

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

**ПРОЦЕСИ, АПАРАТИ ТА  
УСТАТКУВАННЯ  
БІОТЕХНОЛОГІЧНИХ  
ВИРОБНИЦТВ-2  
ЛАБОРАТОРНИЙ ПРАКТИКУМ  
НАВЧАЛЬНИЙ ПОСІБНИК**

*Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського  
як навчальний посібник для студентів,  
які навчаються за спеціальністю 162 «Біотехнології та біоінженерія»,  
освітньої програми «Біотехнології»*

Київ  
КПІ ім. Ігоря Сікорського  
2020

Процеси, апарати та устаткування біотехнологічних виробництв-2. Лабораторний практикум [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 162 «Біотехнології та біоінженерія» освітньої програми «Біотехнології» / КПІ ім. Ігоря Сікорського; уклад.: Л.І. Ружинська, М.В. Шафаренко, О.В. Воробйова. – Електронні текстові дані (1 файл: 1,40 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2020. – 66 с.

*Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського (протокол № 10 від 18.06.2020 р.)  
за поданням Вченої ради факультету біотехнології і біотехніки (протокол № 10 від 25.05.2020 р.)*

Електронне мережне навчальне видання

# ПРОЦЕСИ, АПАРАТИ ТА УСТАТКУВАННЯ БІОТЕХНОЛОГІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ-2 ЛАБОРАТОРНИЙ ПРАКТИКУМ НАВЧАЛЬНИЙ ПОСІБНИК

Укладачі: *Ружинська Людмила Іванівна*, доцент кафедри біотехніки та інженерії КПІ ім. Ігоря Сікорського, канд. техн. наук, доцент  
*Шафаренко Микола Васильович*, асистент кафедри біотехніки та інженерії КПІ ім. Ігоря Сікорського  
*Воробйова Ольга Володимирівна*, асистент кафедри біотехніки та інженерії КПІ ім. Ігоря Сікорського

Відповідальний редактор *Мельник Вікторія Миколаївна*, завідувач кафедрою біотехніки та інженерії КПІ ім. Ігоря Сікорського, д-р техн. наук, професор

Рецензент *Гнатейко Н.В.*, доцент кафедри динаміки і міцності машин та опору матеріалів КПІ ім. Ігоря Сікорського, канд. техн. наук, доцент

Посібник містить роз'яснення щодо виконання 4 лабораторних робіт, передбачених робочою програмою дисципліни «Процеси, апарати та устаткування біотехнологічних виробництв». Наведено теоретичні відомості і описано методичні рекомендації по проведенню лабораторних робіт.

Для студентів спеціальності 162 «Біотехнології та біоінженерія» освітньої програми «Біотехнології».

© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2020

## ЗМІСТ

Зміст.....	3
ЛАБОРАТОРНА РОБОТА 1	
Дослідження процесу перемішування в рідких середовищах .....	4
ЛАБОРАТОРНА РОБОТА 2	
Дослідження процесу фільтрування .....	22
ЛАБОРАТОРНА РОБОТА 3	
Дослідження процесу дистиляції бінарних сумішей .....	32
ЛАБОРАТОРНА РОБОТА 4	
Дослідження гідродинаміки киплячого (псевдозрідженого) зернистого шару .....	50
Список літератури	65

# ЛАБОРАТОРНА РОБОТА 1

## ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ПЕРЕМІШУВАННЯ В РІДКИХ СЕРЕДОВИЩАХ

Мета роботи: Визначити потужність, яка витрачається на перемішування рідини.

### 1 Основні теоретичні відомості

Перемішування в рідких середовищах широко використовується в біотехнологічній промисловості для приготування емульсій, суспензій і одержання гомогенних систем (розчинів), а також для інтенсифікації хімічних, теплових та дифузійних процесів. В останньому випадку перемішування здійснюють безпосередньо в призначених для проведення цих процесів апаратах, які обладнані перемішувачами.

Ціль перемішування визначається призначенням процесу. При приготуванні емульсій для інтенсивного подрібнення дисперсної фази необхідно створювати в середовищі, яке перемішується, значні зрізаючі зусилля, які залежать від величини градієнта швидкості. В тих зонах апарату, де градієнт швидкості рідини досягає найбільшого значення, відбувається найбільш ефективно подрібнення дисперсної фази.

У випадку гомогенізації, приготування суспензій, нагрівання або охолодження гомогенного середовища, яке перемішується, ціллю перемішування є зниження концентраційних або температурних градієнтів в об'ємі апарату.

При використанні перемішування для інтенсифікації хімічних, теплових та дифузійних процесів в гетерогенних системах створюються кращі умови для підводу речовини в зону реакції, до границі розділу фаз або до поверхні теплообміну.

Збільшення ступеню турбулентності системи, яке досягається при перемішуванні, призводить до зменшення товщини пограничного шару, збільшення та безперервного оновлення поверхні взаємодіючих фаз. Це викликає значне прискорення процесів тепло - і масообміну.

Перемішування застосовують в процесах абсорбції, випарювання, екстракції та інших процесах хімічної технології.

Розрізняють два основних способи перемішування в рідких середовищах: механічний (за допомогою мішалок різних конструкцій) та пневматичний (стисненим повітрям або інертним газом).

Крім того застосовують перемішування в трубопроводах та перемішування за допомогою насосів.

### **1.1 Ефективність та інтенсивність перемішування**

Найбільш важливими характеристиками перемішувальних пристроїв, які можуть бути покладені в основу їх порівняльної оцінки, є:

- 1) ефективність перемішувального пристрою;
- 2) інтенсивність його дії.

Ефективність перемішувального пристрою характеризує якість проведення процесу перемішування і може бути виражена по-різному в залежності від мети перемішування. Наприклад, в процесах одержання суспензій ефективність перемішування характеризується ступенем рівномірності розподілу твердої фази в об'ємі апарату; при інтенсифікації теплових та дифузійних процесів – відношенням коефіцієнтів тепло- або масовіддачі при перемішуванні і без нього. Ефективність перемішування залежить не тільки від конструкції перемішувального пристрою і апарату, а також і від величини енергії, яка вводиться в перемішувальну рідину.

Інтенсивність перемішування визначається часом досягання заданого технологічного результату або числом обертів мішалки при фіксованій тривалості процесу (для механічних мішалок). Чим вища інтенсивність перемішування, тим менше потрібно часу для досягнення заданого ефекту перемішування. Інтенсифікація процесів перемішування призводить до зменшення розмірів апаратів, які проектуються, і збільшення продуктивності діючих.

## 1.2 Механічне перемішування

Найбільше розповсюдження одержало перемішування з вводом в перемішуюче середовище механічної енергії із зовнішнього джерела. Механічне перемішування здійснюється за допомогою мішалок, яким передається обертальний рух або безпосередньо від електродвигуна, або через редуктор чи клиноремінну передачу. Відомі також мішалки зі зворотно-поступовим рухом, які мають привід від механічного або електромагнітного вібратора.

Процес перемішування механічними мішалками зводиться до зовнішньої задачі гідродинаміки – обтіканню тіл потоком рідини.

При повільному русі у в'язкому середовищі тіла будь-якої форми в тонкому шарі рідини, який пристає до його поверхні, утворюється ламінарний граничний шар, форма і товщина якого залежить від форми та розмірів тіла. При збільшенні швидкості руху відбувається відрив граничного шару від поверхні тіла в точках, де швидкість рідини являється найбільшою, наприклад біля країв вертикальної пластини, і утворення турбулентного кормового сліду за тілом, яке рухається. Початок відриву граничного шару характеризується різким зростанням опору середовища руху тіла.

Швидкість обертання має найбільше значення на периферії мішалки, так як ця величина пропорційна діаметру мішалки. В даній області утворюється зона пониженого тиску, куди прямує рідина, яка знаходиться в апараті. Ця течія, а також радіальні потоки, які утворюються під дією центробіжних сил при обертovому русі мішалки, призводять до інтенсивного перемішування вмісту апарату.

Задача зовнішнього обтікання тіл в умовах перемішування може бути розв'язана за допомогою рівнянь Нав'є-Стокса і нерозривності потоку. Точне аналітичне рішення вказаної задачі досить складне і можливе лише для окремих випадків. Тому для вирішення цієї задачі використовують теорію подібності.

Як витікає із узагальненого рівняння гідродинаміки, примусовий радіальний рух рідини в умовах, коли дією сили тяжіння знехтувати не можна, описується критеріальним рівнянням

$$Eu = f(Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \quad (1.1)$$

де  $\Gamma_1, \Gamma_2, \dots$  – симплекси геометричної подібності.

Для опису процесу перемішування використовують модифіковані критерії Ейлера ( $Eu_m$ ), Рейнольдса ( $Re_m$ ) і Фруда ( $Fr_m$ ), які можуть бути одержані шляхом перетворення звичайних виразів цих критеріїв. Замість лінійної швидкості рідини, середню величину якої при перемішуванні визначити практично неможливо, в модифіковані критерії підставляється величина  $nd$ , яка пропорційна швидкості обертання мішалки  $\omega_0$  :

$$\omega_0 = \pi dn, \quad (1.2)$$

де  $n$  – число обертів мішалки за одиницю часу;

$d$  – діаметр мішалки.

В якості визначального лінійного розміру в усіх згаданих критеріях використовується діаметр  $d$  мішалки.

Підставляючи ці величини у відповідні критерії, одержимо наступні вирази для модифікованих критеріїв подібності:

$$Re_m = \frac{nd \cdot d \rho}{\mu} = \frac{nd^2 \rho}{\mu}, \quad (1.3)$$

$$Fr_m = \frac{n^2 d^2}{gd} = \frac{n^2 d}{g}, \quad (1.4)$$

$$Eu_m = \frac{\Delta p}{\rho(nd)^2}. \quad (1.5)$$

В критерій Ейлера входить різниця тисків  $\Delta p$  між передньою (зі сторони набігання потоку) та задньою площинами лопаті мішалки. Цей перепад тиску, який долається зусиллям  $P$ , яке прикладене до валу мішалки, виражають через корисну потужність  $N$ , яка передається рідині. Величина  $N$  пропорційна добутку зусилля на валу та швидкості обертання, тобто:

$$N \approx P(nd). \quad (1.6)$$

Тоді перепад тиску можна замінити пропорційною величиною:

$$\Delta p = \frac{P}{S} \approx \frac{N}{(nd)S} \approx \frac{N}{nd^3}, \quad (1.7)$$

де  $S \sim d^2$  – площа, на якій розподілено зусилля  $P$ .

Підставивши  $\Delta p$  у вираз для  $Eu_m$ , одержимо:

$$Eu_m = \frac{N}{\rho n^3 d^5} = K_N. \quad (1.8)$$

Критерій Ейлера, який записаний в такому вигляді, називають критерієм потужності і позначають через  $K_N$ .

Відповідно узагальнене рівняння гідродинаміки для процесів перемішування набуває виду:

$$K_N = f(Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \quad (1.9)$$

або 
$$K_N = A Re_m^m, Fr_m^m, \Gamma_1^p, \Gamma_2^q, \dots \quad (1.10)$$

Вплив сили тяжіння проявляється у виникненні виру та хвиль на вільній поверхні рідини, яка перемішується. При наявності в апараті відбиваних перегородок або при ексцентричному розміщенні валу мішалки відносно вісі апарату впливом сили тяжіння можна знехтувати. В цьому випадку із рівнянь (1.9-1.10) можна виключити модифікований критерій Фруда:

$$K_N = \varphi(Re_m, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots), \quad (1.11)$$

або 
$$K_N = A' Re_m^{m'}, \Gamma_1^{p'}, \Gamma_2^{q'}, \dots \quad (1.12)$$

Рівняння (1.9-1.12) використовують для розрахунку потужності  $N$ , яка споживається мішалкою.

Значення коефіцієнтів  $A$  і  $A'$  та показники степені визначають дослідним шляхом; вони залежать від типу мішалки, конструкції апарату і режиму перемішування.

Для спрощення розрахунків дослідні дані про величини потужності, яка витрачається на перемішування, представляють у вигляді графічної залежності критерію потужності  $K_N$  від модифікованого критерію Рейнольдса  $Re_m$  з геометричними симплексами  $\Gamma_1, \Gamma_2, \dots$  і критерієм Фруда  $Fr_m$  в якості



параметрів. Для геометрично подібних мішалок і апаратів у випадку дотримання подібності умов на вході рідини в апарат і на виході з нього величина критерію потужності  $K_N$  та, відповідно, потужність, яка витрачається на перемішування, залежить тільки від величини критерію Рейнольдса  $Re_m$ .

При перемішуванні механічними мішалками розрізняють два режими перемішування: ламінарний та турбулентний. Ламінарний режим ( $Re_m < 30$ ) відповідає неінтенсивному перемішуванню, при якому рідина плавно обтікає краї лопаті мішалки, захвачується лопатями і обертається разом з ними. При ламінарному режимі перемішуються тільки ті шари рідини, які безпосередньо контактують з лопатями мішалки.

Зі збільшенням числа обертів мішалки зростає опір середовища обертанню мішалки, який спричиняється турбулізацією граничного шару та виникненням турбулентного кормового сліду в просторі за лопатями, які рухаються. При ( $Re_m > 10^2$ ) виникає турбулентний режим перемішування, який характеризується менш різкою залежністю  $K_N = \varphi(Re_m)$ .

В області розвиненої турбулентності ( $Re_m > 10^5$ ) критерій  $K_N$  практично не залежить від  $Re_m$ . В цій області (яка називається автотельною) витрата енергії визначається тільки інерційними силами. Подальше збільшення числа обертів, хоча і призводить до більш інтенсивного перемішування середовища, здебільшого виявляється недоцільним, внаслідок того, що зростання витрат потужності в цьому випадку не компенсується ефектом, який досягається.

Необхідно відзначити, що наведені вище критичні значення критерію  $Re_m$ , які визначають границі режимів, являються грубо орієнтовними. Їх числові значення суттєво залежать від конструкції і геометричних розмірів мішалки та апарату.

При перемішування гетерогенних систем у вирази для критерію Рейнольдса  $Re_m$  та критерію потужності  $K_N$  підставляється величина густини суцільного середовища, якщо густини фаз, які перемішуються, відрізняються не

більше, ніж на 30%. В усіх інших випадках необхідно підставляти середню густину суміші  $\rho_{см}$ , яка визначається за правилом адитивності:

$$\rho_{см} = \rho_{\delta}\varphi + \rho_c(1 - \varphi), \quad (1.13)$$

де  $\rho_{\delta}$ ,  $\rho_c$  – густини дисперсної та суцільної фази;  $\varphi$  – об’ємна доля дисперсної фази.

Вид рівняння для визначення в’язкості суміші  $\mu_{см}$  залежить від призначення та умов проведення процесу. Так, якщо при перемішуванні в системах рідина-рідина в’язкість дисперсної фази  $\mu_{\delta}$  більша в’язкості суцільної фази  $\mu_c$  і доля дисперсної фази в об’ємі, який перемішується  $\varphi \geq 0,3$ , то у вираз для критерію Рейнольдса підставляється в’язкість суміші  $\mu_{см}$ , яка може бути визначена із відношення:

$$\mu_{см} = \frac{\mu_c}{1 - \varphi} \left[ 1 + \frac{6\varphi\mu_{\delta}}{\mu_c + \mu_{\delta}} \right]. \quad (1.14)$$

При  $\mu_{\delta} < \mu_c$  та  $\varphi \geq 0,3$

$$\mu_{см} = \frac{\mu_c}{1 - \varphi} \left[ 1 + \frac{1,5\varphi\mu_{\delta}}{\mu_c + \mu_{\delta}} \right]. \quad (1.15)$$

При перемішуванні взаємно розчинних рідин, якщо  $\varphi \geq 0,4$  і в’язкість рідин, які перемішуються розрізняється більше, ніж в 2 рази, в’язкість суміші розраховується із співвідношення:

$$\mu_{см} = \mu_c^{1-\varphi} \cdot \mu_{\delta}. \quad (1.16)$$

Якщо при роботі мішалки тверді частинки знаходяться в рідині у вигляді суспензії, то в’язкість суміші може бути визначена із рівнянь:

$$\text{при } \varphi \leq 0,1 \quad \mu_{см} = \mu_c(1 + 2,5\varphi) \quad (1.17)$$

$$\text{при } \varphi > 0,1 \quad \mu_{см} = \mu_c(1 + 4,5\varphi) \quad (1.18)$$

В усіх інших випадках у вираз для критерію  $Re_m$  можна підставляти значення в’язкості  $\mu_c$  суцільної фази.

Якщо висота рівня рідини в апараті не дорівнює його діаметру, то значення потужності множать на поправочний коефіцієнт  $k$ , який знаходять із співвідношення:

$$k = \left( \frac{H}{D} \right)^{0,5} \quad (1.19)$$

При наявності в апаратах внутрішніх пристроїв споживана на перемішування енергія значно зростає.

Електродвигун для приводу мішалки вибирають за величиною потужності на валу мішалки, яка дорівнює корисній потужності, яка передається рідині, поділеній на *к.к.д.* передачі. При цьому слід мати на увазі можливість збільшення обертового моменту на валу двигуна в момент пуску. Пускова потужність зазвичай перевищує робочу не більше ніж у 2 рази і споживається на протязі дуже малого часу.

### 1.3 Вибір числа обертів мішалки

Швидкість обертання мішалки вибирають з урахуванням призначення процесу, типу та конструкції перемішуючого пристрою.

#### 1.3.1 Приготування суспензій

Рівномірне розподілення частинок твердої фази в рідині досягається при такому числі обертів мішалки  $n_0$ , при якому вертикальна складова швидкості потоку рідини дорівнює або більша швидкості осадження частинок  $\omega_0$ .

Число обертів можна визначити за рівнянням:

$$\text{Re}_m = \frac{n_0 d^2 \rho}{\mu} = C_1 Ar \left( \frac{d_q}{d} \right)^{0,5} \left( \frac{D}{d} \right)^k, \quad (1.20)$$

де  $Ar = \frac{g d_q^2}{\mathcal{G}_c} \cdot \frac{\Delta \rho}{\rho_c}$  – критерій Архімеда;  $\Delta \rho$  – різниця густин фаз;  $\rho_c$  – густина суцільної фази;  $\mathcal{G}_c$  – кінематична в'язкість суцільної фази;  $d_q$  – діаметр частинки;  $\frac{D}{d}$  – відношення діаметру апарату до діаметру мішалки.

Рівнянням (1.20) можна користуватися при наступних значеннях змінних:

$$\text{Re}_m = 5 \cdot 10^2 \div 1,3 \cdot 10^5, \quad Ar = 2,4 \cdot 10^4 \div 4,1 \cdot 10^{11}, \quad \frac{d_q}{d} = 2,33 \cdot 10^{-4} \div 1,2 \cdot 10^{-2}.$$

### 1.3.2 Емульгування рідин

При емульгування взаємно нерозчинних рідин число обертів  $n_0$  мішалки рекомендується визначати з рівняння:

$$\text{Re}_m = \frac{n_0 d^2 \rho}{\mu} = C_2 Ar^{0,315} \left( \frac{\text{Re}_m}{\text{We}_m} \right)^{0,185} \left( \frac{D}{d} \right)^l, \quad (1.21)$$

де  $\text{We}_m = \frac{n^2 d^3 \rho}{\sigma}$  – модифікований критерій Вебера;  $\sigma$  – міжфазний натяг.

Значення коефіцієнта  $C_2$  та показника степені  $l$  залежать від типу мішалки.

Рівняння (1.21) можна використовувати при наступних значеннях змінних:

$$\text{Re}_m = 5 \cdot 10^2 \div 2 \cdot 10^5, \quad Ar = 8,9 \cdot 10^3 \div 3,4 \cdot 10^{10}, \quad \frac{\text{Re}_m}{\text{We}_m} = 6,5 \div 1,18 \cdot 10^7.$$

### 1.3.3 Гомогенізація рідин

Число обертів мішалки  $n_{0y}$  у випадку перемішування в однофазній системі з метою зниження температурних і концентраційних градієнтів може бути визначене із залежності:

$$n_0 \tau = c_\tau = const, \quad (1.22)$$

де  $n_0$  – число обертів;  $\tau$  – час перемішування (час досягнення заданого ступеня однорідності рідин, яка перемішується, або час гомогенізації). Значення  $c_\tau$  для різних мішалок приводяться в літературі.

Всі приведені вище залежності для розрахунку потужності, яка витрачається на перемішування, та вибору числа обертів мішалки відносяться до перемішування ньютонівських рідин.

## 1.4 Механічні перемішуючі пристрої

Механічні перемішуючі пристрої складаються із трьох основних частин: власне мішалки, вала та привода. Мішалка являється робочим елементом пристрою і кріпиться на валу.

Привід може бути виконаний або безпосередньо від електродвигуна, або через редуктор чи клиноремінну передачу.

За обладнанням лопатей розрізняють мішалки лопатеві, пропелерні, турбінні та спеціальні. По типу створюваного мішалкою потоку рідини в апараті розрізняють мішалки, які забезпечують тангенціальну, радіальну, осьову та змішану течії.

При тангенціальній течії рідина в апараті рухається головним чином по концентричних колах, які паралельні площині обертання мішалки. Перемішування відбувається за рахунок вихрів, які з'являються на кромках мішалки. Якість перемішування буде найгіршою, коли швидкість обертання рідини дорівнює швидкості обертання мішалки. Радіальна течія характеризується направленим рухом рідини від мішалки до стінок апарату перпендикулярно осі обертання мішалки. Осьова течія рідини направлена паралельно осі обертання мішалки.

При високих швидкостях обертання мішалок рідина, що перемішується, втягується в обертовий рух і навколо валу виникає вир, глибина якого збільшується із зростанням числа обертів і зменшення густини та в'язкості середовища. Для попередження виникнення виру в апараті розміщують відбивні перегородки, які, крім того, сприяють виникненню вихрів та збільшенню турбулентності системи.

#### **1.4.1 Мішалки лопатевого типу**

Лопатевими мішалками називають пристрої, які складаються з двох або більшого числа лопатей прямокутного перерізу, які закріплені на валу, який обертається. До лопатевих мішалок відносяться також і деякі мішалки спеціального призначення: якірні, рамні та листові.

Основні переваги лопатевих мішалок - простота пристрою та невисока вартість виготовлення. До недоліків мішалок цього типу слід віднести низьку насосну дію мішалки (слабкий осьовий потік), який не забезпечує достатньо повного перемішування в усьому об'ємі апарату. Внаслідок незначимості осьового потоку лопатеві мішалки перемішують тільки ті шари рідини, які

знаходяться в безпосередній близькості від лопатей мішалки. Розвиток турбулентності в об'ємі рідини, яка перемішується, протікає повільно, циркуляція рідини невелика. Тому лопатеві мішалки застосовують для перемішування рідин, в'язкість яких не перевищує  $10^3$  мн·с/м<sup>2</sup>.

Деяке збільшення осьового потоку рідини досягається при нахилі лопатей під кутом 30-40° до осі валу. Лопатеві мішалки з нахиленими лопатями використовують при проведенні повільних хімічних реакцій.

Для перемішування рідин з в'язкістю не більше  $10^4$  мн·с/м<sup>2</sup>, а також для перемішування в апаратах, які обігріваються за допомогою сорочки або внутрішніх змієвиків, в тих випадках, коли можливе випадіння осаду чи покриття брудом поверхні, що передає тепло, застосовують якірні або рамні мішалки. Вони мають форму, яка відповідає внутрішній формі апарату, і діаметр, близький до внутрішнього діаметру апарату чи змієвика. При обертанні ці мішалки очищають стінки і дно апарату від налипаючого бруду.

Листові мішалки мають лопаті більшої ширини, ніж лопатеві мішалки, і відносяться до мішалок, які забезпечують тангенціальну течію середовища, що перемішується. Крім чисто тангенціального потоку, який являється переважаючим, верхні та нижні кромки мішалки створюють вихрові потоки. При великих швидкостях обертання листової мішалки на тангенціальний потік накладається радіальна течія, викликана центробіжними силами.

Листові мішалки використовують для перемішування мало в'язких рідин (в'язкість менше  $50$  мн·с/м<sup>2</sup>), інтенсифікації процесів теплообміну, при проведенні хімічних реакцій в об'ємі і розчиненні. Для процесів розчинення застосовують листові мішалки з отворами в лопатях. При обертанні такої мішалки на виході із отворів створюються струмені, які сприяють розчиненню твердих матеріалів. Зазвичай, для лопатевих мішалок приймають наступні відношення розмірів: діаметр мішалки  $d = (0,66 - 0,9)D$  ( $D$  – внутрішній діаметр апарату), ширина лопаті мішалки  $b = (0,1 - 0,2)D$ , висота рівня рідини в посудині  $H = (0,8 - 1,3)D$ , відстань від мішалки до дна посудини  $h \leq 0,3D$ . Для листових мішалок  $d = (0,3 - 0,5)D$ ;  $b = (0,5 - 1,0)D$ ,  $h = (0,2 - 0,5)D$ .

При високих швидкостях обертання лопатевих мішалок в апараті встановлюють відбивні перегородки. Листові мішалки, як правило, без відбивних перегородок не застосовуються.

### 1.4.2 Пропелерні мішалки

Робочою частиною пропелерної мішалки являється пропелер – пристрій з декількома фасонними лопатями, які вигнуті за профілем гребного гвинта. Найбільше розповсюдження одержали трьохлопатеві пропелери. На валу мішалки в залежності від висоти шару рідини розміщують один або декілька пропелерів.

Внаслідок більш обтічної форми пропелерні мішалки при однаковому числі Рейнольдса споживають меншу потужність, ніж мішалки інших типів. До переваг пропелерних мішалок слід віднести також відносно високу швидкість обертання і можливість безпосереднього приєднання мішалки до електродвигуна, що призводить до зменшення механічних витрат.

Пропелерні мішалки створюють переважно осьові потоки середовища, що переміщується, як наслідок цього, - великий насосний ефект, що дозволяє значно скоротити тривалість перемішування. Разом з тим пропелерні мішалки відрізняються складністю конструкції і порівняно високою вартістю виготовлення. Їх ефективність сильно залежить від форми апарату та розміщення в ньому мішалки. Пропелерні мішалки слід застосовувати в циліндричних апаратах з випуклими днищами. При установці їх в прямокутних баках або апаратах з плоскими або ввігнутими днищами інтенсивність перемішування падає внаслідок створення застійних зон.

Для покращення перемішування великих об'ємів рідин та організації направленої течії рідини в посудинах встановлюють дифузори. Дифузор представляє собою короткий циліндричний або конічний стакан, всередині якого розміщують мішалку. При великих швидкостях обертання мішалки при відсутності дифузора в апараті розміщують відбивні перегородки.

Пропелерні мішалки застосовують для перемішування рідин в'язкістю не більше  $2 \cdot 10^3$  мн·с/м<sup>2</sup>, для розчинення, створення мало в'язких емульсій,

проведення хімічних реакцій в рідкому середовищі, гомогенізації великих об'ємів рідини.

Для пропелерних мішалок приймають наступні відношення основних розмірів: діаметр мішалки  $d = (0,2 - 0,5)D$ , крок гвинта  $S = (0,1 - 3,0)D$ , відстань від мішалки до дна посудини  $h = (0,5 - 1,0)D$ , висота рівня рідини в посудині  $H = (0,8 - 1,2)D$ . Число обертів пропелерних мішалок досягає 40 в секунду, колова швидкість – 15м/с.

### 1.4.3 Турбінні мішалки

Ці мішалки мають форму коліс водяних турбін з плоскими, нахиленими або криволінійними лопатями, закріпленими, як правило, на вертикальному валу. В апаратах з турбінними мішалками створюються головним чином радіальні потоки рідини. При роботі турбінних мішалок з великим числом обертів поряд з радіальним потоком можливе виникнення тангенціальної (колової) течії та утворення виру. В цьому випадку в апараті встановлюють відбивні перегородки. Закриті турбінні мішалки, на відміну від відкритих, створюють більш чітко виражений радіальний потік. Закриті мішалки мають два диска з отворами в центрі для проходу рідини; диски зверху і знизу приварюються до плоских лопатей. Рідина поступає в мішалку паралельно осі валу, викидається мішалкою в радіальному напрямку і досягає найбільш віддалених точок апарату. Турбінні мішалки забезпечують інтенсивне перемішування в усьому об'ємі апарату.

Потужність, що споживається турбінними мішалками, які працюють в апаратах з відбивними перегородками, при турбулентному режимі перемішування практично не залежить від в'язкості середовища. Тому мішалки цього типу можуть застосовуватися для сумішей, в'язкість яких під час перемішування змінюється.

Для перемішування у великих об'ємах турбінні мішалки менш придатні, ніж пропелерні мішалки.



В залежності від області використання турбінні мішалки, зазвичай, мають діаметр  $d = (0,15 - 0,65)D$  при відношенні висоти рівня рідини до діаметру апарату не більше двох.

Число обертів мішалки змінюється в межах 2-5 в секунду, а колова швидкість складає 3-8 м/с.

## 2 Опис експериментальної установки

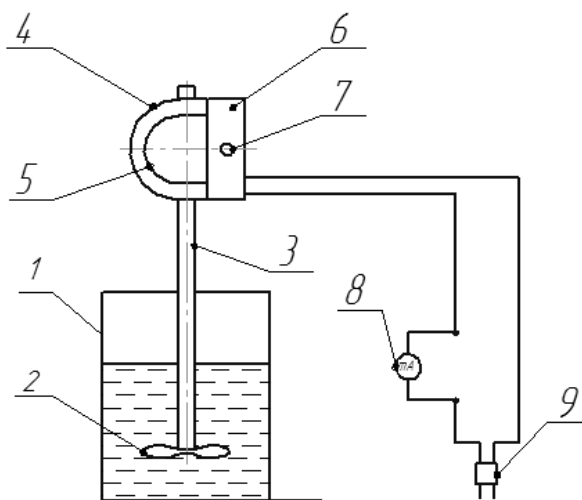


Рисунок 1.1. Схема лабораторної установки.

1 – ємкість; 2 – мішалка; 3 – вал; 4 – електродвигун; 5 – редуктор; 6 – блок живлення; 7 – регулятор числа обертів мішалки; 8 – міліамперметр; 9 – електрична вилка.

Лабораторна установка складається з ємкості 1, в яку заливається гліцерин. В ємкість з гліцерином занурена мішалка 2, закріплена на валу 3, який затискується в патроні. Патрон насаджений на вихідний вал редуктора 5, обертання якого здійснюється від електродвигуна постійного струму 4. Число обертів мішалки змінюється за допомогою регулятора 7, який встановлений на блоці живлення 6.

Струм, який споживає електродвигун, вимірюється міліамперметром 8. Електродвигун вмикається в електромережу за допомогою електричної вилки 9.

### 3 Техніка безпеки

Виконувати вимоги техніки безпеки при роботі з електричними приладами та під час роботи в хімічних лабораторіях. Категорично забороняється торкатися вала мішалки, якщо він обертається.

## 4 Методика проведення досліджень та основні виміри

### 4.1 Підготовка установки до проведення досліджень

Закріпити мішалку (листову, пропелерну, турбінну) на валу. Затиснути вал в патроні редуктора. Залити в ємкість гліцерин. Занурити мішалку з валом в ємкість з гліцеином.

### 4.2 Проведення досліджень

Підключити електричну вилку до електромережі. Встановити за допомогою регулятора необхідне число обертів мішалки. Ввімкнути за допомогою тумблера блок живлення. Виміряти міліамперметром струм, який споживає електродвигун. Вимкнути блок живлення. Встановити регулятором число обертів мішалки. ввімкнути блок живлення і записати покази міліамперметра (і так далі).

#### 1. Число обертів мішалки

Положення регулятора	0	1	2	3	4	5	6	7
Число обертів мішалки	$0,58\text{c}^{-1}$	$0,67\text{c}^{-1}$	$2,17\text{c}^{-1}$	$3,87\text{c}^{-1}$	$6,3\text{c}^{-1}$	$9,17\text{c}^{-1}$	$11,43\text{c}^{-1}$	$13,63\text{c}^{-1}$

#### 2. Опір обмотки електродвигуна $R_0 = 100$ кОм

#### 3. Діаметр мішалки $d$ , м.

#### 4. Тип мішалки.

#### 5. Діаметр ємкості $D$ , м.

#### 6. Висота рівня гліцерину в ємкості $H$ , м.

#### 7. Температура гліцерину $t$ , $^{\circ}\text{C}$ .

#### 8. Число обертів мішалки $n$ , $\text{c}^{-1}$ .

#### 9. Покази міліамперметра $I$ , А.

#### 10. Покази міліамперметра на холостому ході $I_x$ , А.

Таблиця 1.1 – Результати вимірювань

№ п/п	Тип мішалки	d, м	D, м	H, м	t, °C	n, с <sup>-1</sup>	I, А
1							
2							
3							
4							
5							
6							
7							
8							

### 5 Методика обробки експериментальних даних.

5.1. Визначення затрат потужності на перемішування за результатами вимірювання. Затрати потужності на холостому ході:

$$N_x = I_x^2 R, \quad (1.23)$$

де  $I_x$  – величина електричного струму при холостому ході, А.

Затрати потужності на перемішування:

$$N = I^2 R - N_x. \quad (1.24)$$

5.2. Визначення затрат потужності на перемішування на основі теоретичних даних. Визначаємо критерій Рейнольдса за формулою (1.3):

$$Re_m = \frac{nd^2 \rho}{\mu},$$

$$Re_m = \frac{nd^2 \cdot \rho}{\mu},$$

де  $\rho$  – густина гліцерину, кг/м<sup>3</sup>;

$\mu$  – коефіцієнт динамічної в'язкості гліцерину, Па·с.

Знаходимо в залежності від величини  $Re_m$  критерій потужності:

$$K_N = f(Re_m). \quad (1.25)$$

Розраховуємо значення теоретичної потужності, яка витрачається на перемішування:

$$N_T = K_N \rho n^3 d^5 \left( \frac{H}{D} \right)^{0.5} \quad (1.26)$$

Таблиця 1.2 – Обробка результатів вимірювань

№ п/п	I <sub>x</sub> , А	N <sub>x</sub> , Вт	N, Вт	Re <sub>м</sub>	K <sub>N</sub>	N <sub>T</sub> , Вт
1						
2						
3						
4						
5						
6						
7						
8						

5.3. Побудувати графічні залежності  $N = f(\text{Re}_m)$  та  $N_T = f(\text{Re}_m)$ .

5.4. Написати висновки за отриманими результатами.

## 6. Визначення інтенсивності перемішуючих пристроїв

Для визначення інтенсивності перемішування використовуємо рН-метр.

В ємність 1 заливаємо воду. Вмикаємо привід перемішуючого пристрою. За допомогою регулятора 7 виставляємо необхідне число обертів  $n$  мішалки. Занурюємо в воду електрод від рН-метра. Виливаємо в воду 5 мл соляної кислоти. Вимірюємо секундоміром час  $\tau$ , за яким покази рН-метра встановляться сталими. Це свідчитиме про те, що в ємності концентрація кислоти в усіх точках об'єма однакова.

Коефіцієнт, який характеризує інтенсивність перемішуючого пристрою для однофазної системи з метою зниження концентраційного градієнту, може бути визначений із залежності:

$$C_\tau = n\tau$$

Дані дослідів записуємо в таблицю 1.3.

Таблиця 1.3 – Результати вимірювань

№ п/п	Тип мішалки	$d$ , м	Положення регулятора	$n$ , с <sup>-1</sup>	$\tau$ , с	$C_\tau$
1	Лопатева		3			
2	Пропелерна		4			
3	Пропелерна		4			
4	Турбінна відкрита		5			
5	Турбінна закрита		5			

### Контрольні запитання

1. Для чого використовують перемішування в біотехнології?
2. В яких процесах використовується перемішування?
3. Які розрізняють основні способи перемішування?
4. Як визначити інтенсивність перемішування?
5. Де швидкість обертання має найбільше значення при перемішуванні?
6. З яких основних частин складаються механічні перемішувачі?
7. Як розрізняються мішалки за типом лопатей? Які гідравлічні потоки вони створюють?
8. Переваги та недоліки лопатевих мішалок.
9. Де використовуються листові мішалки?
10. Переваги та недоліки пропелерних мішалок.
11. Переваги та недоліки турбінних мішалок.

## ЛАБОРАТОРНА РОБОТА 2

### ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ФІЛЬТРУВАННЯ

Мета роботи: Дослідити процес фільтрування, ознайомитись з конструкцією фільтрувальної установки, принципом роботи та з методами фільтрування під дією розрідження.

#### 1 Основні теоретичні відомості

Фільтрування – (лат. *filtrum* — волок, англ., франц. *filtration*) – це процес розділення неоднорідних систем (наприклад: суспензія, аерозоль) за допомогою пористих перегородок, які пропускають дисперсійне середовище і затримують дисперсну тверду фазу.

Фільтрування використовують в промисловості для тонкого очищення рідких, газових гетерогенних систем. З його допомогою можна досягти значно більшої повноти очищення рідини або газу від зважених часток, ніж в процесах осадження.

В процесі фільтрування тверді частки, або залишаються на поверхні фільтрувальної перегородки, утворюючи осад, або проникають в середину затримуючись в порах. У відповідності до цього виділяють фільтрування з утворенням осаду і фільтрування з закупоркою пор.

Розділення суспензії, яка складається з рідини і зважених в ній твердих частинок, проводять за допомогою фільтра, який в найпростішому вигляді є оболонкою, яка розділена на дві частини фільтрувальною перегородкою. Суспензію розміщують в одну частину оболонки, так щоб вона контактувала з фільтрувальною перегородкою. В розділених частинах оболонки створюють різницю тисків, під дією яких рідина проходить через пори фільтрувальної перегородки, а тверді частинки затримуються на її поверхні. Таким чином суспензія розділяється на чистий фільтрат та вологий осад. Цей процес розділення суспензії називається – фільтрування з утворенням осаду. Інколи тверді частинки проникають в пори фільтрувальної перегородки і затримуються там, не утворюючи осаду. Такий процес називається – фільтрування із закупоркою пор. Можливий також проміжний вид фільтрування, коли тверді

частинки проникають в пори фільтрувальної перегородки і утворюють на ній шар осаду.

Фільтрування відбувається або в режимі постійного перепаду тиску (наприклад, вакуум-фільтр) або в режимі постійної швидкості (наприклад, рамний фільтр-прес).

Різницю тисків по обидві сторони фільтрувальної перегородки створюють різними способами, в результаті цього здійснюють різноманітні процеси фільтрування.

Якщо простір над суспензією сполучають з джерелом стисненого газу (повітря) або простір під фільтрувальною перегородкою приєднують до джерела вакууму, то відбувається процес фільтрування при постійній різниці тисків, при цьому швидкість процесу фільтрування зменшується внаслідок збільшення шару осаду.

Якщо суспензію подають на фільтр поршневим насосом, продуктивність якого при даному числі обертів електродвигуна постійна, то відбувається процес фільтрування при постійній швидкості, при цьому різниця тисків зростає внаслідок збільшення шару осаду.

Якщо суспензію транспортують на фільтр відцентровим насосом, продуктивність якого при даному числі обертів електродвигуна зменшується при збільшенні шару осаду, що призводить до зростання різниці тисків, то відбувається процес фільтрування при змінних різниці тиску і швидкості.

Рушійною силою процесу фільтрування є різниця тисків до і після фільтрувальної перегородки, якщо ця різниця створюється за допомогою насоса, компресора чи вакуум насоса, то відбувається фільтрування під дією перепаду тиску, якщо під дією відцентрових сил, то це фільтрування в полі відцентрових сил.

Швидкість процесу фільтрування пропорційна рушійній силі і обернено пропорційна опору, тобто швидкість в кожний момент прямо пропорційна різниці тиску та обернено пропорційна в'язкості рідини і загальному гідравлічному опору шару осаду і фільтруючої перегородки.

При розділенні суспензій з невисокою концентрацією тонко дисперсної твердої фази часто застосовують допоміжні фільтрувальні речовини, які не дають проникнути твердим частинкам в пори фільтрувальної перегородки.

Рівняння фільтрації при постійній різниці тисків:

$$\left\{ \frac{V}{S\tau} = \frac{\Delta P}{[\mu(r_0 \cdot h_{oc} + R_{\phi n})]}; \text{ або } \Leftrightarrow V = \frac{\Delta PS\tau}{[\mu(r_0 \cdot h_{oc} + R_{\phi n})]} \right. \quad (2.1)$$

де  $\Delta P$  – різниця тисків, МПа;

$S$  – площа поверхні фільтрування, м<sup>2</sup>;

$\tau$  – час фільтрування, с;

$\mu$  – динамічна в'язкість рідини, Па·с;

$r_0$  – питомий об'ємний опір шару осаду, м<sup>-2</sup>;

$h_{oc}$  – висота шару осаду, м;

$R_{\phi n}$  – опір фільтрувального паперу, м<sup>-1</sup>;

Розділимо рівняння (2.1) на вираз  $\frac{2\Delta PS^2V}{\mu \cdot r_0 \cdot x_0}$ , отримаємо:

$$\frac{\tau}{V} = \frac{\mu \cdot r_0 \cdot x_0 \cdot V}{(2\Delta PS^2) + \frac{\mu R_{\phi n}}{\Delta PS}} \quad (2.2)$$

де  $x_0$  – коефіцієнт пропорційності, що залежить від концентрації твердої фази;

Введемо змінні:

$$M = \frac{\mu \cdot r_0 \cdot x_0}{2\Delta PS^2}; \quad (2.3)$$

$$N = \frac{\mu \cdot R_{\phi n}}{\Delta PS}; \quad (2.4)$$

Тоді рівняння матиме вигляд:

$$\frac{\tau}{V} = MV + N \quad (2.5)$$



## **2 Опис експериментальної установки**

Прилад вакуумного фільтрування складається з наступних основних частин (рис. 2.2): комірок фільтруючих 1, ежектора 2, крана шарового 3, штуцера 4, з'єднуючих шлангів 5, 6 і хомутів 7.

Комірка фільтрувальна включає в себе колектор 8 з основою 9, на верхньому торці якої розташовано пористий фритт 10, на якому розміщується фільтрувальний папір. Крани 11 призначені для запирання відсмоктуючого каналу воронки. Колектор має опори 12, штуцер 13 для приєднання вакуумного шланга 5; воронка 15 має пружинний зажим 16 завдяки якому вона кріпиться на основі 9.

Ежектор 2 включає в себе сопло зі штуцером для приєднання шланга 6, від водопроводу, та приймальну камеру зі штуцером для приєднання вакуумного шланга 5. Ежектор приєднується до водопроводу за допомогою шланга 6, штуцера 4 і хомутів 7. Забруднена вода подається в комірку фільтрувальну 1, де під дією розрідження проходить через фільтрувальний папір.

## **3 Техніка безпеки**

1. Забороняється вмикання установки та приладів, якщо мають місце несправності.

2. На приладі мають право працювати студенти і співробітники, які докладно вивчили будову і принцип його дії, пройшли відповідний інструктаж і розписалися за техніку безпеки.

3. Не дозволяється використовувати прилад без нагляду викладача або персоналу лабораторії.

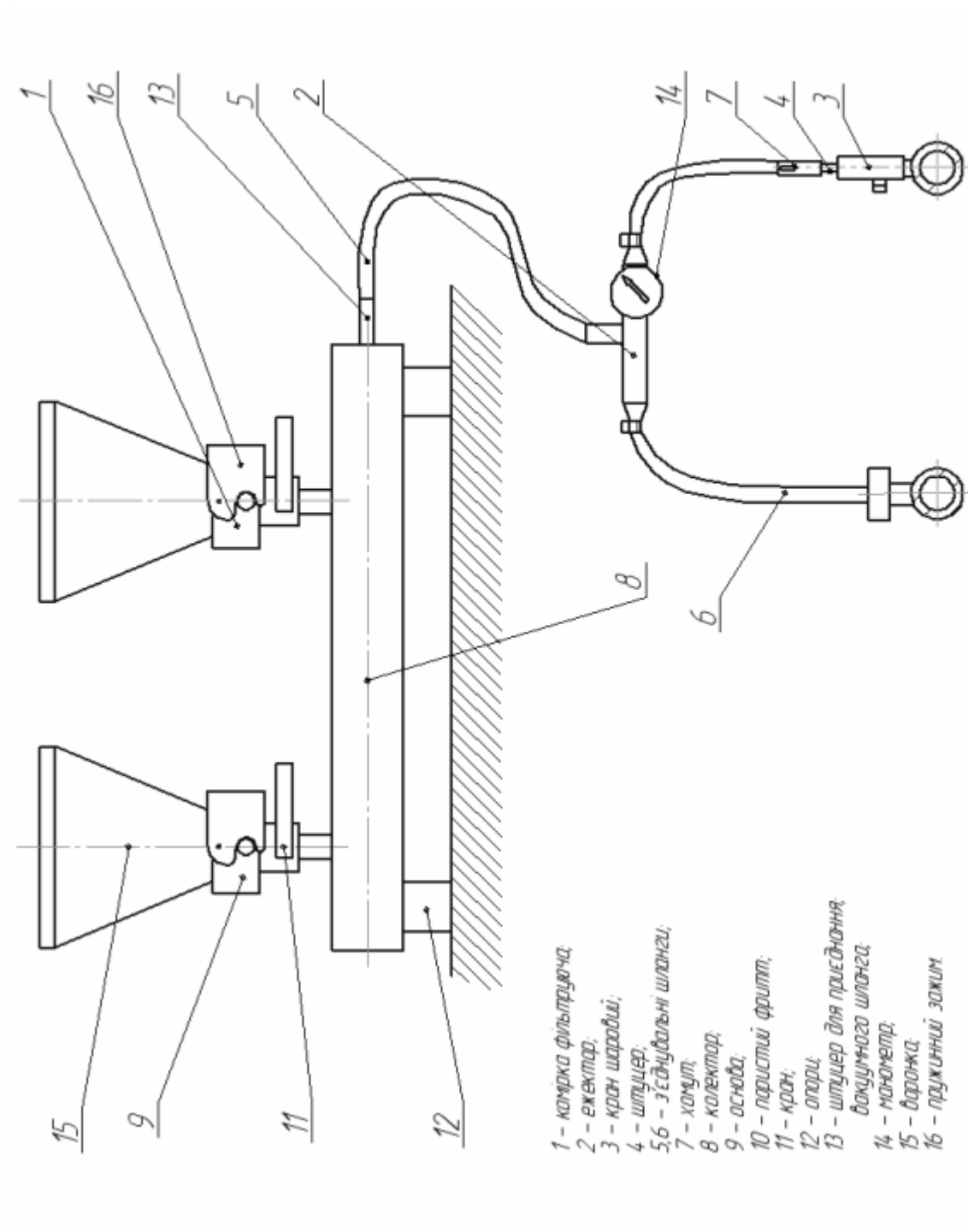
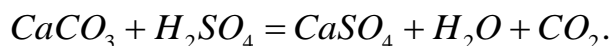


Рис. 2. Прилад вакуумного фільтрування

## 4 Приготування суспензій

4.1 При проведенні фільтрування використовуються суспензії гіпсу в воді.

Для одержання гіпсу необхідно провести хімічну реакцію:



При цьому використовується сірчана кислота і крейда.

Об'єм 98%-го розчину сірчаної кислоти:

$$V_{\text{H}_2\text{SO}_4}^{98} = 20 \text{ мл.}$$

Маса розчину сірчаної кислоти:

$$G_{\text{H}_2\text{SO}_4}^{98} = V_{\text{H}_2\text{SO}_4}^{98} \cdot \rho_{\text{H}_2\text{SO}_4}^{98} = 20 \cdot 1,837 = 36,74 \text{ г,}$$

де  $\rho_{\text{H}_2\text{SO}_4}^{98} = 1,837 \text{ г/см}^3$  – густина розчину сірчаної кислоти.

Маса крейди:

$$G_{\text{CaCO}_3} = \frac{0,98 \cdot G_{\text{H}_2\text{SO}_4}^{98} \cdot M_{\text{CaCO}_3}}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}} = \frac{0,98 \cdot 36,74 \cdot 100}{98,07} = 36,7138 \text{ г,}$$

де  $M_{\text{CaCO}_3} = 100 \text{ г/моль}$ ,  $M_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 98,07 \text{ г/моль}$  – молекулярні маси відповідно крейди і сірчаної кислоти.

Маса гіпсу:

$$G_{\text{CaSO}_4} = \frac{0,98 \cdot G_{\text{H}_2\text{SO}_4}^{98} \cdot M_{\text{CaSO}_4}}{M_{\text{H}_2\text{SO}_4}} = \frac{0,98 \cdot 36,74 \cdot 136}{98,07} = 49,93 \text{ г,}$$

де  $M_{\text{CaSO}_4} = 136 \text{ г/моль}$  – молекулярна маса гіпсу.

4.2 Для дослідження процесу фільтрування треба приготувати 4 проби суспензій. Пропорції вмісту  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  в пробах: 1:2:3:4.

Вміст в пробах:

а)  $\text{CaCO}_3$

$$m_1^{\text{CaCO}_3} = \frac{G_{\text{CaCO}_3}}{1+2+3+4} \cdot 1 = \frac{36,7138}{10} \cdot 1 = 3,67138 \text{ г;}$$

$$m_2^{\text{CaCO}_3} = \frac{36,7138}{10} \cdot 2 = 7,34276 \text{ г;}$$

$$m_3^{CaCO_3} = \frac{36,7138}{10} \cdot 3 = 11,01414 \text{ г};$$

$$m_4^{CaCO_3} = \frac{36,7138}{10} \cdot 4 = 14,68552 \text{ г}.$$

б)  $H_2SO_4$

$$V_1 = \frac{V_{H_2SO_4}^{98}}{10} \cdot 1 = \frac{20}{10} \cdot 1 = 2 \text{ мл};$$

$$V_2 = \frac{V_{H_2SO_4}^{98}}{10} \cdot 2 = \frac{20}{10} \cdot 2 = 4 \text{ мл};$$

$$V_3 = \frac{V_{H_2SO_4}^{98}}{10} \cdot 3 = \frac{20}{10} \cdot 3 = 6 \text{ мл};$$

$$V_4 = \frac{V_{H_2SO_4}^{98}}{10} \cdot 4 = \frac{20}{10} \cdot 4 = 8 \text{ мл}.$$

в)  $CaSO_4$

$$m_1 = \frac{G_{CaSO_4}}{10} \cdot 1 = \frac{49,93}{10} \cdot 1 = 4,493 \text{ г};$$

$$m_2 = \frac{G_{CaSO_4}}{10} \cdot 2 = \frac{49,93}{10} \cdot 2 = 9,986 \text{ г};$$

$$m_3 = \frac{G_{CaSO_4}}{10} \cdot 3 = \frac{49,93}{10} \cdot 3 = 14,979 \text{ г};$$

$$m_4 = \frac{G_{CaSO_4}}{10} \cdot 4 = \frac{49,93}{10} \cdot 4 = 19,972 \text{ г}.$$

г)  $H_2O$

$$V_1^B = 50 \text{ мл}; \quad V_2^B = 100 \text{ мл}; \quad V_3^B = 150 \text{ мл}; \quad V_4^B = 200 \text{ мл}.$$

## 5 Методика проведення дослідження

5.1 Приготувати суспензії гіпсу у воді (гіпс  $\rho_2 = 1300 \text{ кг} / \text{м}^3$ ). Для цього в чотири колби засипати 3,671 г; 7,343 г; 11,014 г; 14,685 г крейди, пропорційно долити 2 мл; 4 мл; 6 мл; 8 мл сірчаної кислоти і залити 50 мл; 100 мл; 150 мл; 200 мл води.

5.2 Зважити фільтрувальний папір та реторти.

5.3 Під'єднати ежектор 2 до зливного отвору каналізації і крана за допомогою шлангів 6.

5.4 Підготуватися до фільтрування, для цього необхідно:

- перекрити кран 11;
- підняти затискач 16, зняти воронку 15 з основи 9;
- покласти на основу фільтрувальний папір і встановити воронку зафіксувавши її затискачем.

5.5 Залити у фільтрувальні комірки 1 вміст колб а і б.

5.6 Провести процес фільтрування, для цього необхідно відкрити кран 3 і через 10-15 секунд відкрити крани 11 під заправленими воронками.

5.7 Після закінчення фільтрування в воронках, закрити крани 11, а після цього кран 3.

5.8 Замінити фільтрувальний папір і повторити пункти 4-7 для колб с і d;

5.9 Після закінчення фільтрування просушити фільтрувальний папір з осадом у сушильній шафі при температурі 90 °С.

5.10 Зважити сухий осад з фільтрувальним папером та ретортами на вагах.

5.11 До таблиці 1 необхідно занести наступні данні:

- час фільтрування,  $\tau(c)$ ;
- об'єм забрудненої води, що фільтрується  $V(\text{м}^3)$ ;

- діаметр фільтрувального паперу, що приймає участь в процесі фільтрування,  $D = 0,028 \text{ м}$ ;
- різниця тисків,  $\Delta P(\text{МПа})$ ;
- температура води,  $t(^{\circ}\text{C})$

Таблиця 2.1 – Результати вимірювань

№ п/п	$V(\text{м}^3) \cdot 10^6$	$\tau(\text{хв})$	$D(\text{м})$	$\Delta P(\text{МПа})$	$t_p(^{\circ}\text{C})$
1					
2					
3					

## 6 Методика обробки експериментальних даних

### 6.1 Коефіцієнт пропорційності:

$$x_0 = \frac{V_{oc}}{V_p}, \quad (2.6)$$

де  $V_{oc}$  – об'єм осаду,  $V_{oc} = m_o / \rho_n (\text{м}^3)$ ;

$V_p$  – об'єм рідини, ( $\text{м}^3$ );

### 6.2 Площа фільтрування:

$$S = \frac{\pi \cdot D^2}{4}, \quad (2.7)$$

де  $D$  – діаметр фільтрувального паперу, що приймає участь у процесі фільтрування (діаметр отвору воронки), м;

6.3 Побудувати графік залежності  $\frac{\tau}{V} = f(V)$ . Визначити величини  $M$  і  $N$  з графіка:  $M$  – тангенс кута нахилу прямої;  $N$  – відрізок, що відсікається на осі ординат.

6.4 Визначення констант фільтрування:

$$r_0 = \frac{2M \cdot \Delta P \cdot S^2}{\mu \cdot x_0} \quad (2.8)$$

$$R_{\phi n} = \frac{N \cdot \Delta P \cdot S}{\mu} \quad (2.9)$$

## 7 Аналіз результатів експериментів

7.1 Накреслити графік залежності  $\frac{\tau}{V} = f(V)$ .

7.2 Встановити яким чином впливає об'єм рідини, що фільтрується на час процесу фільтрування.

7.3 Порівняти масу висушеного гіпсу з масою гіпсу, розрахованої по реакції.

7.4 Зробити висновки по роботі.

### Контрольні запитання

1. Дайте визначення процесу фільтрування?
2. Які ви знаєте типи фільтрування? Охарактеризуйте їх.
3. Охарактеризуйте процес фільтрування з утворенням осаду.
4. Охарактеризуйте процес фільтрування з закупоркою пор.
5. Що є рушійною силою процесу фільтрування?

## ЛАБОРАТОРНА РОБОТА 2

### ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ДИСТИЛЯЦІЇ БІНАРНИХ СУМІШЕЙ

Мета роботи: Дослідити процес дистиляції суміші рідини, яка складається з двох компонентів.

#### 1 Основні теоретичні відомості

Одним із найбільш поширених методів розділення рідких однорідних сумішей, які складаються з двох або більшого числа компонентів, являється перегонка (дистиляція і ректифікація).

В широкому розумінні перегонка представляє собою процес, який включає часткове випаровування розділюваної суміші та послідовну конденсацію пари, яка утворюється. В результаті конденсації одержують рідину, склад якої відрізняється від складу вихідної суміші.

За допомогою перегонки розділяють суміші, всі компоненти яких летючі, тобто мають деякий, хоч і різний тиск пари. Розділення перегонкою засновано на різній летючості компонентів суміші при одній і тій же температурі. Тому при перегонці всі компоненти суміші переходять в паровий стан в кількостях, які пропорційні їх фугітивності.

В найпростішому випадку вихідна суміш є бінарною, тобто складається лише з двох компонентів. Пара, яка одержується при її перегонці, містить відносно велику кількість легко летючого, або низькокиплячого компонента, ніж вихідна суміш. Отже, в процесі перегонки рідка фаза збагачується, а парова фаза збагачується низькокиплячим компонентом. Рідина, яка не випаровувалась, природньо, має склад, більш багатий важколетючим, або висококиплячим компонентом.

Ця рідина називається залишком, а рідина, одержана в результаті конденсації пари, дистилятом.

Ступінь збагачення парової фази низькокиплячим компонентом залежить від виду перегонки. Існують два принципово різних види перегонки: проста перегонка (дистиляція) та ректифікація.

Проста перегонка представляє собою процес однократного часткового випаровування рідкої суміші і конденсації пари, яка утворюється. Проста



перегонка застосовується лише для розділення сумішей, леткість компонентів яких значно відрізняється, тобто відносна леткість компонентів значна. Зазвичай її використовують лише для попереднього грубого розділення рідких сумішей.

Значно більш повне розділення рідких сумішей на компоненти досягається шляхом ректифікації.

Ректифікація представляє собою процес багатократного часткового випаровування рідини і конденсації пари. Процес здійснюється шляхом контакту потоків пари і рідини, які мають різну температуру, і проводиться в колонних апаратах. При кожному контакті із рідини випаровується головним чином низькокиплячий компонент, яким збагачується пара, а із пари конденсується головним чином висококиплячий компонент, який переходить в рідину. Такий двосторонній обмін компонентами, який повторюється багаторазово, дозволяє одержати пару, яка представляє собою майже чистий низькокиплячий компонент. Ця пара після конденсації в окремому апараті дає дистилат та флегму-рідину, яка повертається для зрошення колони і взаємодії з парою, яка піднімається.

Пару одержують шляхом часткового випаровування знизу колони залишку, який являється майже чистим висококиплячим компонентом.

### **1.1 Характеристики двофазних систем рідина-пара**

Якщо система складається з двох компонентів і між ними не виникає хімічної взаємодії, то при наявності рідкої і парової фази число фаз дорівнює двом.

Згідно правила фаз, число ступенів свободи такої системи дорівнює двом.

Отже, із трьох незалежних параметрів, які повністю визначають стан системи – температури  $t$ , тиску  $p$  і концентрації однієї із фаз  $C$  – можна вибрати два; при цьому визначиться значення третього параметра.

В зв'язку з цим для фізико-хімічної характеристики бінарних систем рідина-пара, зручно користуватися фазовими діаграмами. Якщо позначити

через  $X$  склад рідкої фази, то, приймаючи  $t = const$ , можна побудувати графік залежності тиску пари від складу рідини (діаграма  $p - x$ ). Аналогічно, приймаючи постійним тиск пари ( $p = const$ ), зображують на площині залежність температур кипіння рідини і конденсації пари від складів рідкої і парової фаз (діаграма  $t - x - y$ ). При  $p = const$  і  $t = const$  знаходять залежність між рівноважними складами фаз, яка зображається діаграмою рівноваги (діаграма  $y - x$ ).

Вид цих залежностей визначається взаємною розчинністю рідкої суміші та іншими її властивостями.

В залежності від взаємної розчинності компонентів розрізняють суміші рідин: 1) з безмежною взаємною розчинністю; 2) взаємно нерозчинних; 3) гранично розчинних одна в одній. Суміші з необмеженою взаємною розчинністю компонентів в свою чергу діляться на ідеальні суміші і неідеальні суміші з додатними або від'ємними відхиленнями від закону Рауля.

## 1.2 Ідеальні суміші

Ідеальні розчини підкорюються законам Рауля та Дальтона. Згідно закону Рауля, парціальний тиск кожного компонента, наприклад низькокиплячого компонента  $A$  в парі  $P_A$  пропорційний мольній долі  $X_A$  цього компонента в рідині. При цьому коефіцієнт пропорційності дорівнює тиску насиченої пари  $P_A$  даного компонента при даній температурі.

Для бінарної суміші, яка складається із компонентів  $A$  і  $B$  за законом Рауля

$$p_A = P_A \cdot X_A \quad (3.1)$$

та

$$p_B = P_B \cdot X_B = P_B(1 - X_A), \quad (3.2)$$

де  $X_B$  – мольна доля компонента  $B$ , тиск насиченої пари якого над чистою рідиною при даній температурі дорівнює  $P_B$ .

Одночасно, згідно закону Дальтона, загальний тиск пари над розчином  $P$  дорівнює сумі парціальних тисків його компонентів.

$$P = p_A + p_B = P_A \cdot X_A + P_B(1 - X_A). \quad (3.3)$$

Із рівнянь (3.1-3.3) видно, що при постійній температурі парціальний тиск компонентів, а також загальний тиск пари над сумішшю знаходяться в лінійній залежності від мольної долі  $X_A$  низькокиплячого компонента.

Разом з тим, згідно закону Дальтона парціальний тиск  $P_A$  даного компоненту  $A$  пропорційний його мольній долі в парі:

$$P_A = P \cdot y_A, \quad (3.4)$$

де  $P$  – загальний тиск пари над сумішшю.

Враховуючи, що за законом Рауля  $p_A = P_A \cdot X_A$ , знайдемо наступний вираз для складу пари  $y_A^*$ , яка знаходиться у рівновазі із рідиною даного складу  $X_A$ , тобто залежність між складами рівноважних фаз:

$$y_A^* = \frac{P_A}{P} \cdot X_A \quad (3.5)$$

Для ідеальних розчинів рівняння лінії рівноваги  $y_A^* = f(x)$  можна вивести аналітичним шляхом на основі законів Рауля і Дальтона.

Підставивши значення  $P$  із рівняння (3.3) в рівняння (3.5) та поділивши чисельник і знаменник на  $P_B$ , одержимо

$$y_A^* = \frac{\frac{P_A}{P_B} \cdot X_A}{\frac{P_A}{P_B} + 1 - X_A} = \frac{\alpha X_A}{1 + (\alpha - 1) X_A}, \quad (3.6)$$

де  $\alpha = \frac{P_A}{P_B}$  – відносна леткість компонентів суміші, яка дорівнює відношенню тисків пари чистих компонентів при однаковому зовнішньому тиску.

Таким чином, знаючи  $\alpha$ , тобто тиск насиченої пари чистих компонентів, можна розрахувати та побудувати криву рівноваги для ідеальних сумішей.

В дійсності ідеальних розчинів не існує, однак в промисловості доводиться розділяти перегонкою багато розчинів, які наближені за своїми властивостями до ідеальних.

Взаємне положення кривих на фазових діаграмах  $t-x-y$  та  $y-x$  визначається першим законом Коновалова: пара збагачується тим компонентом, при додаванні якого до рідини збільшується тиск пари над нею або знижується її температура кипіння.

Перший закон Коновалова доповнюється першим законом Вревського: при підвищенні температури суміші випаровується переважно той компонент, парціальна мольна теплота випарювання якого більша, що обумовлює відносно більший вміст цього компонента в парі.

### 1.3 Реальні суміші

Реальні рідкі суміші з повним взаємним розчиненням компонентів не слідуєть закону Рауля. Відхилення від цього закону в кожній із фаз може бути додатним або від'ємним, при чому останнє спостерігається рідко. При додатному відхиленні від закону Рауля різниця тисків  $P - P_{id} > 0$ , при від'ємному відхиленні  $P - P_{id} < 0$ , де  $P$  – загальний тиск над реальним розчином, а  $P_{id}$  – над ідеальним розчином.

Відхилення від закону Рауля зв'язані зі зміною активності молекул в розчині, зумовлені хімічною взаємодією між ними, дисоціацією, сольватацією (в водяних розчинах) та інше. Ступінь відхилення властивостей реального розчину від властивостей ідеального розчину визначається величиною коефіцієнта активності  $\gamma$ , який дорівнює відношенню активності компонента розчину до його концентрації. На відміну від ідеального розчину, для якого  $\gamma_A = \gamma_B = 1$ , парціальні тиски компонентів  $A$  і  $B$  неідеальної бінарної суміші складають:

$$p_A = P_A X_A \gamma_A \text{ і } p_B = P_B (1 - X_A) \gamma_B \quad (3.7)$$

Для неідеальних сумішей крива рівноваги може бути розрахована тільки за відомими коефіцієнтами активності, визначення яких пов'язано в певних труднощах. Тому діаграми  $y-x$  для реальних розчинів за звичай будують на основі дослідних даних.

Для ряду сумішей кількісні відхилення від закону Рауля настільки великі, що призводять до якісно нових властивостей суміші. При деякому складі подібні суміші мають постійну температуру кипіння, яка може бути максимальною або мінімальною. При цій температурі склад рівноважної пари над сумішшю дорівнює складу рідини ( $y=x$ ). Такі суміші носять назву азеотропних, або нероздільно киплячих.

Точка М, в якій криві складу фаз перетинають діагональ на діагоналі  $y=x$ , називається азеотропною точкою. Вона вказує склад суміші яка при даному тиску не може бути розділена на складові компоненти.

Склад азеотропних сумішей залежить від температури (тиску). Ця залежність характеризується другим законом Вревського: при підвищенні температури азеотропної суміші, яка має максимум тиску пари, в суміші зростає відносний вміст того компоненту, парціальна, мольна теплота випаровування якого більша, а для суміші з мінімумом тиску пари - вміст компоненту, парціально-мольна теплота випаровування якого менша.

Цей закон указує принципову можливість розділення азеотропних сумішей шляхом зміни тиску при перегонці.

#### **1.4 Суміші взаємно нерозчинних рідин**

Практично взаємно нерозчинними вважаються рідини, які мають знехтувано малу розчинність одна в одній. Такі суміші утворюють два шари і можуть бути розділені шляхом відстоювання.

Система, яка складається з двох взаємно нерозчинних компонентів та трьох фаз (двох рідких і однієї парової), згідно правила фаз, володіє одним ступенем свободи. Звідси витікає, що кожній температурі суміші відповідає строго визначений тиск, і кожний компонент суміші поводить себе незалежно від іншого. Відповідно парціальний тиск кожного компоненту не залежить від його вмісту в суміші і дорівнює тиску пари чистого компоненту при тій же температурі.

На діаграмі  $p-x$  лінії парціальних тисків та загального тиску представляють собою прямі, паралельні осі абсцис, при чому  $p_A = P_A$  і  $p_B = P_B$ , а загальний тиск  $P$  пари над сумішшю дорівнює сумі тисків пари чистих компонентів:

$$P = P_A + P_B \quad (3.8)$$

Температура кипіння таких сумішей при  $P = const$  постійна і не залежить від складу розчину. Температура кипіння  $t_{сум}$  завжди нижча температур кипіння чистих компонентів, складаючих суміш. Ця властивість використовується для розділення нерозчинних в воді рідин безпосередньо перегонкою з водяною парою.

Для взаємно нерозчинних рідин склад пари над киплячою сумішшю непостійний і не залежить від співвідношення компонентів в розчині.

За законом Рауля маємо:

$$y_A = \frac{P_A}{P} = \frac{p_A}{P} \quad y_B = \frac{P_B}{P} = \frac{p_B}{P}$$

Отже, в даному випадку

$$\frac{y_A}{y_B} = \frac{P_A}{P_B} = const.$$

Співвідношення між кількостями  $G_A$  та  $G_B$  компонентів в парі:

$$\frac{G_A}{G_B} = \frac{y_A M_A}{y_B M_B} = \frac{p_A M_A}{p_B M_B} = \frac{p_A M_A}{(P - P_A) M_B} \quad (3.9)$$

де  $M_A$  і  $M_B$  – молекулярні маси компонентів  $A$  і  $B$ .

### 1.5 Суміші рідин, які гранично розчинні одна в одній

Для таких сумішей при додаванні однієї рідини до другої вони спочатку повністю розчиняються одна в одній, потім в певних межах концентрацій утворюють два розчини і поведуть себе подібно взаємно нерозчинним рідинам: змінюються їх кількості, але залишаються постійними склади рідких фаз. Лише при підвищенні концентрації розчиненої речовини більш деякої межі один із шарів зникає і залишається одна рідка фаза. Отже, рідини знову стають

безгранично взаємно розчиненими. Ці суміші найбільш часто розділяють екстракцією.

## 1.6 Проста перегонка

### Фракційна перегонка

Перегонку проводять шляхом поступового випаровування рідини, яка знаходиться в перегінному кубі. Пара, яка утворюється, відводиться і конденсується. Процес здійснюють періодичним або безперервним способом.

Якщо проста перегонка проводиться періодично, то в ході відгонки низькокиплячого компонента вміст його в кубовій рідині зменшується. Разом з тим, змінюється в часі і склад дистилату, який збіднюється низькокиплячим компонентом по мірі протікання процесу. В зв'язку з цим відбирають декілька фракцій дистилату, які мають різний склад.

Проста перегонка, яка проводиться з одержанням кінцевого продукту різного складу, називається фракційною перегонкою.

В періодично діючій установці для фракційної перегонки (рис 3.1.) вихідну суміш загрузають в перегінний куб 1, який обладнаний змішувачем для нагріву, і доводять до кипіння. Пару відводять в конденсатор – холодильник 2, фракції дистилату поступають через зазирний ліхтар 3 в окремі збірники 4-6. По закінченні операції залишок зливають з куба, після чого в нього знову загрузають суміш, яка розділяється.

Для складання матеріального балансу простої перегонки приймаємо, що в кубі в деякий момент часу  $\tau$  міститься  $L$  кг суміші, яка переганяється і має змінну концентрацію  $X$  (по низькокиплячій компоненті). Кількість низькокиплячої компоненти в рідині в цей момент часу дорівнює  $L_x$ .

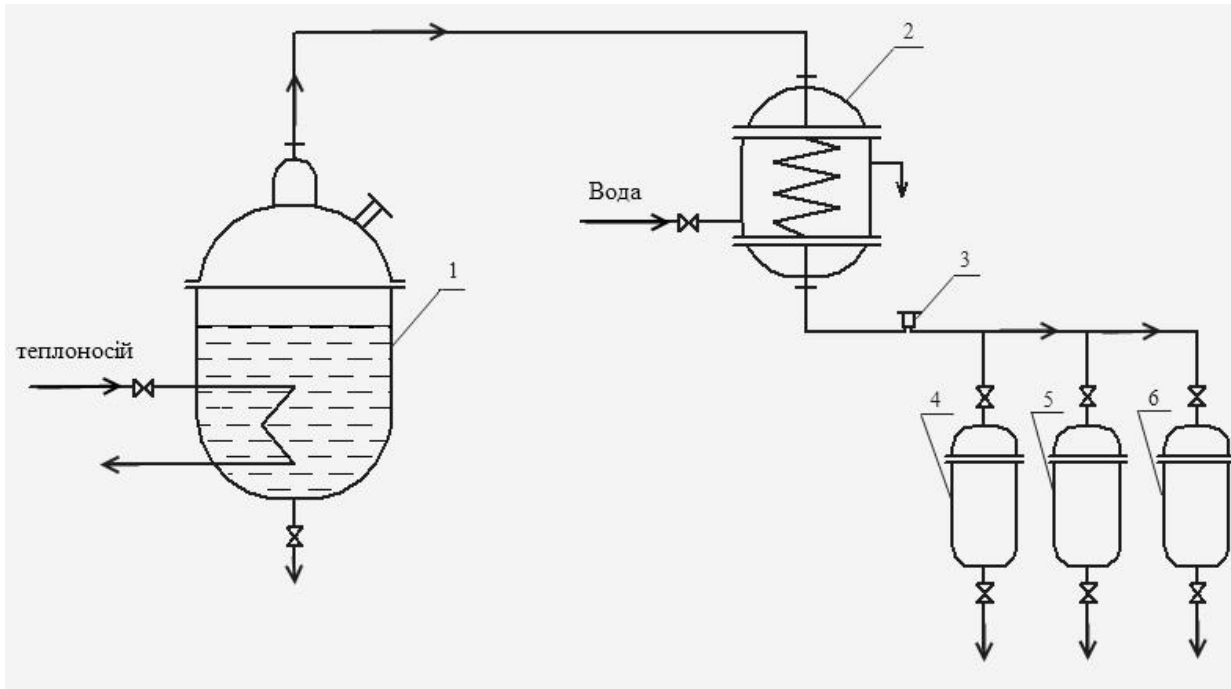


Рисунок 3.1. Схема установки для фракційної перегонки

1 – перегінний куб; 2 – конденсатор-холодильник; 3 – зазирний ліхтар;  
4 - 6 – збірники фракцій дистилляту.

Нехай за нескінченно малий проміжок часу  $d\tau$  випаровується  $dL$  кг суміші та концентрація рідини в кубі зменшиться на величину  $dx$ . При цьому утворюється  $dL$  кг пари, яка рівноважна з рідиною і має концентрацію  $y^*$ ; кількість низькокиплячої компоненти в парі буде дорівнювати  $dLy^*$ . Відповідно залишок рідини в кубі складе  $(L - dL)$  кг, а її концентрація буде  $(x - dx)$ . Тоді матеріальний баланс по низькокиплячій компоненті виразиться рівнянням:

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + dLy^* \quad (3.10)$$

Розкриваючи дужки та нехтуючи добутком  $dLdx$ , як нескінченно малою величиною другого порядку, після поділу змінних одержимо

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y^* - x} \quad (3.11)$$

Це диференціальне рівняння повинно бути проінтегровано в межах зміни кількості рідини в кубі від початкового  $L=F$  до кінцевого  $L=W$  (де  $F$  – кількість вихідної суміші та  $W$  – кількість залишку) і відповідного падіння її концентрації від  $x_F$  до  $x_W$  за всю операцію перегонки:



$$\int_W^F \frac{dL}{L} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}. \quad (3.12)$$

В результаті інтегрування одержимо

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}. \quad (3.13)$$

Вид функції  $y^* = f(x)$  визначається формою кривої рівноваги і не може бути визначений аналітично для кожного конкретного випадку перегонки. Тому інтегрування правої частини рівняння (3.13) проводять графічно – шляхом побудови залежності  $\frac{1}{y^* - x}$  від  $x$ .

Для ряду значень  $x$  в межах від  $x_F$  до  $x_W$  знаходять з діаграми  $y - x$  рівноважні їм значення  $y^*$  та по розміру площі під кривою, обмеженою абсцисами  $x_F$  і  $x_W$ , визначають (з врахування масштабу діаграми) величину інтегралу.

По рівнянню (3.13), знаючи кількість  $F$  загруженої в куб суміші і її склад  $x_F$ , а також заданий склад залишку  $x_W$ , знаходять кількість залишку  $W$ . Кількість перегнаної рідини складе  $F - W$ .

Середній склад  $(x_p)_{cp}$  одержуваного дистилляту розраховують із рівняння матеріального балансу по низькокиплячій компоненті :

$$Fx_F = Wx_W + (F - W)(x_p)_{cp} \quad (3.14)$$

Звідки 
$$(x_p)_{cp} = \frac{Fx_F - Wx_W}{F - W} \quad (3.15)$$

Розрахунок простої перегонки за звичай має мету визначити кількість рідини, яку треба перегнати для того, щоб одержати в кубі залишок заданого складу та дистиллят потрібного середнього складу.

## 2 Опис експериментальної установки

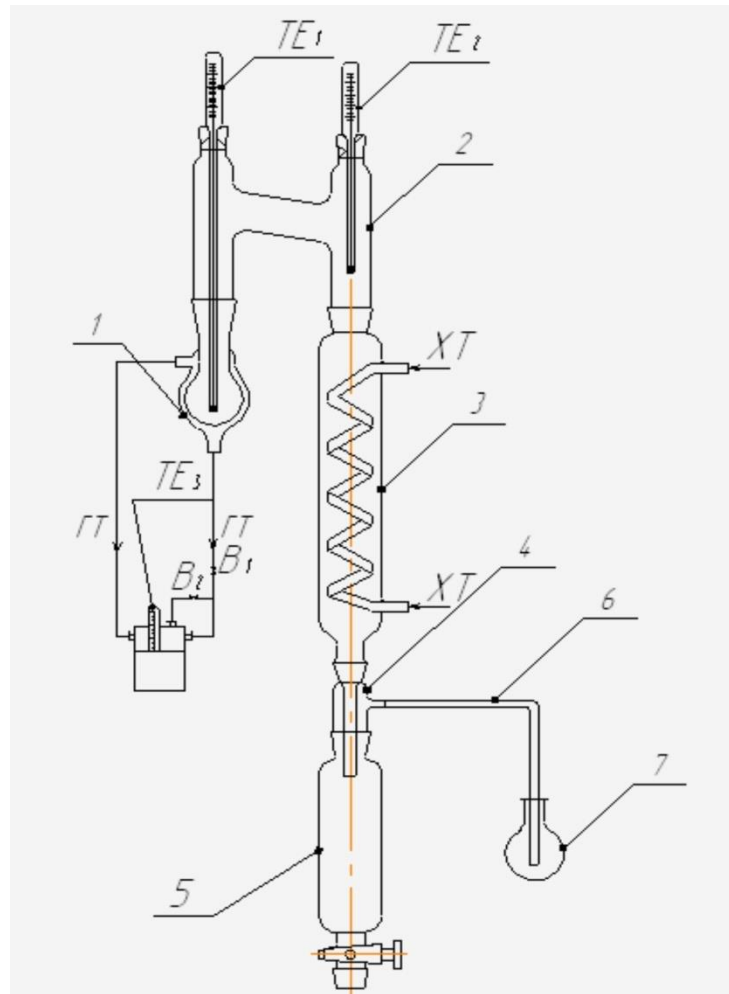


Рисунок 3.2. Схема лабораторної установки.

1 – колба; 2 – міст; 3 – холодильник-конденсатор; 4 – адаптер; 5 – воронка; 6 – пластиковий шланг; 7 – колба; 8 – термостат; ГТ – гарячий теплоносіє; ХТ – холодний теплоносіє;  $B_1$ ,  $B_2$  – крани;  $TE_1$ - $TE_3$  – термометри.

Установка складається з наступних основних частин (рис. 3.2): колби 1, моста 2, холодильника-конденсатора 3, адаптера 4, воронки 5, пластикового шлангу 6, колби 7, термостата 8.

Колба 1 має рубашку з двома штуцерами, які за допомогою пластикових шлангів з'єднуються з термостатом 8. Горловина колби має шліф.

Міст 2 служить для з'єднання колби з холодильником-конденсатором і має чотири горловини з шліфами, до двох з яких приєднуються колба і холодильник-конденсатор, а в дві інші вставляються термометри.

Холодильник-конденсатор 3 спіральний з внутрішнім охолодженням і з двома шліфами. Спіраль холодильника-конденсатора має два штуцери для підключення за допомогою пластикових шлангів до водопровідного крану та каналізації.

Адаптер 4 служить для з'єднання холодильника-конденсатора з воронкою і для відводу повітря з останньої. Адаптер має два шліфа.

Воронка 5 градуйована, обладнана краном та горловиною зі шліфом. В колбу 7 наливається вода, в яку занурено пластиковий шланг. Таким чином в колбі створюється гідравлічний затвір.

Термостат 8 призначений для нагрівання теплоносія (води) до необхідної температури. Він обладнаний звичайним та електроконтактним термометрами, а також системою автоматичного регулювання температури. Крани В<sub>1</sub>, В<sub>2</sub> призначені для регулювання витрати теплоносія.

З'єднання основних частин установки за допомогою шліфів забезпечує герметичність системи.

### **3 Техніка безпеки**

3.1. Забороняється вмикання установки та приладів, якщо мають місце несправності.

3.2. На установці мають право працювати студенти та співробітники, які докладно вивчили будову і принцип дії обладнання, пройшли відповідний інструктаж і розписалися за техніку безпеки.

3.3. Не дозволяється торкатися руками за рубашку колби 1, бо це може призвести до опіку.

3.4. Не дозволяється працювати на установці без нагляду викладача або персоналу лабораторії.

#### 4 Методика проведення досліджень та основні виміри

- 4.1 Залити в колбу 1 150-200 мл бінарного розчину.
- 4.2 Встановити за допомогою електроконтактного термометра  $TE_3$  необхідну температуру в термостаті 8. Ввімкнути нагрів термостату.
- 4.3 Подати через водопровідний кран холодну воду в холодильник-конденсатор 3.
- 4.4 Включити подачу теплоносія з термостата в рубашку колби 1, відрегулювавши його витрату за допомогою кранів  $V_1$  та  $V_2$ .
- 4.5 Визначити початкову температуру кипіння розчину в колбі за допомогою термометра  $TE_1$ .
- 4.6 Зібрати у воронці 10-15 мл конденсату ,зафіксувавши при цьому температуру розчину в колбі (термометр  $TE_1$ ) та температуру пари ( $TE_2$ ).
- 4.7 Злити з воронки конденсат . Визначити об'єм та масу конденсату.
- 4.8 Провести 7-8 вимірів по збиранню конденсату у воронку з фіксацією температур (термометри  $TE_1$ ,  $TE_2$ ) та визначенням об'єму та маси конденсату.
- 4.9 Вимкнути подачу теплоносія з термостату.
- 4.10 Закрити водопровідний кран подачі холодної води в холодильник-конденсатор.
- 4.11 Злити з колби залишок бінарного розчину, визначити його об'єм та масу.

При проведенні досліджень виконуються наступні заміри:

Температура розчину в колбі  $t_K, ^\circ C$ ;

Температура пари  $t_{II}, ^\circ C$ ;

Об'єм зібраного у воронці конденсату  $V_p, \text{см}^3$ ;

Маса конденсату  $G_p, \text{г}$ ;

Об'єм залишку в колбі  $V_w, \text{см}^3$  ;

Маса залишку у колбі  $G_w, \text{г}$ ;

Об'єм вихідного розчину  $V_F, \text{см}^3$

Маса вихідного розчину  $G_F, \text{г}$  .

Результати замірів заносяться до табл. 3.1.

Таблиця 3.1 – Результати вимірювань.

№ п/п	$t_{K1}, ^\circ C$	$t_{K2}, ^\circ C$	$t_{П1}, ^\circ C$	$t_{П2}, ^\circ C$	$V_p, \text{см}^3$	$G_p, \text{г}$
1						
2						
3						
4						
5						
6						
7						
8						

## 5 Методика обробки експериментальних даних

### 5.1 Розрахунок густини $\text{г}/\text{см}^3$

$$\text{конденсату } \rho_p = \frac{G_p}{V_p};$$

$$\text{залишку } \rho_w = \frac{G_w}{V_w};$$

$$\text{вихідного розчину } \rho_F = \frac{G_F}{V_F}.$$

### 5.2 Розрахунок вмісту компонентів (в масових долях):

В конденсаті

$$\rho_K = \overline{X}_A \rho_A + \overline{X}_B \rho_B = \overline{X}_A \rho_A + (1 - \overline{X}_A) \rho_B; \quad (3.16)$$

$$\overline{X}_A = \frac{\rho_K - \rho_B}{\rho_A - \rho_B} = \frac{\rho_B - \rho_K}{\rho_B - \rho_A};$$

$$\overline{X}_B = 1 - \overline{X}_A.$$

В залишку

$$\overline{X}_{AW} = \frac{\rho_B - \rho_W}{\rho_B - \rho_A}; \quad \overline{X}_{BW} = 1 - \overline{X}_{AW}.$$

В вихідному розчині

$$\overline{X}_{AF} = \frac{\rho_B - \rho_F}{\rho_B - \rho_A}; \quad \overline{X}_{BF} = 1 - \overline{X}_{AF}.$$

де  $\rho_A$  і  $\rho_B$  – відповідно густини, компонентів  $A$  і  $B$  г/см<sup>3</sup>.

5.3 Перерахунок вмісту компонентів в мольні долі:

$$X_A = \frac{\frac{\overline{X}_A}{M_A}}{\frac{\overline{X}_A}{M_A} + \frac{1 - \overline{X}_A}{M_B}}; \quad X_B = 1 - X_A. \quad (3.17)$$

де  $M_A$  та  $M_B$  – відповідно молекулярні маси компонентів  $A$  і  $B$  кг/кмоль.

5.4 Розрахунок середнього складу одержаного дистилляту:

теоретичний

$$X_{Acp} = \frac{G_F X_{AF} - G_W X_{AW}}{G_F - G_W}; \quad (3.18)$$

експериментальний

$$X_{Acp} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} X_A}{n}.$$

5.5 Залежність між складами рівноважних фаз для ідеального розчину:

$$y_A^* = \frac{\frac{P_A}{P_B} X_A}{\frac{P_A}{P_B} X_A + 1 - X_A}, \quad (3.19)$$

де  $P_A$  та  $P_B$  – тиск насиченої пари відповідно компонентів  $A$  і  $B$  при температурі  $0,5(t_{K1} + t_{K2})$ , Па.

Розраховані результати заносяться в табл.2.

Таблиця 3.2 – Обробка результатів вимірювань

№ п/п	$\rho_p,$ г/см <sup>3</sup>	$\overline{X}_A$	$\overline{X}_B$	$X_A$	$X_B$	$\frac{t_{K1} + t_{K2}}{2},$ °C	$P_A,$ Па	$P_B,$ Па	$y_A^*$
1									
2									
3									
4									
5									
6									
7									
8									

5.6 По даним з літератури будуємо діаграму рівноваги пара-рідина для компонентів  $A$  і  $B$  (діаграма  $y - x$  рис. 3.3.)

За даними таблиці 2 на рис.3. будуємо діаграму рівноваги  $y_A^* - X_A$ . Порівнюємо дві діаграми рівноваги та робимо висновки.

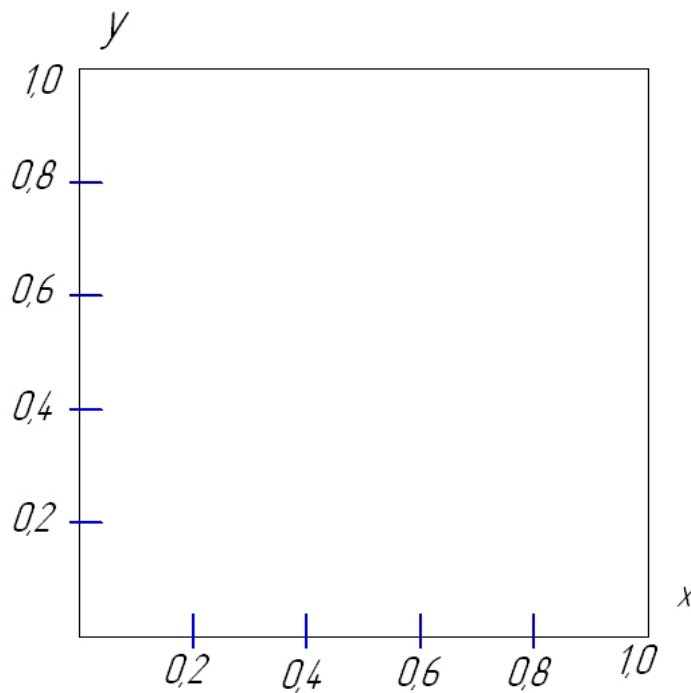


Рисунок 3.3. Діаграма рівноваги пара-рідина.

### Контрольні питання.

1. Який процес називається перегонкою?
2. На чому заснована перегонка?
3. Що таке бінарна суміш?
4. Що таке дистилят та залишок?
5. Види перегонки.
6. Що таке проста перегонка?
7. Що таке ректифікація?
8. Фазові діаграми  $p - x$ ,  $t - x - y$ ,  $y - x$ .
9. Класифікація бінарних сумішей.
10. Які розчини називаються ідеальними?
11. Закон Рауля.
12. Закон Дальтона.
13. Відносна леткість компонента суміші.
14. Перший закон Коновалова.
15. Перший закон Вревського.
16. Що таке коефіцієнт активності?
17. Що таке азеотропні суміші?



18. Другий закон Вревського.
19. Суміші взаємно нерозчинних рідин.
20. Суміші рідин які гранично розчинні одна в одній.
21. Фракційна перегонка.

## ЛАБОРАТОРНА РОБОТА 4

### ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ КИПЛЯЧОГО (ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО) ЗЕРНИСТОГО ШАРУ

Мета роботи: Визначити швидкість псевдозрідження зернистого шару в апараті прямокутного перерізу.

#### **1 Основні теоретичні відомості**

За останні два десятиліття значне застосування в біотехнологічній промисловості одержали процеси, які пов'язані з взаємодією газу з шаром мілко подрібнених твердих частинок, які знаходяться в киплячому, або псевдозрідженому, стані. Апарати з киплячим шаром використовуються для переміщення і змішування сипучих матеріалів, для проведення процесів теплообміну, сушки, адсорбції та інших процесів. Таке широке розповсюдження процесів в киплячому шарі обумовлено рядом їх переваг. Відзначимо, що псевдозрідження проводиться з частинками значно менших розмірів, ніж частинки матеріалів, які знаходяться в нерухомому шарі. Гідравлічний опір киплячого шару при цьому відносно невеликий, а зменшення розмірів частинок приводить до збільшення поверхні їх контакту з потоком і зменшення опору дифузії в середині частинок при взаємодії між твердою і газовою фазами. В результаті збільшується швидкість протікання багатьох процесів. На рис. 4.1 показані три можливих стани шару твердих частинок в залежності від швидкості потоку, який піднімається знизу вгору.

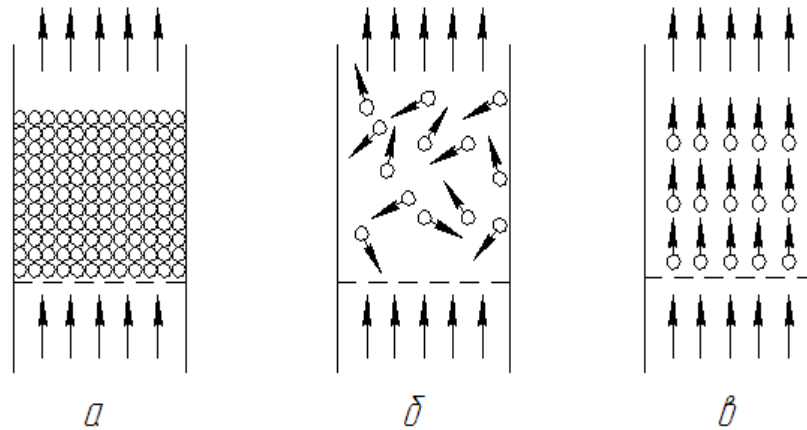


Рисунок 4.1. Рух газу через шар твердих частинок

а – нерухомий шар; б – киплячий (псевдозріжений) шар; в – винос твердих частинок потоком

При відносно невеликих швидкостях зернистий шар залишається нерухомим (рис. 4.1, а), і його характеристики (питома поверхня, порізність і т.д.) не змінюються зі зміною швидкості потоку. Однак, коли швидкість досягає деякої критичної величини, шар перестає бути нерухомим, його порізність і висота починають збільшуватися, шар набуває текучості і переходить як би в киплячий (псевдозріжений) стан. В такому шарі тверді частинки інтенсивно переміщуються в потоці в різних напрямках (рис. 4.1, б), і шар нагадує киплячу рідину, яка граничить ясно вираженою верхньою межею розділу з потоком, який пройшов шар. При подальшому збільшенні швидкості потоку порізність шару і його висота продовжують збільшуватись до того моменту, коли швидкість досягає нового критичного значення, при якому шар руйнується і тверді частинки починають виноситися потоком (рис. 4.1, в). Явище масового переміщення твердих частинок потоком газу називають пневмотранспортом і використовують в промисловості для переміщення сипучих матеріалів.

Типові графіки зміни висоти зернистого шару і перепаду тиску в ньому (гідралічного опору) в залежності від фіктивної швидкості газу (швидкості, віднесеної до всього перерізу апарата) представлені на рис. 4.2.

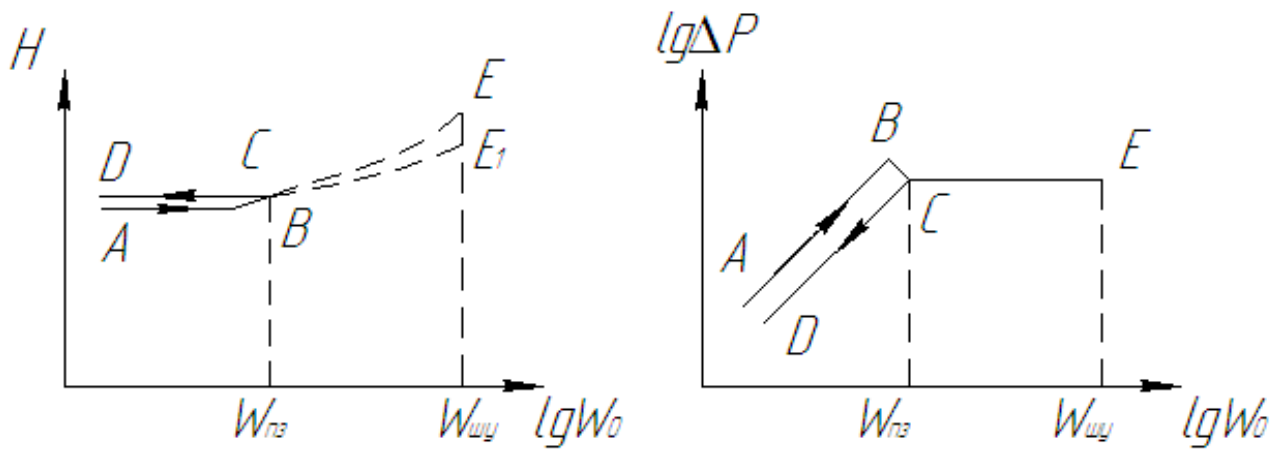


Рисунок 4.2. Залежності висоти зернистого шару

а – від його гідравлічного опору; б – від швидкості потоку

Швидкість, при якій порушується нерухомість шару і він починає переходити в псевдозріджений стан, називають швидкістю псевдозрідження і позначають через  $W_{пз}$ . При збільшенні швидкості газу до величини, що дорівнює  $W_{пз}$ , опір зернистого шару, як це показано на рис. 4.2, б, зростає із збільшенням  $W_0$ , а його висота практично не змінюється (лінія  $ABC$  на рис. 4.2, а).

Початок псевдозрідження настає при рівновазі сили гідравлічного опору шару і вазі всіх його частинок. Однак в дійсності перепад тиску в шарі, який відповідає точці  $B$  (рис. 4.2, б), тобто безпосередньо перед початком псевдозрідження (точка  $C$ ), трохи більше величини, необхідної для утримання шару в підвішеному стані. Це пояснюється дією сил щеплення між частинками шару, який знаходиться в спокої. Коли швидкість потоку досягає значення  $W_{пз}$ , частинки долають сили щеплення і перепад тиску стає рівним вазі частинок, яка припадає на одиницю площі поперечного перерізу апарата.

З рис. 4.2, б видно, що вказана умова виконується для всієї області існування псевдозрідженого шару (лінія  $CE$ ), в притул до того моменту, коли швидкість досягає величини, при якій шар руйнується і починається масовий винос частинок потоком. Цю швидкість називають швидкістю виносу, або, по іншому, швидкістю вільного витання частинок, і позначають символом  $W_{шв}$ . Остання назва обумовлена тим, що при масовому виносі порозність шару дуже

велика ( $\varepsilon$  наближається до 1), що рух окремих частинок можна вважати незалежними від дії інших частинок шару. Кожна окрема частинка вільно витає, тобто не осаджується і не виноситься потоком, при умові, що її вага в середовищі урівноважується силою опору, яка виникає при обтіканні частинки потоком. Значення  $W_{шy}$  може бути знайдено виходячи з цієї умови. Незначне перевищення швидкості потоку  $W_0$  величини  $W_{шy}$  призводить до виносу частинки. Таким чином, умова витання частинки в потоці, який піднімається в гору ідентична умові рівномірного осадження частинки в нерухомому середовищі. Тому швидкість  $W_{шy}$  можна визначити так, як швидкість осадження  $W_{oc}$ :

$$W_{oc} = \sqrt{\frac{4gd(\rho_T - \rho)}{3\xi\rho}}, \quad (4.1)$$

де  $d$  – діаметр частинки,  $\rho_T$  – густина твердої частинки;  $\rho$  – густина середовища;  $\xi$  – коефіцієнт опору.

У випадку зменшення швидкості потоку після псевдозрідження шару спостерігається явище гістерезису: залежність гідравлічного опору нерухомого шару від швидкості потоку виражається не лінією  $ABC$  (рис. 4.2, б), а прямою  $CD$ , розташованою нижче. Це пов'язано з тим, що порозність нерухомого шару по закінченню його псевдорозрідження стає декілька вищою, ніж до псевдорозрідження. Останнє підтверджується також даними рис. 4.2, а – висота нерухомого шару після псевдозрідження (ордината лінія  $CD$ ) більша, ніж вона була до псевдозрідження (ордината лінії  $AB$ ). Якщо знову почати подачу газу в утворений шляхом псевдозрідження більш порізнений шар, то при збільшенні швидкості одержується залежність, яка відповідає лінії  $CD$ , і явище гістерезису вже не спостерігається.

Границі існування псевдозрідженого шару обумовлені знизу швидкістю псевдозрідження  $W_{пз}$  і зверху – швидкістю витання  $W_{шy}$ .

Необхідно відзначити, що різкий перехід від нерухомого до псевдозрідженого стану зернистого шару властивий лише для шарів частинок однакової дисперсності. Для полідисперсних шарів існує не швидкість

псевдозрідження, а область швидкостей псевдозрідження, в якій починається та закінчується перехід від нерухомого до повністю псевдозрідженого шару.

Відношення робочої швидкості  $W_0$ , величина якої повинна знаходитись в межах між  $W_{шy}$  і  $W_{пз}$ , до швидкості початку псевдозрідження називають числом псевдозрідження і позначають символом  $K_W$ :

$$K_W = \frac{W_0}{W_{пз}} \quad (4.2)$$

Число псевдозрідження характеризує інтенсивність перемішування частинок і стан псевдозрідженого шару. Дослідним шляхом знайдено, що в багатьох випадках інтенсивне перемішування досягається вже при  $K_W = 2$ . Оптимальне значення  $K_W$  встановлюється зазвичай практично для кожного окремого технологічного процесу і може змінюватись в доволі широких межах.

При  $W_0 > W_{пз}$  тобто при  $K_W > 1$ , характеристики киплячих шарів неоднакові при їх псевдозрідженні за допомогою газу. Ці характеристики залежать також від величини  $K_W$ .

Повністю однорідне псевдозрідження практично можливе лише при псевдозрідженні твердих частинок в потоці крапельної рідини. При цьому збільшення швидкості зверх  $W_{пз}$  призводить до відповідного росту висоти шару без будь-яких видимих коливань його верхньої границі. Відстань між частинками в даному випадку збільшується поступово, а рідина рухається у вільному об'ємі між ними і суцільним потоком.

Однак частіше всього в промисловості використовують процеси псевдозрідження в системі газ-тверда фаза. Для цієї системи псевдозрідження, як правило, являється неоднорідним: частина газу рухається через шар не суцільним потоком, а у вигляді бульбашок, які руйнуються, досягнувши верхньої границі шару, що викликає коливання висоти шару. На рис. 4.2, а показані пунктиром (лінії  $CE$  та  $CE_1$ ) межі коливання висоти псевдозрідженого шару.

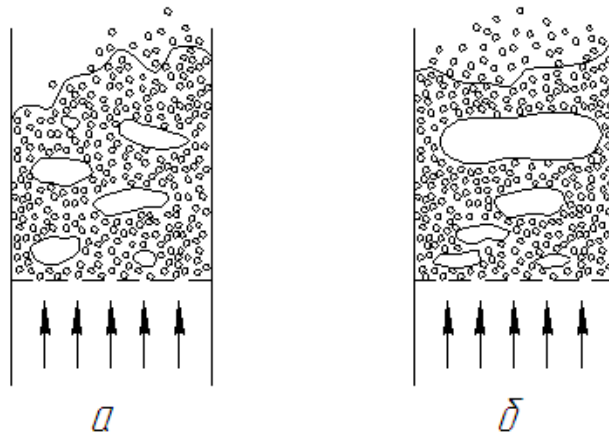


Рисунок 4.3. Зростання нерівномірності псевдозрідження зі збільшенням швидкості газу.

Поки значення числа псевдозрідження не дуже великі, неоднорідність шару не впливає негативно на його характеристики, а пузири, що рухаються, навпаки, інтенсифікують перемішування частинок в шарі. Однак при значному збільшенні швидкості газу неоднорідність шару зростає; крізь шар все частіше прориваються більш крупні пузири і починається інтенсивне виштовхування твердих частинок над поверхнею шару (рис. 4.3, а). Пузири газу можуть зростати в об'ємі настільки, що їх розмір може досягати діаметра апарата (рис. 4.3, б). При цьому псевдо зріджений шар розділяється на окремі частини газовими «пробками»; частина шару, яка знаходиться над пробкою, підкидається ввєрх, що призводить до великого викиду твердих частинок. Такий режим роботи називають поршнеvim псевдозрідженням. Його виникненню сприяють, крім зростання швидкості газу, збільшення розміру частинок і зменшення діаметра апарата. Поршневий режим не бажаний, так як при ньому різко погіршується рівномірність контакту між газом і твердими частинками.

При псевдозрідженні деяких матеріалів однорідність шару порушується також внаслідок каналоутворення, при якому відбувається проскок (байпасування) значної кількості газу через один або декілька каналів, які утворюються в шарі. Каналоутворення особливо часто спостерігається при використанні матеріалів з дуже малими або злипаючимися частинками, яким

властива агломерація. Граничним випадком каналотворення являється фонтанування, при якому потік газу проривається через шар по одному великому каналу, який виникає поблизу вісі апарата. Режим псевдозрідження, який відповідає зміні швидкостей в межах від  $W_{пз}$  до  $W_{шу}$ , називають псевдозрідженням в густій фазі, на відміну від режиму, при якому  $W_0 > W_{шу}$ , і відбувається пневмотранспорт твердих частинок в розбавленій фазі киплячого шару.

### 1.1 Основні гідродинамічні характеристики псевдозріджених шарів

Доля вільного об'єму, або порізність  $\varepsilon$ , виражає об'єм вільного простору між частинками в одиниці об'єму, зайнятому шаром.

Якщо  $V$  – загальний об'єм, який займає зернистий шар, та  $V_0$  – об'єм, зайнятий самими частинками, які складають шар, то

$$\varepsilon = \frac{V - V_0}{V}. \quad (4.3)$$

Вільний об'єм шару:

$$V_B = S \cdot H \cdot \varepsilon, \quad (4.4)$$

де  $S$  – поперечний переріз апарату,  $m^2$ ;  $H$  - висота шару, м.

Фактор форми:

$$\Phi = \frac{F_K}{F}, \quad (4.5)$$

де  $F_K$  – поверхня кулі, яка має той же об'єм, що і тверда частинка поверхнею  $F$ .

Необхідно відзначити, що в дійсності роль фактора форми не завжди може бути зведена лише до відношення поверхонь. Тому найбільш надійні дані про числові значення  $\Phi$  для тіл різної форми одержуються експериментально.

Для тіл не кулястої форми визначальним лінійним розміром в критерії Рейнольдса служить діаметр еквівалентної кулі, який дорівнює діаметру кулі, яка має такий же об'єм, що й дане тіло. Якщо об'єм тіла  $V$ , його маса  $m$ , а густина  $\rho_T$ , то значення  $d$  може бути знайдено із відношень:

$$V = \frac{m}{\rho_T}; \quad (4.6)$$



$$d = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot V}{\pi}}. \quad (4.7)$$

Швидкість, яка дорівнює відношенню об'ємної витрати газу до всієї площі поперечного перерізу апарата називають фіктивною швидкістю і позначають символом  $W_0$ . Дійсна швидкість газового потоку дорівнює:

$$W = \frac{W_0}{\varepsilon}. \quad (4.8)$$

Швидкість псевдозрідження  $W_{пз}$  найбільш надійно визначають на лабораторних або напівпромислових установках вимірюванням опору  $\Delta p$  шару в залежності від фіктивної швидкості. Результати вимірювань зазвичай представляють графічно у вигляді залежності типу приведеної на рис. 4.2, б.

Розрахунковим шляхом величина  $W_{пз}$  може бути визначена виходячи з указаної вище умови рівності опору шару вазі твердої фази, віднесеної до одиниці площі поперечного перерізу апарату.

В літературі запропоновано ряд залежностей для розрахування  $W_{пз}$ , одержаних на основі різних рівнянь для розрахунку гідравлічного опору шару. Так гідравлічний опір зернистого шару в загальній формі дорівнює:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{H}{d_e} \cdot \frac{\rho W^2}{2}, \quad (4.9)$$

де  $\lambda$  – загальний коефіцієнт опору;  $d_e$  – еквівалентний діаметр, м.

Еквівалентний діаметр виражається відношенням:

$$d_e = \frac{2\Phi \varepsilon d}{3(1-\varepsilon)}. \quad (4.10)$$

Підставляємо в рівняння (4.9) значення  $W$  з рівняння (4.8) і значення  $d_e$  з рівняння (4.10) :

$$\Delta p = \lambda \frac{H}{\frac{2\Phi \varepsilon d}{3(1-\varepsilon)}} \cdot \frac{\rho \left(\frac{W_0}{\varepsilon}\right)^2}{2}$$

або

$$\Delta p = \frac{3(1-\varepsilon)}{2\Phi \varepsilon^2} \lambda \frac{H}{d} \cdot \frac{\rho W_0^2}{2}. \quad (4.11)$$

Для всіх режимів руху газового потоку коефіцієнт опору можна обчислити по узагальненому рівнянню:

$$\lambda = \frac{133}{Re} + 2,34, \quad (4.12)$$

де  $Re$  – критерій Рейнольдса для газового потоку.

При підстановці виразу (4.12) для коефіцієнта опору  $\lambda$  в рівняння (4.11) знаходимо слідуєчу залежність гідравлічного опору від різних факторів:

$$\Delta p = \frac{3}{2} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3 \Phi} \left( \frac{133}{Re} + 2,34 \right) \frac{H}{d} \cdot \frac{\rho W_0^2}{2}. \quad (4.13)$$

Критерій Рейнольдса дорівнює:

$$Re = \frac{2}{3} \cdot \frac{\Phi}{(1-\varepsilon)} \cdot \frac{W_0 d \rho}{\mu}, \quad (4.14)$$

де  $\mu$  – коефіцієнт динамічної в'язкості газового потоку, Па · с.

Після підстановки значення  $Re$  в (4.13)

$$\Delta p = \frac{3}{2} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3 \Phi} \left[ \frac{3 \cdot 133 \mu (1-\varepsilon)}{2 \Phi W_0 d \rho} + 2,34 \right] \frac{H}{d} \cdot \frac{\rho W_0^2}{2} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2 \mu H W_0}{\varepsilon^2 \Phi^2 d^2} + 1,75 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3 \Phi} H \frac{\rho W_0^2}{2}. \quad (4.15)$$

Вага твердих частинок в шарі  $G_T$ , яка віднесена до 1 м<sup>2</sup> поперечного перерізу  $S$  апарата (з урахування архімедової сили) дорівнює:

$$\frac{G_T}{S} = \frac{(\rho_T - \rho) g S H (1-\varepsilon)}{S} = g(\rho_T - \rho)(1 - \varepsilon)H. \quad (4.16)$$

Прирівнявши  $\Delta p$  величині  $G_T/S$  і провівши скорочення, отримуємо

$$150 \frac{(1-\varepsilon) W_{пз} d \rho}{\varepsilon^2 \Phi^2 \mu} + 1,75 \frac{W_{пз}^2 \rho}{\varepsilon^2 \Phi d} = g(\rho_T - \rho). \quad (4.17)$$

Помноживши обидві частини цього рівняння на  $\frac{d^3 \rho}{\mu^2}$ , одержуємо

$$150 \frac{(1-\varepsilon) W_{пз} d \rho}{\varepsilon^2 \Phi^2 \mu} + 1,75 \frac{W_{пз}^2 d^2 \rho^2}{\varepsilon^2 \Phi \mu^2} = \frac{d^3 \rho^2 g}{\mu^2} \cdot \frac{\rho_T - \rho}{\rho}$$

або  $150 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3 \Phi^2} Re_{0,пз} + \frac{1,75}{\varepsilon^3 \Phi} Re_{0,пз}^2 = Ar,$  (4.18)

де  $Ar$  — критерій Архімеда;  $Re_{0,пз}$  – критичне значення модифікованого критерію Рейнольдса, яке відповідає початку псевдозрідження.

Для частинок, близьких до кульової форми, величина поверхневого фактору  $\Phi$ , який визначається рівнянням (4.5), близька до одиниці, а середня порізність шару  $\varepsilon$  може бути прийнята  $\approx 0,4$ . В даному випадку шляхом наближеного рішення квадратного рівняння (4.18) одержують слідуєчий вираз критичного значення Рейнольдса, при якому починається псевдозрідження:

$$Re_{0,пз} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}}. \quad (4.19)$$

При розрахунку швидкості псевдозрідження за допомогою цього рівняння розраховують спочатку значення критерія Архімеда

$$Ar = \frac{d^3 \rho^2 g}{\mu^2} \cdot \frac{\rho_T - \rho}{\rho} \quad (4.20)$$

потім знаходять величину  $Re_{0,пз}$  із рівняння (4.19) і по ній – величину  $W_{пз}$

$$W_{пз} = \frac{Re_{0,пз} \cdot \mu}{d\rho} . \quad (4.21)$$

В випадку  $W_0 > W_{пз}$  з збільшення швидкості шар розширюється і доля його вільного об'єму зростає. При цьому висота псевдозрідженого шару  $H_{пз}$  і початкова висота нерухомого шару  $H_H$  пов'язані залежністю

$$H_{пз}(1 - \varepsilon_{пз}) = H_H(1 - \varepsilon_H) , \quad (4.22)$$

де  $\varepsilon_{пз}$ ,  $\varepsilon_H$  - порізності відповідно псевдозрідженого і нерухомого шарів.

Розрахунок швидкості витання  $W_{шу}$ , при якій відбувається руйнування шару та масовий винос частинок проводять аналогічно розрахунку швидкості вільного осадження частинок:

$$Re_{0,шу} = \frac{Ar}{18 + 0,575\sqrt{Ar}} . \quad (4.23)$$

Рівняння (4.19) для обчислення  $W_{пз}$  при  $\varepsilon = 0,4$  та рівняння (4.23) для визначення  $W_{шу}$  при  $\varepsilon = 1$  мають однакову форму. Таку ж структуру має залежність між критеріями  $Re_{0,пз}$  та  $Ar$  і при проміжних значеннях  $0,4 < \varepsilon < 1$ .

Узагальненням дослідних даних в цих умовах одержана формула

$$Re_0 = \frac{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,6\sqrt{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}} . \quad (4.24)$$

За цією формулою можна розраховувати швидкість, яка необхідна для досягнення будь-якої даної долі вільного об'єму шару.

Для розв'язання протилежної задачі – розрахунку  $\varepsilon$  при даному значенні  $W_0$  – формула (4.24) приводяться до виду

$$\varepsilon = \left( \frac{18Re_0 + 0,36Re_0^2}{Ar} \right)^{0,21} . \quad (4.25)$$

## 2 Опис експериментальної установки

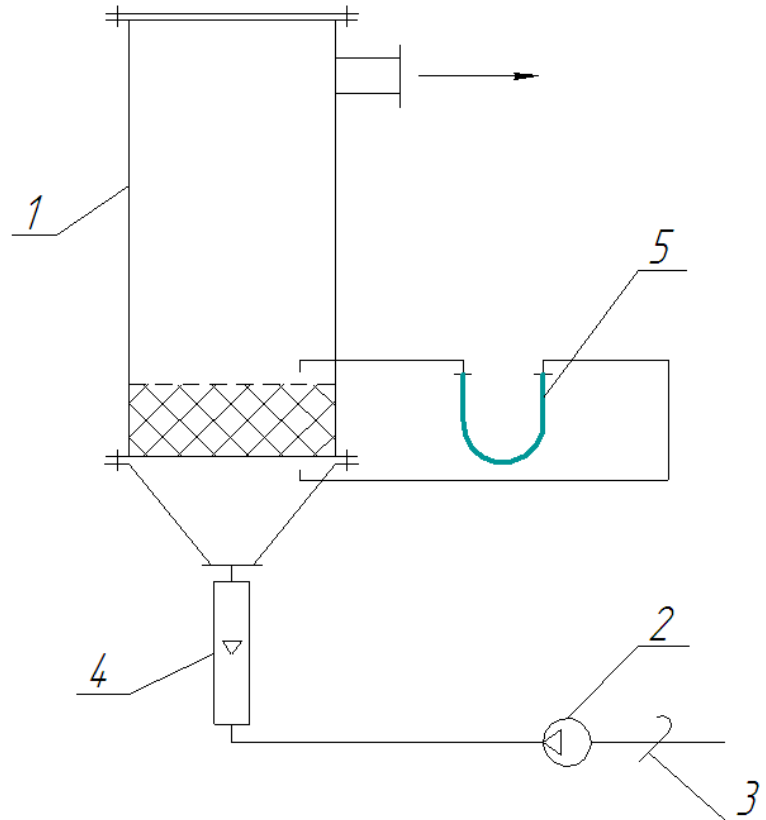


Рисунок 4.4. Схема лабораторної установки.

1 – апарат киплячого (псевдозрідженого) шару; 2 – вентилятор; 3 – шибер; 4 – ротаметр; 5 – диференційний манометр.

Установка для дослідження гідродинаміки киплячого (псевдозрідженого) зернистого шару складається з апарату киплячого (псевдозрідженого) шару 1, вентилятора 2, шибера 3, ротаметра 4 і диференційного манометра 5. Апарат киплячого шару має прямокутний корпус, який зверху закривається плоскою кришкою. В нижній частині корпуса розміщена перфораційна решітка з отворами, до якої приєднано конічне дно. В верхній частині корпуса знаходиться штуцер прямокутного перерізу для виходу відпрацьованого повітря. Конічне дно з'єднується з центробіжним вентилятором 2 за допомогою трубопровода, на якому розміщений ротаметр 4, який використовується для виміру витрати повітря. Витрата повітря, яке подається в апарат киплячого шару, регулюється шибером 3. Перепад тиску на шарі мілко подрібнених твердих частинок вимірюється за допомогою дифманометра 5.

### 3 Техніка безпеки

Перед початком експерименту потрібно пересвідчитись у відсутності нещільностей у трубопроводі.

Виконувати техніку безпеки при роботі з електричними приладами та додержуватись загальних правил роботи в хімічних лабораторіях.

### 4 Методика проведення досліджень та основні виміри

З апарату киплячого шару знімається верхня кришка і мілко подрібнені тверді частинки засипаються на решітку. Після цього на апарат знову монтується верхня кришка. За допомогою шибера встановлюється мінімальна витрата повітря. Вмикається вентилятор і в апарат подається повітряний потік. Фіксується показ дифманометра і вимірюється висота шару зернистого матеріалу на решітці. Потім за допомогою шибера збільшується витрата повітря, яке подається в апарат вентилятором. Таким чином, збільшуючи витрату повітря визначають початок кипіння (псевдозрідження) шару, а також – початок виносу твердих частинок з киплячого шару.

При проведенні досліджень провадяться наступні заміри:

1. Ширина поперечного перерізу апарата киплячого шару  $B = 0,06\text{м}$ ;
2. Довжина поперечного перерізу апарата киплячого шару  $L = 0,097\text{м}$ ;
3. Діаметр отвору в решітці  $d_o = 0,0023\text{м}$ ;
4. Кількість отворів у решітці  $n_o = 247$ ;
5. Висота нерухомого шару твердих частинок  $H_H, \text{м}$ ;
6. Діаметр твердої частинки  $d, \text{м}$ ;
7. Температура повітря в лабораторії  $t, \text{°C}$ ,
8. Покази ротаметра, %;
9. Перепад тиску на дифманометрі  $\Delta p, \text{мм. вод. ст}$ ;
10. Висота псевдо зрідженого шару твердих частинок  $H_{пз}, \text{м}$ .

Результати замірів заносяться до табл. 4.1.

Таблиця 4.1 – Результати вимірювань.

№ п/п	Покази ротаметра, %	$\Delta p$ , мм. вод. ст. прямий хід	$H_{пз,м}$ прямий хід	$\Delta p$ , мм. вод. ст. зворотній хід	$H_{пз,м}$ зворотній хід

## 5 Методика обробки експериментальних даних

### 5.1 Визначення швидкості псевдо зрідження розрахунковим шляхом.

Розрахунок значення критерія Архімеда здійснюють за формулою (4.20)

$$Ar = \frac{d^3 \rho^2 g}{\mu^2} \cdot \frac{\rho_T - \rho}{\rho},$$

де  $\rho, \mu$  – відповідно густина,  $\text{кг/м}^3$ , та коефіцієнт динамічної в'язкості повітря,  $\text{Па} \cdot \text{с}$ , при температурі  $t, ^\circ\text{C}$ ;

$\rho_T$  – густина твердої частинки,  $\text{кг/м}^3$ .

Потім із рівняння (4.19) знаходять величину критерія Рейнольдса:

$$Re_{0,пз} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}.$$

Швидкість псевдозрідження знаходять із рівняння (4.21)

$$W_{пз} = \frac{Re_{0,пз} \cdot \mu}{d \cdot \rho}.$$

### 5.2 Визначення швидкості витання розрахунковим шляхом.

Із рівняння (4.23) знаходять величину критерія Рейнольдса:

$$Re_{0,шy} = \frac{Ar}{18 + 0,575\sqrt{Ar}}.$$

Швидкість витання знаходять із рівняння (4.21)

$$W_{шy} = \frac{Re_{0,шy} \cdot \mu}{d \cdot \rho}.$$

5.3 Визначення швидкостей псевдозрідження та витання експериментальним шляхом.

Швидкість потоку повітря в апараті киплячого шару розраховують по формулі:

$$W_0 = \frac{V_0}{B \cdot L}, \quad (4.26)$$

де  $V_0$  – об’ємна витрата повітря, яке подається в апарат киплячого шару (Визначається за тарованим графіком в залежності від показань ротаметра), м<sup>3</sup>/с.

Порізність нерухомого шару визначається по формулі:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\Delta p}{g \cdot H_H}. \quad (4.27)$$

Порізність псевдозрідження шару знаходять по формулі:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\Delta p}{g(\rho_T - \rho) \cdot H_{пз}}. \quad (4.28)$$

Оброблені результати вимірювань заносяться до табл. 4.2.

Таблиця 4.2 – Обробка результатів вимірювань

№ п/п	$V_0, \text{м}^3/\text{с}$	$\Delta p, \text{Па}$ прямий хід	$H_{пз}, \text{м}$ прямий хід	$W_0, \text{м/с}$	$\varepsilon$

Будують графік залежності  $\Delta p = f(W_0)$ , по якому знаходять величини  $W_{пз}$  і  $W_{шу}$ .

Будують також графік залежності  $H_{пз} = f(\varepsilon)$ .

### Контрольні питання

1. Переваги процесів, які проводять в киплячому шарі.
2. Що таке швидкість псевдозрідження?
3. Що таке швидкість уносу?

4. Що таке пневмотранспорт?
5. Як експериментально визначаються швидкості псевдозрідження та уносу?
6. В чому проявляються сили щеплення між твердими частинками при експериментальному визначенні швидкості псевдозрідження?
7. Число псевдозрідження.
8. Що таке поршневе псевдозрідження?
9. Що таке фонтанування?
10. Що таке порізність, фактор форми, вільний об'єм шару?
11. Умова настання процесу псевдозрідження.



## Список літератури

### Основна

1. Проектирование процессов и аппаратов пищевых производств. Под ред. В. Н. Стабникова. Киев, «Вища школа». 1982. – 356с.
2. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. Л.: Химия, 1976. – 552с.
3. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1973. – 750с.
4. Машины и аппараты химической промышленности / Под ред. И.И. Чернобыльского. – М. – К.: Машгиз, 1962. – 521 с.
5. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Часть 1. – М.: Химия. 1995. – 400 с. ISBN 5–7245–1006–5.
6. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст]: Пособие по проектированию/ под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1982. – 772 с.
7. Сидоров Ю.І. Процеси і апарати мікробіологічної промисловості. Технічні розрахунки. Приклади і задачі. Основи проектування виробництв [Текст]. Ч.І. Ферментація: Навч. посібник / Ю.І.Сидоров, Р.Й. Влязло, В.П. Новиков. – Львів: Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2004. – 240 с.
8. Сидоров Ю.І. Процеси і апарати мікробіологічної промисловості. Технічні розрахунки. Приклади і задачі. Основи проектування виробництв[Текст] / Ч.ІІ. Оброблення культуральних рідин: Навч. Посібник / Ю.І. Сидоров, Р.Й. Влязло, В.П. Новиков – Львів: Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2004. – 296 с.
9. Сидоров Ю.І. Процеси і апарати мікробіологічної промисловості. Технічні розрахунки. Приклади і задачі. Основи проектування виробництв[Текст] / Ч.ІІІ. Основи проектування мікробіологічних виробництв Навч. посібник / Ю.І. Сидоров, Р.Й. Влязло, В.П. Новиков. – Львів: Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2004. – 252 с.

## Додаткова

1. Федосеев К.Г. Процессы и аппараты биотехнологии в химико-фармацевтической промышленности[Текст]/ К.Г. Федосеев. – М.: Медицина, 1969. – 199 с.
2. Калунянц К.А. Оборудование микробиологических производств[Текст]/ К.А. Калунянц, Л.И. Голгер, В.Е. Балашов. – М.: Агропромиздат, 1987. – 398 с.
3. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии[Текст]/ И.Л. Иоффе.- Л.: Химия, 1991. - 352 с.
4. Гинзбург А.С. Расчет и проектирование сушильных установок пищевой промышленности [Текст] / А.С. Гинзбург. – М.: Агропромиздат, 1985. – 336 с.
5. Соколов В.И. Центрифугирование [Текст]/ В.И. Соколов- М.: Химия, 1976. - 408 с.
6. Васильцов Э.А. Аппараты для перемешивания жидких сред [Текст]/ Э.А. Васильцов, В. Г. Ушаков. –Л.: Машиностроение, 1979. – 277 с.
7. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками [Текст]: пер. с польск./Ф. Стренг.– Л.: Химия, 1975. –384с.
8. Брагинский Л.Н. Перемешивание жидких сред: Физические основы и инженерные методы расчета[Текст]/Л.Н. Брагинский, В.И. Бегачев, В.М. Барабаш. –Л.: Химия, 1984. –336с.
9. Гельперин Н.И. Основы техники псевдооживления[Текст]/ Н.И. Гельперин, В.Г. Апштейн, В.П. Кваша. –М.: Химия, 1977. – 664с.