнею теплообміну $110 \cdot 7 = 770 \text{ м}^2$.

4 Адсорбція.

4.1 Основні залежності і розрахункові формули

В процесі адсорбції граничним станом для кожної поглиненої речовини є стан рівноваги між вмістом в адсорбенті (так званої статичної активністю) a_0^* і парціальним тиском p (або концентрацією \bar{C}_y) адсорбованої речовини в парогазовій або рідкій суміші.

Крива рівноваги при постійній температурі $a_0^* = f(p)$ [5] носить назву ізотерми адсорбції і є основною характеристикою статички процесу. При відносно високих парціальних тисках p зміст адсорбованої речовини a_0^* наближається до постійної величини a_∞ характеризує стан максимально можливого насичення адсорбенту при даній температурі.

Між концентрацією \bar{C}_y (в кг/м³) адсорбованої речовини в газовій суміші і його парціальним тиском p , відповідно до рівняння Клапейрона, існує пряма пропорційність:

$$\bar{C}_y = \frac{p}{R \cdot T} \quad (1)$$

де R — газова стала, Дж/(кг·К).

Найбільш повними рівняннями ізотерм адсорбції, що не мають в координатах a_0^* — p точок перегину, які враховують до того ж структурні особливості сорбентів, є рівняння Дубініна, отримані на основі теорії об'ємного заповнення мікропор.

Для макропористий сорбентів, що володіють однорідною мікропористою структурою (синтетичні цеоліти), це рівняння має вигляд:

$$a_0^* = \frac{W_0}{V} \cdot e^{-B \cdot \frac{T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{p_s}{p} \right)^2} \quad (2)$$

Для адсорбентів зі складними мікропористими структурами (дрібнопористі силікагель, активоване вугілля):

$$a_0^* = \frac{W_{01}}{V} \cdot e^{-B_1 \cdot \frac{T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{p_s}{p}\right)^2} + \frac{W_{02}}{V} \cdot e^{-B_2 \cdot \frac{T^2}{\beta^2} \left(\lg \frac{p_s}{p}\right)^2} \quad (3)$$

Тут a_0^* – величина адсорбції, ммоль/г; W_0 та B , W_{01} та B_1 , W_{02} та B_2 – константи, що характеризують адсорбент; T – температура, К; β – коефіцієнт афінності пара адсорбтива по відношенню до стандартного речовини; p_s / p – відношення тиску насиченої пари, що поглинається компонента до його парціальному тиску.

Відповідно до теорії Ейкена і Поляни, використовуючи ізотерму адсорбції пара стандартної речовини для температури T_1 , можна обчислити ізотерму адсорбції іншого пара при температурі T_2 .

Для обчислення величин адсорбції служить формула:

$$a_2^* = a_1^* \cdot \frac{V_1}{V_2} \quad (4)$$

де a_1^* — ордината ізотерми стандартного речовини (зазвичай бензолу), кг/кг або ммоль/г; a_2^* — ордината визначається ізотерми, кг/кг або ммоль/г; V_1 і V_2 — молярний обсяги стандартного і досліджуваного речовин (в рідкому стані), м³/кмоль.

Молярний обсяги визначаються за формулою:

$$V = M / \rho \quad (5)$$

тут M — молярна маса, кг/кмоль; ρ — густина рідини, кг/м³.

Тиск визначаються за формулою:

$$\lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \lg \frac{p_{s,1}}{p_1} \quad (6)$$

де p_1 і p_2 — парціальні тиски стандартної і досліджуваної речовин, мм рт. ст.;

$p_{s,1}$ — тиск насиченої пари стандартної речовини при температурі T_1 , (вираженою в К), мм рт. ст.; $p_{s,2}$ — тиск насиченої пари досліджуваної речовини при температурі T_1 (вираженою в К), мм рт. ст.; β — коефіцієнт афінности, рівний відношенню молярних об'ємів

$$\beta = V_2 / V_1 \quad (7)$$

Таблиця 1. Коефіцієнти афінності [3]

Речовина	β	Речовина	β
Метилловий спирт	0,40	Оцтова кислота	0,97
Бромистий метил	0,57	Бензол	1,00
Етиловий спирт	0,61	Циклогексан	1,03
Мурашина кислота	0,61	Чотирохлористий вуглець	1,05
Сірковуглець	0,70	Діетилловий етер	1,09
Хлористий етил	0,76	Пентан	1,12
Пропан	0,78	Толуол	1,25
Хлороформ	0,86	Хлорпікрин	1,28
Ацетон	0,88	Гексан	1,35
Бутан	0,90	Гептан	1,59

У таблиці 1 наведені коефіцієнти афінності β для ряду речовин. В якості стандартного речовини прийнятий бензол.

При розрахунку точок ізотерми досліджуваного пара координати a_1^* і p_1 беруться по кривій стандартної речовини, значення $p_{s,1}$, $p_{s,2}$ – з таблиць тиску насиченої пари, p_2 – обчислюється за формулою (6).

Теплота адсорбції складається з теплоти конденсації і теплоти змочування. Практично можна прийняти, що величина теплоти адсорбції органічних речовин не залежить від температури.

Залежність питомої теплоти адсорбції q (в Дж/кг вугілля) від кількості поглиненого визначається формулою (3):

$$q = m \cdot a^n \quad (8)$$

де a – кількість адсорбованого пара, $\text{дм}^3/\text{кг}$ вугілля; m і n – константи, значення яких представлені в таблиці 2.

Таблиця 2. Константи, значення m і n [3]

Речовина	Формула	n	$m \cdot 10^{-3}$
Бензол	C_6H_6	0,959	3,24
Бромистий етил	$\text{C}_2\text{H}_5\text{Br}$	0,900	3,77
Діетиловий етер	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$	0,921	3,84
Йодистий етил	$\text{C}_2\text{H}_5\text{I}$	0,956	3,10
Метиловий спирт	CH_3OH	0,938	3,11
Сірковуглець	CS_2	0,920	3,15
Хлористий етил	$\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}$	0,915	3,06
Хлороформ	CHCl_3	0,935	3,47
Чотирихлористий вуглець	CCl_4	0,930	3,74
Етиловий спирт	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	0,928	3,65
Етилформіат	HCOOC_2H_5	0,907	3,96

При адсорбції водяної пари вугіллям теплота адсорбції залежить від температури в такий спосіб [3]:

Температура, °C	-15	10	40	80	128	187
Теплота адсорбції $q \cdot 10^{-3}$	46 500	41 900	39 000	34 800	30 900	21 800

При відсутності дослідних даних величина теплоти адсорбції (віднесеної до 1 кмоль газу) визначається за наближеною формулою, аналогічною правилу Трутопа:

$$q / \sqrt{T_{кин}} = const \quad (9)$$

де q — теплота адсорбції, Дж/кмоль газу; $T_{кин}$ — температура кипіння адсорбтиву при атмосферному тиску, К.

Величина константи залежить від природи адсорбенту; наприклад, для активного вугілля вона дорівнює 2180.

теплоту адсорбції (в Дж/кмоль) можна також обчислити за формулою:

$$q = 44 \cdot 10^3 \cdot \lg \frac{p_2}{p_1} / \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$$

Тут p_1, p_2 — рівноважні тиску адсорбтиву над адсорбентом при температурах T_1 та T_2 виражених в К.

На практиці поглинання газів і парів, як правило, проводиться в динамічних умовах - з потоку газу-носія. У цьому випадку шар сорбенту характеризується величиною динамічної адсорбційної ємності (активності)

a_D — кількістю поглиненої речовини (сорбтиву) шаром сорбенту до моменту появи за шаром проскока сорбтива:

$$a_D = \bar{C}_0 \cdot w \cdot \tau \quad (11)$$

де a_D — динамічна адсорбційна ємність шару сорбенту, кг/м³; \bar{C}_0 — вихідна концентрація адсорбтиву в газовому потоці, кг/м³; w — швидкість парогазової суміші, віднесена до повного перетину апарату, м/с; τ — час захисної дії, с.

Ступінь використання рівноважної адсорбційної ємності $\eta = a_D / a_0^*$

(a_0^* – рівноважна статична адсорбційна ємність шару сорбенту, кг/м^3) макropористих сорбентів в процесі динамічного досвіду при висоті шару 30—50 см, швидкостях пароповітряного потоку від 0,3 до 0,5 м/с і вихідних концентраціях сорбтива 10—20 г/м^3 становить зазвичай 0,8–0,9 [6].

Процес адсорбції в динамічних умовах можна охарактеризувати кінетичним рівнянням, згідно з яким швидкість адсорбції (або кількість речовини, адсорбованої в одиницю часу одиницею обсягу адсорбенту) прямо пропорційна коефіцієнту масовіддачі і рушійній силі процесу:

$$\frac{da}{d\tau} = \beta_y \cdot (\bar{C} - \bar{C}^*) \quad (12)$$

де \bar{C} – концентрація адсорбованої речовини в парогазовій суміші, кг/м^3 інертного газу; \bar{C}^* – концентрація адсорбованої речовини в парогазовій суміші, рівноважна поглиненому одиницею обсягу адсорбенту кількості речовини, кг/м^3 інертного газу; β_y – кінетичний коефіцієнт (коефіцієнт масовіддачі), с^{-1} .

Для орієнтовних розрахунків коефіцієнта масовіддачі β_y при адсорбції на активному вугіллі ($d = 1,7 \div 2,2 \text{ мм}$, w потоку 0,3 – 2 м/с) користуються рівнянням (за умови, що ізотерма адсорбції описується рівнянням Ленгмюра):

$$Nu' = 1,6 \cdot Re^{0,54} \quad (13)$$

Тут $Nu' = \beta_y \cdot d^2 / D$; $Re = w \cdot d / \nu$; d – Середній діаметр частинок адсорбенту, м; D – коефіцієнт дифузії адсорбції в газі при температурі процесу, $\text{м}^2/\text{с}$; w – швидкість потоку парогазової суміші, розрахована на вільний переріз апарату, м/с; ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості парогазової суміші, $\text{м}^2/\text{с}$.

Процес адсорбції в динамічних умовах можна також охарактеризувати часом, що пройшов від початку пропускання парогазової суміші через шар адсорбенту до моменту появи проскока (на дисплеї концентрації) сорбтива за шаром адсорбенту. Цей проміжок часу τ називається часом захисної дії шару поглинача і визначається з рівняння Шилова:

$$\tau = K \cdot (H - h) \quad (14)$$

в якому $K \cdot h = \tau_0$.

Отже,

$$\tau = K \cdot H - \tau_0 \quad (15)$$

де K – коефіцієнт захисної дії шару адсорбенту, с/м; H – висота шару адсорбенту, м; h – висота невикористаного шару сорбенту в умовах динамічного досвіду, м; τ_0 – кінетичний коефіцієнт, або втрата часу захисної дії шару адсорбенту, с.

Коефіцієнт захисної дії шару можна обчислити за формулою:

$$K = a_0^* / (w \cdot \bar{C}_0) \quad (16)$$

де a_0^* – рівноважна адсорбційна ємність, кг/м³; w – швидкість парогазової суміші, віднесена до повного перерізу апарату, м/с; \bar{C}_0 – початкова концентрація адсорбованої речовини в парогазової суміші, кг/м³.

Для одних і тих же адсорбенту і поглинається речовини при постійних концентрації і температурі парогазового потоку, мають місце такі співвідношення, так званими динамічними характеристиками B_1 і B_2 :

$$B_1 = K_1 \cdot w_1 = K_2 \cdot w_2 = a_0^* / \bar{C}_0 = const; \quad (17)$$

$$B_2 = \tau_0 \cdot \sqrt{w_1} / d_{31} = \tau_{0,2} \cdot \sqrt{w_2} / d_{32} = const. \quad (18)$$

Тут K – коефіцієнт захисної дії шару, с/м; w – швидкість парогазового потоку, м/с; τ_0 – втрата часу захисної дії шару, с; d_3 – середній діаметр зерен сорбенту, м.

Таблиця 3

\bar{C} / \bar{C}_0	b	\bar{C} / \bar{C}_0	b	\bar{C} / \bar{C}_0	b
0,005	1,84	0,2	0,63	0,7	-0,27
0,01	1,67	0,3	0,42	0,8	-0,46

0,03	1,35	0,4	0,23	0,9	-0,68
0,05	1,19	0,5	0,09		
0,1	0,94	0,6	-0,10		

Тривалість адсорбції при періодичному процесі визначається шляхом рішення системи рівнянь, що складається з рівняння балансу поглиненої речовини, рівняння кінетики адсорбції і рівняння ізотерми адсорбції.

Ізотерма адсорбції ділиться на три області: перша характеризується відношенням $p/p_s < 0,17$ (по бензолу), для другої $p/p_s \approx 0,17 \div 0,5$, а для третьої $p/p_s > 0,5$.

При визначенні тривалості процесу по ізотермі адсорбції і заданій концентрації вихідної пароповітряної суміші \bar{C}_0 знаходять a_0^* і встановлюють, до якої області ізотерми відноситься величина \bar{C}_0^* . Навіщо обчислюють коефіцієнт масовіддачі β_y по формулі (13).

Залежно від положення величини \bar{C}_0 на ізотермі застосовують один з наступних трьох методів визначення тривалості адсорбції.

а) Для першої області, де ізотерма адсорбції вважається прямолінійною і наближено відповідає закону Генрі, користуються формулою [6]:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{a_0^* / (w \cdot \bar{C}_0)} \cdot \sqrt{H} - b \sqrt{a_0^* / (\beta_y \cdot \bar{C}_0)} \quad (19)$$

де τ — тривалість адсорбції, с; w — швидкість парогазового потоку, віднесена до повного перерізу апарату, м/с; H — висота шару активного вугілля, м; \bar{C}_0 — початкова концентрація адсорбованої речовини в парогазовій потоці, кг/м³; a_0^* — кількість адсорбованої речовини, рівноважний з концентрацією потоку \bar{C}_0 , кг/м³ (береться за ізотермі адсорбції в кг / кг і множиться на насипну щільність вугілля в кг/м³); β_y — коефіцієнт масовіддачі, с⁻¹.

Величина коефіцієнта b береться для ряду значень \bar{C}/\bar{C}_0 з таблиці 3 (\bar{C} — зміст адсорбованої речовини в газовому потоці, що виходить з адсорбера, кг/м³).

б) Для другої області ізотерми адсорбції користуються рівнянням:

$$\tau = \frac{a_0^*}{w \cdot C_0} \left\{ H - \frac{w}{\beta_y} \left[\frac{1}{P} \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) + \ln \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right] \right\}. \quad (20)$$

Тут $P = \bar{C}_0 / \bar{C}^*$; \bar{C}^* — зміст речовини в газовому потоці, рівноважний з половинною кількістю від максимально адсорбованого даними адсорбентом, рівноважний з $a_\infty / 2$, кг/м³.

в) Для третьої області ізотерми адсорбції:

$$\tau = \frac{a_0^*}{w \cdot C_0} \left[H - \frac{w}{\beta_y} \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) \right] \quad (21)$$

Дуже важливою кінетичною характеристикою процесу адсорбції є висота зони масопередачі (висота працюючого шару) h_0 , яка розраховується на підставі вихідних кривих (кривих відгуку) за рівнянням:

$$h_0 = H \cdot \frac{\tau_{нас} - \tau_{пр}}{\tau_{нас} - (1-f) \cdot (\tau_{нас} - \tau_{пр})} \quad (22)$$

де H — висота шару, адсорбенту; $\tau_{нас}$ — час до рівноважного насичення; $\tau_{пр}$ — час захисної дії при мінімальній діагностуємої проскокової концентрації; f — невикористана рівноважна адсорбційна ємність сорбенту в умовах динамічного досвіду в зоні масопередачі (для мікропористих сорбентів в зоні масопередачі $f \approx 0,5$) [7].

Безперервні адсорбційні процеси здійснюються в абсорбційних апаратах з рухомим зверху вниз шаром поглинача (при гіперсорбції або текучому шарі), причому парогазова суміш йде йому назустріч (протитечії). Розрахунком визначаються мінімальна швидкість руху u сорбенту (швидкість, при якій ступінь використання рівноважної адсорбційної ємності сорбентів в умовах

динамічного досвіду становить 0,95–0,98 і забезпечується задана глибина очищення і осушення пароповітряних потоків) і робоча висота шару в гіперсорбційному апараті H_0 .

Швидкість руху шару і розраховується за формулою:

$$u = 1 / K = (\bar{C}_0 - \bar{C}_{np}) \cdot w / a_0^* \quad (23)$$

де w – швидкість газового потоку, віднесена до повного перетину апарату; K – коефіцієнт захисної дії шару; \bar{C}_0 – початкова концентрація адсорбуємої речовини в парогазовій суміші; \bar{C}_{np} – постійна наведена проскокова концентрація адсорбованої речовини в парогазовій потоці за шаром сорбенту.

У процесах тонкої сушки або очищення газових потоків \bar{C}_{np} змінюється від 0,025 до 0,008% в залежності від величини \bar{C}_0 (коли \bar{C}_0 змінюється від 20,0 до 10,0 г/м³). Тому в даному випадку в рівнянні (23) постійною проскоковою концентрацією можна знехтувати.

Робоча висота шару в гіперсорбційном апараті розраховується за формулою [7]:

$$H_0 = \gamma \cdot h_0 \quad (24)$$

Тут γ – коефіцієнт, що характеризує відношення насипної щільності з вібраційним ущільненням шару до густини без ущільнення (в середньому $\gamma = 1,4$); h_0 – висота зони масопередачі нерухомого шару.

Висота шару адсорбента може бути розрахована по загальному методу через число одиниць переносу:

$$H = \frac{V_r}{S\beta_y} \int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*} = h_0 m, \quad (25)$$

де V_r – витрата парогазової суміші; S – площа поперечного перерізу шару; β_y – коефіцієнт масовіддачі; \bar{C}_0 і \bar{C}_1 – концентрація парогазової суміші при надходженні в адсорбер і при виході з нього; \bar{C}^* – рівноважна концентрація адсорбуємої речовини в парогазовій суміші по ізотермі.

Різниця концентрацій $\bar{C} - \bar{C}^*$ визначає рушійну силу процесу. Прикладом такої різниці може бути відрізок на рисунку 1, на якому абсциса точки D рівна \bar{C} , а точки $E - \bar{C}^*$. Відношення $\frac{V_r}{S\beta_y}$ виражає висоту шару поглинача, еквівалентній одиниці переносу, і позначається через h_s , а інтеграл $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ являє собою загальне число одиниць переносу і позначається через m . Для визначення H треба знайти величину інтегралу $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$. Робиться це графічним методом.

Знаючи дані $\bar{C}_0, a_{D0}, \bar{C}_1, a_{D1}$ наносять на діаграму ізотерми адсорбції обидві ці точки і, з'єднуючи їх прямою, отримують лінію AK . Потім в координатах $\bar{C} - \frac{1}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ будують криву.

Замість такого визначення інтегралу $\int_{\bar{C}_1}^{\bar{C}_0} \frac{d\bar{C}}{\bar{C} - \bar{C}^*}$ можна скористатись більш простішим графічним методом. Почав від точки A (рисунок 1) на робочій лінії (точки входу парогазової суміші в адсорбер), будують між рівноважною кривою і цією лінією ступені зміни концентрації до точки K (точки виходу парогазової суміші із адсорбера).

Число одиниць переносу, відповідні одній ступені, позначаються через m_0 . Якщо число ступенів рівне n і всі вони однакові, то $m = m_0 n$ і висота шару

$$H = h_s m = h_s m_0 n. \quad (26)$$

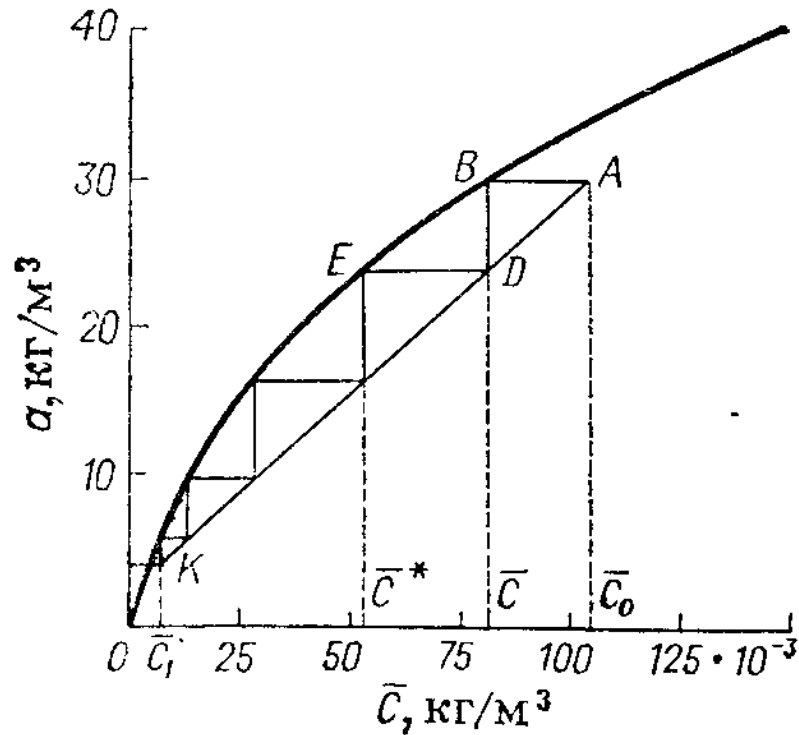


Рисунок 1. Визначення числа ступенів зміни концентрації [3].

Такий випадок можливий лише на прямолінійній ділянці ізотерми. В загальному вигляді формула для розрахунку висоти шару має наступний вигляд:

$$H = h_0(m_0^1 + m_0^{11} + \dots + m_0^n) = h_0 \sum_1^n m_0. \quad (27)$$

Для кожної ступені зміни концентрації число одиниць переносу m_0 знаходиться окремо по формулі:

$$m_0 = \frac{\overline{C}_{нач} - \overline{C}_{кон}}{\left[(\overline{C}_{нач} - \overline{C}_{нач}^*) + (\overline{C}_{кон} - \overline{C}_{кон}^*) \right] / 2} = \frac{2(\overline{C}_{нач} - \overline{C}_{кон})}{\overline{C}_{нач} - \overline{C}_{кон}^*}, \quad (28)$$

де $\overline{C}_{нач}$ – концентрація на вході парогазової суміші в ступінь, наприклад абсциса точки A ; $\overline{C}_{кон}$ – концентрація на виході парогазової суміші із ступені, наприклад абсциса точки D ; $\overline{C}_{нач}^*$ – рівноважна концентрація, наприклад абсциса точки B , причому $\overline{C}_{кон} = \overline{C}_{нач}^*$; $\overline{C}_{кон}^*$ – рівноважна концентрація, наприклад абсциса точки E .

На прямолінійній ділянці ізотерми для визначення висоти шару можна скористатись також формулою:

$$H = \frac{G}{S\beta_y\Delta\overline{C}_{cp}}. \quad (29)$$

тут G – кількість речовини, що адсорбується за одиницю часу; $\Delta\overline{C}_{cp}$ – середня рушійна сила адсорбції, яку можна розрахувати як середню логарифмічну

$$\Delta\overline{C}_{cp} = \frac{\Delta\overline{C}_0 - \Delta\overline{C}_1}{\ln(\Delta\overline{C}_0/\Delta\overline{C}_1)}, \quad (30)$$

де $\Delta\overline{C}_0$ – більша рушійна сила на одному кінці шару ($\overline{C}_0 - \overline{C}_0^*$); $\Delta\overline{C}_1$ – менша рушійна сила на другому кінці шару ($\overline{C}_1 - \overline{C}_1^*$).

Адсорбція в нерухомому шарі адсорбента являється несталим процесом, що ускладнює визначення зміни концентрації цільового компонента по висоті шару, а також розрахунку часу захисної дії.

Зв'язок між концентрацією в газі, висотою шару адсорбента і часом для першої (лінійної) частини ізотерми адсорбції описуються рівнянням:

$$\frac{C}{C_0} = 1 - e^{-x-z} x^n \frac{d^n J_0(2i\sqrt{xz})}{d(xz)^n}, \quad (31)$$

де C, C_0 – концентрація сорбтиву в газовій суміші в момент часу τ на висоті шару L і на вході в адсорбер, відповідно; J_0 – функція Бесселя першого роду нульового порядку; x – безрозмірна приведена відстань чи висота шару; z – безрозмірний приведений час контакту адсорбента з газовою сумішшю (без врахування газу, що знаходиться перед початком процесу).

В результаті перетворення рівняння (31) отримаємо [3]:

$$\frac{C}{C_0} = e^{-x-z} \sum_{k=0}^{\infty} \sum_{m=0}^k \frac{x^m z^k}{m! k!} \quad (32)$$

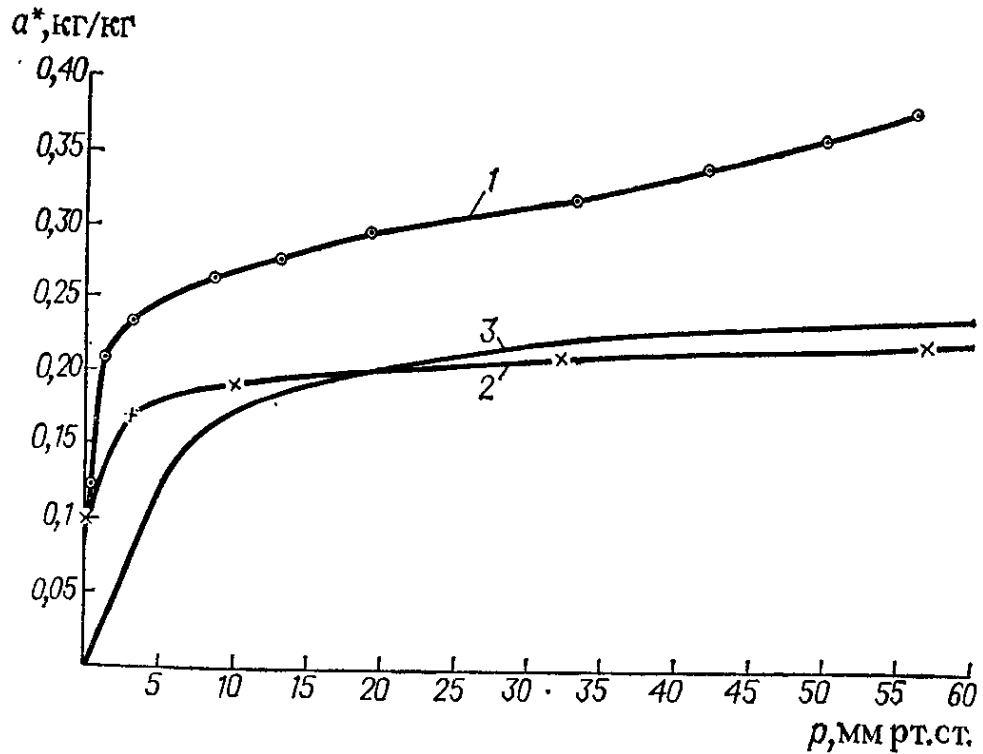


Рисунок 2. Ізотерми адсорбції при 20°C

або в розгорнутому вигляді:

$$\frac{C}{C_0} = e^{-x-z} \left[1 + (1+x)z + \left(1+x + \frac{x^2}{2!}\right) \frac{z^2}{2!} + \dots + \left(1+x + \dots + \frac{x^n}{n!}\right) \frac{z^n}{n!} + \dots \right]. \quad (32a)$$

Це рівняння зручне для розрахунку на ЕОМ (рисунок 2) [5].

Розподіл концентрації сорбтива в нерухомому шарі адсорбента аналогічно (31), (32) описуються залежністю [5]:

$$\frac{y^*}{C_0} = 1 - e^{-x-z} \sum_{n=0}^{\infty} x^n \frac{d^n J_0(2i\sqrt{xz})}{d(xz)^n},$$

де y^* – концентрація сорбтиву в газовій фазі, рівноважна з концентрацією в твердій фазі.

В розгорнутому вигляді:

$$\frac{C}{C_0} = e^{-x-z} \left[z + (1+z) \frac{z^2}{2!} + \left(1+x + \frac{x^2}{2!}\right) \frac{z^3}{3!} + \dots + \left(1+x + \frac{x^2}{2!} + \dots + \frac{x^n}{n!}\right) \frac{z^{n+1}}{(n+1)!} + \dots \right]. \quad (33a)$$

В рівняннях (31)-(33):

$$x = K_v L / \omega_y ; \quad (34)$$

$$z = \frac{K_v}{A} \left(\tau - \frac{L}{\omega_y} \right). \quad (35)$$

Таблиця 4. Значення для розрахунку часу захисної дії

$\frac{C}{C_0}$		При значеннях x						
		10	20	30	50	100	150	200
0,005	z	1,5	6,6	13,0	27,1	66,4	108	151
	η	0,15	0,33	0,43	0,54	0,66	0,72	0,76
0,010	z	2,0	7,6	14,3	29,0	69,3	112	156
	η	0,20	0,38	0,48	0,58	0,69	0,75	0,78
0,020	z	2,6	8,7	15,8	31,1	72,6	116	161
	η	0,26	0,44	0,53	0,62	0,73	0,77	0,80
0,030	z	3,0	9,5	16,8	32,5	74,7	119	164
	η	0,30	0,48	0,56	0,65	0,75	0,79	0,82
0,040	z	3,3	10,0	17,5	33,5	76,3	121	116
	η	0,33	0,50	0,58	0,67	0,76	0,80	0,83
0,050	z	3,6	10,5	18,2	34,5	77,6	122	168
	η	0,36	0,53	0,61	0,69	0,78	0,82	0,84

тут K_v – об’ємний коефіцієнт масопередачі; L – висота шару адсорбента; ω_y – швидкість газової фази, розрахована на загальний переріз адсорбента; τ – тривалість процесу адсорбції; A – константа із рівняння ізотерми адсорбції: $A = y^*/a$ (a – величина адсорбції).

Криві розподілу концентрацій (рисунок 2) сорбтива в твердій фазі представлені в літературі [3] у відповідності з даними, розраховуємо за рівнянням (33а). Практично такі графіки використовують рідко, так як для умов проскоку представляють інтерес малі значення C/C_0 або y/C_0 , які тяжко визначити за рисунком через малий масштаб.

Для розрахунку часу захисної дії за допомогою ЕОМ зручно користуватись даними таблиці 4 [3,6].

В таблиці 4 приведені значення z і η (η – коефіцієнт корисної дії адсорбтивної ємності адсорбента при проскоку). При низьких значеннях C/C_0 коефіцієнт корисної дії адсорбтивної ємності η приблизно рівний відношенню комплексів z/x .

Після експериментального визначення C/C_0 і η із таблиці 4 знаходять значення x і z . Із величин x і z по формулам (34) і (35) розраховують коефіцієнт масопередачі K_v і співвідношення рівноважних концентрацій між фазами C/C_0 або y/C_0 . Для одиничного об'єму газової суміші (при $z = const$) на відрізьку шару L/x (рівному висоті одиниці масопередачі) концентрація C_1 змінюється в C_2 по залежності:

$$\int_{C_1}^{C_2} -\frac{dC}{C - y^*} = 1.$$

Таким чином, комплекс x представляє собою число одиниць масопереносу.

4.2 Приклади розрахунку процесу адсорбції

Приклад 1.

Визначити необхідну кількість активованого вугілля, висоту шару адсорбента і діаметр адсорбера періодичної дії для поглинання парів бензину із суміші його з повітрям. Витрата парогазової суміші $3450 \text{ м}^3/\text{год}$. Початкова концентрація бензину $\bar{C}_0 = 0,02 \text{ кг}/\text{м}^3$. Швидкість парогазової суміші $\omega = 0,23 \text{ м}/\text{с}$,

на повному перерізі апарату, динамічна активність вугілля по бензину 7% (масс.), залишкова активність після десорбції 8% (масс.), насипна щільність вугілля $\rho_{насип} = 500 \text{ кг/м}^3$. Тривалість десорбції, сушки і охолодження адсорбента складає 1,45 год.

Розв'язок. Для поглинання бензину за 1,45 год. необхідно адсорбента:

$$G = \frac{3450 \cdot 1,45 \cdot 0,02}{0,07 - 0,008} = 1612 \text{ кг.}$$

При заданій швидкості парогазової суміші $0,23 \text{ м/с}$ і витраті $3450 \text{ м}^3/\text{год}$ діаметр адсорбера повинен бути рівний:

$$D = \sqrt{\frac{3450}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,23}} = 2,3 \text{ м.}$$

Висота шару адсорбента:

$$H = \frac{1612}{500 \cdot 0,785 \cdot 2,3^2} \approx 0,8 \text{ м.}$$

Приклад 2. За дослідними даними, тривалість поглинання парів хлорпикрина $C_0 = 6,6 \text{ г/м}^3$ шаром активованого вугілля висотою $H = 0,05 \text{ м}$ і площею поперечного перерізу $S = 0,01 \text{ м}^2$ при об'ємній швидкості $V = 0,03 \text{ м}^3/\text{хв}$ складає $\tau = 336 \text{ хв}$. За ізотермою хлорпикрина активність вугілля $a_0^* = 222 \text{ кг/м}^3$. Діаметр частинок вугілля $d_g = 1,5 \text{ мм}$. Визначити: а) коефіцієнт захисної дії шару K ; б) втрату часу захисної дії τ_0 ; в) величину динамічних характеристик B_1 і B_2 .

Розв'язок. За формулою (16):

$$K = a_0^* / (\omega \bar{C}_0).$$

Величини a_0^* і \bar{C}_0 задані, а лінійна швидкість парів розраховується за об'ємною швидкістю і поперечному перерізі адсорбера:

$$\omega = V/S = 0,03/0,01 = 3 \text{ м/хв.}$$

Після підстановки отримаємо:

$$K = 222 / (3 \cdot 0,0066) = 11200 \text{ хв/м} \approx 187 \text{ год/м}.$$

Втрата часу захисної дії визначається за рівнянням (15):

$$\tau_0 = KH - \tau = 11200 \cdot 0,05 - 336 = 224 \text{ хв}.$$

Величину динамічних характеристик B_1 і B_2 визначають за формулами (17) і (18):

$$B_1 = K\omega = 11200 \cdot 3 = 33600;$$

$$B_2 = \tau_0 \sqrt{\omega} / d_s = 224 \sqrt{3} / 0,0015 = 259000.$$

Приклад 3. Якщо в умовах попереднього прикладу швидкість потоку парогазової суміші $\omega' = 6 \text{ м/хв}$, то як при цьому змінюється: а) коефіцієнт захисного шару; б) втрата часу захисної дії; в) тривалість поглинання для шару висотою $H' = 0,1 \text{ м}$?

Розв'язок. Так як коефіцієнт B_1 – величина постійна,

$$K' = K\omega / \omega' = B_1 / \omega' = 33600 / 6 = 5600 \text{ хв/м}.$$

Із формули для коефіцієнта B_2 визначаємо:

$$\tau'_0 = B_2 d_s / \sqrt{\omega'} = \frac{259000 \cdot 0,0015}{\sqrt{6}} \approx 159 \text{ хв}.$$

Тривалість поглинання визначаємо за рівнянням Шилова:

$$\tau' = K' H' - \tau'_0 = 5600 \cdot 0,1 - 159 = 401 \text{ хв}.$$

Приклад 4. Користуючись ізотермою адсорбції суміші парів етилового спирту і діетилового ефіру (крива 3 на рисунку 2), визначити тривалість адсорбції цієї суміші шаром активованого вугілля висотою $H = 1,0 \text{ м}$. Початкова концентрація суміші $\bar{C}_0 = 0,072 \text{ кг/м}^3$; середня концентрація на виході із

адсорбера $\bar{C} = 0,0001 \text{ кг/м}^3$; швидкість парогазової суміші, віднесена до повного перерізу адсорбера, $\omega = 12 \text{ м/хв}$; діаметр частин активованого вугілля $d_g = 0,004 \text{ м}$; насипна щільність $\rho_{\text{насит}} = 500 \text{ кг/м}^3$; температура адсорбції 20°C ; тиск атмосферний.

Розв'язок. За ізотермою адсорбції (рисунок 2) [7] визначаються a_0^* , відповідна концентрація $\bar{C}_0 = 0,072 \text{ кг/м}^3$; мольна маса суміші $M_{\text{см}} = 0,3 \cdot 46 + 0,7 \cdot 74 = 65,6 \text{ кг/кмоль}$.

Тиск, відповідний \bar{C}_0 :

$$p_0 = \bar{C}_0 RT = 0,072 \frac{848}{65,6} 293 \frac{760}{10330} = 20 \text{ мм.рт.ст.}$$

За ізотермою $a_0^* = 0,20 \text{ кг/кг} = 0,2 \cdot 500 = 100 \text{ кг/м}^3$. Ця точка знаходиться в третій області ізотерми; тому тривалість поглинання визначається за формулою (21):

$$\tau = \frac{a_0^*}{\omega \bar{C}_0} \left[H - \frac{\omega}{\beta_y} \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) \right].$$

Для розрахунку за цією формулою необхідно вирахувати тільки коефіцієнт масовіддачі β_y для суміші.

Коефіцієнт дифузії етилового спирту в повітрі при 0°C :

$$D_0^* = 0,0367 \text{ м}^2/\text{год} = 0,1019 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Для розрахунку прийmemo менший коефіцієнт дифузії (для ефіру) і перерахуємо його на температуру 20°C :

$$D = D_0^* \frac{p_e}{p} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 0,028 \frac{1}{1} \left(\frac{293}{273} \right)^{3/2} = 0,0312 \text{ м}^2/\text{год} = 0,0866 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Кінематичний коефіцієнт в'язкості розраховуємо за повітрям:

$$\nu^{0,54} = (0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0,248 \cdot 10^{-2};$$

$$(\omega/60)^{0,54} = (12/60)^{0,54} = 0,42;$$

$$d_g^{1,46} = 0,004^{1,46} = 0,3154 \cdot 10^{-3}.$$

Після підстановки знайдених величин отримаємо коефіцієнт масовіддачі:

$$\beta_y = \frac{1,6 \cdot 0,0866 \cdot 10^{-4} \cdot 0,42}{0,248 \cdot 10^{-2} \cdot 0,3154 \cdot 10^{-3}} = 7,4 c^{-1}.$$

Тривалість поглинання складає:

$$\tau = \frac{100 \cdot 60}{12 \cdot 0,072} \left[1,0 - \frac{12}{60 \cdot 7,4} 2,31 \lg \left(\frac{0,072}{0,0001} - 1 \right) \right] = 5900 c = 1 \text{ год } 38 \text{ хв.}$$

Перелік посилань

1. Чернобыльский И.И., Машины и аппараты химических производств. Изд. 3-е, перераб. и доп. – М.: «Машиностроение», 1974 – 456 с.
2. Стабников В.Н., Баранцев В.И. Проектирование процессов и аппаратов пищевых производств, 1985 – 730 с.
3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов/Под ред. чл.-корр. АН СССР П.Г. Романкова.- 10-е изд., перераб. и доп.- Л.:Химия, 1987 – 576 с.
4. Сидоров Ю.І., Влязло Р.Й., Новиков В.П. Процеси і апарати мікробіологічної промисловості. Технічні розрахунки. Приклади і задачі. Основи проектування виробництв. Навч. посібник у 3 ч. – 4.І. Ферментація – Львів, Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2004 – 240 с.
5. Сидоров Ю.І., Влязло Р.Й., Новиков В.П. Процеси і апарати мікробіологічної промисловості. Технічні розрахунки. Приклади і задачі. Основи проектування виробництв. Навч. посібник у 3 ч. – 4.ІІ. Оброблення культуральних рідин – Львів, Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2004 – 296 с.
6. Сидоров Ю.І., Влязло Р.Й., Новиков В.П. Процеси і апарати мікробіологічної промисловості. Технічні розрахунки. Приклади і задачі. Основи проектування виробництв. Навч. посібник у 3 ч. – 4.ІІІ. Основи проектування мікробіологічних виробництв – Львів, Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2004 – 252 с.
7. Промышленная технология лекарств [Учебник. В 2-х т. / В.И. Чуешов, М.Ю. Чернов, Л.М. Хохлова и др.] Под ред. Чуешова Х.: МТК-Книга; Изд. НФАУ, 2002, - 716.