

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
«ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до лабораторних занять з дисципліни
«Машини та апарати хімічних, переробних та харчових виробництв»
Тематичний блок «Ректифікаційні та абсорбційні колонні апарати»
для студентів спеціальності G11 Машинобудування (за спеціалізаціями)
усіх форм навчання

Харків 2025

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

Моїсєєв Віктор Федорович, Манойло Євгенія Володимирівна,
Пономарьова Наталія Георгіївна, Шкоп Андрій Олександрович

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до лабораторних занять з дисципліни
«Машини та апарати хімічних, переробних та харчових виробництв»
Тематичний блок «Ректифікаційні та абсорбційні колонні апарати»
для студентів спеціальності G11 Машинобудування (за спеціалізаціями)
усіх форм навчання

Затверджено редакційно-
видавничою радою НТУ «ХП»,
протокол № 1 від 13.02.25

Харків
НТУ «ХП»
2025

Методичні вказівки до лабораторних занять з дисципліни «Машини та апарати хімічних, переробних та харчових виробництв». Тематичний блок «Ректифікаційні та абсорбційні колонні апарати» для студентів спеціальності G11 Машинобудування (за спеціалізаціями) усіх форм навчання / Уклад. В. Ф. Моїсєєв, Є. В. Манойло, Н. Г. Пономарьова, А. О. Шкоп. Нац. техн. ун-т «Харків. політехн. ін-т». – Електрон. текст. дані. – Харків : НТУ «ХПІ», 2025. – 35 с.

Укладачі:

В. Ф. Моїсєєв

Є. В. Манойло

Н. Г. Пономарьова

А. О. Шкоп

Рецензент К.О. Горбунов

Кафедра хімічної техніки та промислової екології

Лабораторна робота 1

ВИЗНАЧЕННЯ УМОВ ПСЕВДОЗРІДЖЕННЯ ШАРУ ЗЕРНИСТОГО МАТЕРІАЛУ

1.1. Практична значущість лабораторної роботи

Деякі технологічні процеси (наприклад, сушіння, адсорбція та ін.) проводяться у міжфазному контакті. При цьому на їх протікання витрачається багато часу. Але такі процеси можна інтенсифікувати, якщо здійснювати їх в режимі псевдозрідження. Лабораторна робота присвячена визначенню умов реалізації псевдозрідженого шару зернистого матеріалу.

1.2. Мета лабораторної роботи

- ознайомитися з конструкцією лабораторної установки;
- експериментально визначити швидкість початку псевдозрідження та витання частинок;
- засвоїти методику розрахунку основних параметрів процесу псевдозрідження шару матеріалу.

1.3. Основні теоретичні положення

Апарати із зваженим шаром останнім часом широко використовуються в хімічній технології для здійснення різних гетерогенних процесів, в яких має місце контакт газу або рідини з дрібнозернистим матеріалом (сушка, випалення, адсорбція, розчинення, каталітичні процеси). Перевага проведення процесів тепло- і масообміну в зваженому шарі полягає перш за все в значному збільшенні поверхні контакту фаз, що призводить до інтенсивнішого протікання процесів.

Процес *псевдозрідження* здійснюється під час продування повітря або рідини з певною швидкістю через шар зернистого матеріалу, що розташований на решітці. При цьому шар зернистого матеріалу переходить у завислий стан, набуває властивості текучості та переміщується по решітці. Зовні такий шар нагадує киплячу рідину, тому його ще називають *киплячим* шаром.

Процеси в псевдозрідженому шарі одержали широке розповсюдження в різних галузях хімічної та харчової технології. Такі процеси як змішування, теплообмін, сушіння, адсорбція можна здійснювати у псевдозрідженому шарі. Особливо інтенсивно впроваджується псевдозрідження в процеси сушіння; у псевдозрідженому шарі висушують зерно, цукор-пісок, дріжджі, желатин та інші зернисті, а також рідинні матеріали.

Апарати, що використовуються для проведення процесу псевдозрідження, характеризуються простотою конструкції, легко механізуються і автоматизуються.

Але процес псевдозрідження має свої недоліки. Вирівнювання температур і концентрацій в шарі призводить до зменшення рушійної сили

процесу. Негативними факторами слід ерозію апаратури, виникнення значних зарядів статичної електрики, необхідність установа пилуловлювальних пристроїв.

Розглянемо нерухомий шар зернистого матеріалу. Такий шар характеризується трьома величинами: ε – порізність шару; h – висота шару; d – діаметр частинок.

Якщо через шар матеріалу продувати повітря з відносно невеликою швидкістю, то зернистий шар лишається нерухомим. Але із збільшенням швидкості шар частинок набуває текучості та переходить у псевдозріджений стан. В такому стані частинки інтенсивно переміщуються в потоці у різних напрямках, та нагадують киплячу рідину. Швидкість потоку, що відповідає такому моменту, називається першою критичною або **швидкістю початку псевдозрідження** (w_{nc}). При подальшому підвищенні швидкості порізність шару та його висота починають збільшуватися до моменту, коли швидкість досягає нового критичного значення, при якому частинки захоплюються потоком і починають переміщуватися разом із повітрям, тобто починається процес транспортування матеріалу. Таке явище називається пневмотранспортом та використовується в харчовій промисловості для переміщення сипучого матеріалу. Швидкість, яка відповідає цьому моменту, називається другою критичною швидкістю, або **швидкістю вільного вітання**, або **швидкістю віднесення** ($w_{v.вим}$). **Робоча швидкість** w_p повинна знаходитися у межах від w_{nc} до $w_{v.вим}$. Відношення робочої швидкості до швидкості початку псевдозрідження називається **числом псевдозрідження**:

$$K_w = \frac{w_p}{w_{nc}} \quad (1.1)$$

Число псевдозрідження характеризує інтенсивність перемішування частинок та стан псевдозрідженого шару.

На графіку залежності перепаду тиску в шарі ΔP від швидкості повітря у перетину апарата (рис. 1.1) початку псевдозрідження відповідає точка перетину, після якої ΔP залишається постійною незалежно від швидкості повітря.

Режим постійного гідравлічного опору забезпечується тоді, коли сила динамічного впливу потоку на частинку врівноважується масою частинок.

Швидкість псевдозрідження можна визначити за критичним значенням критерію Рейнольдса:

$$Re_{nc} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}} \quad (1.2)$$

Для визначення швидкості псевдозрідження за допомогою цього рівняння спочатку знаходять значення критерію Архімеда:

$$Ar = \frac{d^3 \cdot \rho^2 \cdot \rho_c \cdot g}{\mu_c^2} \quad (1.3)$$

де d – діаметр частинки, м; g – прискорення вільного падіння, м/с²; ρ – щільність частинки, кг/м³; ρ_c – щільність повітря, кг/м³; μ_c – в'язкість повітря, Па·с.

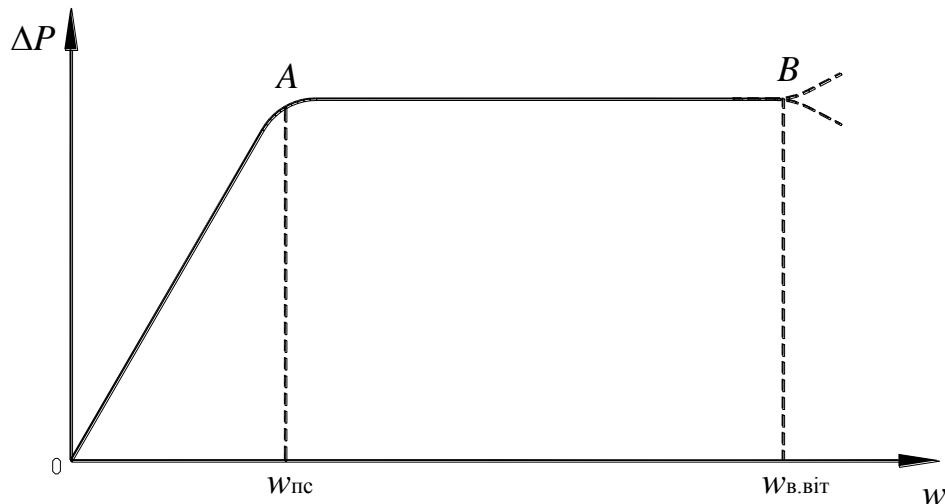


Рисунок 1.1. Залежність опору шару від швидкості повітря

Потім знаходять критерій Рейнольдса та швидкість псевдозрідження за рівнянням:

$$Re_{nc} = \frac{w_{nc} \cdot d \cdot \rho_c}{\mu_c} \quad (1.4)$$

або

$$Re_{nc} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}} \quad (1.5)$$

де ρ_c – щільність повітря, кг/м³; μ_c – в'язкість повітря, Па·с.

Швидкість вільного вітання розраховують за критерієм Рейнольдса, що визначається за формулою:

$$Re_{nc} = \frac{Ar}{18 + 0,575 \cdot \sqrt{Ar}} \quad (1.6)$$

Якщо необхідно визначити діаметр частинки, що знаходиться у псевдозрідженому стані, то розраховують критерій Лященко:

$$Ly = \frac{w^3 \cdot \rho_c^2}{\mu_c \cdot g \cdot \rho} \quad (1.7)$$

де w – швидкість потоку повітря, м/с; ρ – щільність частинки, кг/м³; ρ_c – щільність повітря, кг/м³; μ_c – в'язкість повітря, Па·с.

Спочатку розраховують критерій Лященко, а потім визначають критерій Архімеда. Діаметр частинки розраховують з рівняння (1.3).

Втрату тиску в шарі (гідравлічний опір) визначають за рівнянням:

$$\Delta P = \frac{3}{2} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\phi \cdot \varepsilon^3} \cdot \xi \cdot \frac{h}{d} \cdot \frac{w^2}{2} \cdot \rho_c \quad (1.8)$$

де w – швидкість потоку повітря, дорівнює швидкості вітання, м/с; ϕ – фактор форми частинки (для кулеподібних частинок $\phi = 1$); ε – порізність шару, змінюється від 0,4 до 1; h – висота шару, м;

Коефіцієнт опору

$$\xi = \frac{133}{Re} + 2,34 \quad (1.9)$$

Якщо $Re < 1$, то $\xi = \frac{133}{Re}$; якщо $Re > 7000$, то $\xi = const = 2,34$.

1.4. Опис експериментальної установки

Лабораторна установка (рис. 1.2) складається з чотирьох колонок 1 діаметром 60 мм. У трьох колонках на решітках знаходяться гранули різної форми, розміром та щільністю. До кожної колонки підключений манометр 2, який дозволяє визначати перепад тиску в колонці. Нижня частина колонок з'єднана з вентилятором 4, на якому є кран (засувка) 3. Повітря подається вентилятором. Частота обертання ротора вентилятора встановлюється при зміні напруги електродвигуна за допомогою ЛАТРу 5.

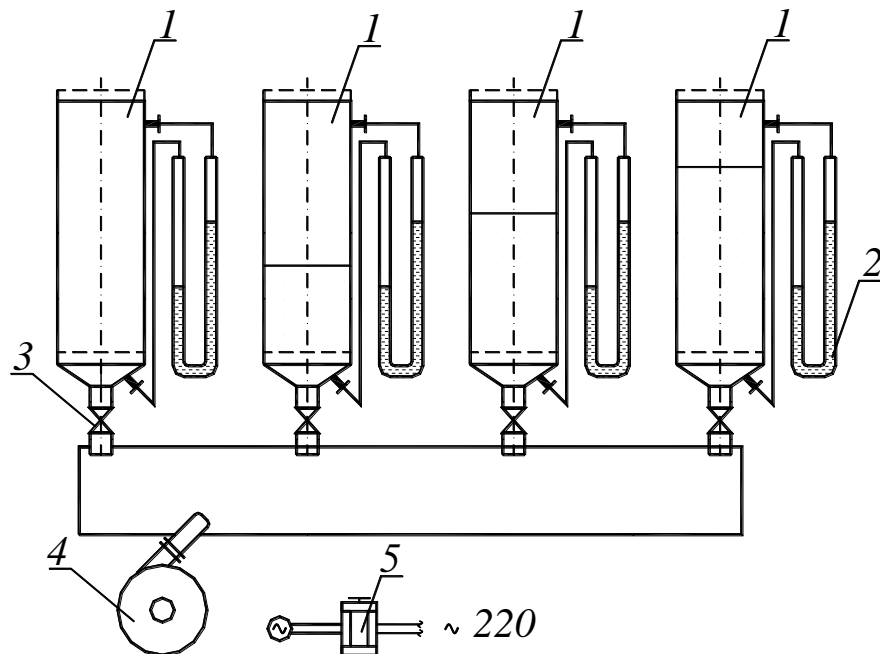


Рисунок 1.2. Схема установки

1.5. Методика проведення дослідження

Відкривають засувку однієї з колонок, визначають висоту шару матеріалу, вмикають ЛАТР в електромережу при положенні на нулі.

Стан шару гранул на решітці спостерігається при повільному збільшенні витрат газу ЛАТРОм. Коли частинки почнуть рухатися, шар матеріалу збільшуватися в об'ємі, тоді треба визначити показники

манометра, ЛАТРа та замірити висоту шару матеріалу. Потім збільшують витрати газу до моменту віднесення частинок, знову визначають показники манометра, ЛАТРа та висоту шару матеріалу. Показники приборів заносять у таблицю 1.1. За показниками ЛАТРа (за графіком на установці) знаходять витрати газу для початку псевдозрідження та початку віднесення частинок.

Таблиця 1.1. Результати експерименту

Параметр	Одиниця виміру	Числове значення

Визначають опір решітки без гранул. Для цього відкривають засувку на колонці без гранул для подачі повітря. Після досліджень установку вимикають та проводять розрахунки.

1.6. Обробка результатів дослідження

1. Визначають швидкість псевдозрідження, швидкість витання з рівняння витрат: $v = 0,785 \cdot D^2 \cdot w$.

2. Визначають критерій Ляшенка за рівнянням (1.7)

3. Визначають критерій Архімеда з графічної залежності, яка наведена у довідковій літературі.

4. Розраховують еквівалентний діаметр частинки за рівнянням (1.3).

5. Визначають критерій Рейнольдса (рівняння 1.5, 1.6).

6. Коефіцієнт опору розраховують за формулою (1.9).

7. З рівняння (1.8) визначають порізність шару матеріалу.

8. Розраховують швидкість газового потоку, що віднесений до

вільного перетину шару: $w_{nc}^{сл} = \frac{W_{nc}}{\varepsilon}$, $w_{віль.}^{сл} = \frac{W_{віль.}}{\varepsilon}$.

9. Розраховують швидкість газового потоку для оптимального режиму псевдозрідження, якщо число псевдозрідження дорівнює 2 (формула 1.1).

10. Роблять загальні висновки.

Таблиця 1.2. Фізичні властивості сухого повітря при атмосферному тиску

$t, ^\circ\text{C}$	ρ , кг/м ³	c , кДж/кг·К	$\lambda \cdot 10^6$, Вт/м·К	$\mu \cdot 10^6$, Па·с	$\nu \cdot 10^6$, м ² /с	Pr
0	1,293	1,005	2,44	17,17	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	17,66	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	18,15	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	18,64	16,00	0,701

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$c, \text{кДж/кг}\cdot\text{К}$	$\lambda \cdot 10^6, \text{Вт/м}\cdot\text{К}$	$\mu \cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
40	1,128	1,005	2,76	19,13	16,96	0,699
50	1,093	1,005	2,83	19,62	17,95	0,698
60	1,060	1,005	2,89	20,11	18,97	0,696
70	1,029	1,009	2,96	20,60	20,02	0,694
80	1,000	1,009	3,05	21,09	21,09	0,692
90	0,972	1,009	3,13	21,48	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	21,88	23,13	0,688
130	0,898	1,009	3,34	22,86	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	23,74	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	24,52	30,00	0,682

Lu

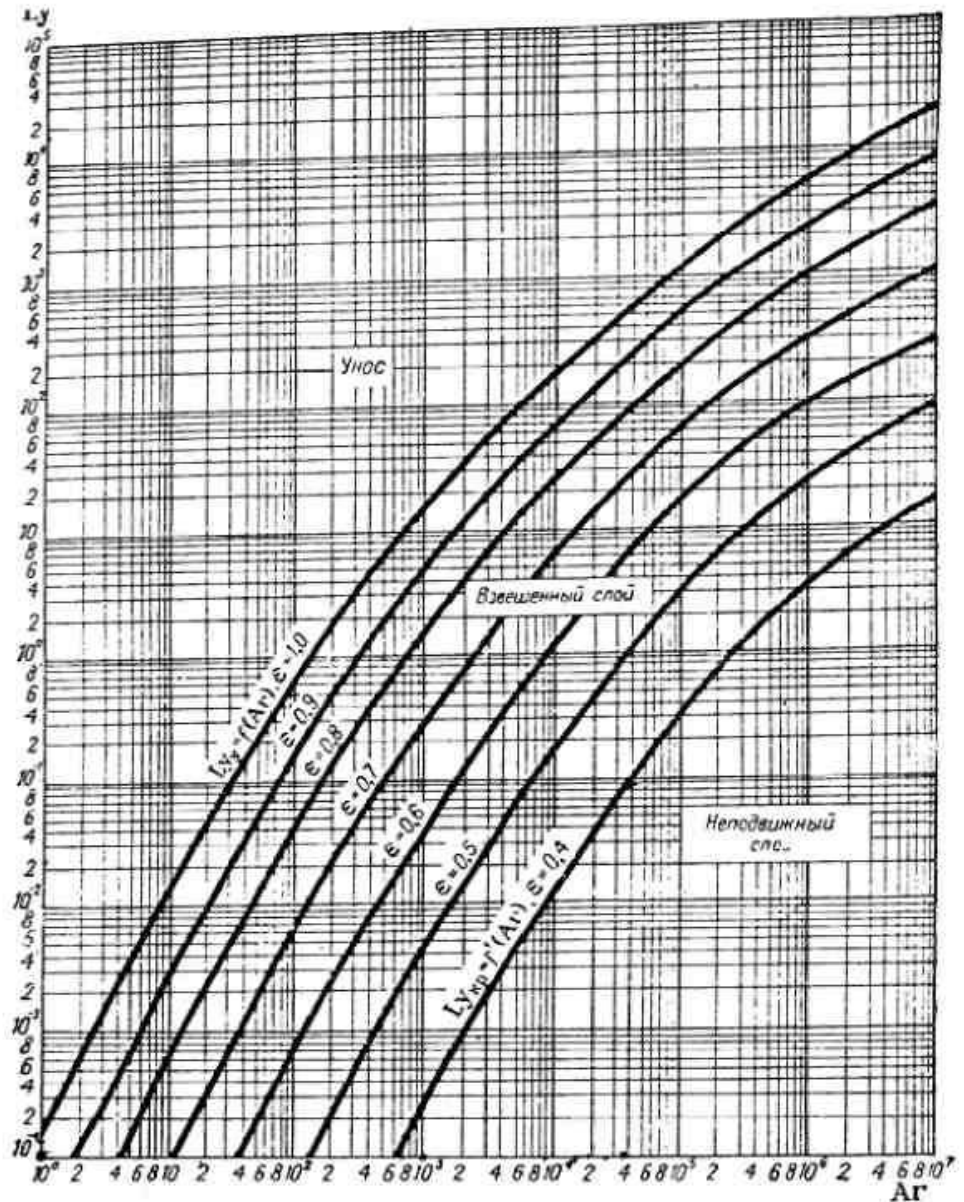


Рисунок 1.2. Залежність критерію Lu від критерію Ar і порізності шару

Запитання та завдання для самоперевірки

1. Як здійснюється процес псевдозрідження?
2. В якому випадку можна використовувати процес псевдозрідження?
3. Назвіть достоїнства та недоліки процесу псевдозрідження.
4. Опишіть, що відбувається в процесі псевдозрідження.
5. Назвіть три стани псевдозрідження.
6. Визначте для кожного стану швидкість потоку.
7. Що таке робоча швидкість, яке значення приймає ця величина?
8. Які критерії характеризують процес?
9. Як змінюється гідравлічний опір шару до значення швидкості псевдозрідження, а потім і до швидкості вільного вітання ?
10. Як визначити швидкість псевдозрідження?
11. Як визначити швидкість вільного вітання?
12. Опишіть лабораторну установку.

Лабораторна робота 2

ВИЗНАЧЕННЯ ГІДРАВЛІЧНОГО ОПОРУ БАРБОТАЖНОГО АБСОРБЕРА

2.1. Практична значущість лабораторної роботи

Колонні абсорберні апарати набули широке застосування у багатьох галузях промисловості, але найбільш розповсюджені у хімічній та харчовій. Гідравлічний опір є однією з важливих гідравлічних характеристик подібних апаратів яка визначає витрати енергії на проведення процесів абсорбції.

2.2. Мета лабораторної роботи

Мета роботи – ознайомлення з роботою барботажного абсорбера і методами розрахунку і вимірювання гідравлічного опору тарілок.

2.3. Основні теоретичні положення

У тарілчастих абсорберах відбувається ступінчастий контакт газової і рідкої фаз. Він здійснюється шляхом барботажу газу через шар рідини на тарілці. Поверхня контакту фаз представляє сукупність поверхонь бульбашок, цівок і бризок.

Залежно від швидкості газу і щільності зрошування барботажені тарілки можуть працювати в різних режимах. Ці режими розрізняються структурою барботажного шару, яка визначає його гідравлічний опір, висоту газорідинного шару на тарілці і величину поверхні контакту фаз.

Для колон з сітчастими тарілками при малих швидкостях газу рідина «провалюється» через отвори, газ проходить тільки через частину отворів. Це режим нерівномірної роботи.

При збільшенні швидкості газ починає проходити через всі отвори, на тарілці утворюється газорідинний шар – піна; поверхня контакту фаз збільшується. Наступає режим рівномірної роботи.

При подальшому збільшенні швидкості газу спостерігається струменевий режим, коли газ рухається через рідину у вигляді струменів. В результаті над піною утворюється велика кількість бризок. При струменевому режимі поверхня контакту фаз знижується. При ще більшому збільшенні швидкості газу рідина підкидається газом на велику висоту, і може відбуватися віднесення рідини на розташовану вище тарілку.

Для сітчастих тарілок мінімальну швидкість газу в отворах тарілки $w_{0\min}$, м/с, яка відповідає початку режиму рівномірної роботи, можна знайти по рівнянню

$$w_{0\min} = 0,67(g\rho_p h_0 / \xi\rho_g)^{1/2}, \quad (2.1)$$

де ρ_p, ρ_g – відповідно щільності рідини і газу, кг/м³; h_0 – висота шару рідини на тарілці, м; ξ – коефіцієнт гідравлічного опору сухої тарілки.

Швидкість газу в отворах тарілки w_0 зв'язана із швидкістю газу у вільному перетині колони (фіктивною швидкістю) w співвідношенням

$$w = fw_0,$$

де f – живий перетин тарілки (долі або %), тобто відношення сумарної площі отворів до площі поперечного перетину колони.

Для сітчастих тарілок: при $f = 0,07-0,1$ $\xi = 1,82$;
при $f = 0,15-0,2$ $\xi = 1,45$.

Загальний гідравлічний опір тарілки ΔP Па складається з опору сухої тарілки ΔP_1 , опору барботажного шару ΔP_2 і опору обумовленого силами поверхневого натягнення рідини:

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 \quad (2.2)$$

Гідравлічний опір, що входять у формулу (2.2), визначають таким чином:

$$\Delta P_1 = \xi \rho_2 w_0^2 / 2; \quad (2.3)$$

$$\Delta P_2 = 1,3k \rho_p (h_n + \Delta h), \quad (2.4)$$

де k – відношення щільності піни до щільності рідини (зазвичай приймають $k = 0,5$; h_n – висота зливного порогу, м; Δh – висота рівня рідини над зливним порогом, м.

$$\Delta h = V_p / 1,85 \Pi k; \quad (2.5)$$

де V_p – об'ємна витрата рідини, м³/с; Π – периметр зливного патрубку, м.

$$\Delta P_3 = 4\sigma / d; \quad (2.6)$$

де σ – поверхневе натягнення, Н/м; d – діаметр отворів тарілки, м.

2.4. Опис експериментальної установки

Установка (рис. 2.1) складається з абсорбера 5 з двома сітчастими тарілками 6, приймального 1 і напірного 9 баків, повітродувки 23, системи кранів і вимірювальних приладів.

Рідина з напірного бака 9 поступає на верхню тарілку абсорбера. Витрата рідини регулюється краном 7 і фіксується ротаметром 8. Перелив рідини з верхньої тарілки на нижню і з нижньої в приймальний бак здійснюється за допомогою переливних пристроїв 4 і 14 та гідрозасува 2. Висота шару рідини на тарілці визначається відкриттям одного з кранів 3 або 15. Для передачі рідині з приймального бака 1 в напірний 9 використовується стисле повітря з ресивера 22.

Повітря подається під нижню тарілку абсорбера за допомогою повітродувки 23. Регулювання подачі повітря проводиться по напрузі, що подається на електродвигун вентилятора (показання ЛАТРа), значення витрати знаходять по діфманометру 28, сполученому з діафрагмою 24. На тарілках утворюється барботаажний шар рідини. На виході з абсорбера повітря проходить бризкоуловлювач 10 і викидається в атмосферу.

Вимірювання гідравлічного опору проводиться діфманометром 19. За допомогою кранів 12, 13, 16, 17 і 21 діфманометром 19 можна заміряти опір однієї з тарілок або всього апарату в цілому.

3. При декількох значеннях витрати газу V_2 вимірюють гідравлічний опір сухих тарілок і всього апарату.

4. Заміряні значення ΔP_1 для кожної тарілки порівнюють із значеннями ΔP_1 , розрахованими по формулі (2.3).

5. Встановлюють задану витрату рідини V_p і після стабілізації режиму вимірюють гідравлічний опір кожної зрошуваної тарілки і всього апарату.

6. Отримані значення ΔP порівнюють з ΔP , розрахованими по формулах (2.2) – (2.6).

Вимірювання значень ΔP можна проводити при декількох значеннях V_2 та $V_{ж}$ або різній висоті газорідинного шару на тарілці.

Результати вимірювань і розрахунків заносять в таблиці 2.1 – 2.3.

Таблиця 2.1. Швидкість газу, що відповідає початку рівномірної роботи тарілок, $V_p = \dots \text{ м}^3/\text{с}$, $h_0 = \dots \text{ м}$

№ п/п	V_2 , м ³ /с	w , м/с	w_0 , м/с	$w_{0\text{min}}$, м	Візуальні спостереження

Таблиця 2.2. Гідравлічний опір сухих тарілок

№ п/п	V_2 , м ³ /с	w , м/с	w_0 , м/с	h_0 , м	1-а тарілка ΔP_1 , Па	2-а тарілка ΔP_1 , Па	$\sum \Delta P_1$, Па	ΔP_1 , Па (по формулі 2.3)

Таблиця 2.3. Гідравлічний опір зрошуваних тарілок

№ п/п	V_2 , м ³ /с	w , м/с	w_0 , м/с	$V_{ж}$, м ³ /с	h_0 , м	1-а тарілка, ΔP_2 , Па	2-а тарілка, ΔP_2 , Па	$\sum \Delta P_2$, Па	ΔP_2 , Па (по формулі 2.2)

Складають звіт про виконану роботу який повинен містити:

1. Короткий виклад змісту роботи, основні розрахункові формули.
2. Схему установки.
3. Розрахунок значень w , w_0 , ΔP_1 , ΔP_2 , ΔP_3 , ΔP , $w_{0\text{min}}$, Δh .
4. Звітні таблиці.
5. Графічні залежності

Запитання та завдання для самоперевірки

1. У яких режимах може працювати тарілчастий абсорбер?
2. Від чого залежать гідравлічний опір тарілки і величина поверхні контакту фаз?
3. З яких доданків складається гідравлічний опір зрошуваної тарілки?
4. Що таке живий перетин тарілки?
5. Як визначити швидкість газу в отворах тарілки?
6. Що таке фіктивна швидкість газу?
7. Як розрахувати мінімальну швидкість газу, відповідну початку режиму рівномірної роботи тарілки?

Лабораторна робота 3

ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФІЦІЄНТА МАСОПЕРЕДАЧІ В БАРБОТАЖНОМУ АБСОРБЕРІ

3.1. Практична значущість лабораторної роботи

Абсорбція – це процес поглинання одного або декількох компонентів з газової суміші рідким поглиначем – абсорбентом. Цей процес використовують в промисловості для очищення газів, розділення парогазових сумішей або витягання з них необхідних компонентів. Коефіцієнт масопередачі показує ефективність роботи конкретного апарата.

3.2. Мета лабораторної роботи

Мета роботи полягає в ознайомленні з роботою барботажного абсорбера і дослідному визначенні коефіцієнта масопередачі.

3.3. Основні теоретичні положення

Розрізняють фізичну абсорбцію і хемосорбцію. Процес фізичної абсорбції є оборотним. Зворотний процес носить назву десорбції. При хемосорбції разом з фізичним розчиненням компонента відбувається його взаємодія з розчинником.

В процесі абсорбції беруть участь, як мінімум, три компоненти: газ-носіє, рідкий поглинач і перехідний або цільовий компонент. При фізичній абсорбції газ-носіє і рідкий поглинач не взаємодіють між собою і інертні по відношенню до перехідного компонента.

При абсорбції співвідношення між співрівноважними концентраціями цільового компонента в газовій і рідкій фазах для розбавлених розчинів відповідає правилу Генрі:

$$y^* = m \cdot x, \quad (3.1)$$

де y^* – рівноважна концентрація компонента в газовій фазі, молярні долі; x – концентрація компонента в рідкій фазі, молярні долі; m – коефіцієнт розподілу.

Величина m при фізичній абсорбції для розбавлених розчинів є постійною. На графіці в координатах $y^* - x$ коефіцієнт розподілу – тангенс кута нахилу рівноважної лінії до осі x .

Абсорбція – типовий масообмінний процес. Причиною перенесення цільового компонента з газової фази в рідку є невривноваженість фаз або різниця хімічних потенціалів компонента у фазах. При інженерних розрахунках рушійну силу процесу або міру відхилення від стану рівноваги Δ виражається як різниця робочої (x, y) і рівноважної (x^*, y^*) концентрацій. Так, величину локальної рушійної сили по газовій фазі можна виразити як $\Delta y = y^* - y$, по рідкій фазі – як $\Delta x = x^* - x$. Розмірність величини Δ залежить від способу вираження концентрації. Якщо використовуються відносні масові концентрації, тобто

$$[x''] = \frac{\text{кг компонента}}{\text{кг інерта-рідини}} \quad \text{і} \quad [y''] = \frac{\text{кг компонента}}{\text{кг інерта-газу}}$$

Тоді $\Delta x'' = \text{кг/кг}$ та $\Delta y'' = \text{кг/кг}$.

Робочі концентрації фаз, а отже, і величина Δ міняються уздовж поверхні контакту фаз. При розрахунках користуються середнім значенням рушійної сили. Величина середньої рушійної сили в процесах масопередачі виражається як

$$\Delta y''_{cp} = \frac{y''_n - y''_k}{\int_{y''_k}^{y''_n} \frac{dy''}{y'' - y''^*}} \quad (3.2)$$

Для розбавлених розчинів, коли рівноважна лінія близька до прямої, величину середньої рушійної сили можна обчислити як середню логарифмічну з початкового і кінцевого значень рушійної сили:

$$\Delta y''_{cp} = \frac{(y''_n - y''_n^*) - (y''_k - y''_k^*)}{\ln \frac{y''_n - y''_n^*}{y''_k - y''_k^*}} = \frac{\Delta y''_n - \Delta y''_k}{\ln \frac{\Delta y''_n}{\Delta y''_k}} \quad (3.3)$$

У формулі (16.3.3) y''_n , y''_n^* – робоча і рівноважна масова концентрація компонента в газовій фазі на вході в абсорбер (тарілку), кг/кг; y''_k , y''_k^* – робоча і рівноважна концентрація компонента в газовій фазі на виході з абсорбера (тарілки), кг/кг; $\Delta y''_n$, $\Delta y''_k$ – рушійні сили на кінцях абсорбера, кг/кг. В разі прямоточного руху фаз у формулу для розрахунку $\Delta y''_{cp}$ входять рівноважні значення для початкового і кінцевого складів фаз.

3.4. Опис експериментальної установки

У роботі процес абсорбції вивчається на прикладі поглинання вуглекислого газу CO_2 з його суміші з повітрям розчином моноетаноламіну (МЕА). Схема установки представлена на рис. 3.1. Установка складається з абсорбера 5 з двома сітчастими тарілками 6, приймального 1 і напірного 9 баків, повітродувки 23, системи кранів і вимірювальних приладів. Рідина з напірного бака 9 поступає на верхню тарілку абсорбера. Витрата рідини регулюється краном 7 і фіксується ротаметром 8. Перелив рідини з верхньої тарілки на нижню і з нижній в приймальний бак здійснюється за допомогою переливного пристрою 4, 14 і гідрозасува 2. Висота шару рідини на тарілці визначається відкриттям одного з кранів 3, 15. Для передачі рідини з приймального бака 1 в напірний 9 використовується стисле повітря з ресивера 22. Повітря подається під нижню тарілку абсорбера за допомогою повітродувки 23. Регулювання подачі повітря проводиться по зміні величини напруги, що подається на електродвигун вентилятора (за допомогою ЛАТРа) і встановлюється по діфманометру 28, сполученому з діафрагмою 24. Дозування вуглекислого газу в потік повітря проводиться з балона за допомогою крану 26. Вимір витрати CO_2 здійснюється ротаметром 25.

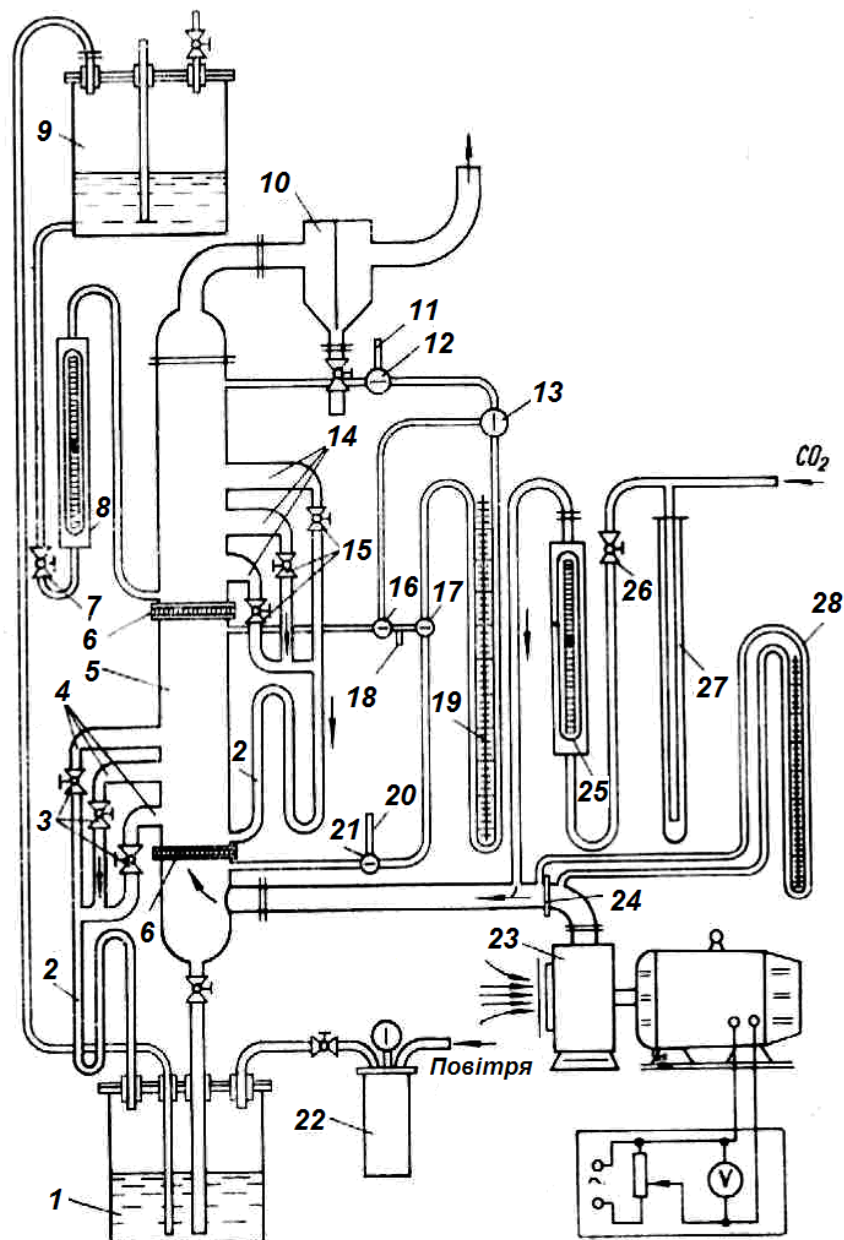


Рисунок 3.1. Схема установки для вивчення процесу абсорбції:
 1 – зливний бачок; 2 – гідравлічний затвор; 3, 15 – крани для зливу рідини з тарілки; 4, 14 – переливний пристрій; 5 – колона абсорбції; 6 – тарілка; 7 – кран регулювання подачі рідини на тарілку; 9 – напірний бачок; 10 – бризкоуловлювач; 16, 18, 20 – відведення для відбору проб газу на аналіз; 12, 16, 21 – крани для відбору проб газу на аналіз; 13, 17 – крани підключення тарілки до діфманометру; 19 – діфманометр для виміру опору тарілки; 22 – ресивер; 23 – повітродувка; 24 – діафрагма

Внутрішній діаметр колони $D = 0,09$ м. Діаметр отворів сітчастої тарілки – 1,5 мм; кількість отворів – 118.

У роботі можна досліджувати залежність швидкості абсорбції і величини коефіцієнта масопередачі від лінійної швидкості газу, щільності зрошування, концентрації CO_2 , висоти барботажного шару.

Перед початком роботи задають витрату повітря V , м/с; витрату МЕА L , кг/с; концентрацію CO_2 в повітрі на вході в абсорбер %; висоту шару рідини на тарілці h , м.

При дослідженні впливу одного з параметрів останні зберігаються постійними. Всі параметри міняють в межах дотримання стійкої рівномірної роботи колони в барботажному режимі.

3.5. Методика проведення дослідження

1. Включається повітродувка 23, і за допомогою ЛАТРа встановлюється певна витрата повітря V .

2. Встановлюється за допомогою крану 7 витрата рідини L , відповідна заданій щільності зрошування. Висота шару рідини встановлюється відкриттям одного з кранів 3, 15.

3. Здійснюється подача CO_2 з балона за допомогою крану 26. Кількість вуглекислоти, що подається, фіксується по ротаметру 25.

4. Після стабілізації режиму одночасно через крани 12, 16, 21 і відведення 11, 18, 20 відбираються проби газової суміші на вході в абсорбер, перед другою тарілкою і на виході з апарату. Проби аналізуються на вміст CO_2 за допомогою газоаналізатора.

5. Змінюють один з параметрів роботи колони і після стабілізації режиму знов відбирають проби газу на аналіз.

Результати вимірів і аналізу газу заносять в табл. 3.1.

Таблиця 3.1. Результати вимірів, $t = \dots$, °C

№ п/п	Витрата повітря V , м ³ /с	Витрата МЕА L , кг/с	Концентрація CO_2 , уоб, %			Висота шару рідини h , м
			вхід в колону	перед другою тарілкою	вихід з колони	

3.6. Обробка результатів дослідження

Рівнянням, що визначає швидкість процесу перенесення маси при абсорбції, є рівняння масопередачі. По газовій фазі воно виражається як

$$M = k_y \Delta y''_{cp} F, \quad (3.4)$$

де M – кількість компонента, який переходить в одиницю часу з газової фази в рідину, кг/с; F – поверхня контакту фаз, м²; k_y – коефіцієнт масопередачі, кг/(м²·с·кг/кг), що є кількістю речовини, яка переноситься у одиницю часу через одиницю поверхні при рушійній силі, рівній одиниці.

Коефіцієнт масопередачі є важливою кінетичною характеристикою, необхідною для розрахунку устаткування абсорбції. Величина k залежить від багатьох чинників: фізико-хімічних властивостей фаз, конструкції апарату, швидкості газу, щільності зрошування. В більшості випадків

величину коефіцієнта масопередачі визначають експериментально з рівняння (3.3). При цьому приведені вище вираження (3.2) для Δu_{cp} можна використовувати у випадках, коли по висоті апарату коефіцієнт масопередачі змінюється не більше ніж на 10%.

Величина поверхні контакту фаз F , до одиниці якої віднесений коефіцієнт масопередачі, в більшості випадків важко визначити. Тому в барботажних апаратах це сумарна поверхня бризок, піни, пухирців. Тому при розрахунках по формулі (3.4) замість величини поверхні контакту фаз використовують умовну величину, рівну площі перетину колони.

Із збільшенням інтенсивності перемішування коефіцієнт масопередачі зростатиме унаслідок переважання турбулентної дифузії над молекулярною. Вплив перемішування на поверхню контакту фаз також переноситься при цьому на коефіцієнт масопередачі. Розрахунки проводять в наступній послідовності:

1. Розрахунок коефіцієнта масопередачі k_y проводиться з рівняння (3.4), в якому F приймають рівній площі поперечного перетину колони:

$$F = 0,785D^2.$$

2. Значення Δu_{cp} обчислюють по рівнянню (3.3) по експериментальних значеннях концентрації CO_2 . Заздалегідь проводять перерахунок концентрації з об'ємних у відносні вагові:

$$y'' = \frac{M(CO_2)y_{об}}{M_{возд}(1-y_{об})} = \frac{44y_{об}}{29(1-y_{об})}, \text{ кг/кг} \quad (3.5)$$

де $y_{об}$ – об'ємна доля CO_2 в повітрі.

Рівноважну концентрацію CO_2 у розчині МЕА беруть з літературних даних.

3. Величина M у рівнянні (3.4) обчислюється по рівнянню матеріального балансу

$$M = G(y''_n - y''_k), \quad (3.6)$$

де G – масова витрата повітря, рівна добутку об'ємної витрати повітря V , m^3/c на його щільність при температурі дослідів ρ , kg/m^3 .

4. Обчислюють лінійну швидкість газу w (на повний переріз колони).

5. Міра абсорбції C визначається як

$$C = \frac{y''_n - y''_k}{y''_k} 100\% \quad (3.7)$$

6. ККД абсорбера або тарілки визначається як відношення фактично поглиненого компонента до кількості, яка могла б поглинутися за умови досягнення рівноваги:

$$C = \frac{y''_n - y''_k}{y''_k} 100\%, \quad (3.8)$$

$$y''_* = \frac{y''_n + y''_k}{2} 100\%, \quad (3.9)$$

Якщо концентрація газу більше 10%, то у формули (3.7) і (3.8) слід вводити поправку на зміну об'єму газу в результаті абсорбції.

7. Обчислюють щільність зрошування. Цю величину зазвичай виражають як об'єм рідини, що доводиться на одиницю площі поперечного перетину колон в одиницю часу

$$U = \frac{L\rho_p}{F}, \quad (3.10)$$

де ρ_p – щільність розчину МЕА, кг/м³; L – витрата рідини, кг/с.

Результати дослідів зводять в табл. 3.2.

Таблиця 16.3.2. Результати дослідів

№	G , кг/с	y''_n , кг/кг	y''_k , кг/кг	y''^*_n , кг/кг	y''^*_k , кг/кг	$\Delta y''_{cp}$, кг/кг	M , кг/с	C , %	η , %	w , м/с	U , м ³ /м ² с	k_y

Залежно від завдання будують графічні залежності: $k_y = f(w)$;
 $k_y = f(U)$; $k_y = f(h)$; $k_y = f(y''_n)$; $\eta = f(w)$.

Звіт про роботу містить:

1. Короткий виклад вмісту роботи, основні розрахункові формули.
2. Схему установки.
2. Розрахунок основних параметрів (за табл. 3.1 та 3.2).
4. Графічні залежності (за завданням викладача).

Запитання та завдання для самоперевірки

1. Що таке абсорбція?
2. У яких випадках рівновага при абсорбції описується правилом Генрі?
3. Як можна розрахувати середню рушійну силу процесу абсорбції?
4. Який фізичний сенс коефіцієнта масопередачі? У яких випадках використовується умовне значення коефіцієнта масопередачі? Як можна обчислити коефіцієнт масопередачі?
5. Що таке міра абсорбції?
6. Що таке коефіцієнт корисної дії колони абсорбції?

Лабораторна робота 4

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ РЕКТИФІКАЦІЇ У ТАРИЛЧАСТІЙ КОЛОНІ

4.1. Практична значущість лабораторної роботи

Процеси ректифікації поширені у промисловій практиці хімічного та харчового виробництва, а тарілчасті апарати широко використовуються промисловістю.

4.2. Мета лабораторної роботи

Ознайомлення з роботою тарілчастої колони ректифікації періодичної дії. Визначення теоретичного числа тарілок, середнього складу верхнього і нижнього продуктів, міри розділення суміші в колоні.

4.3. Основні теоретичні положення

Перегонка і ректифікація є широко поширеними в промисловості методами розділення рідких сумішей, заснованими на відмінності температур кипіння компонентів суміші. Компонент, що має нижчу температуру кипіння, називається низько киплячим компонентом (НК), а компонент, що має вищу температуру кипіння, називається високо киплячим компонентом (ВК). Якнайповніше розділення компонентів досягається при ректифікації, що є складним видом перегонки.

Процес ректифікації здійснюється в колонному апараті (тарілчастому або насадковому), де протікає переміщення нерівноважні по складу парова і рідка фази. На кожному рівні колони пар при зустрічі з рідиною частково конденсується; при цьому в рідку фазу переходить переважно ВК. За рахунок тепла конденсації відбувається частковий випар рідини; при цьому в парову фазу переходить переважно НК.

В результаті безперервно повторюваних процесів часткового випару і конденсації пар збагачується НК, а рідина – ВК. Можна підібрати умови, при яких з нижньої тарілки (рівня) колони витікатиме рідина, що є практично чистим ВК (кубовий залишок), а з верхньої тарілки виходити пари, що містять практично чистий НК. Після конденсації пари отримують верхній продукт або дистилат.

Частина верхнього продукту (флегма) повертається на зрошування колони. Відношення кількості флегми G_f до кількості дистилату G_p носить назву флегмового числа R ; $R = G_f / G_p$.

Міра розділення суміші на компоненти залежить від властивостей суміші, що розділяється, і висоти колони (числа тарілок). Висота колони, у свою чергу, залежить від величини флегмового числа. Тепло, необхідне для випару суміші, передається в кубі колони. Відведення тепла проводиться в дефлегматорі, куди поступають для конденсації пари з верхньої частини колони.

Установки ректифікації класифікують на періодичні і безперервної дії. У колонах ректифікації безперервної дії розрізняють верхню (зміцнюючу) частину і нижню (вичерпну) частину. Між зміцнюючою і вичерпною частинами колони знаходиться живляча тарілка, куди поступає вихідна суміш, що підлягає розділенню, нагріта до температури кипіння.

Призначенням нижньої частини колони є якнайповніше витягання із стікаючої рідини в пару НК («вичерпання» її по НК). Досягається це в результаті взаємодії стікаючої рідкої суміші з парами чистого ВК, що піднімаються з куба, де кипить практично чистий ВК. У верхню частину колони поступають пари ВК і НК.

Призначенням верхньої частини колони є «зміцнення» пари по НК. Досягається це в результаті взаємодії пари з флегмою – рідиною, що є практично чистим НК. Верхній і нижній продукти в колонах безперервної дії мають постійний склад.

У роботі розділення рідкої суміші проводиться на установці ректифікації періодичної дії з тарілчастою колоною.

4.4. Опис експериментальної установки

Схема лабораторної установки представлена на рис. 4.1. Колонна 4 забезпечена чотирма тарілками 5, кубом-випарником 9, дефлегматором 3, холодильником-конденсатором 1 і збірником верхнього продукту 11. Є термометри 2, 8 для виміру температури рідини в кубі і пари на виході з колони. Обігрів куба здійснюється електропідігрівом опору 10. На установці проводиться розділення суміші етиловий спирт-вода.

Робота установки здійснюється таким чином.

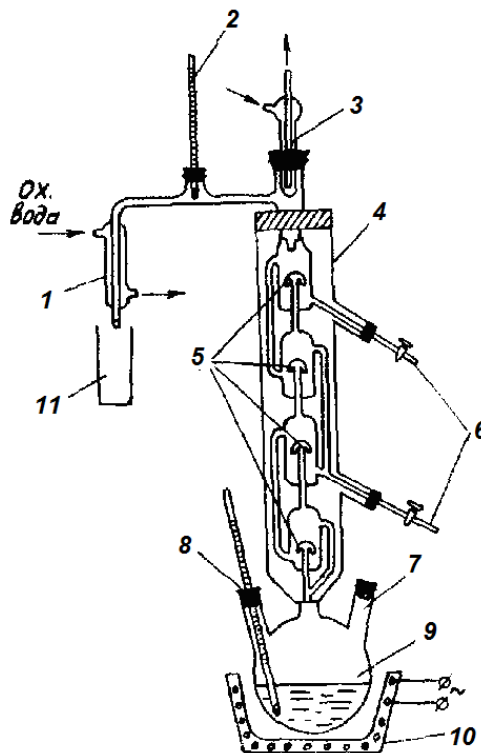


Рисунок 4.1. Схема лабораторної установки для вивчення процесу ректифікації

Вихідна суміш заливається в куб колони 9 через штуцер 7 і нагрівається до температури кипіння. Пари, що утворюються при кипінні, піднімаються вгору і на тарілках колони взаємодіють з флегмою. У дефлегматорі 3 частина пари конденсується і стікає вниз по колоні. Останні пари конденсуються і охолоджуються в холодильнику-конденсаторі 1, утворюючи верхній продукт - дистилат. Процес ведуть до отримання певного складу кубового залишку.

Таким чином, на установці періодичної дії тарілчаста частина колони працює подібно до зміцнюючої частини колони безперервної дії. Куб грає роль вичерпної частини. Склад верхнього і нижнього продуктів (а отже, і температури їх кипіння) мінятимуться в часі.

4.5. Методика проведення дослідження

1. Готується вихідна суміш етиловий спирт-вода в кількості 300-500 г. Вимірюється об'єм і щільність вихідної суміші. Суміш завантажується в куб колони 9.

2. Проводиться подача води, що охолоджує, на дефлегматор 3 і холодильник-конденсатор 1. Включається електрообігрів куба. Суміш в кубі нагрівається спочатку до інтенсивного кипіння; потім нагрів зменшують з тим, аби кипіння відбувалося спокійніше. Для рівномірного кипіння розчину в куб колони зазвичай поміщають шматочки керамічних або скляних трубочок. При нормальній роботі колони кожна тарілка заповнюється рідиною приблизно на 1/3.

Після появи перших крапель рідини, що стікають з дефлегматора на верхню (першу) тарілку, колона повинна протягом 10 хвилин працювати «на себе» (без виходу продукту). Це досягається збільшенням подачі води, що охолоджує, в дефлегматор.

3. Після закінчення роботи «на себе» подача води на дефлегматор регулюється так, щоб на кожну краплю дистилату (продукту) в одиницю часу доводилися 2-3 краплі флегми. Це визначає величину флегмового числа ($R = 2$ або $R = 3$), яке протягом досліду зберігається постійним.

4. Коли об'єм рідини в збірці верхнього продукту складе 80–90% від об'єму вихідної суміші, відключають електрообігрів куба. Після закінчення конденсації пари припиняють подачу на них води, що охолоджує. Дослід вважається закінченим.

В ході досліду відбирають на аналіз проби верхнього і нижнього продуктів і реєструють температуру в кубі і на виході пари з колони. Можна також відбирати проби рідини по висоті колони (з першої і третьої тарілок), для чого є відповідні пробовідбірники 6. Проби кубової рідини відбираються піпеткою з гумовою грушею. Проби верхнього продукту в часі відбираються з холодильника-конденсатора (а не із збірника дистилату).

Визначення концентрації НК у відібраних пробах проводиться за допомогою рефрактометра (по показнику заломлення). Після закінчення досліду визначають середні концентрації НК у верхньому продукті (із

збірника дистилляту) і нижньому продукті (з куба). При достатніх кількостях вихідної суміші, верхнього і нижнього продуктів, їх концентрації можна визначати за допомогою денсиметрів і відповідних градувальних графіків.

4.6. Обробка результатів дослідження

1. Будується крива рівноваги (рис. 4.2) рідина-пара системи етиловий спирт - вода за літературними даними, приведеними в таблиці (діаграма $x - y$). За цими ж даними будується діаграма $t - x - y$.

Рівноважні склади рідини x , пара y і температури кипіння t суміші етиловий спирт – вода при $p_{абс} = 1$ ат (склади виражені по НК - етиловому спирту)

x , мольн. д.	0	0,05	0,10	0,20	0,30	0,40	0,50
y , мольн. д.	0	0,332	0,442	0,531	0,576	0,614	0,654
t , °С	100	90,5	86,5	83,2	81,7	80,8	80
x , мольн. д.	0,60	0,70	0,80	0,90	1,00	азеотропна суміш	
y , мольн. д.	0,699	0,753	0,818	0,898	1,00	0,894	
t , °С	79,4	79	78,6	78,4	78,4	78,15	

2. При періодичному процесі ректифікації в колоні відбувається лише зміцнення пари. Тому всій колоні відповідає одна робоча лінія, яка визначається рівнянням

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_p}{R+1}$$

де x та y – поточні концентрації НК (етилового спирту) в рідкій і паровій фазах; R – робоче флегмове число; x_p – концентрація НК у верхньому продукті. Графічно це рівняння прямої лінії. При цьому $R/(R+1)$ представляє тангенс кута нахилу робочої лінії до осі абсцис OX , $x_p/(R+1)$ – відрізок, що відсікається робочою лінією на осі ординат OY .

При періодичній роботі колони в умовах, коли $R = \text{const}$, величина x_p буде змінною: дистиллят в часі обіднятиметься НК. Тому положення робочої лінії в ході ректифікації безперервно мінятиметься. Кут нахилу робочої лінії при цьому залишається постійним; отже, всі робочі лінії будуть паралельні між собою.

У даній роботі пропонується нанести на діаграму два положення робочої лінії – для початкового і кінцевого моментів ректифікації.

Побудову зручно виконати таким чином (див. рис. 4.2).

На осі OX відкладається склад дистилляту, відповідний початковому моменту ректифікації, - крапка x_{p1} . Оскільки при конденсації пари в дефлегматорі практично не відбувається зміни його складу, то $y_{p1} = x_{p1}$. Тому вихідна точка A робочої лінії лежить на пересіченні вертикалі з крапки x_{p1} з діагоналлю.

Далі на осі OY відкладається величина відрізка $x_p/(R+1)$ і наноситься точка C . Точки A і C з'єднуються прямою.

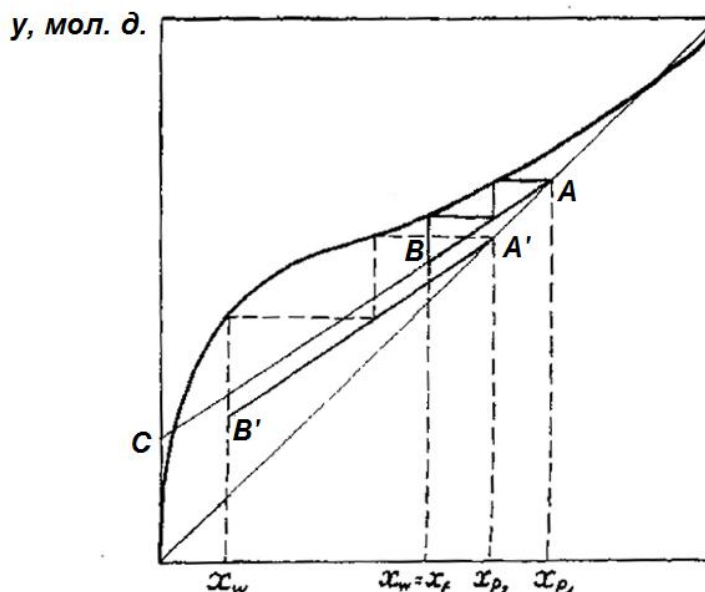


Рисунок 4.2. Діаграма $x - y$ для системи етиловий спирт - вода

На осі OX наноситься склад кубового залишку для початкового моменту ректифікації, тобто склад вихідної суміші $x_W = x_E$. Пересічення вертикалі з точки x_E з лінією AC дасть кінцеву точку робочої лінії – точку B .

Аналогічно виконується побудова робочої лінії AB для кінцевого моменту ректифікації. При цьому склад кубового залишку для кінцевого моменту ректифікації відповідає x_W . Між робочою і рівноважною лініями будуються рівні. Їх число відповідає числу теоретичних тарілок.

При правильному визначенні складу фаз і дотриманні умови $R = \text{const}$ робочі лінії мають бути паралельні між собою, а число теоретичних тарілок однаковим. Число теоретичних тарілок пропонується визначити для кінцевого моменту ректифікації. Слід зазначити, що при побудові діаграми склади фаз прийнято виражати по НК (етиловому спирту) в молярних долях.

Перерахунок масової концентрації в молярні долі проводять по формулі

$$x = \frac{\frac{x''_{cn}}{M_{cn}}}{\frac{x''_{cn}}{M_{cn}} + \frac{100 - x''_{cn}}{M_e}}$$

де x – концентрація НК (етилового спирту) в молярних долях; x'' – масова концентрація НК в %; M_{cn} , M_e – молекулярні маси спирту і води.

3. Обчислюється середня концентрація НК в дистилаті по рівнянню

$$x'_{p.cp} = \frac{1}{x_F - x_W} \int_{x_W}^{x_F} x_p dx$$

Склад дистилляту (середній) за розрахунком		Кількість кубового залишку, G_w , кг	Об'єм кубового залишку, V_w , кг	Щільність кубового залишку, ρ_w , кг/м ³	Склад кубового залишку		Число теоретичних тарілок n	Міра розділення суміші η
x'_p , ваг %	x'_p , мольн. д.				x_w , ваг %	x_w , мольн. д.		
12	13	14	15	16	17	18	19	20

Звіт про виконану роботу повинен містити:

1. Короткий виклад змісту роботи, основні розрахункові формули.
2. Схему установки.
3. Заповнені таблиці 4.1, 4.2 і результати розрахунків.
4. Графічні залежності $x - y$, $t - x - y$; $x_p = f(x_w)$.

Запитання та завдання для самоперевірки

1. З якою метою здійснюється процес ректифікації?
2. Що таке флегмовое число?
3. Як можна графічно знайти число теоретичних тарілок колони ректифікації?
4. Які основні відмінності в роботі колон ректифікації періодичної і безперервної дії?
5. Який вигляд має рівняння робочої лінії колони періодичної дії?
6. Як і навіщо проводять перерахунок концентрації компонентів з вагових відсотків в молярні долі?

Лабораторна робота 5

ЕФЕКТИВНІСТЬ МАСООБМІНУ ПРИ АБСОРБЦІЇ В НАСАДКОВИХ АПАРАТАХ

5.1. Практична значущість лабораторної роботи

Абсорбція газів – об'ємне поглинання газу або пари рідиною (абсорбентом), що приводить до утворення розчину. При абсорбції зазвичай поглинається один або кілька цінних компонентів з газової суміші. Компоненти що не поглинаються, називаються інертними.

5.2. Мета лабораторної роботи

Вивчити процес фізичної абсорбції в колонних апаратах; розрахувати коефіцієнт масопередачі, число і висоту одиниці перенесення для насадкової колони.

5.3. Основні теоретичні положення

Розрізняють фізичну абсорбцію і хемосорбцію. При фізичній абсорбції поглинання рідиною одного з компонентів відбувається лише до тих пір, поки його парціальний тиск в газовій фазі вище рівноважного над розчином. При хемосорбції компонент, що абсорбується, взаємодіючи з рідкою фазою, утворює хімічну сполуку.

Процес абсорбції здійснюється в апаратах, званих абсорберами, серед яких найбільш поширені абсорбери колонного типу: насадкові та тарілчасті.

Основні розміри абсорбера (діаметр, висота, число тарілок) розраховуються з врахуванням умов роботи: продуктивності, необхідній мірі витягання компонента з газу, а також даних по статичі і кінетиці процесу. Статика абсорбції розглядає питання рівноваги між фазами, яка визначається термодинамічними властивостями компонента і поглинача, їх складом і залежить від температури і тиску, а в разі розбавлених розчинів і при низькому тиску для опису рівноваги між газом і рідиною застосуємо закон Генрі:

$$p^* = K x, \quad (5.1)$$

де p^* – парціальний тиск газу над розчином в умовах рівноваги, Па; K – коефіцієнт розчинності (коефіцієнт Генрі) має розмірність тиску і залежить від температури, властивостей розчиненого газу і поглинача; x – мольна частка компонента, що поглинається, в розчині.

Для газової фази, якщо склад її виражений в молярних долях, формула (5.1) набирає вигляду:

$$y^* = \frac{K}{p} x, \quad (5.2)$$

де p – загальний тиск, Па.

Закон Генрі застосовний для погано розчинних газів, тобто справедливий і для випадку поглинання CO_2 водою.

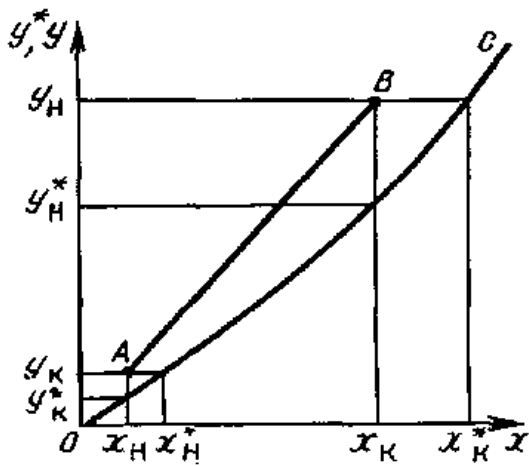


Рисунок 5.1. Побудова рівноважної (OC) і робочої (OB) ліній

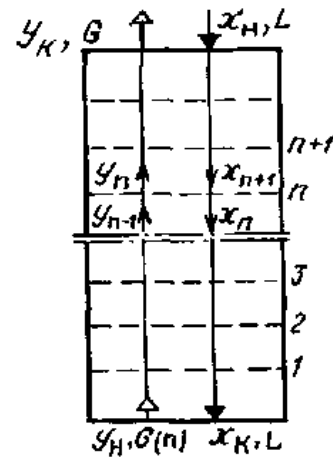


Рисунок 5.2. Схема потоків і концентрацій фаз

Кінетика абсорбції, швидкість масообміну визначаються рушійною силою процесу (мірою відхилення системи від рівноважного стану), властивостями поглинача, компонента і інертного газу, а також способом зіткнення фаз (гідродинамічним режимом). Рушійну силу процесу можна розрахувати графічно, побудувавши рівноважну і робочу лінії. Для процесів з вмістом компонента у фазах нижче 5–10 % (для нашого випадку) робочу лінію в координатах y – x можна прийняти у вигляді прямої AB , проведеної через точки, що відповідають значенням концентрацій компонента, що поглинається, на вході (x_k, y_n) і виході (x_n, y_k) газу з апарату (рис. 5.1).

Рушійна сила, виражена через концентрації компонента в газовій фазі, визначатиметься як різниця $\Delta y_n = y_n - y_n^*$ на вході газу в апарат і $\Delta y_k = y_k - y_k^*$ – на виході. Аналогічно можна виразити рушійну силу через концентрації того ж компонента в рідкій фазі: як різниці $\Delta x_k = x_k^* - x_k$ та $\Delta x_n = x_n^* - x_n$, де $y_n^*, y_k^*, x_n^*, x_k^*$ – концентрації компонента в газовій і рідкій фазах, рівноважні з концентрацією компонента в рідині і газі на вході в абсорбер і виході з абсорбера кмоль/кмоль.

Значення Δx та Δy змінюються по висоті апарату (рис. 5.1). Тому в розрахунках, якщо робоча і рівноважна лінії прямі, використовують середньо логарифмічне значення

$$\Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_n - \Delta y_k}{\ln(\Delta y_n / \Delta y_k)} \quad (5.3)$$

$$\Delta x_{cp} = \frac{\Delta x_k - \Delta x_n}{\ln(\Delta x_k / \Delta x_n)} \quad (5.4)$$

Як правило, значення y_n, y_k, x_n а також витрата газу G і рідини L відомі. Значення x_k можна визначити з рівняння матеріального балансу по компоненту, що поглинається. При цьому приймається, що кількість поглиненого рідиною компонента дорівнює зменшенню його в газі, тобто при $L, G \approx \text{const}$

$$M = G (y_n - y_k) = \pm L (x_n - x_k), \quad (5.5)$$

де знаки «плюс» і «мінус» відповідають протиточному і прямоточному процесам відповідно.

Абсорбер можна розрахувати по основному рівнянню масопередачі:

$$M = K_c F \Delta y_{cp} \quad (5.6)$$

$$M = K_p F \Delta x_{cp} \quad (5.7)$$

де K_c та K_p – поверхневий коефіцієнт масопередачі, розрахований по газовій або рідкій фазах відповідно $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; F – поверхня контакту фаз, м^2 .

Проте часто значення F невідомо, тому в розрахунках використовують об'ємний коефіцієнт масопередачі, віднесений до об'єму зони контакту. В такому разі F замінюють на aV , де a – питома поверхня контакту, $\text{м}^2/\text{м}^3$; V – об'єм зони контакту, м^3 . Тоді рівняння (5.6) та (5.7) мають вигляд:

$$M = K_{Vc} V \Delta y_{cp} \quad (5.8)$$

$$M = K_{Vp} V \Delta x_{cp} \quad (5.9)$$

де $K_{Vc} = K_c a$; $K_{Vp} = K_p a$ – об'ємні коефіцієнти масопередачі, $\text{моль}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$.

У інженерній практиці застосовується метод розрахунку абсорберів по числу і висоті одиниць перенесення. Число одиниць перенесення є відношенням зміни робочих концентрацій до середньої рушійної сили і виражається залежністю:

$$\text{для газової фази} - m_y = \frac{y_n - y_k}{\Delta y_{cp}}; \quad (5.10)$$

$$\text{для рідкої фази} - m_x = \frac{x_k - x_n}{\Delta x_{cp}}. \quad (5.11)$$

Одиницю перенесення можна розглядати як елемент абсорбера, в якому зміна робочій концентрації в одній з фаз рівна середній рушійній силі. Висота одиниць перенесення, або висота зони контакту, еквівалентна одній одиниці перенесення, визначається з виразів:

$$\text{для газової фази} - h_y = \frac{G}{SK_{Vc}}; \quad (5.12)$$

$$\text{для рідкої фази} - h_x = \frac{L}{SK_{Vp}}, \quad (5.13)$$

де S – площа перетину апарату, м^2 .

Знаючи число і висоту одиниць перенесення, можна знайти висоту робочої зони абсорбера:

$$H = h_y m_y \text{ або } H = h_x m_x \quad (5.14)$$

Приведені методи розрахунку використовуються для абсорберів з безперервним контактом фаз (наприклад, насадкових, плівкових).

5.4. Опис експериментальної установки

Лабораторна установка (рис. 5.3) включає насадковий абсорбер *II* з кільцями Рашига 25x25x3 мм і допоміжне устаткування. Діаметр абсорбера 0,1 м, висота насадки 1 м.

Допоміжне устаткування: змішувач гарячої і холодної води 3, термометр 4 для виміру температури води перед напірним баком 5, вентилятор 14 з регулятором напруги 15, вимірювальні пристрої для виміру витрат. Повітря вимірюється діафрагмою 13 з дифманометром 9, рідина (вода) – ротаметром 7, CO₂ – ротаметром 2. За допомогою газоаналізатора 8 контролюється концентрація CO₂ в повітрі перед входом його в абсорбери. Вентилем 6 регулюється витрата води; заслінка 12 служить для відключення подачі газоповітряної суміші в абсорбер; у балоні 1 міститься CO₂. Дифманометром 10 замірється перепад тиску.

Маховики вентилів, контрольно-вимірювальні і допоміжні прилади, ротаметри, *U* – подібні манометри, регулятор напруги повітрорудвки, вимикачі і газоаналізатор винесені на щит управління.

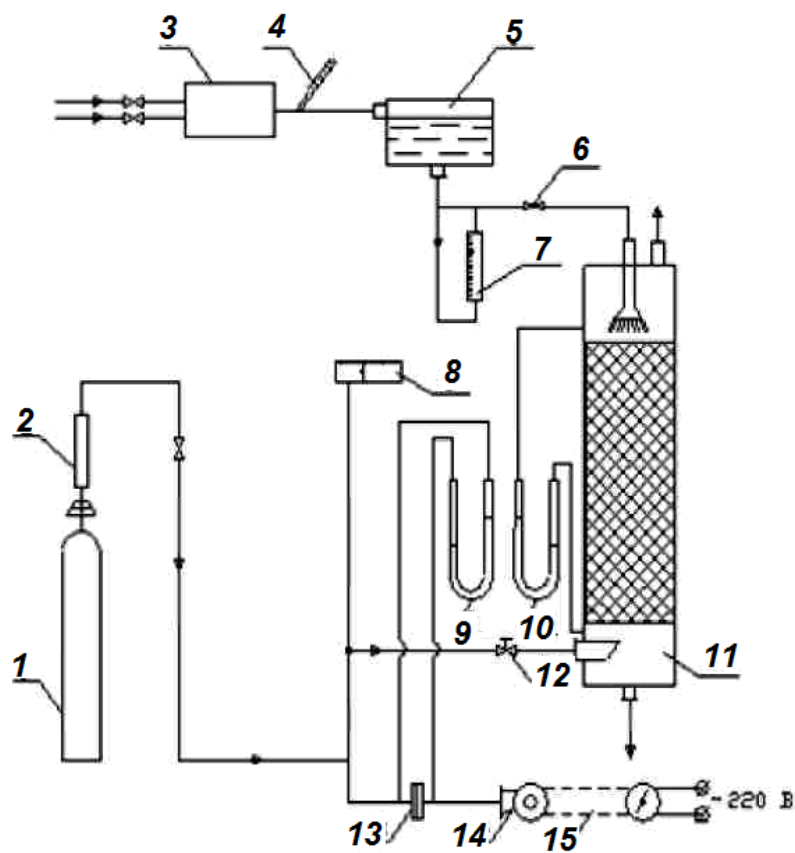


Рисунок 5.3. Схема установки для вивчення процесу абсорбції

5.5. Методика проведення дослідження

1. У напірному бачку 5 за допомогою змішувача гарячої і холодної води 3 встановлюють температуру води, рівну температурі довколишнього повітря.

2. Регулюючи витрату води вентилем 6, на зрошування абсорбера подають $(70 - 100) \cdot 10^{-3}$ м³/год води.

3. Включають вентилятор 14, відкривши заздалегідь заслінку 12, і встановлюють витрату повітря $\approx 20-25$ м³/год.

4. Після виходу колони на режим відкривають вентиль на балоні 1 з

CO₂ і редуційним вентилям встановлюють витрату так, щоб його концентрація в повітрі складала 3–4 мол. % (розрахунково або по даним газоаналізатора 8).

5. Через 2–3 хв. роботи абсорбера відбирають проби рідини ($0,2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$) внизу колони для аналізу на вміст CO₂

6. Після закінчення досліду відключають насадкову колону, послідовно закриваючи подачу CO₂, води і повітря.

5.6. Обробка результатів дослідження

1. У координатах $y-x$ будують рівноважну лінію процесу абсорбції CO₂ водою по формулі (5.2) (кімнатна температура, тиск атмосферний, коефіцієнт Генрі знаходять по таблиці 5.2).

Таблиця 5.1. Звітна таблиця

Витрата, м ³ /с			Концентрація CO ₂ , кмоль/кмоль				Температура поглиначча, °С
рідини, L	повітря, G	CO ₂	у рідині		в повітрі		
			x_H	x_K	y_H	y_K	

Таблиця 5.2 Значення постійної K (константи Генрі) для водних розчинів деяких газів ($K \cdot 10^{-6}$, Па)

Температура, °С	Газ					
	N ₂	NH ₃	Повітря	CO ₂	SO ₂	H ₂ S
0	5358,66	0,208	4372,24	73,715	1,6662	27,0599
5	6051,82	0,224	4945,43	88,778	2,0261	31,8587
10	6771,64	0,240	5558,61	105,574	2,4527	37,0574
15	7478,13	0,257	6145,13	123,969	2,9326	42,7893
20	8144,63	0,277	6718,32	143,964	3,5458	48,9211
25	8757,81	0,297	7291,51	165,292	4,1323	55,1862
30	9357,66	0,321	7811,38	187,953	4,8521	61,7179
40	10557,36	–	8811,13	235,941	6,5983	75,4478
60	12116,97	–	8811,13	–	11,1839	104,2406

2. Визначають концентрацію CO₂ у рідині на виході з апарату (x_K) і, прийняв $x_H = 0$, з рівняння матеріального балансу (5.5) знаходять y_K . Через крапки з координатами (x_H, y_K) та (x_K, y_H) проводять пряму (робочу) лінію.

3. Розраховують середню рушійну силу процесу по формулі (5.3) або (5.4).

4. Визначають об'ємний коефіцієнт масопередачі по формулі (5.8) або (5.9), висоту зони контакту, еквівалентну одиниці перенесення, – по (5.12) або (5.13) і число одиниць перенесення.

Звіт про роботу повинен містити мету і опис роботи; схему лабораторної установки; розрахунки для насадкової колони; таблицю вимірянних і розрахованих величин.

Запитання та завдання для самоперевірки

1. Фізичне сутність процесів абсорбції і десорбції. Для вирішення яких практичних завдань застосовують ці процеси?

2. Сформулюйте закон Генрі. Для яких систем застосовують цей закон?

3. Як складається матеріальний баланс процесу абсорбції? Поняття робочої лінії процесу абсорбції.

4. Основні методи і особливості розрахунку абсорберів з безперервним і ступінчастим контактом фаз.

Навчальне видання

Методичні вказівки
до лабораторних занять з дисципліни
«Машини та апарати хімічних, переробних та харчових виробництв»
Тематичний блок «Ректифікаційні та абсорбційні колонні апарати»

для студентів спеціальності G11 Машинобудування
(за спеціалізаціями)
усіх форм навчання

(українською мовою)

Укладачі:

МОЇСЄЄВ Віктор Федорович
МАНОЙЛО Євгенія Володимирівна
ПОНОМАРЬОВА Наталія Георгіївна
ШКОП Андрій Олександрович

Відповідальний за випуск (завідувач кафедри) Шестопалов О. В.
Роботу рекомендував до друку (експерт РВР) Нечипоренко Д. І.

В авторській редакції

План 2025 р., поз. 323

Підписано до друку. Формат 60×84 1/16. Папір офсетний. Riso-друк.
Гарнітура Таймс. Ум. друк. арк. 1,3. Обл.-вид. арк. Наклад прим. Зам. №

Видавничий центр НТУ «ХПІ». 61002, м. Харків, вул. Кирпичова, 2
Свідоцтво про державну реєстрацію ДК № 5478 від 21.08.2017 р.

Електронне видання