



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

МЕХАНІЧНІ, ГІДРОМЕХАНІЧНІ І МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ: ЛАБОРАТОРНИЙ ПРАКТИКУМ НАВЧАЛЬНИЙ ПОСІБНИК

*Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
як навчальний посібник для студентів,
які навчаються за спеціальністю спеціальності
161 «Хімічні технології та інженерія»,
спеціалізації «Електрохімічні технології неорганічних
і органічних матеріалів»*

Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2020

Механічні, гідромеханічні і масообмінні процеси: лабораторний практикум [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія», спеціалізації «Електрохімічні технології неорганічних і органічних матеріалів» / КПІ ім. Ігоря Сікорського; уклад.: Я.М. Корнієнко, А.Р. Степанюк, С.В. Гулієнко – Електронні текстові дані (1 файл: 6,52 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2020. – 217 с.

*Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
(протокол № 10 від 18.06.2020 р.)
за поданням Вченої ради інженерно-хімічного факультету
(протокол № 4 від 01.06.2020 р.)*

Електронне мережне навчальне видання

МЕХАНІЧНІ, ГІДРОМЕХАНІЧНІ І МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ: ЛАБОРАТОРНИЙ ПРАКТИКУМ НАВЧАЛЬНИЙ ПОСІБНИК

Укладачі: *Корнієнко Я.М.* докт. техн. наук, професор
Степанюк Андрій Романович, канд. техн. наук, доцент
Гулієнко Сергій Валерійович, канд. техн. наук, ст. викладач

Відповідальний редактор *Корнієнко Я.М.* докт. техн. наук, професор

Рецензент: *Сокольський О.Л.*, канд.тех. наук, доц.

У збірнику коротко викладено матеріали для проведення десяти лабораторних робіт дослідження режимів течії рідини, дослідження кінетики процесу осадження, дослідження роботи фільтраційної центрифуги, дослідження роботи мішалок для перемішування рідин, дослідження гідродинаміки псевдозрідженого шару, дослідження роботи шокової дробарки, дослідження роботи валкової дробарки, дослідження гідродинаміки насадкової колони, дослідження масопередачі при десорбції у насадкових колон, дослідження процесів масопередачі у ректифікаційній колоні. До кожної лабораторної роботи наведено теоретичні відомості, опис експериментальної установки, методику проведення експерименту, відомості про обробку результатів експериментів, контрольні запитання та перелік посилань.

© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2020

Зміст

1. ДОСЛІДЖЕННЯ РЕЖИМІВ ТЕЧІЇ РІДИНИ	8
1.1 ВСТУП	8
1.2 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСТИНА	8
1.3 ОПИС ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЇ УСТАНОВКИ.....	12
1.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ	13
1.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ	13
1.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ЕКСПЕРИМЕНТІВ	14
1.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ.....	16
1.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	16
2 ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ПРОЦЕСУ ОСАДЖЕННЯ	18
2.1 ВСТУП.....	18
2.2 ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСУ ОСАДЖЕННЯ ПІД ДІЄЮ СИЛИ ТЯЖІННЯ	19
2.3 ОПИС ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ	24
2.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ	26
2.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ	26
2.6 АНАЛІЗ ТА ОБРОБКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ.....	27
2.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ.....	33
2.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	34
3 ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ФІЛЬТРАЦІЙНОЇ ЦЕНТРИФУГИ	35
3.1 ВСТУП	35
3.2 ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ	35

3.3 ОПИС ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ	44
3.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ	46
3.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ	47
3.6 АНАЛІЗ ТА ОБРОБКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ.....	50
3.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ.....	55
3.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	56
4 ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ МІШАЛОК ДЛЯ ПЕРЕМІШУВАННЯ РІДИН	57
4.1 ВСТУП	57
4.2 ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ	58
4.3 ОПИС ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ	67
4.4. ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ	67
4.5 ПОРЯДОК ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ	69
4.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕННЯ	71
4.7 КОНТОРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ.....	76
4.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	76
5 ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ	78
5.1 ВСТУП	78
5.2 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСТИНА	79
5.3 ОПИС ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ	88
5.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ	89
5.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ.....	89
5.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ.....	90
5.7 АНАЛІЗ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ, ОСНОВНІ ВИСНОВКИ	93
5.8 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ.....	94
5.9 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	95

6 ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ЩОКОВОЇ ДРОБАРКИ	97
6.1 ВСТУП І ОСНОВНІ ЗАВДАННЯ ДОСЛІДЖЕННЯ	97
6.2 ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ	98
6.3 ОПИС ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ	108
6.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ	110
6.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ	111
6.6 АНАЛІЗ ТА ОБРОБКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ	112
6.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ	117
6.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ	119
7 ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ВАЛКОВОЇ ДРОБАРКИ	121
7.1 ВСТУП	121
7.2 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСИНА	121
7.3 ОПИС УСТАНОВКИ	138
7.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ	140
7.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ ТА ОСНОВНІ ЗАМІРИ	141
7.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ВИМІРЮВАНЬ	143
7.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ	149
7.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ	150
8 ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ НАСАДКОВОЇ КОЛОНИ	152
8.1 ВСТУП	152
8.2 ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ	153
8.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ	160
8.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТІВ	160
8.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ	162
8.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ	164

8.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	165
9 ДОСЛІДЖЕННЯ МАСОПЕРЕДАЧІ ПРИ ДЕСОРБЦІЇ У НАСАДКОВИХ КОЛОНАХ	167
9.1 ВСТУП.....	167
8.2 ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ	168
9.3 ОПИС УСТАНОВКИ	179
9.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ	182
9.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ	183
9.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ВИМІРЮВАНЬ	186
9.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ.....	188
9.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	189
10 ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ МАСОПЕРЕДАЧІ У РЕКТИФІКАЦІЙНІЙ КОЛОНІ.....	191
10.1 ВСТУП.....	191
10.2 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСТИНА	191
10.3 ОПИС ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЇ УСТАНОВКИ.....	197
10.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ	199
10.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ	199
10.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ЕКСПЕРИМЕНТІВ	201
10.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ.....	206
10.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	207
11 ВИМОГИ ДО ОФОРМЛЕННЯ ЗВІТУ	208
ДОДАТОК А. ПОБУДОВА АПРОКСИМАЦІЙНОЇ КРИВОЇ.....	212
ДОДАТОК Б. ЗРАЗОК ТИТУЛЬНОГО ЛИСТА ЗВІТУ	216
ДОДАТОК В. ЗРАЗОК ЗМІСТУ ЗВІТУ	217

ВСТУП

Для створення єдиного уявлення про умови протікання процесів хімічної технології необхідне розуміння основних понять, гіпотез, аксіом, фундаментальних законів, а також деяких аспектів історичного розвитку цих процесів. Гідромеханічні та механічні процеси є базовою інженерною дисципліною, особливо для інженерів механіків, які навчаються спеціальністю спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія», спеціалізації «Електрохімічні технології неорганічних і органічних матеріалів». При вивченні дисципліни студенти оволодівають основними законами гідромеханічних та механічних процесів, ці закони гідравліки широко використовуються під час вирішення практичних завдань у багатьох галузях техніки: хімічному машинобудуванні; нафтопереробці, мембранній техніці, переробці полімерів, виробництві фармацевтичних препаратів та холодильній техніці, водопостачанні та постачанні повітрям, тощо.

Особливу увагу необхідно приділяти засвоєнню теоретичних знань у практичному відпрацюванні лабораторних робіт.

1. ДОСЛІДЖЕННЯ РЕЖИМІВ ТЕЧІЇ РІДИНИ

1.1 ВСТУП

Закономірності явищ, що відбуваються в потоці рідини, наприклад, гідравлічний опір, тепло- та масопередача, тощо суттєво залежать від режиму течії. Тому важливо вміти визначати режим течії рідини для того, щоб розрахувати ті, чи інші параметри процесів, що протікають в потоці.

При складанні методичних вказівок використано матеріали методичних вказівок [1...5].

Мета та задачі дослідження

Мета роботи - отримати наочне уявлення про режими течії рідини і показати зв'язок між станом потоку і значенням числа Рейнольдса. Для цього необхідно вирішити наступні завдання:

1) на підставі візуальних спостережень руху тонкого підфарбованої цівки забарвленої води, введеної в потік, який рухається по скляній трубці, виявити області ламінарного та турбулентного режимів руху води і перехідної області;

2) визначати значення чисел Рейнольдса для характерних станів потоку, спочатку безперервно збільшуючи, а потім зменшуючи швидкість руху води.

1.2 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСТИНА

Матеріал викладено за авторами [1...5].

При спостереженні за рухом рідини в трубах і каналах, можна помітити, що в одному випадку рідина зберігає певний лад своїх часток, а в інших - переміщуються безсистемно. Однак вичерпні дослідження з цього питання були проведені Рейнольдсом в 1883 р. На рисунку 1.1 зображена установка, аналогічна тій, на якій Рейнольдс виробляв свої дослідження.

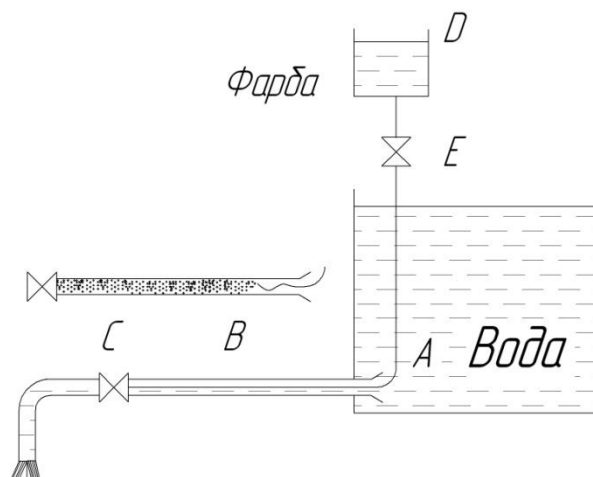


Рисунок 1.1 – Схема установки Рейнольдса

Установка складається з резервуара *A* з водою, від якого відходить скляна труба *B* з краном *C* на кінці, і посудини *D* з водним розчином фарби, яка може по трубці вводитися тонкою цівкою всередину скляної труби *B*.

Перший випадок руху рідини. Якщо трохи відкрити кран *C* і дати можливість воді протікати в трубі з невеликою швидкістю, а потім за допомогою крана *E* впустити фарбу в потік води, то побачимо, що введена в трубу фарба не буде перемішуватися з потоком води. Цівка фарби буде чітко видимою уздовж всієї скляної труби, що вказує на шаруватий характер перебігу рідини і на відсутність перемішування. Якщо при цьому, якщо до труби приєднати пьезометр або трубку Піто, то вони покажуть незмінність тиску і швидкості за часом. Такий режим руху називається ламінарний.

Другий випадок руху рідини. При поступовому збільшенні швидкості течії води в трубі шляхом відкриття крана з картина перебігу спочатку не змінюється, але потім при певній швидкості течії настає швидка її зміна. Цівка фарби по виході з трубки починає коливатися, потім розмивається і перемішується з потоком води, причому стають помітними вихреутворення і обертальний рух рідини. П'єзометр і трубка Піто при цьому покажуть безперервні пульсації тиску і швидкості в потоці води. Така течія називається турбулентною (рисунок 1.1, вгорі).

Якщо зменшити швидкість потоку, то відновиться ламінарний режим.

Отже, ламінарним називається шарувата течія без перемішування частинок рідини і без пульсації швидкості і тиску. При ламінарному русі рідини в прямій

трубі постійного перетину осі лінії року спрямовані паралельно осі труби, при цьому відсутні поперечні переміщення частинок рідини.

Турбулентним називається течія, що супроводжується інтенсивним перемішуванням рідини з пульсаціями швидкостей і тисків. Поряд з основним поздовжнім переміщенням рідини спостерігаються поперечні переміщення і обертальні рухи окремих об'ємів рідини.

Перехід від ламінарного режиму до турбулентного спостерігається при певній швидкості руху рідини. Ця швидкість називається критичною $W_{кр}$.

Значення цієї швидкості прямо пропорційно кінематичної в'язкості рідини і обернено пропорційно діаметру труби:

$$W_{кр} = \frac{\nu}{d} k,$$

де ν - кінематична в'язкість;

k - безрозмірний коефіцієнт;

d - внутрішній діаметр труби.

Безрозмірний коефіцієнт k , однаковий для всіх рідин і газів, а також для будь-яких діаметрів труб.

Візуальне (якісне) визначення режиму течії є неточним і не завжди можливим. Тому про режим течії роблять висновки по кількісній характеристиці – числі (критерії) Рейнольдса:

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{w \cdot d}{\nu},$$

де w – середня швидкість руху середовища в каналі, м / с;

d – визначний геометричний розмір, м;

ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості, м²/с;

μ – динамічний коефіцієнт в'язкості, Па·с;

ρ – густина, кг/м³.

Для напірних потоків:

$$Re = \frac{Wd}{\nu},$$

де d – внутрішній діаметр напірного трубопроводу, м;

W – швидкість потоку, м/с;

ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості, м²/с.

Для безнапірних потоків:

$$Re = \frac{WR}{\nu},$$

де R – гідравлічний радіус безнапірного потоку, м.

Число Рейнольдса є співвідношенням інерційних та в'язкісних сил в потоці рідини. Кожен критерій – безрозмірна величина, співвідношення ефектів: $\frac{\text{ефект інерційних сил}}{\text{в'язкісні сили}}$.

Критичне число Рейнольдса $Re_{кр}$ – це число Рейнольдса, при якому настає зміна режиму руху. Значення числа Рейнольдса, при якому змінюється режим течії називається критичним числом Рейнольдса $Re_{кр}$ і визначається наступним чином:

$$Re_{кр} = \frac{W_{кр} d}{\nu}.$$

Ламінарний режим:

– для напірних потоків $Re_{кр} = 2300$,

– для безнапірних потоків $Re_{кр} = 500$.

Розвинений турбулентний режим:

– $10000 < Re$.

Невстановлений або перехідний режим:

– $2000 < Re < 10000$.

Спрощено режим руху потоку можна визначити за величиною числа Рейнольдса.

Вказане значення ламінарного режиму $Re_{кр} \approx 2300$ є умовним. Наявність різних збурень, обумовлених змінами швидкості потоку за величиною чи напрямом, може істотно знижувати величину $Re_{кр}$. Критичне значення $Re_{кр}$ зменшується і при

неізотермічності потоку по перетину труби через виникнення конвективних потоків рідини в напрямку, перпендикулярному до осі труби.

1.3 ОПИС ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЇ УСТАНОВКИ

Схема експериментальної установки для визначення режиму течії води наведена на рисунку 1.2. Установка складається з напірної ємності 2, скляної трубки 9, крана 10, мірної ємності 12, ємності 6 з підфарбованою рідиною.

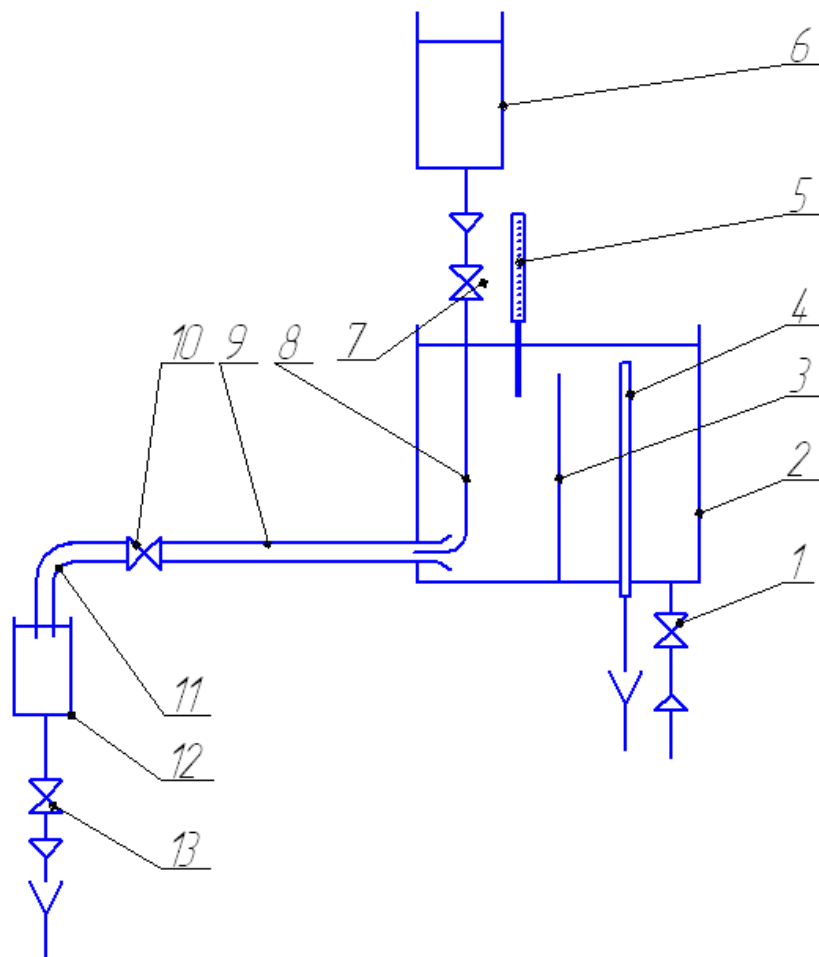


Рисунок 1.2 – Схема експериментальної установки

Вода через вентиль 1 по трубопроводу підводиться до напірної ємності 2. В середині напірної ємності 2 встановлено зливну трубу та перегородку 3 для підтримання постійного рівня води. Температура води вимірюється термометром 5.

З напірної ємності 2 вода подається до скляної трубки 9. Внутрішній діаметр трубки 21 мм. Вхідний кінець цієї трубки виконано у вигляді розтруба з закругленими краями, що дозволяє забезпечити плавний вхід води до трубки. Регулювання швидкості руху рідини по трубці 9 забезпечується краном 10. Далі вода через зливну трубку 11 подається до мірної ємності 12, звідки через кран 13 вода відводиться до каналізації. Об'єм рідини, що витекла під час експерименту до мірної ємності 12 визначається по мірній лінійці. З ємності 6 підфарбована рідина через тонку трубку 8 подається на вхід до скляної трубки 9. Швидкість витікання підфарбованої рідини регулюється краном 7.

1.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

До пуску центрифуги необхідно:

- перевірити наявність заземлення корпусу установки;
- перевірити наявність і цілісність елементів частин установки;
- перед пуском установки попередити про це усіх, хто перебуває біля установки.

1.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ

Експеримент слід проводити наступним чином.

1. Відкривається кран 1 і ємність 2 наповнюється водою.
2. Відкривається кран 10 і в столярній трубці 9 створюється потік води з мінімальними витратами. В цей час кран 13 знаходиться у положенні «ВІДКРИТО».
3. Відкривається кран 7 і до потоку вводиться цівка підкрашеної води.
4. Спостерігається режим руху рідини в трубці 9. Проводиться фотофіксація результатів спостережень. Закривається кран 13 та секундоміром фіксується час наповнення мірної ємності 12 і кількість води V , що зібралася у мірній ємності 12. Результати вимірювань заносяться до таблиці 1.1– результатів вимірювань. Результати відео- фотофіксації заносяться до таблиці 1.2, **на відео- фотокартці**

обов'язково вказується дата та час проведення експерименту. Після кожного заміру відкривається кран 13, вода з мірної ємності 12 зливається до каналізації.

5. Аналогічно проводиться 5...6 дослідів, поступово збільшуючи витрати води за допомогою крану 10. Візуально визначається початок встановлення перехідної області руху рідини та початок турбулізації потоку. Витрати через рідини в трубці 9 збільшуються до максимуму. Проводиться фотофіксація результатів спостережень та фіксується час наповнення мірної ємності 12 і кількість води, що зібралася у мірній ємності 12. Результати вимірювань заносяться до таблиці результатів вимірювань.

6. Після досягнень максимальних витрат через кран 10 в трубці 9 витрати поступово зменшуються за допомогою крану 10 та проводиться іще 5...6 дослідів аналогічно пп. 4 та 5.

7. Досліди закінчуються закриванням кранів 1 та 10 і відкриванням крану 13.

1.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ЕКСПЕРИМЕНТІВ

Обробка результатів кожного досвіду зводиться до визначення числа Рейнольдса Re за рівнянням 1. У нашому випадку (труба круглого перетину) під d (визначний геометричний розмір) необхідно розуміти внутрішній діаметр трубки, а чисельне значення кінематичного коефіцієнта в'язкості води ν необхідно вибирати за довідковими даними при температурі t . Результати розрахунків заносяться до таблиці 1.2.

Середня швидкість руху води визначається за виразом, м/с:

$$w = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot d^2 \cdot \tau}$$

де заміряний за час τ об'єм води V в ємності 12 наводиться в м³.

Теплофізичні властивості води:

– густина, кг/м³: $\rho_g = 1000 - 0,062 \cdot t - 0,00355 \cdot t^2$;

– коефіцієнт динамічної в'язкості, Па·с: $\mu_g = 0,59849 \cdot (3,252 + t)^{1,5423}$

– коефіцієнт кінематичної в'язкості, $\text{м}^2 \cdot \text{с}$:

$$\nu_g = 2 \cdot 10^{-6} - 5 \cdot 10^{-8} \cdot t + 6 \cdot 10^{-10} \cdot t^2 - 3 \cdot 10^{-12} \cdot t^3$$

Таблиця 1.1 – Результати експериментів

№ дос- ліду	Об'єм во- ди $V, \text{м}^3$	Час $\tau, \text{с}$	Якісна характеристика потоку
1			
2			
3			
4			
5			
6			

Таблиця 1.2 – Результати розрахунків

№ дос- ліду	Швидкість руху води, $w, \text{м/с}$	Значення числа Рей- нольдса Re	Режим руху	Результати фотофіксації
1				
2				
3				
4				
5				
6				

1.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Які існують режими течії рідини?
2. Назвіть характерні риси режимів течії рідини.
3. У чому полягає фізичний зміст критерію Рейнольдса?
4. Як якісно визначається режим течії рідини? Проілюструйте відповідь фотографіями з протоколу.
5. Як кількісно визначається режим течії рідини?
6. Назвіть критичні значення критерію Рейнольдса.
7. Навіщо потрібно знати режим течії рідини?
8. проаналізувати схему експериментальної установки.
9. Як в даній роботі визначається середня швидкість руху води?

1.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. 1. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 1: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К.:НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.1 – 300 с.

2. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 2: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К.:НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.2 – 416 с.

3. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., 1973, 750 с.

4. Конспект лекцій з дисципліни «Пічне обладнання у хімічних процесах» для студентів напряму 6.050503 «Машинобудування» [Електронний ресурс] / НТУУ «КПІ» ; уклад. А. Р. Степанюк. – Електронні текстові дані (1 файл: 2,32 Мбайт). – Київ : НТУУ «КПІ», 2016. – 132 с. – Назва з екрана. – Доступ : <http://ela.kpi.ua/handle/123456789/15245>. Свідоцтво ІХФ № 05/06-1.

5. Процеси та обладнання хімічних технологій – 1. Базові принципи теорії тепломасообміну: навчальний посібник [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», спеціалізації «Інжиніринг,

обладнання та технології хімічних та нафтопереробних виробництв» / КПІ ім. Ігоря Сікорського ; уклад.: А.Р. Степанюк, С.В. Гулієнко – Електронні текстові данні (1 файл: 3,57 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. – 160 с. – Назва з екрана. – Доступ: <http://el.kpi.ua/handle/123456789/18728>

2 ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ПРОЦЕСУ ОСАДЖЕННЯ

2.1 ВСТУП

У хімічній технології проведення цілого ряду процесів пов'язане з виділенням твердої фази із рідини. Відстоювання (гравітаційне осадження) під дією сил тяжіння застосовується для розділення рідких або газових неоднорідних систем. Прикладами промислового відстоювання є розділення суспензій у виробництві піридинових основ, очистці розсолу в содовому виробництві та виробництві харчової повареної солі, тощо. Цей процес не дозволяє виділити дрібнодисперсні частки й застосовується для попереднього грубого (часткового) розділення неоднорідних систем. Швидкість осадження часток під дією сил тяжіння невелика, але безумовними перевагами процесу гравітаційного осадження є низька енергоємність, просте апаратне оформлення та відносна дешевизна обладнання.

Для розрахунку поверхні осадження необхідно знати швидкість осадження часток. Вивчення закономірностей процесу осадження є однією із задач гідродинаміки.

У процесі руху твердої частки в рідині виникають опори, обумовлені режимом руху та формою тіла обтікання. При малих швидкостях частка долає сили тертя, а при більших – сили інерції, під дією яких відривається граничний шар від поверхні частки. Всі ці фактори впливають на швидкість осадження.

При складанні методичних вказівок використано матеріали методичних вказівок [1...5].

Мета та задачі досліджень

Метою даної роботи є дослідження кінетики процесу осадження для різних умов проведення процесу осадження.

Задачі дослідження:

- на підставі візуальних спостережень, виявити кількісні залежності швидкості осадження від реологічних властивостей рідини, геометричних форм та фізико-механічних властивостей.

2.2 ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСУ ОСАДЖЕННЯ ПІД ДІЄЮ СИЛИ ТЯЖІННЯ

Матеріал викладено за авторами [1...5].

При падінні частки в рідкому середовищі під дією сили тяжіння швидкість частки спочатку зростає. Через якийсь час сила опору середовища врівноважує силу тяжіння й частка буде рухатися рівномірно з постійною швидкістю, що називається швидкістю осадження.

В умовах динамічної рівноваги рівнодіюча зовнішньої сили F_T (сили тяжіння), підйомної сили F_A (сили Архімеда) та сили опору середовища F_c дорівнює добутку маси частки на її прискорення (рисунок 2. 1):

$$F_T - F_A - F_c = m_T \frac{dw}{d\tau}, \quad (2.1)$$

де m_T – маса частинки; w – швидкість частинки; τ – час.

Підставляючи в рівняння (2.1) значення маси – $m_T = V_T \rho_T = C_1 l^3 \rho_T$, зовнішньої сили – $F_T = m_T g$; підйомної сили, що пропорційна масі середовища, яка витиснута масою частки – $F_A = m_p g$ і сили опору середовища $F_c = C_2 l^2 \mu \frac{\partial w}{\partial n}$, отримаємо диференціальне рівняння осадження під дією сили тяжіння:

$$C_1 l^3 g (\rho_T - \rho_p) - C_2 l^2 \mu \frac{\partial w}{\partial n} = C_1 l^3 \rho_T \frac{dw}{d\tau}, \quad (2.2)$$

де C_1 і C_2 – фактори форми; l – визначальний лінійний розмір частки; ρ_T і ρ_p – густина частки й середовища (рідини), відповідно; w – швидкість осадження.

Розв'язання даного рівняння методами теорії подібності дозволяє одержати критеріальне рівняння, що описує процес осадження часток

$$Re = C \psi \cdot Ar^n \quad (2.3)$$

де C і n – постійна й показник ступеня, відповідно; ψ – коефіцієнт форми частки (для частинок сферичної форми $\psi=1$); $Re = \frac{w_0 d \rho_p}{\mu_p}$ – критерій Рейнольда;

$$Ar = \frac{g d^3 \rho_p}{\mu_p^2} (\rho_T - \rho_p) - \text{критерій Архімеда; } \mu_p - \text{динамічний коефіцієнт в'язкості рі-}$$

дини, Па·с; d – діаметр частки, м (для часток довільної форми $d=d_{\text{екв}}$).

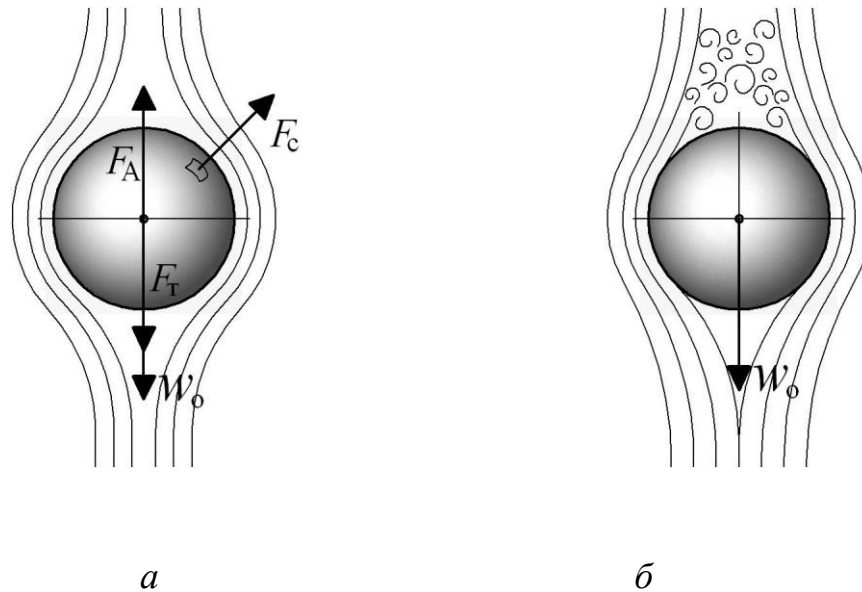


Рисунок 2. 1 – Обтікання частинки сферичної форми:
a – ламінарним потоком; *б* – турбулентним потоком.

Значення постійних C и n залежать від режиму осадження та визначаються експериментально. Рівняння (2.3) справедливе для ламінарного, перехідного й турбулентного режиму осадження часток. Вирішуючи дане рівняння відносно w_0 – одержимо формулу для розрахунку швидкості осадження часток.

Якщо ж, з іншої сторони прийняти, що сила опору середовища пропорційна кількості руху й площі лобового перетину f :

$$F_c = \zeta \frac{\rho w^2}{2} f, \quad (2.4)$$

де $f = \pi d^2 / 4$ – площа лобового перетину, яка визначається як площа проекції частинки на площину, перпендикулярну до напрямку руху цієї частинки, м.

З урахуванням залежності (2.4) рівняння (2.1) можна записати, як:

$$m_T g - m_p g - \zeta \frac{\rho_p w_0^2}{2} f = m_T \frac{dw}{d\tau}. \quad (2.5)$$

Після ряду перетворень для часток сферичної форми можна одержати формулу для розрахунку швидкості осадження, справедливу для всіх трьох режимів:

$$w_o = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{(\rho_f - \rho_p) g d}{\rho_p \zeta}} \quad (2.6)$$

Коефіцієнт опору ζ є функцією критерію Рейнольдса та вибирається за відповідними формулами для необхідного режиму обтікання (рисунок 2.2).

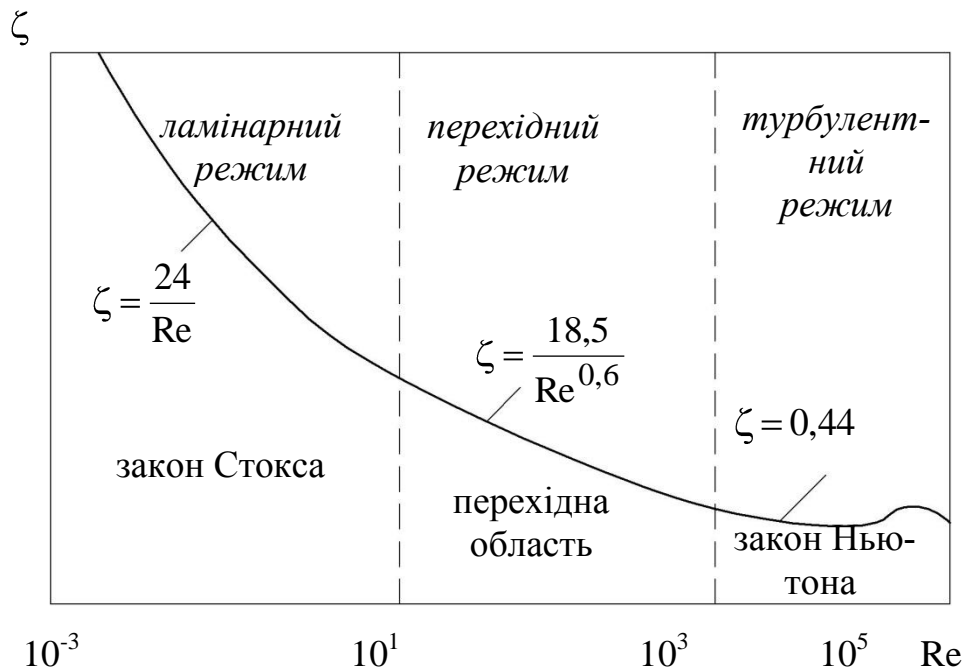


Рисунок 2.2 – Залежність коефіцієнта опору середовища від режиму обтікання часток

При ламінарному режимі осадження (рисунок 2.1, а) коли сила опору середовища визначається за законом Стокса ($F_c = 3\pi d w_o \mu_{ж}$), рівняння (2.3) для сферичних часток можна представити так:

$$Re = 0,056 Ar \quad (2.7)$$

Цей режим має місце при $Re < 2$ або $\psi \cdot Ar < 36$.

При турбулентному режимі осадження (рисунок 2.1, б) діє закон Ньютона. В умовах автономності критерію Re ($\zeta = 0,44$ (рисунок 2.2)) рівняння (2.3) має вигляд:

$$Re = 1,74 Ar^{0,5} \quad (2.8)$$

Цей режим відбувається при $Re \geq 500$ або $Ar \geq 83 \cdot 10^3$.

У перехідній області, коли частка крім опору тертя долає також деякий опір, викликаний вихровими потоками, розрахунок швидкості осадження здійснюється за формулою

$$Re = 0,152 Ar^{0,715} \quad (2.9)$$

Область осадження в перехідному режимі обмежується зміною критеріїв Рейнольдса й Архімеда в межах

$$36 < Ar < 83 \cdot 10^4 \quad \text{та} \quad 2 < Re < 500$$

При розрахунку швидкості осадження спочатку встановлюють режим осадження за величиною Ar , а потім визначають значення Re за рівняннями 2. (2.7), (2.8) або (2.9) і визначають швидкість осадження:

$$w_0 = \frac{\mu_p \cdot Re}{d \cdot \rho_p} \quad (2.10)$$

Розрахунок швидкості осадження при заданому розмірі часток зручно проводити за методом Лященко, використовуючи графік залежності $Ly = f(Ar)$ (рисунок 2.3).

Критерій Лященко визначається за наступним виразом:

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{w_0^3 \cdot \rho_p^2}{\mu_p \cdot (T - T_p) \cdot g} \quad (2.11)$$

При цьому розраховується величина критерія Ar , потім за графіком (рисунок 2.3) визначається значення критерія Ly , що відповідає даному значенню Ar , і за ним обчислюють швидкість осадження частки.

Ly

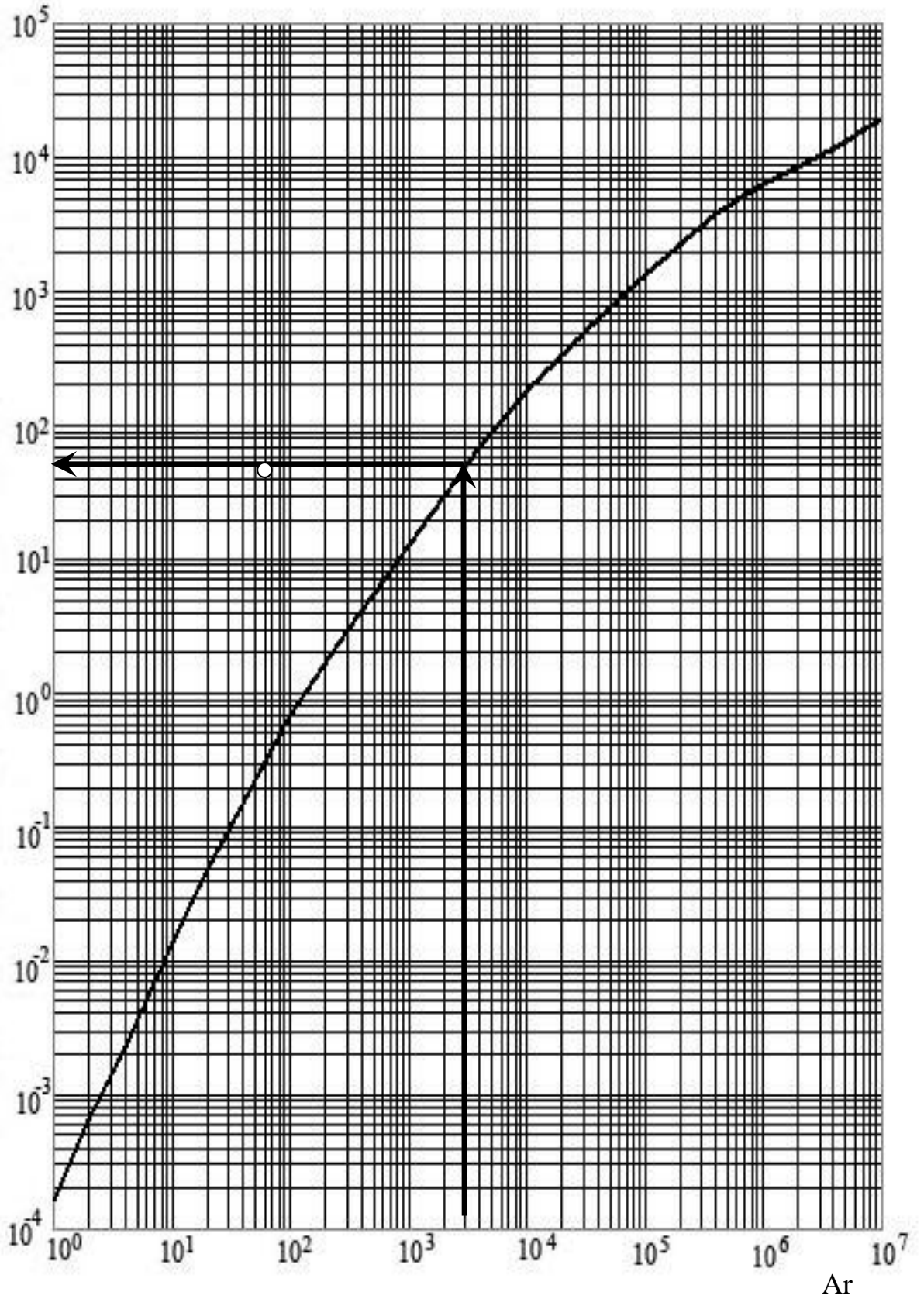


Рисунок 2.3 – Залежність критерію Ly від критерію Ar

Примітка: У всіх розглянутих випадках мова йде про одиночне осадження часток. При об'ємній концентрації твердої фази $C_T > (2 \div 5) \%$ має місце стіснене осадження. При цьому відбувається взаємодія часток і значення коефіцієнта опору ζ буде більшим. Отже у формули необхідно вводити поправку на порозність шару.

При визначеному критерії Lu за відомою швидкістю осадження можна знайти діаметр частки. Якщо ж осаджуються одиночні частки неправильної форми (яка відрізняється від сферичної), то визначається еквівалентний діаметр – $d_{\text{екв}}$.

Розрахунок здійснюється в наступному порядку: за рівнянням (2.11) знаходять величину критерію Lu , потім за графіком (рисунок 2.3) визначають відповідне значення Ar і розраховують еквівалентний діаметр частки неправильної форми за формулою:

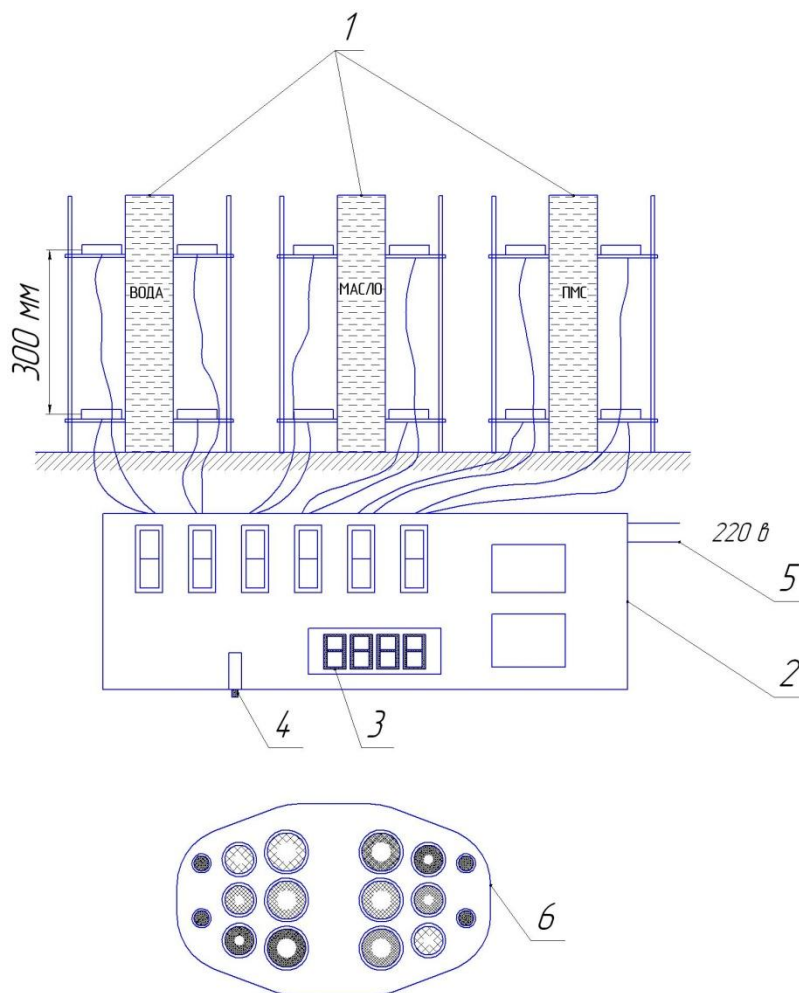
$$d_{\text{екв}} = \psi \sqrt[3]{\frac{Ar \mu_p^2}{(\rho_T - \rho_p) \rho_p g}} \quad (2.12)$$

де ψ – коефіцієнт форми частинки, який є відношенням площі поверхні кулі, об'єм якої дорівнює об'єму частинки, до площі поверхні частинки. Для частинок сферичної форми коефіцієнт форми дорівнює $\psi = 1$; для куба $\psi = 0,806$; для циліндра, висота якого в 10 разів перевищує його радіус, $\psi = 0,69$.

2.3 ОПИС ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ

Схема установки представлена на рисунку 2.4.

Установка для дослідження кінетики процесу осадження складається з трьох скляних циліндрів 1, блоку КВП 2 та підставки 6 з набором кульок.



1 – мірні циліндри; 2 – блок КВП; 3 – табло; 4 – кнопка пуску таймера та термометра; 5 – вилка підключення до мережі 220В; 6 – набір кульок із скла, свинцю, пластика та сталі

Рисунок 2.4 – Схема дослідної установки

Скляні циліндри 1 заповнені водою, трансформаторним маслом і поліметил-ксілоксаном – ПМС-700. На циліндрах 1 встановлено лазерні випромінювачі та приймачі на відстані 300 мм між ними. Вони дозволяють вимірювати час проходження кульки відстані 300 мм у різних середовищах.

Блок КВП 2 містить табло 3 реєстрації вимірів та кнопку 4 пуску таймера та термометра, яка працює у двох режимах при утриманні кнопки 4 на табло 3 показується температура у лабораторії, після відпускання кнопки буде показано час проходження кульки відстані 300 мм у різних середовищах. Блок КВП 2 підключається вилка підключення до мережі змінного струму напругою 220В за допомогою вилки 5.

Поруч розташована підставка 6 із гніздами для 16 кульок різного розміру зі скла, свинцю, пластмаси й стали. Для визначення маси й об'єму кульок - ваги та мікрометр.

2.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

До пуску установки необхідно:

- перевірити наявність заземлення елементів конструкції;
- перевірити наявність і цілісність скляних елементів установки;
- перед пуском установки попередити про це усіх, хто перебуває біля установки.

2.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ

Після ознайомлення зі схемою установки необхідно:

- підключається вилка підключення до мережі змінного струму напругою 220В за допомогою вилки 5;

- знайти масу кожної кульки та її діаметр відповідно до номера лунки.

Дані вимірювань заносяться в таблицю 2.2. Густина матеріалу розраховується на основі проведених вимірювань: $\rho_T = G/V$ і для кульок з того самого матеріалу приймається середнє значення густини – ρ_T . Данні про теплофізичні властивості рідин наведено в таблиці 2.1;

- шляхом натискання та утримування кнопки 4 з табло 3 знімається значення температури у лабораторії;

- відпускається кнопка 4 кожна кулька, по черзі, опускається пінцетом на поверхню рідини в центрі циліндра, реєструються на табло 3 час проходження відстані 300 мм. Кожен дослід проводиться три рази й потім знаходиться середнє значення.

Досліди варто починати з осадження найменших кульок у найбільш в'язкій рідині.

Результати досліджень заносяться в таблицю 2.2 (досліди виконати для 10...15 різних кульок).

2.6 АНАЛІЗ ТА ОБРОБКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ

2.6.1 Одержання критеріального рівняння

Швидкість осадження часток визначається за формулою:

—

де $H = 0,3$ м – відстань між мітками на циліндрі; τ – час проходження міток, с.

За даними досліджень для кожного досліду розраховуються значення критеріїв Рейнольдса і Архімеда:

—————

—————

Результати розрахунків заносяться у таблицю 2.3 (досліди виконати для 10...15 різних кульок).

Таблиця 2.1 – Теплофізичні властивості рідин [3]

Рідина	Густина ρ_p , кг/м ³	В'язкість ν , Па·с
Вода	$1,00 \cdot 10^3$	$1,00 \cdot 10^{-3}$
Трансформаторне мастило	$0,89 \cdot 10^3$	$124,20 \cdot 10^{-3}$
Поліметилсилоксан ПМС-100	$0,97 \cdot 10^3$	$678,00 \cdot 10^{-3}$

Таблиця 2.2 – Результати досліджень

Номер кульки	Маса, G , кг	Діаметр, d , мм	Густина матеріалу, ρ_T , кг/м ³	Мате- ріал	Час осадження, , с		
					Вода	Трансфор- маторне мастило	Поліметил- силоксан
1							
2							
3							
...							
10							
11							
12							
15							
14							
15							

Таблиця 2.3 – Результати досліджень

Номер дослідду	Номер кульки	Швидкість осадження, w_0 , м/с	Re	Ar	lgRe	lgAr	Ly	За гра- фіком w_0 , м/с
1								
2								
3								

4								
5								
...								
40								
41								
42								
43								
44								
45								

Подальша обробка здійснюється для кожного з гідродинамічних режимів окремо. На основі дослідних даних знаходять показник степені n і постійну C у рівнянні (2.3).

$$Re=C \cdot Ar^n.$$

Існує два методи обробки дослідних даних: графічний (спрощений), як варіант можна скористатися програмою Excel (Приклад наведено у додатку А) і точний (метод найменших квадратів). Перший метод використовують для швидкої оцінки результатів.

2.6.2 Графічний метод

Прологарифмуємо рівняння (2.3):

$$\lg Re = \lg C + n \lg Ar \quad (2.16)$$

Введемо нові позначення:

$$Y = \lg Re; X = \lg Ar; B = \lg C.$$

Рівняння (2.16) набуває вигляду:

$$Y = nX + B \quad (2.17)$$

Це лінійне рівняння та у логарифмічних координатах буде становити пряму лінію.

Порядок узагальнення наступний:

1. Всі дослідні точки (Ar , Re) для даного режиму наносяться на графік у логарифмічних координатах (колонки 4 і 5, таблиці 2.3).
2. Через дослідні точки проводиться апроксимуюча пряма лінія.
3. За графіком (рисунок 2.3) визначається показник степені n (що є тангенсом кута нахилу прямої $n = \operatorname{tg} \alpha$) та координату відрізка OB на осі ординат – $B = \lg C$.

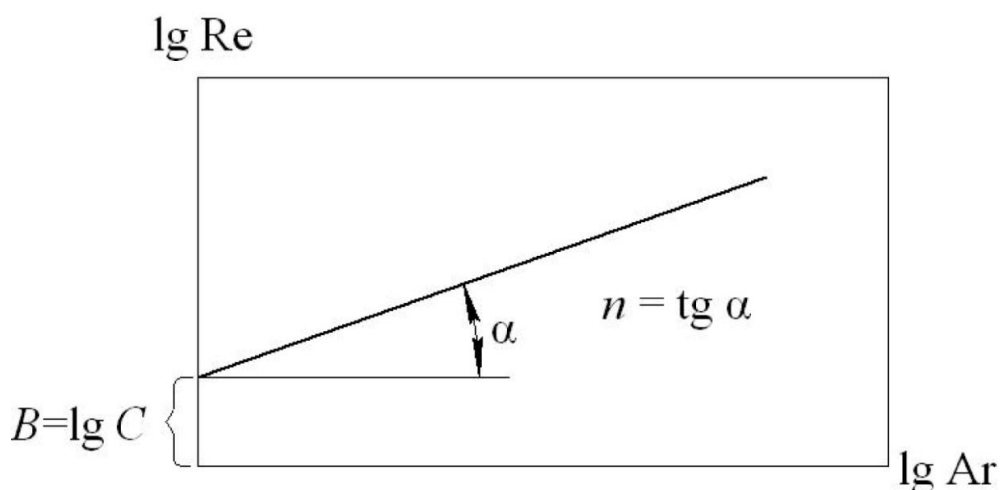


Рисунок 2.5 – Графічне визначення постійних у рівнянні (2.3)

2.6.3 Аналітичний метод

Визначення постійних у рівнянні (3) здійснюється за методом найменших квадратів на ПК. З цією метою необхідно розрахувати значення $x_i = \lg Ar$ й $Y_i = \lg Re$, а також значення $\sum x_i$ й $\sum Y_i$. Визначають суми $\sum x_i^2$; $\sum Y_i^2$; $\sum x_i Y_i$. Всі дані заносяться в таблицю 2.4.

Результати розрахунків заносяться у таблицю 2.4.

Таблиці 2.4 – Результати розрахунків

Номер кульки	Номер досліду	Re	Ar	$x_i = \lg \text{Ar}$	$y_i = \lg \text{Re}$	$x_i^2 = (\lg \text{Ar})^2$	$x_i \cdot y_i$
1							
2							
3							
...							
...							
43							
44							
45							

Коефіцієнти регресії рівняння (2.15) розраховуються за формулами (2.16) і (2.17)

$$n = \frac{m \left(\sum_i^m x_i y_i \right) - \sum_i^m x_i \sum_i^m y_i}{m \sum_i^m x_i^2 - \left(\sum_i^m x_i \right)^2} \quad (2.16)$$

$$B = \frac{\sum_i^m y_i \sum_i^m x_i^2 - \sum_i^m x_i \sum_i^m x_i y_i}{m \sum_i^m x_i^2 - \left(\sum_i^m x_i \right)^2} \quad (2.17)$$

Тоді значення постійної C у рівнянні (2.3) дорівнює: $C=10^B$.

Після визначення n і C записується одержана розрахункова залежність (2.3).
Всі ці розрахунки проводяться окремо для кожного режиму осадження.

На підставі результатів обробки будуються графіки залежності (для кожного режиму окремо), на які наносяться всі дослідні точки та проводиться апроксимуюча пряма за визначеним рівнянням. На цей же графік слід нанести пряму одержану за рівняннями (2.7), (2.8) або (2.9) і пояснити розбіжність.

2.6.4 Перевірка значень швидкості

Для ознайомлення з методом Лященко здійснюється перевірка вимірної швидкості осадження за допомогою графіка (рисунок 2.3). Для кожного розрахованого значення критерію Архімеда Ar (стовпець 5, таблиця 2.3) за графіком 3 визначається відповідне значення критерію Лященко – Ly . Величина швидкості осадження розраховується за відомим значенням критерію Ly з формули (2.11):

$$\frac{w_0}{d} = \dots$$

Результати розрахунків заносяться в таблицю 2.4 і порівнюються з вимірними значеннями швидкості – w_0 .

2.6.5 Визначення еквівалентного діаметра

Еквівалентний діаметр часток визначається за вимірною швидкістю осадження. Для кожного значення швидкості осадження розраховується значення критерію Ly . За графіком на рис. 3 визначається відповідне значення критерію Ar та по формулі (2.12) обчислюється $d_{екв}$, що заносяться в таблицю 2.5.

Таблиця 2.5 – Визначення еквівалентного діаметра

№ п/п	Діаметр частинки d , м	Швидкість осадження м/с	Ly	Ar	$d_{екв}$, м
1					
2					
3					
...					
43					
44					
45					

2.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Що таке швидкість осадження?
2. Які режими осадження мають місце при осадженні під дією сили тяжіння?
3. Які сили діють на частку, що падає?
4. Як зміниться швидкість осадження, якщо збільшити температуру середовища у якому вона осаджується?
5. Які фактори впливають на швидкість осадження?
6. Як знайти швидкість осадження часток неправильної форми?
7. Що таке стиснуте осадження?
8. Коли при осадженні має місце автотельний режим?
9. Проаналізуйте конструкцію спірального класифікатора.
10. Проаналізуйте конструкцію чашового класифікатора.
11. Проаналізуйте конструкцію повітряно-прохідного сепаратора.
12. Проаналізуйте конструкцію повітряно-циркуляційного сепаратора.
13. Проаналізуйте конструкцію пилоосаджувальної камери.
14. Проаналізуйте конструкцію відстійного апарата.
15. Проаналізуйте конструкцію нутч-фільтра.
16. Проаналізуйте конструкцію фільтрпреса.
17. Проаналізуйте конструкцію барабанного вакуум-фільтра.
18. Проаналізуйте конструкцію стрічкового вакуум-фільтра.
19. Проаналізуйте конструкцію фільтруючої центрифуги з пульсаційним вивантаженням осаду.
20. Проаналізуйте конструкцію фільтруючої центрифуги з шнековим вивантаженням осаду.
21. Проаналізуйте конструкцію фільтруючої центрифуги з інерційним вивантаженням осаду.
22. Проаналізуйте конструкцію тарілчастого сепаратора.
23. Проаналізуйте конструкцію вертикальної трубчастої надцентрифуги.
24. Проаналізуйте конструкцію циклону.

25. Проаналізуйте конструкцію батареїного циклону.

2.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Процеси та обладнання хімічної технології [Текст]: підруч. У 2 ч./ Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л.Рябцев. К.: НТУУ "КПІ", 2011. – Ч. 1. – 300 с.

2. Процеси і апарати хімічної технології [Текст]: підручн. / Л.П. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГОБЛИНСЬКА, В.А. ЛЕЩЕНКО, І.А. НЕЧИПОРЕНКО, І.С. ЧЕРНИШОВА – Харків. НТУ «ХПІ» – 2009 р. 632 с.

3. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. – М.: Химия, 1992. – 416 с.

4. Исследование кинетики процесса осаждения. Методические указания к проведению НИРС по курсу «Процессы и аппараты химической технологии». Сост. Ю.М. Тананайко. – К.: КПІ, 1981. – 16 с.

5. Дубинін А.І. Процеси та апарати хімічної технології / Дубинін А.І., Гаврилів Р.І., Гузьова І.О. за ред . Дубиніна А.І. – Львів. Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2012 – 360 с.

3 ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ФІЛЬТРАЦІЙНОЇ ЦЕНТРИФУГИ

3.1 ВСТУП

При складанні методичних вказівок використано матеріали методичних вказівок [1...7].

Метою даної роботи є ознайомлення з конструкцією і принципом дії горизонтальної фільтраційної центрифуги періодичної дії з ножовим видаленням осаду і дослідження процесу розділення суспензії.

Задачі дослідження:

1. На основі експерименту визначити витрати енергії на проведення центрифугування, оцінити продуктивність і ефективність центрифуги.
2. Користуючись наведеними теоретичними залежностями визначити витрати енергії в центрифугі.
3. Провести аналіз одержаних результатів.

3.2 ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ

Матеріал викладено за авторами [1...7].

Процес розділення неоднорідних рідких систем в під дією відцентрових сил називається центрифугуванням.

Центрифугування – це процес розділення рідких неоднорідних сумішей в полі відцентрових сил. В центрифугах, зазвичай, проводиться розділення суспензій та емульсій.

Центрифуга – це барабан, що обертається на вертикальному або горизонтальному валу. Розділення неоднорідних систем проводиться за принципом відстоювання або за принципом фільтрації. В першому випадку центрифуги працюють як циклони, а в другому - як фільтри.

Класифікація центрифуг

I Центрифуги за принципом дії центрифуги поділяються на:

- відстійні центрифуги.
- фільтруючі центрифуги,

II За періодичністю проведення процесу центрифугування:

- центрифуги періодичної дії,
- центрифуги безперервної дії,
- центрифуги напівперіодичної дії.

III За розташуванням барабану:

- горизонтальні центрифуги ,
- вертикальні центрифуги .

IV Центрифуги також розділяють за числом обертів барабану:

- нормальні центрифуги (фактор розділення $\Phi_r < 3500$),
- надцентрифуги (фактор розділення $\Phi_r > 3500$).

V За способом розвантаження:

- центрифуги з верхнім вивантаженням матеріалу
- центрифуги з нижнім вивантаженням матеріалу

В даній роботі для дослідження процесу центрифугування обрано горизонтальну фільтраційну центрифугу періодичної дії з ножовим видаленням осаду. Фільтраційні центрифуги широко застосовуються в промисловості для розділення грубо- та середньодисперсних суспензій. Їх суттєвою перевагою є можливість повної автоматизації процесу розділення. Ножове зрізання осаду дозволяє швидко і якісно видалити накопичений осад, але при цьому відбувається його подрібнення, що в деяких випадках обмежує застосування цього способу розвантаження.

Процес розділення у фільтраційних центрифугах складається з таких стадій:

- 1) утворення осаду;
- 2) ущільнення осаду;
- 3) механічне сушіння осаду;
- 4) промивання осаду (застосовується для полегшення видалення його з поверхні ротора).

На швидкість центрифугування і чистоту розділених компонентів суспензії суттєво впливають товщина і структура осаду. Наразі застосовуються дві основні моделі структури осаду:

1. Капілярна модель. Найпростіша її інтерпретація полягає в тому, що осад вважається суцільним (по всьому об'єму) середовищем з рівномірно розподіленими паралельними тонкими каналами малого діаметра – капілярами. Пористість осаду однакова і не змінна, а всі капіляри рівномірно заповнені рідиною, тобто проходження рідиною осаду відбувається в поршневному режимі.

Ця модель може бути уточнена, якщо прийняти що капіляри мають різні перерізи і з'єднані між собою поперечними порами. Таким чином виникають перетікання рідини з капіляру в капіляр і її змішування в шарі осаду. При цьому час проходження кожної окремої порції рідини крізь шар осаду різний.

2. Агрегаційна модель. Її спрощеним варіантом є модель укладених сфер, за якою структура осаду приймається складеною з крупних сферичних частинок однакового розміру, утворених з'єднанням частинок осаду між собою, які укладені в певному порядку. В загальному ж випадку за цією моделлю враховують, що крупні частинки мають різну форму і розміри.

Математичний опис основних стадій відцентрового розділення складається з двох моделей – утворення осаду і видалення рідини з осаду.

Тверді частинки рухаються до стінок барабана під дією відцентрової сили й осаджуються на них шарами. Спочатку осідають більші за масою та розмірами частинки, а потім шар більш дрібніших частинок. Рідка фаза (фугат) під дією відцентрової сили переливається через верхній край барабана і видаляється, а осад залишається на стінках.

Робота центрифуги відрізняється від роботи відстійника тим, що у відстійника має місце тільки осадження частинок під дією сил тяжіння, а в центрифугі відбувається два процеси: *осадження частинок та ущільнення осаду під дією відцентрової сили.*

Швидкість осадження твердих частинок в центрифугах непостійна і визначається прискоренням відцентрової сили $a = \omega^2 r$, де ω кутова швидкість, а r – радіус, на якому знаходиться тверда частинка від осі обертання.

Якщо центрифуги працюють як фільтри (рисунок 3.1), то барабан центрифуги перфорований. Стінки барабана покриваються з внутрішньої сторони фільтруючою тканиною. Тверді частки залишаються на фільтрувальній перегородці, а рідка фаза проходить через осад і, через пори фільтруючої перегородки, виходить назовні.

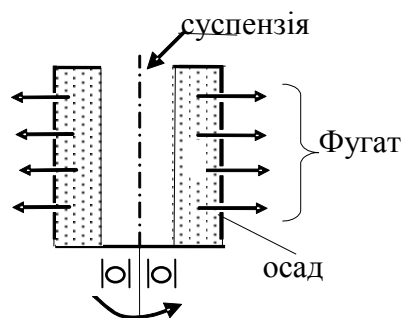


Рисунок 3.1 – Схема роботи фільтруючої центрифуги

У фільтрі проходить тільки процес осадження частинок, а в центрифугі після осадження відбувається додатково ще два інших процеси: осадження часток; ущільнення осаду під дією відцентрових сил та видалення рідкої фази з пор осаду.

Отже, у фільтруючих центрифугах вологість осаду буде менше, ніж у фільтрах.

Залишкова вологість осаду також визначається типом центрифуги. У відстійних центрифугах вологість осаду більше, ніж у фільтруючих і може доходити до 70%. Вологість осаду суттєво залежить від структури осаду. Так в крупнокристалічних матеріалах кінцева вологість осаду становить 1-3%, а у тонкодисперсних – 40%.

Вологість осаду в центрифугах суттєво впливає на продуктивність центрифуги, що впливає із загального рівняння матеріального балансу процесу.

Матеріальний баланс центрифуги

Рівняння матеріального балансу за абсолютно сухим матеріалом:

$$G_1 \cdot (1 - U_1) = G_2 \cdot (1 - U_2),$$

де U_1 і U_2 – масові частки вологи до і після центрифугування;

$(1 - U_1)$ і $(1 - U_2)$ – масові частки твердої фази у суспензії та осаді;

G_1 – маса суспензії, що надходить, G_2 – маса осаду після центрифугування.

Звідси маса осаду:

$$G_2 = G_1 \cdot (1 - U_1) / (1 - U_2).$$

Чим менше U_2 , тим менше G_2 . Тобто із збільшенням вологості осаду збільшується продуктивність центрифуги за осадом більш ніж у 2 рази.

Визначення відцентрової сили при центрифугуванні.

Величина відцентрової сили, що діє на тіло з масою m при радіусі обертання r , дорівнює:

$$C = \frac{mw^2}{r},$$

де w – лінійна швидкість обертання.

Виразимо лінійну швидкість обертання через число обертів n об/хв. та радіус обертання r :

$$w = \frac{2\pi r n}{60} = \frac{\pi r n}{30},$$

Підставимо в рівняння відцентрової сили (13.63) у вираз (13.64):

$$C = \frac{G}{gr} \left(\frac{\pi r n}{30} \right)^2 = \frac{G \pi^2 r^2 n^2}{gr 30^2} = \frac{r n^2 \pi^2 G}{g 900}.$$

Якщо прийняти, що $\pi^2 \approx g$, тоді величина відцентрової сили розраховується, як:

$$C \approx \frac{G r n^2}{900}.$$

Як впливає з останнього виразу видно, що відцентрова сила лінійно залежить від сили тяжіння, що діє на тверду частинку, радіальної відстані її від осі обертання та має квадратичну залежність від числа обертів барабану.

Основною характеристикою розділювальної здатності центрифуг є фактор розділення. *Фактор розділення* – це відношення відцентрової сили до сили тяжіння:

$$\Phi_p = \frac{C}{G} = \frac{Grn^2}{G900} = \frac{rn^2}{900}.$$

Цей безрозмірний критерій показує у скільки разів відцентрова сила більше сили тяжіння і визначається радіусом барабану та квадратом числа обертів.

Поверхня рідини в барабані центрифуги.

При надходженні неоднорідної рідкої суміші до барабану центрифуги внаслідок дії сил тертя рідина набуває обертового руху разом з барабаном і під дією відцентрової сили набуває форму параболоїда обертання (рисунок 3.2).

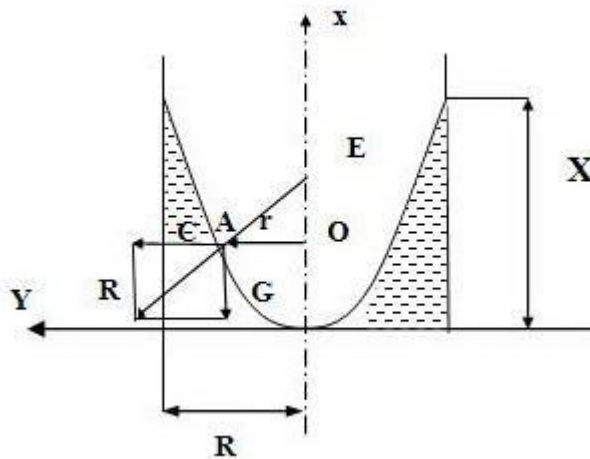


Рисунок 3.2 – Поверхня рідини в барабані центрифуги

Нанесемо контур вільної поверхні рідини і виберемо довільну матеріальну точку A на поверхні рідини. На цю точку діють: відцентрова C , і сила тяжіння G . Поверхня рідини знаходиться в стані рівноваги. Це означає, що рівнодіюча сил R завжди спрямована перпендикулярно до поверхні в будь-якій точці. Продовжимо лінію рівнодіючої сили до перетину з віссю X в точці O . Продовжимо лінію дії відцентрової сили до перетину з віссю X в точці E . Отримаємо трикутник $\triangle OEA$. Відрізок AE характеризує собою цю криву, що обмежує вільну поверхню рідини. Відрізок OE – це величина постійна для будь-якої точки на поверхні рідини. Це легко довести. Розглянемо два подібних трикутники:

$$\Delta RAG \sim \Delta AOE$$

Запишемо звідси рівність відношень катетів $OE/AO=G/C$, звідси:

$$OE=AO \cdot G/C.$$

Відрізок AO – це поточний радіус точки AO – r . Виконаємо підстановку та одержимо:

$$OE = \frac{G \cdot 900}{G r n^2} = \frac{900}{n^2}.$$

Відрізок OE , що характеризує цю криву, є постійною величиною, що визначає параболу. Рівняння параболи в загальному вигляді запишеться:

$$y^2 = 2px.$$

OE - постійна величина. Підставимо замість p вираз для OE :

$$y^2 = 2 \left(\frac{900}{n^2} \right) x.$$

Звідси знаходимо глибину воронки x :

$$x = \frac{y^2 n^2}{1800}.$$

Знайдемо граничну максимальну глибину воронки. Приймаємо $y = R$ – радіус барабану, тоді:

$$x = \frac{n^2 R^2}{1800}.$$

Ця величина x характеризує величину воронки і залежить від квадрата числа обертів, тобто при невеликому числі обертів рідина почне вилитися з барабана і розділення відбуватися не буде. Тому для запобігання цьому барабани центрифуг споряджені закраїнами. При наявності закраїн рідина розташовується в центрифугі у вигляді циліндра рівномірної товщини (рисунк 3.3).

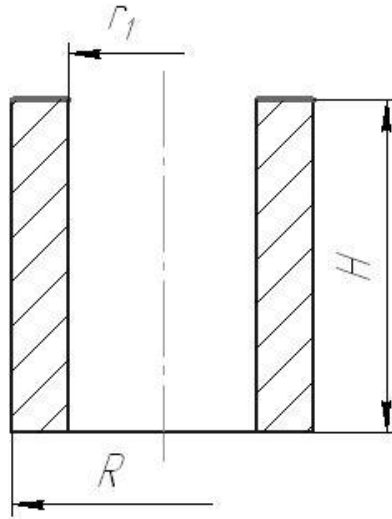


Рисунок 3.3 – Схема центрифуги

Розрахунок часу фільтрації і рушійної сили фільтрації.

Ці центрифуги мають перфорований барабан. Всередину барабана встановлюють фільтрувальну тканину і під дією відцентрової сили відбувається фільтрування суспензії: тверда фаза осідає на фільтруючій тканині, а фугат відводиться через перфорований барабан.

Час процесу можна визначити тільки для першого періоду - періоду фільтрації за основним рівняння фільтрації:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta P}{R + \frac{Vxr}{F}},$$

звідки час фільтрації визначиться:

$$\tau = \frac{xr}{2\Delta \cdot P} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{R}{\Delta P} \frac{V}{F}.$$

Константи фільтрації, як було вказано раніше, визначаються дослідним шляхом. В це рівняння слід підставляти значення рушійної сили ΔP , виражене через відцентрову силу.

Розглянемо фільтруючу центрифугу, що має барабан висотою H і стінку радіусом R (рисунок .3.4). Внутрішній радіус суспензії позначимо r_1 . Відцентрова сила, що діє на елемент маси суспензії, дорівнює:

$$dC = \frac{dm\omega^2}{r},$$

де

$$dm = dV \cdot \rho = 2\pi r H \cdot dr \rho.$$

Позначимо поверхню фільтрації:

$$F = 2\pi r H.$$

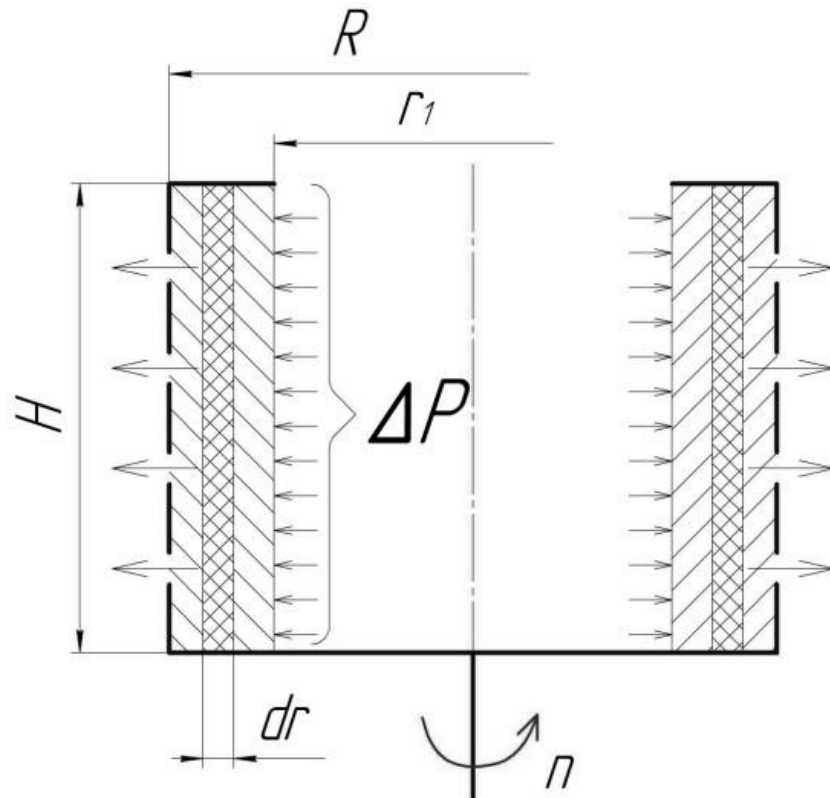


Рисунок 3.4 – Схема центрифуги фільтруючого типу

Тоді

$$dm = F dr \cdot \rho.$$

Після підстановки цього виразу в рівняння відцентрової сили, що діє на елемент маси суспензії, одержимо:

$$dC = \frac{F dr \cdot \rho \omega^2 r^2}{r} = F \rho \omega^2 r dr.$$

Рушійну силу процесу у фільтруючій центрифугі dP , що діє на елемент dr , запишемо як:

$$dP = \frac{dC}{F} = \frac{F\rho\omega^2 r dr}{F} = \rho\omega^2 r dr.$$

Тоді повна величина рушійної сили визначиться шляхом інтегрування рівняння (13.79):

$$\int_0^P dP = \int_{r_1}^R \rho\omega^2 r dr;$$

$$P = \frac{\rho\omega^2}{2} (R^2 - r_1^2).$$

Замість поверхні фільтрації в рівнянні відцентрової сили, що діє на елемент маси суспензії підставляємо середнє значення поверхні фільтрації центрифуги:

$$F = \frac{2\pi \cdot H}{2} \frac{R + r_1}{2} = \pi \cdot H \frac{R + r_1}{2} .$$

3.3 ОПИС ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ

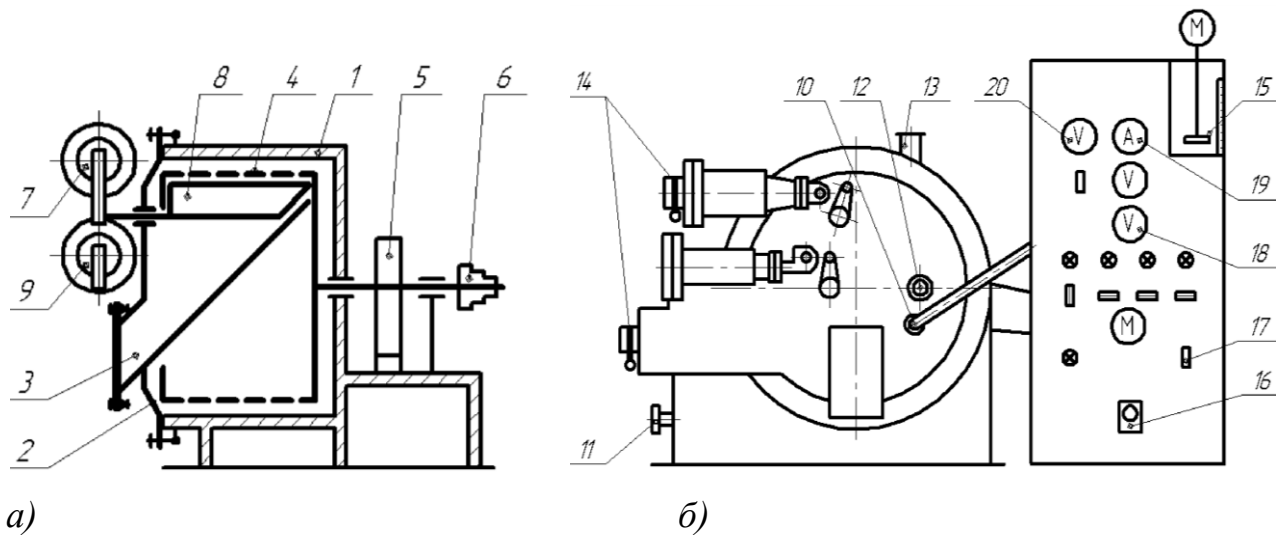
Схему дослідної установки для розділення неоднорідних гетерогенних систем у полі дії відцентрових сил наведено на рисунку 3.5.

Центрифуга складається зі станини 1, що є одночасно і корпусом. На станині встановлено два підшипники, у яких горизонтально встановлений вал ротора. На одній стороні вала закріплений шків клинопасової передачі 6 привода центрифуги, а на другій – фільтруючий циліндричний барабан 4. У середній частині вала встановлено стрічкове гальмо 5. В нижній частині корпусу розміщено патрубок 11 для відведення фугату, а у верхній – повітряну витяжку 13. Кожух закривається шарнірною кришкою 2, яка фіксується відкидними болтами.

На кришці встановлено:

- механізм зрізання осаду із поршнями 7 та 9 для підведення та відведення ножа 8, закріпленого на осі, яким із барабану зрізується осад;
- лоток 3 для відведення осаду з барабану центрифуги;
- патрубок 10 для подачі суспензії до ротора;
- патрубок 12 для подачі промивної рідини.

Основним елементом установки, рисунок 3.5 а, є центрифуга типу МГ-350 – горизонтальна фільтраційна центрифуга періодичної дії з ножовим вивантаженням осаду, рисунок 3.5 б.



1 – станина; 2 – шарнірна кришка; 3 – ; 4 – фільтруючий (перфорований) циліндричний барабан; 5 – стрічкове гальмо; 6 – шків клинопасової передачі; 7, 9 – поршні механізму зрізання осаду; 8 – ніж для зрізання осаду; 10 – патрубок для подачі суспензії; 11 – патрубок для відведення фугату; 12 – патрубок для подачі промивної рідини; 13 – повітряна витяжка; 14 – триходовий кран для перемикавання руху ножа; 15 – напірний бак; 16 – реостат; 17 – тумблер ланцюга управління; 18 – вольтметр тахометра; 19 – амперметр; 20 – вольтметр

Рисунок 3.5 – Схема дослідної установки

Масло в циліндри поршнів 7 і 9 подається насосом (на схемі не показаний), який має індивідуальний двигун змінного струму. Перемикавання руху ножа 8 здійснюється поворотом триходового крана 14, встановленого на масляних комунікаціях.

Вал ротора центрифуги з'єднаний клинопасовою передачею з електродвигуном постійного струму, який встановлено в нижній частині шафи управління, рисунок 3.5 б.

Напірний бак 15 використовується для приготування суспензії і подачі її в ротор центрифуги. Він обладнаний перемішувачем, показником рівня

заповнення, патрубком для підведення води, патрубком для відведення суспензії і приладом для вимірювання температури.

Параметри основних робочих органів центрифуги наведено в таблиці 3.1.

Таблиця 3.1 – Параметри робочих органів центрифуги

Зовнішній діаметр барабана центрифуги, м	D_H	0,375
Внутрішній діаметр барабана центрифуги, м	$D_{вн}$	0,35
Діаметр переливної кришки барабана центрифуги, м	$D_{пер.}$	0,29
Внутрішня довжина барабана центрифуги, м	$L_{вн}$	0,165
Зовнішня довжина барабана центрифуги, м	L_H	0,185
Діаметр ведучого шківa, м	D_M	0,212
Діаметр веденого шківa, м	D_s	0,12
Діаметр вала у підшипниках, м	d	0,05
Маса ротора, кг	$m_{рот.}$	39,87

3.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

До пуску центрифуги необхідно:

- перевірити наявність заземлення корпусу центрифуги;
- перевірити наявність і цілісність огорожень рухомих частин установки;
- відкрити кришку 2 центрифуги і переконатися у відсутності сторонніх предметів у роторі, закрити кришку 2 і надійно закріпити її відкидними болтами;
- переконатися у відсутності заклинювання клинопасової передачі;
- перед пуском центрифуги попередити про це усіх, хто перебуває біля установки.

Увага! Вмикати установку можна тільки при закритій кришці. Відкривати кришку дозволяється тільки при повній зупинці ротора.

Під час роботи центрифуги:

- не дозволяється торкатися рухомих частин та їх огорожі;

- намагатися не розливати на підлогу рідину та суспензію;
- суворо дотримуватися порядку проведення роботи згідно з методикою;
- після закінчення роботи і вимикання всієї установки очистити робоче місце від вологи, бруду і сторонніх предметів, здати установку лаборанту;
- при будь-якому порушенні режиму роботи установки звертатися до викладача і лаборанта.

Категорично забороняється студентам самотійно ліквідувати несправності обладнання.

3.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ

Схема центрифуги зображена на рисунку 3.5.

1. Приготування суспензії.

Увімкнути тумблер «Вода» на шафі управління і подати в напірний бак 15 задану кількість води $V_{\text{води}}$. Увімкнути тумблер «Мішалка» та засипати в бак 15 зважену кількість дрібнодисперсного матеріалу (перліту) відповідно до одержаного завдання – m_T , кг.

Для утворення суспензії проводити перемішування протягом п'яти хвилин, після чого зупинити перемішуючий пристрій і виміряти об'єм суспензії $V_{\text{суп.}}$, м³.

Підготувати дві ємності для фугату та осаду. Підставити під патрубок 11 ємність для фугату.

2. Підготування центрифуги до роботи.

Відкрити кришку 2 і переконатися у відсутності сторонніх предметів у роторі. Закрити засувку на патрубку 12 (приблизно на половину). Закрити кришку 2 на всі відкидні болти та відкрити повітряну витяжку 13. Перевірити, щоб гальмо 5 було відпущене.

3. Пуск центрифуги.

Вивести реостат 16 у крайнє положення обертанням маховика проти годинникової стрілки. Увімкнути тумблер 17 ланцюга управління і натиснути кнопку «Пуск». Обертаючи маховик реостата 16 за годинниковою стрілкою задати необ-

хідне значення напруги на вольтметрі тахогенератора 18, яка відповідає заданому числу обертів електродвигуна привода центрифуги, n_d , об/с.

Графік залежності числа обертів двигуна від напруги зображений на рисунку 2.6.

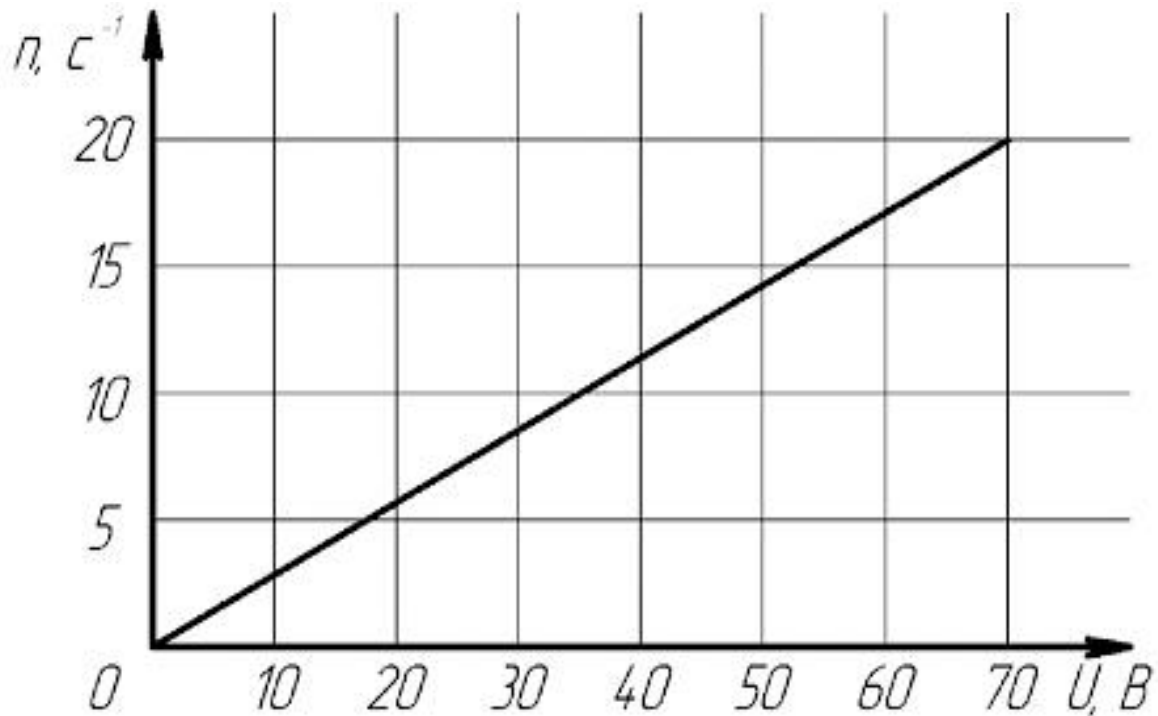


Рисунок 3.6 – Залежність частоти обертання електродвигуна від напруги, що виробляється тахогенератором

Одночасно з вмиканням кнопки «Пуск» запустити секундомір і стежити за показами амперметра 19 і вольтметра 20.

За амперметром 19 виміряти максимальне значення сили струму ($I_{\text{пуску}}$, А), а за вольтметром 20 – максимальне значення напруги ($U_{\text{пуску}}$, В)

Час із моменту вмикання кнопки «Пуск» до виходу двигуна на задане число обертів є часом пускового періоду ($\tau_{\text{пуску}}$, с).

4. Холостий хід центрифуги.

При досягненні заданої частоти обертів електродвигуна привода центрифуги за показами амперметра 19 і вольтметра 20 записати значення сили струму ($I_{\text{хол. х.}}, \text{А}$), а за вольтметром 20 – значення напруги ($U_{\text{хол. х.}}, \text{В}$).

5. Процес центрифугування.

Одночасно з подачею суспензії до ротора запустити секундомір.

За амперметром 19 виміряти максимальне значення сили струму ($I_{\text{под. сусп.}}, \text{А}$), а за вольтметром 20 – максимальне значення напруги ($U_{\text{под. сусп.}}, \text{В}$). Визначити час їх досягнення ($\tau_{\text{под. сусп.}}, \text{с}$) (*без зупинки секундоміра*).

Після встановлення постійних значень сили струму і напруги почати замір часу центрифугування ($\tau_{\text{центриф.}}, \text{с}$) виміряти робочу силу струму ($I_{\text{роб.х.}}, \text{А}$) та робочу напругу ($U_{\text{роб.х.}}, \text{В}$).

Уважно стежити за рівнем суспензії в напірному баці 15. Як тільки суспензія вийде з напірного бака необхідно підставити ємність під патрубок 11. У ній зібрати і виміряти об'єм фугату ($V_{\text{фугату}}, \text{м}^3$), який вийшов із цього моменту до кінця процесу центрифугування.

Виміряти час центрифугування $\tau_{\text{центриф.}}$ від моменту подачі суспензії до центрифуги до кінця виходу фугату.

5. Об'єм осаду.

Зменшити число обертів електродвигуна до 5...6 об/с. Увімкнути тумблер «Маслонасос», і коли тиск масла підніметься до 0,4 МПа, відкрити лоток 3, під який підставити ємність для осаду. За допомогою триходового крана увімкнути механізм 7 для зрізання осаду. Одночасно виміряти тривалість зрізання осаду $\tau_{\text{зріз}}$ (час від підведення до відведення ножа).

6. Зупинка центрифуги.

Вимкнути всі електродвигуни і після зупинки ротора центрифуги 4 відкрити кришку 2. Витерти центрифугу всередині та зовні, осад здати лаборанту, вилити фугат.

Прибрати робоче місце.

За результатами проведеного дослідження занести дані до таблиці 3.2.

Таблиця 3.2 – Результати досліджень

Маса твердої фази (перліту), m_T , кг		
Густина твердої фази (перліту), ρ_T , кг/м ³		
Температура суспензії, $t_{\text{сусп.}}$, °С		
Частота обертання електродвигуна, n_D , об/хв		
Час	холостого пуску, $\tau_{\text{пуску}}$, с	
	холостого ходу, $\tau_{\text{хол}}$, с	
	пуску при подачі суспензії, $\tau_{\text{пуску сусп.}}$, с	
	центрифугування, $\tau_{\text{центриф.}}$, с	
	зрізання осаду, $\tau_{\text{зріз.}}$, с	
Об'єм	води, $V_{\text{води}}$, м ³	
	суспензії, $V_{\text{сусп.}}$, м ³	
	фугату, $V_{\text{фугату}}$, м ³	
	заповненого барабана, $V_{\text{зап. б.}}$, м ³	
Напруга струму	при холостому пуску, $U_{\text{пуску.}}$, В	
	при холостому ході, $U_{\text{хол.х.}}$, В	
	при подачі суспензії, $U_{\text{п о д . с у с п .}}$, В	
	при робочому ході, $U_{\text{роб.х.}}$, В	
Сила струму	при пуску, $I_{\text{пуску.}}$, А	
	при холостому ході, $I_{\text{хол.х.}}$, А	
	при подачі суспензії, $I_{\text{под. сусп.}}$, А	
	при робочому ході, $I_{\text{роб.х.}}$, А	

3.6 АНАЛІЗ ТА ОБРОБКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ

1. Час фільтрації, с:

(3.1)

2. Повний час циклу центрифугування, с:

(3.2)

3. Частота обертання ротора центрифуги, 1/хв:

$$\text{---} \quad (3.3)$$

4. Фактор розділення:

$$\text{-----} \quad (3.4)$$

де $g=9,81$ – прискорення вільного падіння, м/с^2 .

5. Об'єм твердої фази, м^3 :

$$\text{---} \quad (3.5)$$

6. Площа поверхні фільтрації в барабані центрифуги, м^2 :

$$\text{---} \quad (3.6)$$

7. Швидкість фільтрації у центрифугі, м/с :

$$\text{---} \quad (3.7)$$

8. Продуктивність центрифуги, $\text{м}^3/\text{с}$:

– по суспензії:

$$\text{---} \quad (3.8)$$

– по фугату:

$$\text{---} \quad (3.9)$$

– по осаду:

$$\text{---} \quad (3.10)$$

де V – об'єм утвореного осаду, м^3 :

$$\text{---} \quad (3.11)$$

9. Внутрішній об'єм барабана центрифуги, м^3 :

$$\text{---} \quad (3.12)$$

10. Максимальний об'єм заповнення барабана, м^3 :

$$\text{_____} \quad (3.13)$$

11. Ступінь заповнення ротора:

- максимально можливий для даного типу центрифуги:

$$\text{_____} \quad (3.14)$$

- при проведенні дослідів:

$$\text{_____} \quad (3.15)$$

Порівняння отриманих значень _____ та _____ дозволяють встановити відбувалося переливання суспензії через переливну кришку чи ні.

12. Маса суспензії, кг:

$$\text{_____} \quad (3.16)$$

де m_b – маса води, кг:

$$\text{_____} \quad (3.17)$$

де ρ_b – густина води за робочої температури проведення дослідів, кг/м^3 .

13. Густина суспензії, кг/м^3 :

$$\frac{\text{_____}}{\text{_____}} \quad (3.18)$$

де _____ та _____ – масова частка води та твердої фази (перліту) в суспензії, кг/кг :

$$\text{_____} \quad (3.19)$$

14. Маса фугату, кг:

$$\text{_____} \quad (3.20)$$

15. Маса осаду, кг:

$$\text{_____} \quad (3.21)$$

16. Маса води в осаді, кг:

$$\text{_____} \quad (3.22)$$

17. Відносна вологість осаду:

$$\text{_____} \quad (3.23)$$

18. Маса твердої фази, віднесена до 1 м³ фугату, кг/м :

$$\text{_____} \quad (3.24)$$

19. Товщина шару осаду, м:

$$\text{_____} \quad (3.25)$$

20. Середній питомий опір осаду, м/кг:

$$\text{_____} \quad (3.26)$$

де μ – в'язкість рідкої фази за робочої температури проведення досліду, Па·с;

– кутова швидкість обертання ротора, рад/с:

$$(3.27)$$

21. Опір фільтруючої перегородки, віднесений до одиниці в'язкості:

$$\text{_____} \quad (3.28)$$

22. Реальна потужність двигуна при пуску, Вт:

$$(3.29)$$

23. Реальна потужність холостого ходу, Вт:

$$(3.30)$$

24. Потужність робочого ходу, Вт:

$$(3.31)$$

25. Теоретичне значення потужності, яка затрачається на подолання інерції ротора, Вт:

$$\text{_____} \quad (3.32)$$

де I_p – момент інерції ротора ($I_p=1,1345$, кг·м²).

26. Теоретичне значення потужності, яка витрачається на подолання інерції суспензії, Вт:

$$\text{-----} \quad (3.33)$$

27. Допустимий ексцентриситет центра тяжіння ротора, м:

$$\text{-----} \quad (3.34)$$

28. Відцентрована сила, що діє на ротор, Н:

$$\text{-----} \quad (3.35)$$

де m – маса суспензії в об'ємі $V_{\text{зап. б}}$, кг:

$$\text{-----} \quad (3.36)$$

29. Теоретичне значення потужності, яка витрачається на подолання тертя в підшипниках, Вт:

$$\text{-----} \quad (3.37)$$

де f – коефіцієнт тертя у підшипниках ($f = 0,08$).

30. Теоретичне значення потужності, яка витрачається на тертя ротора центрифуги по повітрю, Вт:

$$\text{-----} \quad (3.38)$$

де $\rho_{\text{пов}}$ – густина повітря при температурі проведення дослідів, кг/м^3 ; D_0 – діаметр внутрішнього шару суспензії, м:

$$\frac{\text{-----}}{\text{-----}} \quad (3.39)$$

31. Теоретичне значення потужності в пусковий період, Вт:

$$\text{-----} \quad (3.40)$$

32. Теоретична потужність при центрифугуванні, Вт:

$$\text{-----} \quad (3.41)$$

33. Тиск суспензії, Па:

$$\text{-----} \quad (3.42)$$

Аналіз та узагальнення результатів дослідження

Провести порівняння теоретичних і дійсних витрат потужності та пояснити відмінності між ними. Виконати розрахунок похибок.

3.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Наведіть класифікацію центрифуг.
2. Проаналізуйте область застосування центрифуг
3. Який процес називають центрифугуванням.
4. Проаналізуйте конструкцію горизонтальної фільтраційної центрифуги періодичної дії з ножовим видаленням осаду.
5. Проаналізуйте область застосування фільтраційних центрифуг.
6. Проаналізуйте область застосування основних стадій у фільтраційних центрифугах.
7. Проаналізуйте що впливає на швидкість центрифугування і чистоту розділених компонентів суспензії
3. Проаналізуйте основні моделі структури осаду.
4. Проаналізуйте математичний опис основних стадій відцентрового розділення.
5. Проаналізуйте рівняння фільтрації для суспензії.
6. Проаналізуйте математичну модель видалення рідини з осаду.
7. Проаналізуйте поняття фактор розділення.

3.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Процеси та обладнання хімічної технології [Текст]: підруч. У 2 ч./ Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л.Рябцев. К.: НТУУ "КПІ", 2011. – Ч. 1. – 300 с.
2. Процеси і апарати хімічної технології [Текст]: підручн. / Л.П. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГОБЛИНСЬКА, В.А. ЛЕЩЕНКО, І.А. НЕЧИПОРЕНКО, І.С. ЧЕРНИШОВА – Харків. НТУ «ХПІ» – 2009 р. 632 с.
3. Дубинін А.І. Процеси та апарати хімічної технології / Дубинін А.І., Гаврилів Р.І., Гузьова І.О. за ред . Дубиніна А.І. – Львів. Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2012 – 360 с.
4. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Часть 1. – М.: Химия, 1995. – 400 с.
5. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков В.Н. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
6. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. – М.: Химия, 1987. – 490 с.
7. Дослідження роботи фільтраційної центрифуги: Метод. вказівки до проведення НДРС з курсу «Процеси та апарати хімічних і нафтопереробних виробництв» для студентів інженерно-хімічного та хіміко-технологічного факультетів всіх форм навчання / Укл.: О.Г. Зубрій, Я.М. Корнієнко, О.О Семінський – К.: НТУУ «КПІ», 2008. – 16 с.

4 ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ МІШАЛОК ДЛЯ ПЕРЕМІШУВАННЯ РІДИН

4.1 ВСТУП

Перемішування рідких середовищ, пастоподібних і твердих сипучих матеріалів – один з найбільш розповсюджених процесів хімічної технології. Найчастіше в техніці зустрічаються процеси перемішування рідких середовищ.

Під перемішуванням рідких середовищ слід розуміти процес багатократного відносного переміщення макроскопічних елементів об'єму рідкого середовища під дією імпульсу, що передається середовищу механічною мішалкою, струменем газу чи рідини.

Перемішування рідких середовищ застосовують для вирішення наступних основних задач:

1) інтенсифікації процесів тепло- та масообміну, в тому числі при наявності хімічної реакції;

2) рівномірного розподілення твердих частинок в об'ємі рідини (при приготуванні суспензій), а також рівномірного розподілення і подрібнення до заданої дисперсії рідини в рідині (при приготуванні емульсій) або газу в газі (при барботуванні) [1...5].

В промисловості найбільш поширені процеси механічного перемішування, що здійснюються за допомогою перемішувачів, які складаються з однієї або декількох пар лопатей різної форми.

При складанні методичних вказівок використано матеріали методичних вказівок [1...9].

Метою роботи є експериментальне дослідження енергетичних витрат на перемішування рідин при різних режимах проведення процесу.

У зв'язку з поставленою метою можна сформулювати наступні задачі дослідження:

1. Експериментально визначити потужність, що витрачається на перемішу-

вання в залежності від типу мішалки, числа обертів і фізичних властивостей рідини.

2. Узагальнити експериментальні дані.
3. Зіставити отримані дані з даними інших досліджень.

4.2 ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ

Матеріал викладено за авторами [1...9].

Перемішування широко використовується в хімічній промисловості для приготування суспензій, емульсій і розчинів, а також для інтенсифікації процесів масо- і теплообміну, завдяки безперервному оновленню поверхні взаємодії речовин. Основні процеси хімічної технології наведені на схемі.

Механічне перемішування засноване на безпосередньому підведенні енергії в об'єм середовища за допомогою спеціальних пристроїв - механічних мішалок, що відрізняються конструктивним виконанням і швидкохідністю. Механічне перемішування завдяки своїй порівняльній простоті, а також різноманітності типорозмірів і конструкцій мішалок є універсальним засобом для перемішування малов'язких і в'язких середовищ, тому воно широко застосовується в різних галузях промисловості.

Циркуляційне перемішування засноване на створенні багатократних циркуляційних потоків в об'ємі середовища за допомогою спеціально вмонтованого в апараті або винесеного за його межі струминного або відцентрового насоса. Циркуляційне перемішування застосовують переважно для малов'язких середовищ за необхідності інтенсифікувати процеси теплообміну і масопереносу або підтримувати частинки твердої фази в завислому стані.

Пневматичне (барботаже) перемішування здійснюють за допомогою продування через шар середовища, що перемішується, потоків стислого повітря, газу або водяної пари, диспергованих на дрібні пухирці та струмені. Застосування цього способу доцільно в тих випадках, коли одночасно з перемішуванням проходять процеси охолодження або нагрівання, насичення води киснем або іншим газом (на-

приклад, діоксидом вуглецю) та компоненти газу вступають із компонентами рідини в масообмінну або хімічну взаємодію.

Гідравлічне (інерційне) перемішування здійснюється безпосередньо в потоках рухомого середовища або в спеціальному пристрої за допомогою багатократної зміни напрямку руху і швидкості потоків при їхньому спільному русі, а також при організації штучної турбулізації взаємодіючих фаз. Застосування цього способу пов'язане зі значними втратами енергії на тертя та гідравлічний опір.

Механічні мішалки, що використовуються в промисловості, класифікують за такими класифікаційними ознаками:

за характером виробництва:

- для нетоксичних вибухо- та пожаробезпечних середовищ;
- для токсичних вибухо- та пожаронебезпечних середовищ;
- для середовищ з особливими властивостями (апарати з герметичним приводом);

за режимом роботи:

- під наливом;
- під тиском;
- без теплообмінних пристроїв;
- з теплообмінним пристроєм;

за способом установлення: вертикальні та горизонтальні;

за конструкцією та методами виготовлення корпусу:

- сталеві (зварні);
- відлиті;
- зі знімною кришкою;
- із незнімною кришкою;
- гумовані;
- емальовані;
- з кольорових металів;

за конструкцією внутрішніх пристроїв:

- гладкостінні;

- з відбивальними перегородками;
- з циркуляційною трубою;
- секційні;
- нестандартні.

В промисловості для перемішування переважно використовують механічні мішалки з обертовим рухом. При роботі таких мішалок виникає складний тривимірний рух рідини (тангенційний, радіальний, аксіальний) з переважаючою коловою складовою швидкості. Тангенційна течія, що утворюється при роботі всіх типів мішалок, є першочерговою, тобто середнє значення колової (тангенційної) складової швидкості (w_t) суттєво перевищує середні значення як радіальної (w_r), так і аксіальної або осьової (w_a), складових (рисунки 4.1).

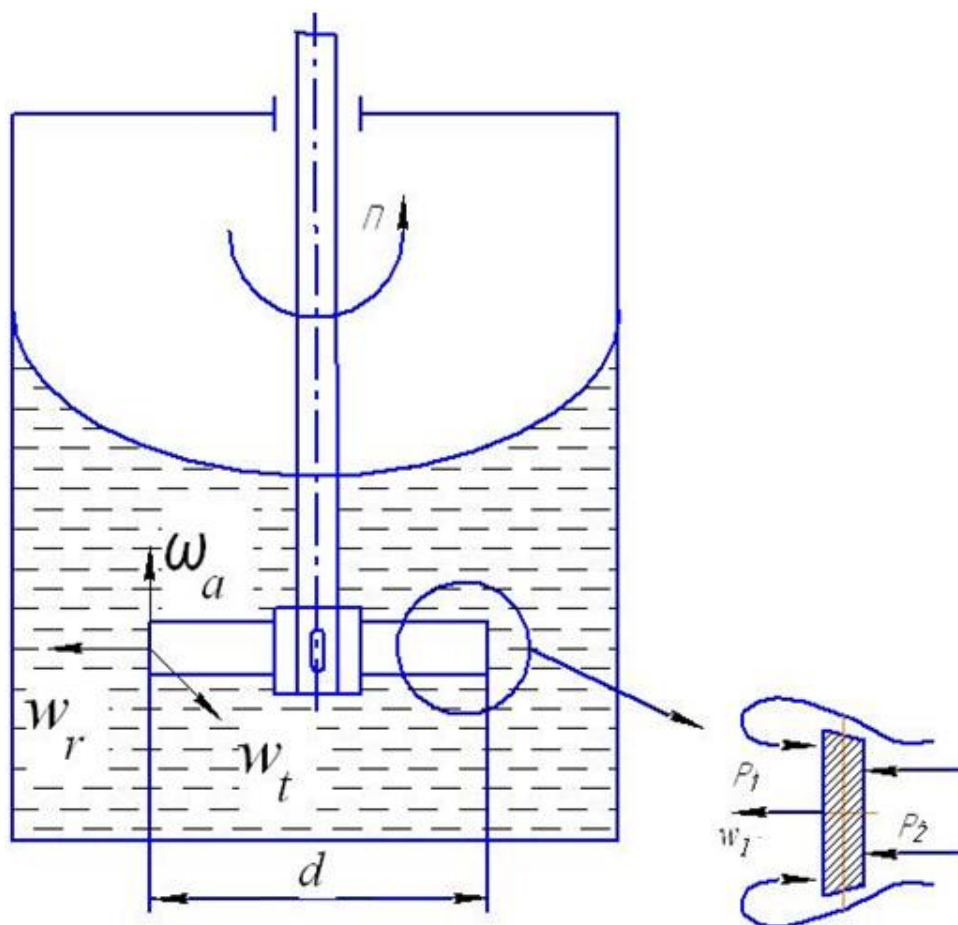


Рисунок 4.1 – Розподіл швидкостей в апараті з мішалками

Зі збільшенням швидкості руху на початковому етапі набувають суттєвих значень сили інерції. Примежовий шар відривається від поверхні мішалки, внаслідок чого за нею утворюються вихори.

При цьому найбільша швидкість спостерігається біля країв лопатей, при чому згідно з рівнянням Бернуллі в зоні вихроутворення тиск буде меншим, ніж у рідині, попереду лопаті. Різниця тисків, що створюється, визначається потужністю, яка витрачається на перемішування.

Для обертального руху рідини систему рівнянь Нав'є–Стокса в циліндричній системі координат можна записати в такому вигляді [1]:

$$\begin{cases} \frac{\partial p}{\partial r} = \rho \frac{w_t^2}{r} \\ \mu \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{1}{r} \frac{\partial (v_r r)}{\partial r} \right) = 0 \\ \frac{\partial p}{\partial z} = -\rho g \end{cases} \quad (4.1)$$

Враховуючи складність системи (4.1) і наявність турбулентних явищ, для опису процесів при перемішуванні використовують критеріальні залежності. В узагальненій формі ця залежність може бути представлена у вигляді залежності критерію Ейлера від критеріїв Рейнольдса і Фруда [1]:

$$Eu = f(Re, Fr) \quad (4.2)$$

Критерії подібності в рівнянні (4.2) визначаються за наступними залежностями.

Критерій Ейлера:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho \cdot w^2}, \quad (4.3)$$

де Δp – перепад тиску, Па, ρ – густина рідини, кг/м³; w – швидкість течії рідини, м/с.

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (4.4)$$

де d – визначальний розмір (діаметр мішалки), м; μ – коефіцієнт динамічної в'язкості. Па·с.

Критерій Фруда:

$$\text{Fr} = \frac{w^2}{gd}. \quad (4.5)$$

Лопаті мішалки, зазвичай, достатньо глибоко занурені в рідину, тому вплив сили тяжіння, що пов'язана з утворенням хвиль на поверхні рідини, можна не враховувати, а з рівняння (4.2) виключити критерій Фруда. Окрім цього, критерії Ейлера та Рейнольдса мають бути модифіковані для умов перемішування рідини.

Якщо мішалка являє собою лопаті, насаджені на вал, що обертається, то лінійну швидкість рідини, яка переміщується, у першому наближенні можна вважати пропорційною кутовій швидкості мішалки:

$$w = k_1 \pi d n, \quad (4.6)$$

де k_1 – константа пропорційності, n – частота обертання мішалки, с^{-1} .

Тоді критерій Рейнольдса можна представити у вигляді:

$$\text{Re} = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{k_1 \cdot \pi \cdot d \cdot n \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (4.7)$$

Сталі безрозмірні множники k_1 та π можуть бути виключені з рівняння (4.7). Тоді отримаємо модифікований критерій Рейнольдса для випадку механічного перемішування в рідкому середовищі у вигляді:

$$\text{Re}_M = \frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu}, \quad (4.8)$$

В рівнянні (4.3) величину Δp можна замінити ґрунтуючись на таких припущеннях. Якщо рідина циркулює під дією мішалки по заданому контуру, то потужність мішалки можна визначити як потужність насоса зі співвідношення:

$$N = V_c \cdot \Delta p, \quad (4.9)$$

де V_c – об'єм переміщеної рідини, $\text{м}^3/\text{с}$; Δp – перепад тиску, Па.

Звідси:

$$\Delta p = \frac{N}{V_c}. \quad (4.10)$$

V_c можна знайти як добуток об'єму рідини в апараті на кратність циркуляції:

$$V_c = V \cdot m = f \cdot H \cdot m. \quad (4.11)$$

де f – площа перерізу апарата, м^2 , H – робоча висота апарата, м; m – кратність циркуляції, с^{-1} .

Геометричні розміри апарата можна виразити через розміри мішалки:

$$f = k_2 d^2, \quad (4.12)$$

$$H = k_3 d. \quad (4.13)$$

де k_2, k_3 – коефіцієнти пропорційності.

Крім того, кратність циркуляції може бути виражена як величина, пропорційна частоті обертів мішалки:

$$m = k_4 n. \quad (4.14)$$

З урахуванням рівнянь (4.6) та (4.10)–(4.14) критерій Ейлера набуває вигляду:

$$\text{Eu} = \frac{N}{k_1^2 k_2 k_3 k_4 \rho n^3 d^5}. \quad (4.15)$$

Виключивши з рівняння (4.15) сталі коефіцієнти пропорційності, отримаємо модифікований критерій Ейлера, для випадку перемішування в рідкому середовищі:

$$\text{Eu}_M = \frac{N}{\rho n^3 d^5}. \quad (4.16)$$

В літературі модифікований критерій Ейлера також називають критерієм потужності і позначають

$$K_N = Eu_M = \frac{N}{\rho n^3 d^5}$$

Отже, критеріальне рівняння, що характеризує рух рідини в апараті під час перемішування, можна записати у вигляді:

$$Eu_M = f(Re_M), \quad (4.17)$$

що підтверджується на практиці.

Типові графіки залежності $Eu_M = f(Re_M)$ для мішалок різних типів і модифікацій представлені на рисунках 2 та 3 [6]. Характеристик мішалок, для яких зазначені залежності представлені на рисунку 4.1, наведені в [1], а для яких – на рисунку 2 в [7].

Крім того, залежність (4.17) часто представляється у форму степеневого рівняння виду:

$$Eu_M = C Re_M^m, \quad (4.18)$$

де C - коефіцієнт пропорційності, m – показник степеня. Ці величини мають бути визначені за результатами експериментів. З рисунків (4.1) та (4.2) неважко бачити, що показник степеня m як правило має від'ємне значення.

Для геометрично подібних апаратів з якірною мішалкою, модифікований критерій Ейлера можна визначити за виразами [7]:

Для геометрично подібних апаратів з якірною мішалкою, модифікований критерій Ейлера можна визначити за виразами [7]:

для $Re_M \in [1, 20]$:

$$Eu_M = \frac{198}{Re_M}, \quad (4.19)$$

для $Re_M \in [60, 300000]$:

$$Eu_M = \frac{3,14}{Re_M}, \quad (4.20)$$

Корисна потужність може бути визначена за значенням критерію Ейлера (критерію потужності) з рівняння (4.16).

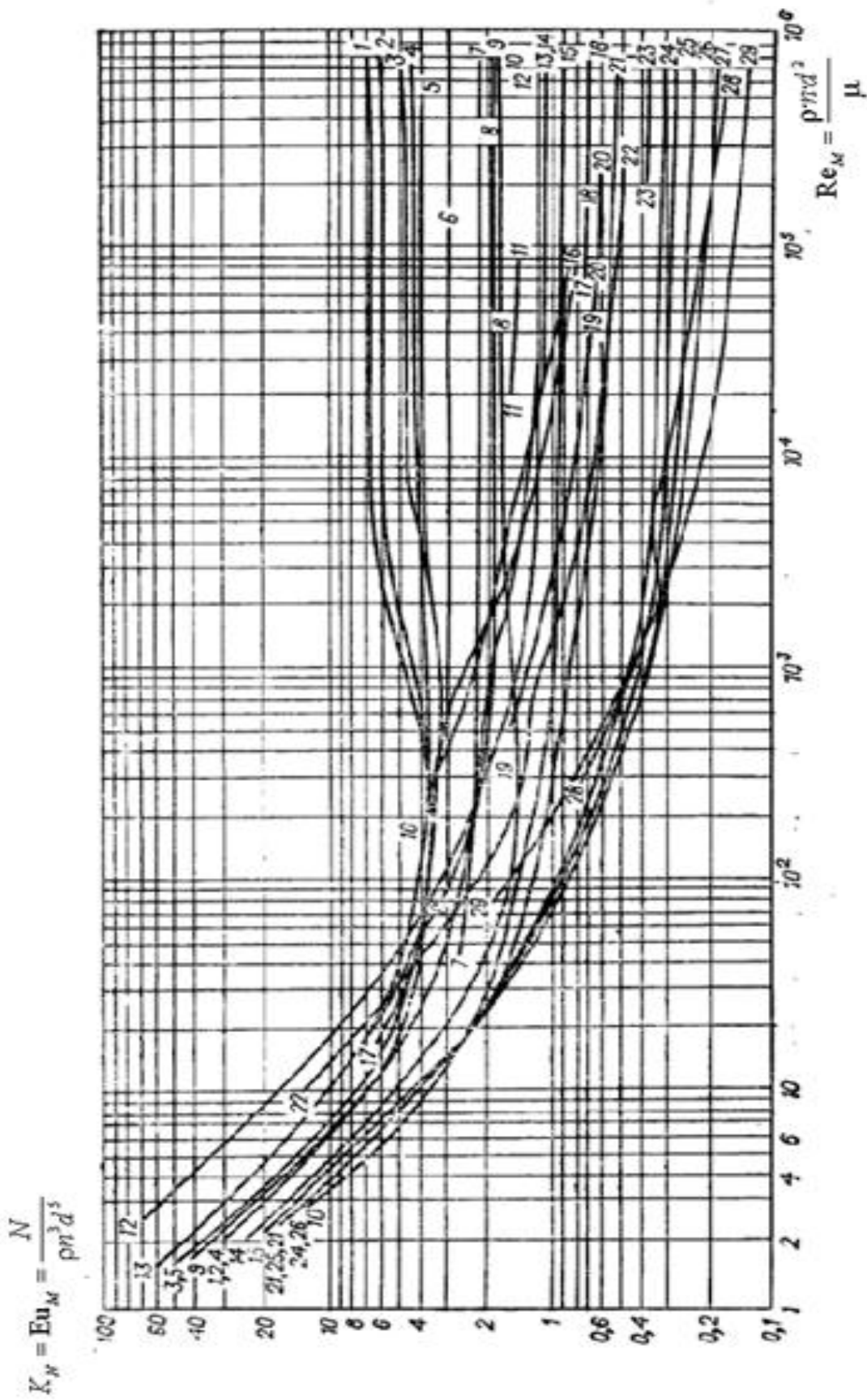


Рисунок 4.2 – Залежності критерію Ейлера від критерію Рейнольдса для лопатевих і турбінних мішалок [4]

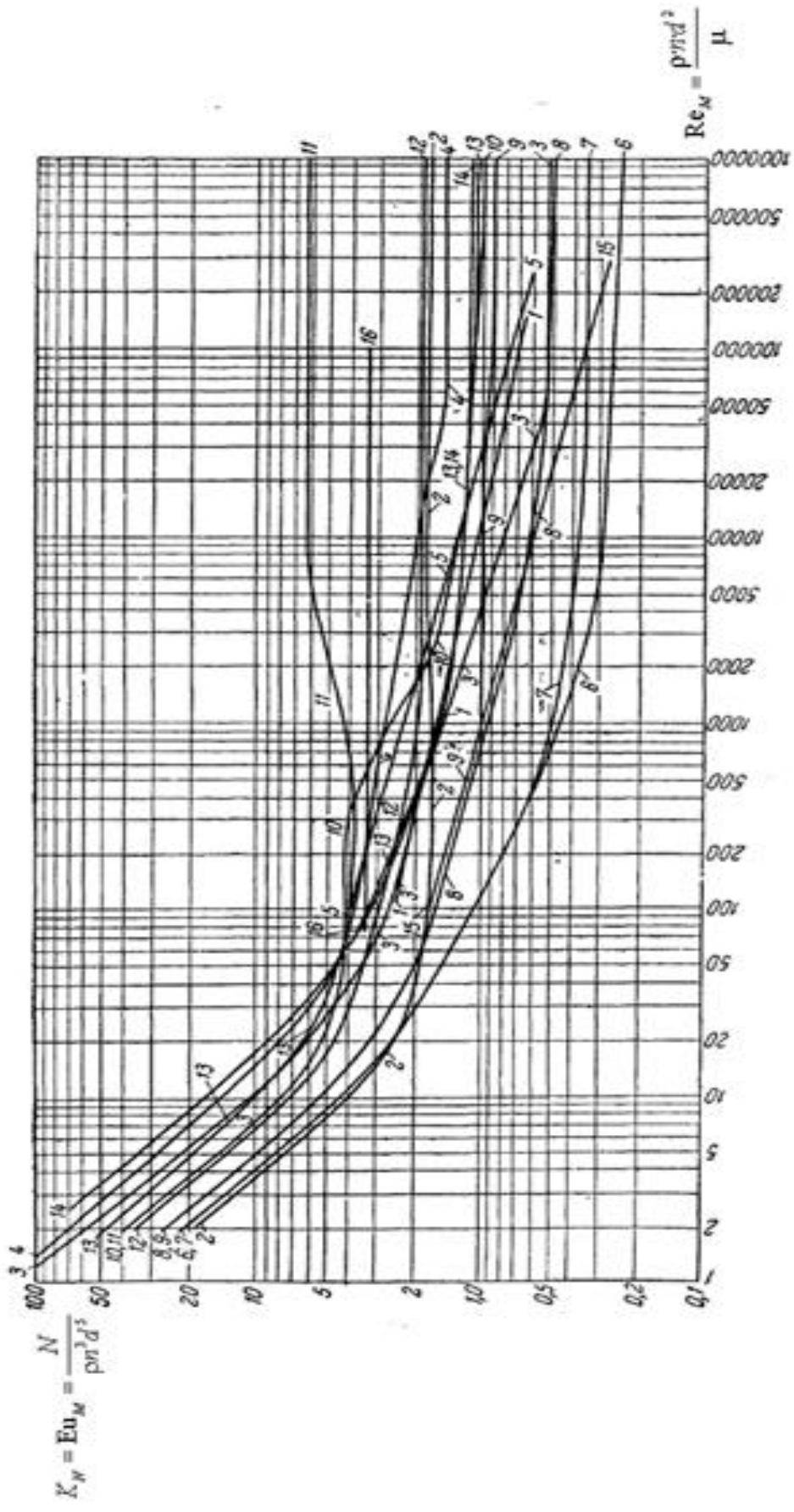


Рисунок 4.3 – Залежності критерію Ейлера від критерію Рейнольдса для мішалок для різних конструкцій [5]

4.3 ОПИС ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ

Характеристика установки наведена в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 – Характеристика установки

Параметр	Значення
Об'єм реактора, дм ³	25
Температура у реакторі (регульована), °С	До 100
Потужність електронагрівачів, кВт	2
Температура холодного теплоносія, °С	8-20
Витрата холодного теплоносія, дм ³ /с	до 0,05

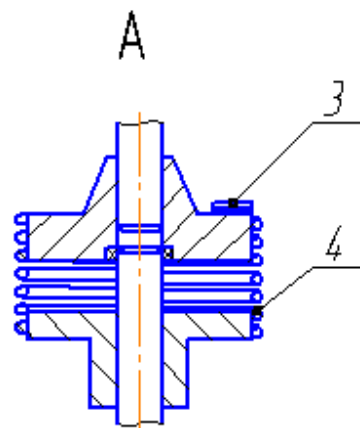
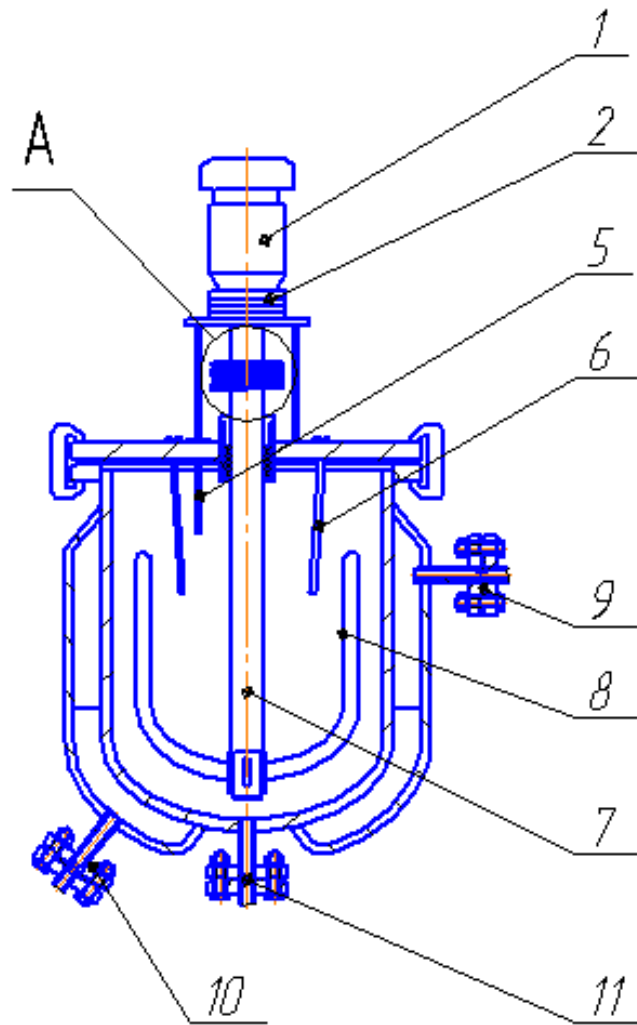
Основним елементом установки є апарат з мішалкою, який представлений на рисунку 4.1. Апарат це емальована ємність циліндричної форми діаметром 325 мм, з якірною мішалкою діаметром 270 мм.

В апараті передбачена можливість застосування мішалок різного типу. Мішалка приводиться в рух від двигуна постійного струму 1 через планетарний редуктор 2. На валу 7 мішалки 8 встановлено прилад вимірювання крутного моменту 5 та передавач імпульсів 6, сигнали від якого передаються на щит керування. Для підтримання температурного режиму в апараті передбачено оболонь для подачі теплоносія (або холодоагенту) та два електричні нагрівачі 6. Температура вимірюється термопарами, які встановлені в щупі 5. Число обертів мішалки вимірюється за допомогою лічильника імпульсів 11 на щиті керування (рисунок 4.2).

Регулювання обертів двигуна здійснюється шляхом зміни напруги, за допомогою лабораторного автотрансформатора (ЛАТРА).

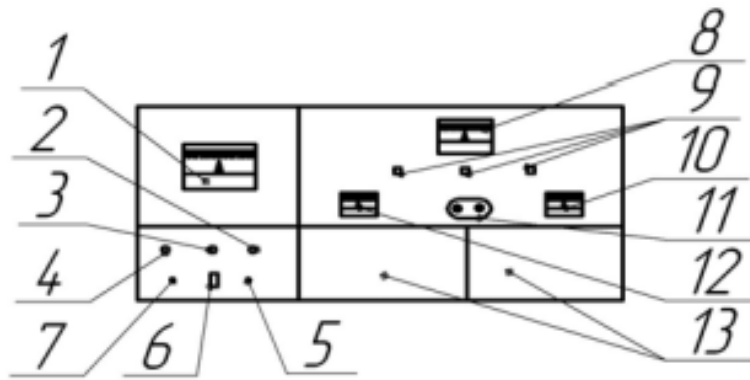
4.4. ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

Основними факторами небезпеки при роботі з установкою є механічний (пов'язаний з наявністю відкритих рухомих елементів) та електричний (пов'язаний з використанням на установці електрообладнання та рідин). Тому при виконанні роботи необхідно дотримуватися таких правил техніки безпеки:



1 – двигун постійного струму; 2 – планетарний редуктор; 3 – передавач імпульсів; 4 – пружинна муфта; 5 – щуп з термопарами; 6 електричний нагрівач; 7 – вал; 8 – мішалка; 9 – штуцер для входу теплоносія; 10 – штуцер для виходу теплоносія; 11 – штуцер для виходу середовища

Рисунок 4.1 – Схема експериментальної установки



1 – електричний потенціометр ЕПП-09; 2 – регулятор частоти обертання мішалки; 3 – багатопозиційний перемикач; 4 – регулятор потужності нагрівачів; 5 – тумблер вмикання нагрівачів; 6 – автомат вмикання установки; 7 – тумблер вмикання нагрівача; 8 – пристрій задавання температурного режиму; 9 – сигнальні лампи установки; 10 – реєстратор крутного моменту; 11 – лічильник імпульсів; 12 – ватметр; 13 – інформаційні матеріали.

Рисунок 4.2 – Загальний вид щита керування

1. Перед вмиканням установки перевірити справність заземлення установки. Вмикати установку при наявності оголених дротів та клем заборонено.
2. Перед пуском перевірити герметичність установки та відсутність контакту рідин з електрообладнанням.
3. При роботі установки не допускається торкатися рухомих частин обладнання та електродвигуна.
4. До роботи на установці не допускають особи у верхньому одязі та в шарфах. Довге волосся обов'язково має бути підв'язане.

4.5 ПОРЯДОК ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ

Досліди з визначення витрат потужності на перемішування починається з визначення потужності холостого ходу, тобто потужності, що витрачається в елект-

родвигуні, редукторі, підшипниках, а також. Що на подолання сил інерції деталей, що обертаються в залежності від числа обертів.

Для цього з апарату зливається рідина для перемішування і на порожньому апараті при різних числах обертів фіксується потужність холостого ходу, заносючи дані в таблицю 4.2. Заміри повторити 6–10 раз при різних значеннях обертів мішалки.

На другому етапі апарат заповнюється раніше зливою рідиною і повторюються ті ж самі заміри, але при заповненому апараті, заносючи дані в таблицю 4.2.

Таблиця 4.2 – Результати вимірювання

№ пп	$\sum n$	τ	N_{xx}	$N_{пов}$	$N_{кор}$	$t_{сер}$	Параметри рідини	
	об	с	Вт	Вт	Вт	°С	густина	в'язкість
							$\rho, \text{кг/м}^3$	$\mu, \text{Па}\cdot\text{с}$
1								
2								
3								
4								
5								
6								
7								
8								
9								
10								

У випадку ускладнення зі зливанням і заливанням рідини допускається проводити досліди лише на робочому ході, а потужність холостого ходу визначати за графіком (рисунок 4.3).

При цьому порядок вмикання та вимикання установки наступний:

1. Включити щит керування за допомогою автомата вмикання установки 6.

При цьому загораються сигнальні лампи установки.

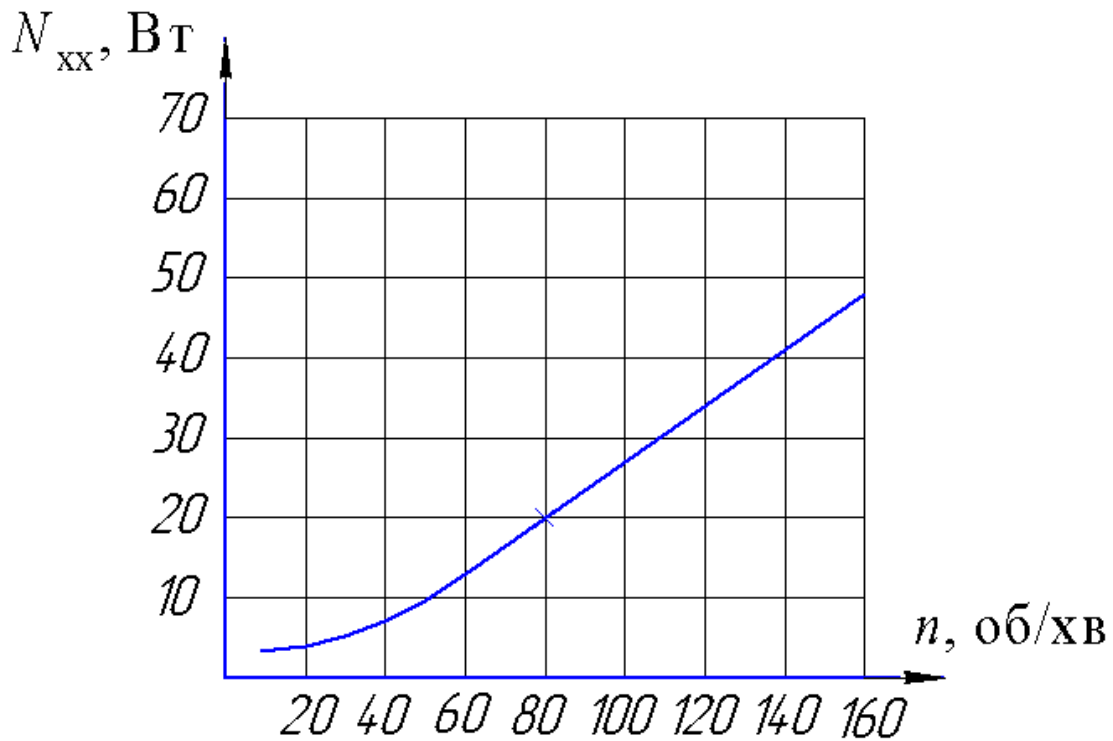


Рисунок 4.3 – Графік залежності потужності холостого ходу від кількості обертів

2. Вмикається подача живлення електродвигуна за допомогою тумблера 5.
3. Плавним обертанням регулятора частоти обертання мішалки 2 встановлюється первинна напруга (приблизно 10 В).
4. Увімкнути тумблер на лічильнику імпульсів 11 і за допомогою секундоміра визначити частоту обертів мішалки.
5. Заміряти температуру рідини.
6. Виміряти потужність двигуна за допомогою ватметра 12.

4.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕННЯ

За результатами досліджень (таблиця 4.2) виконати такі розрахунки:

1. Корисна потужність, як різниця повної потужності і потужності холостого ходу, Вт:

$$N_{\text{кор}} = N_{\text{пов}} - N_{\text{хх}} \quad (4.21)$$

2. Частота обертання мішалки:

$$n = \frac{\sum n}{\tau} \quad (4.22)$$

3. Модифікований критерій Рейнольдса:

$$\text{Re}_M = \frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu} \quad (4.23)$$

4. Модифікований критерій Ейлера (критерій потужності) за результатами вимірювань:

$$\text{Eu}_M = K_N = \frac{N_{\text{кор}}}{\rho \cdot n^3 \cdot d^5} \quad (4.24)$$

5. Теоретичне значення модифікованого критерію Ейлера (критерію потужності) Eu_M^T залежно від режиму, який визначається за значенням модифікованого критерію Рейнольдса, розраховується за формулами (4.19) та (4.20). У випадку, коли значення модифікованого критерію Рейнольдса не потрапляють у межі застосування цих формул можна скористатися кривою 15 на рисунку 2.

Результати розрахунків звести в таблицю 4.3.

За результатами розрахунків побудувати графік залежностей корисної потужності від частоти обертання ($N_{\text{кор}} = f(n)$) в Декартовій системі координат, а також графіки залежності в критерію Ейлера (теоретичних та практичних значень) від модифікованого критерію Рейнольдса ($\text{Eu}_M = f(\text{Re}_M)$ та $\text{Eu}_M^T = f(\text{Re}_M)$) в логарифмічній системі координат.

Залежність $\text{Eu}_M = f(\text{Re}_M)$ дозволяє визначити параметри критеріального рівняння для розрахунку модифікованого критерію Ейлера. Як зазначалося раніше, такі залежності представляють у вигляді степеневих функцій. Шляхом їх логарифмування можна отримати:

$$\lg \text{Eu}_M = \lg C + m \lg \text{Re}_M \quad (4.25)$$

або

$$\lg \text{Eu}_M = m \lg \text{Re}_M + \lg C \quad (4.26)$$

Таблиця 4.3 – Результати розрахунків

№ п/п	n, c^{-1}	$N_{кор}, Вт$	Re_M	Eu_M	Eu_M^T
1					
2					
3					
4					
5					
6					
7					
8					
9					
10					

Отже, отримане рівняння (4.26) є рівнянням прямої в логарифмічних координатах (рисунок 4.5).

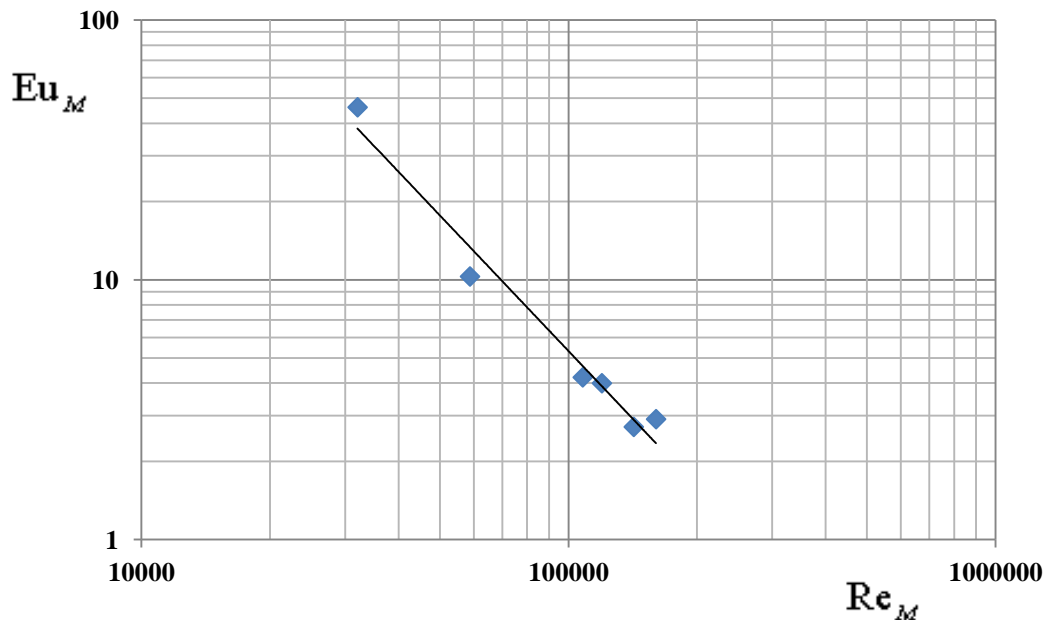


Рисунок 4.5 – Залежність модифікованого критерію Ейлера від модифікованого критерію Рейнольдса

Апроксимацію можна здійснити двома методами – графічним та аналітич-

ним.

При графічному методі вільний член в рівнянні (4.26) визначається довжиною відрізка, який відсікає пряма на осі ординат, а коефіцієнт m – як тангенс кута нахилу прямої відносно осі абсцис (рисунок 4.6). Однак, за результатами вимірювань, як правило, отримуються прямі з різким нахилом, що ускладнює знаходження вільного члена в рівнянні (4.26). Тому при обробці експериментальних даних необхідно користуватися аналітичним методом. Як варіант можна скористатися програмою Excel (Приклад наведено у додатку А).

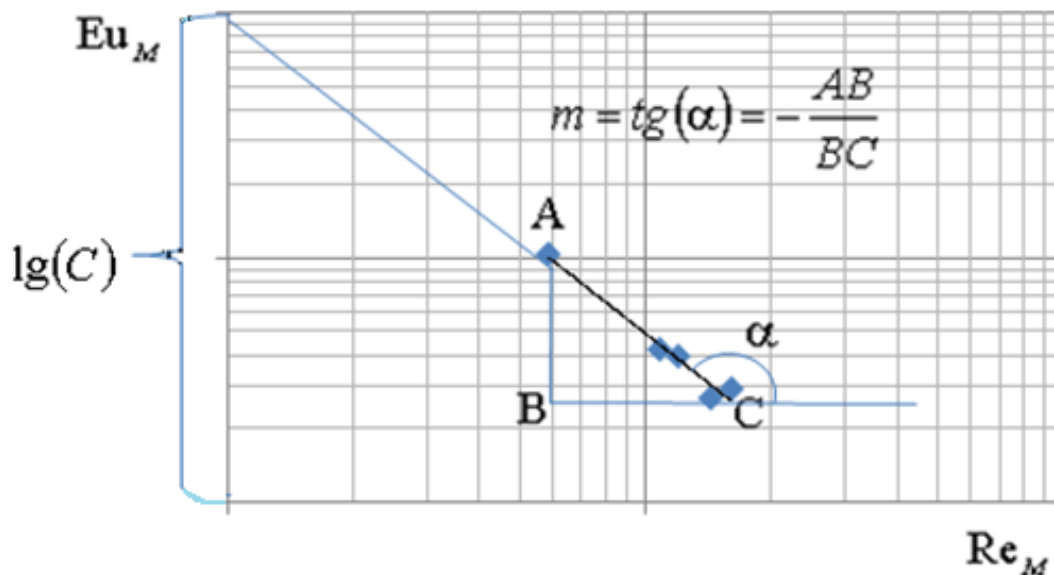


Рисунок 4.6 – Графічний метод знаходження коефіцієнтів в критеріальному рівнянні

В розглядуваному випадку найбільш доцільним є метод найменших квадратів, якій полягає в такому [7]. Розраховуються значення логарифмів модифікованого критерію Рейнольдса, $x_i = \lg \left(\text{Re}_M \right)$, та модифікованого критерію Ейлера, $y_i = \lg \left(\text{Eu}_M \right)$, а також значення x_i^2 та $x_i \cdot y_i$ і суми всіх величин – $\sum x_i$, $\sum y_i$, $\sum x_i^2$ та $\sum x_i \cdot y_i$. Всі результати зводяться в таблицю 4.4.

Таблиця 4.4 – Знаходження коефіцієнтів в критеріальному рівнянні аналітичним методом

№ пп	Re _M	Eu _M	x _i = lg Re _M	y _i = lg Eu _M	x _i ²	x _i ·y _i
1						
2						
3						
4						
5						
6						
7						
8						
8						
10						
Сума:						

Коефіцієнти регресії розраховуються за формулами:

$$m = \frac{n \left(\sum_{i=1}^n x_i \cdot y_i \right) - \sum_{i=1}^n x_i \cdot \sum_{i=1}^n y_i}{n \sum_{i=1}^n x_i^2 - \left(\sum_{i=1}^n x_i \right)^2} \quad (4.27)$$

$$B = \frac{\sum_{i=1}^n x_i^2 \cdot \sum_{i=1}^n y_i - \sum_{i=1}^n x_i \cdot \sum_{i=1}^n x_i \cdot y_i}{n \sum_{i=1}^n x_i^2 - \left(\sum_{i=1}^n x_i \right)^2} \quad (4.28)$$

Тоді значення константи *C* у рівнянні (4.18) буде дорівнювати:

$$C = 10^B \quad (4.29)$$

Отже, критеріальне рівняння за результатами експериментів запишеться у

вигляді:

$$Eu_M = C Re_M^m \quad (4.30)$$

Необхідно зазначити, що показник степеня m зазвичай виходить від'ємним.

За результатами роботи зробити висновки.

4.7 КОНТОРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Проаналізуйте поняття ньютонівської рідини.
2. Проведіть класифікацію рідин в залежності від в'язкості.
2. Проаналізуйте типи мішалок та випадки їх застосування.
3. Обґрунтуйте методику визначення величини K_N в залежності від типу мішалки.
4. Обґрунтуйте методику визначення величини Re_M .
5. Проаналізуйте, від чого залежить потужність при перемішуванні.
6. Проаналізуйте, що таке автономний режим при перемішуванні.

4.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Процеси та обладнання хімічної технології [Текст]: підруч. У 2 ч./ Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л.Рябцев. К.: НТУУ "КПІ", 2011. – Ч. 1. – 300 с.
2. Процеси і апарати хімічної технології [Текст]: підручн. / Л.П. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГОБЛИНСЬКА, В.А. ЛЕЩЕНКО, І.А. НЕЧИПОРЕНКО, І.С. ЧЕРНИШОВА – Харків. НТУ «ХПІ» – 2009 р. 632 с.
3. Дослідження процесу перемішування рідини : метод. вказівки до викон. лабораторної роботи з курсу «Процеси та апарати хімічних виробництв» / Укл. : М. П. Швед, А. Р. Степанюк. – К. : НТУУ «КПІ», 2008. – 14 с.
4. Стренк Ф., Перемешивание и аппараты с мешалками, Л., «Химия», 1975, 383 с.

5. Плановкий А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. – М.:Госхимиздат, 1962. – 844 с.
6. Ахназарова С.Л., Кафаров В.В. Методы оптимизации эксперимента в химической технологии: Учеб. пособие. Для хим.- технол. спец. вузов. – 2-е. мзд., перераб. и доп. – М.: Высш. шк., 1985. – 327 с., ил.
7. Вукалович М.Л., Ривкин С.Л., Александров А.А. Таблицы теплофизических свойств воды и водяного пара, М., Изд. стандартов, 1968, 408 с.
8. Штербачек З., Тауск П. Перемешивание в химической промышленности, Пер. с чешск. под. ред. И. С. Павлушенко, Л., ГХИ, 1963, 416 с.

5 ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ

5.1 ВСТУП

При складанні методичних вказівок використано матеріали методичних вказівок [1...9].

Спосіб псевдозрідження – це один з ефективних методів інтенсифікації тепло- і масообмінних процесів між твердим тілом і газом (рідиною).

Велика поверхня частинок в одиниці об'єму псевдо зрідженого шару та інтенсивне їх перемішування забезпечують сприятливі умови для виконання цілого ряду важливих технологічних процесів, а саме сушіння, обпалювання, каталіз та інші. Тому апарати із псевдозрідженим (киплячим) шаром широко впроваджуються в промисловості.

Висока ефективність апаратів із псевдо зрідженим шаром обумовлена особливостями гідродинаміки шару, тому дослідження гідродинамічних характеристик псевдо зрідженого шару та газорозподільного пристрою має важливе практичне значення.

При дослідженні гідродинаміки псевдо зрідженого шару (ПШ) матеріалу певного дисперсного складу і конкретного газорозподільного пристрою, ставляться такі задачі.

– визначити залежність між швидкістю зріджуючого агента (газу) і перепадом тиску на ПШ;

– визначити критичну швидкість початку псевдозрідження W_0 , швидкість виносу W_B і максимальне число псевдозрідження

$$K_{\max} = \frac{W_B}{W_0};$$

– визначити залежність між числом псевдозрідження і ступенем розширення шару;

– визначити коефіцієнт гідравлічного опору газорозподільного пристрою (ГРП);

– розрахувати критичну швидкість та швидкість виносу для частинок певного діаметру.

5.2 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСТИНА

Матеріал викладено за авторами [1...9].

Загальні положення

Метод взаємодії газу із зернистим матеріалом, при якому останній набуває властивостей рідини називається псевдозрідженням.

– Псевдозрідження твердих частинок газом залежить від характеру зрідження та конструктивних особливостей апарату розрізняють киплячий шар, фонтануючий, тощо.

– Псевдозрідження накладенням вібрацій – віброкиплячий шар. Енергія передається твердим частинкам віброуючими елементами конструкції апарату.

– Псевдозрідження механічне – енергія передається твердим частинкам елементами конструкції апарату, що переміщаються у шарі твердих частинок з певною швидкістю.

Фізична модель взаємодії твердої частки і рухомого середовища (зріджуючого агента).

На тверду частку, яка знаходиться у полі дії рухомого середовища (зріджуючого агента) діють наступні сили: сила зріджуючого агента та сили тяжіння (рисунок 5.1):

1) Вектор руху зріджуючого агента протилежний за напрямком вектору сили тяжіння.

2) Сила гідродинамічного опору направлена в сторону, протилежну напрямку дії вектора сили тяжіння G і визначається $S = f(W_r)$

Таким чином, можливі варіанти:

$$1) G - A - S_1 = R; R > 0; W_r < W_{кр}$$

$$2) G - A - S_2 = R; G - A = S_2; R = 0; W_r = W_{кр}$$

$$3) G - A - S_3 = R; R < 0; W_r > W_{кр}; G - A < S_3$$

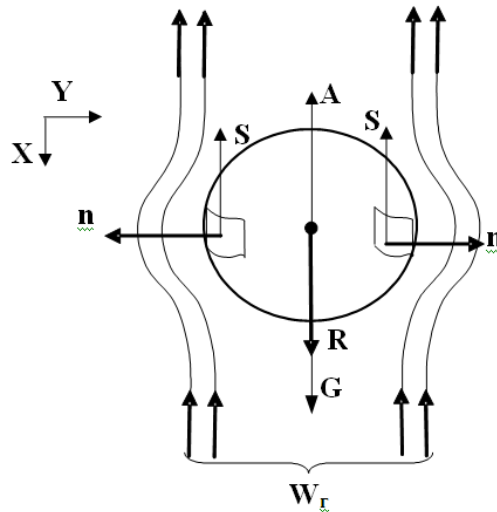


Рисунок 5.1 – Схема взаємодії зріджуючого агента та твердої частки

Гідродинаміка псевдозрідженого шару.

Шар часток зернистого матеріалу при проходженні крізь нього потоку газу (або рідини) може залишитися нерухомим (щільним); в цьому випадку кожна частинка стикається з іншою та об'єм шару є постійним навіть при невеликому збільшенні швидкості потоку газу W_2 (рисунок 5.2 *a*). Подальше збільшення W призводить до того, що частки починають вібрувати (рисунок 5.2. *б*), потім вібрація посилюється і декотрі частки з глибини шару пересуваються до його поверхні (рисунок 5.2 *в*). Зміна гідравлічного опору шару в залежності від швидкості потоку газу (крива псевдозрідження) зображена на рисунку 5.3.

При цьому висота шару H майже не змінюється (рисунок 5.4, ділянка *a – б'*). Гідравлічний опір шару Δp із підвищенням швидкості потоку газу збільшується по ступеневому закону, причому показник ступені n залежить від значення критерію Рейнольдса Re (із збільшенням Re величина n змінюється від 1,0 до 2,0).

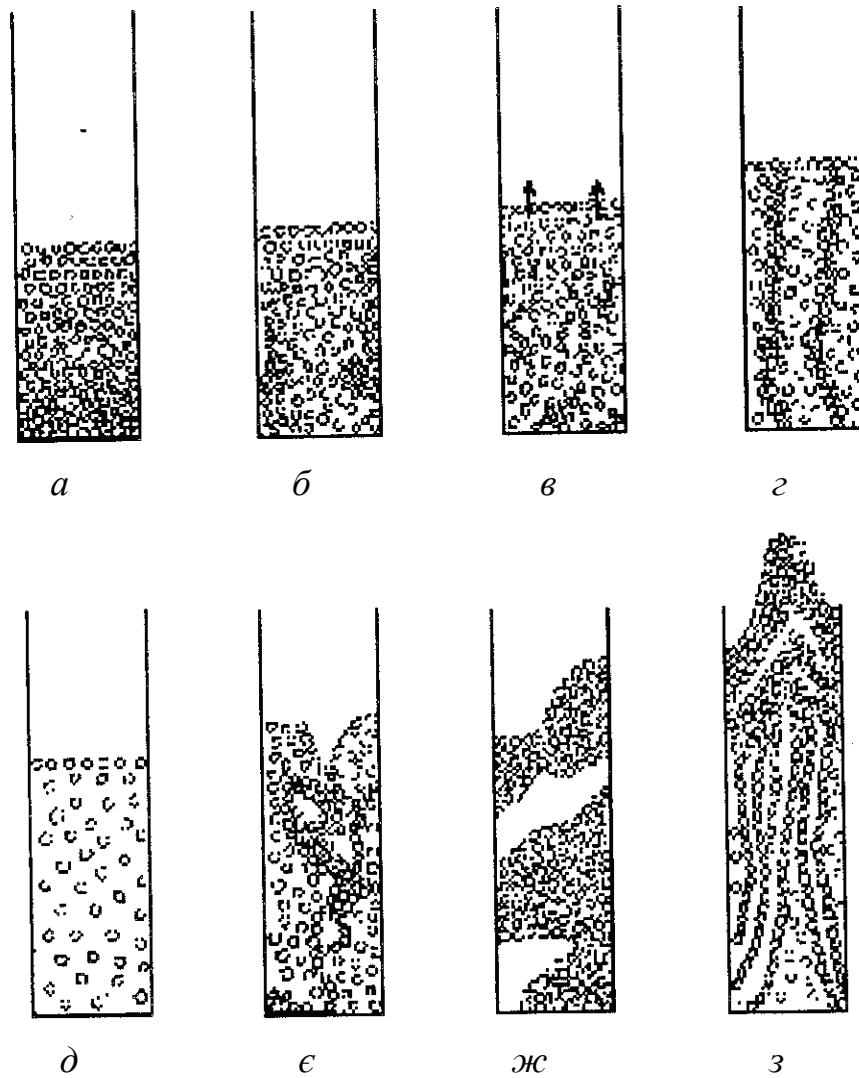


Рисунок 5.2 – Характер взаємодії газу з шаром зернистого матеріалу

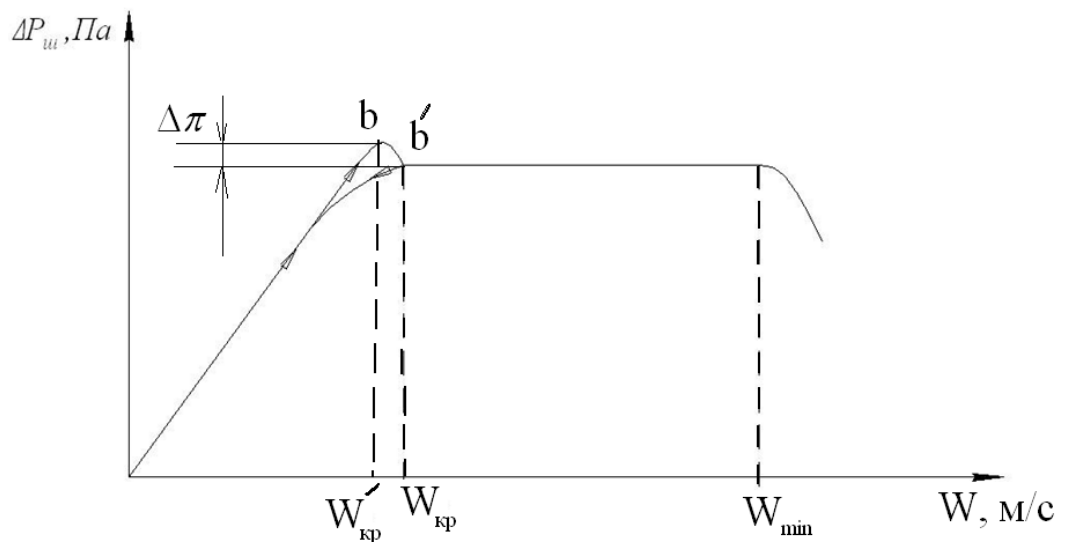


Рисунок 5.3. Зміна гідравлічного опору шару в залежності від швидкості потоку газу (крива псевдозрідження).

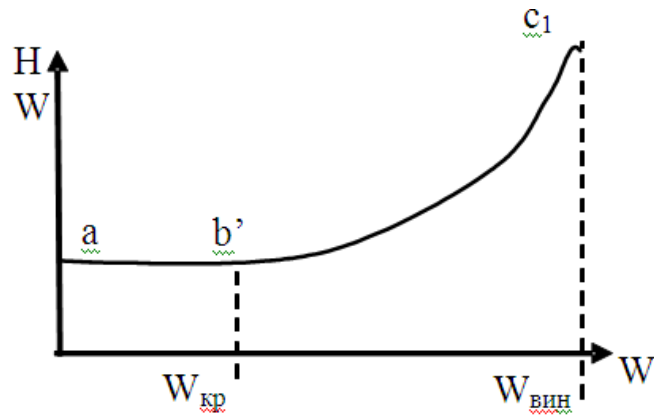


Рисунок 5.4. Зміна висоти H псевдозрідженого шару в залежності від швидкості потоку газу.

При певній швидкості потоку газу, що є меншою $W_{кр}$ шар небагато розбухає, і в результаті пересування часток з нижньої частини шару до поверхні в ньому утворюються канали (рисунок 5.2 з). Із наступним збільшенням швидкості потоку газу до так званої критичної ($W_{кр}$) шар ще більше зростає в об'ємі (рисунок 5.2 д) та значення Δp зменшується (рисунок 5.3, ділянка b – b'). Тепер навіть незначне зростання швидкості W призводить до розриву шару дрібними газовими прошарками (рисунок 5.2 е), всі тверді частки приходять у рух – починається псевдозрідження (рисунок 5.4, точка b). При подальшому збільшенні швидкості потоку газу (рисунок 5.4 ділянка b-c), гідравлічний опір Δp залишається майже незмінним та рівним вазі шару, що приходиться на одиницю площі, а порозність (частка вільного об'єму) та висота шару пояснюється перебудовою його структури – на подолання сил зчеплення між твердими частками, для чого необхідна додаткова витрата енергії.

У шарі дрібних часток, а також часток, схильних до злипання, газові бульбашки зливаються під час руху вгору та утворюють канали, через які значна частина газу проходить, не контактуючи з матеріалом. Якщо шар складається з часток різних розмірів, то спочатку у псевдозріджений стан переходять самі дрібні частки, які, піднімаючись догори, також призводять до утворення каналів.

При порівняно високих швидкостях газу (найбільш часто у шарах великої висоти) газові бульбашки зливаються по горизонталі і заповнюють весь перетин апарату, розриваючи шар та утворюючи “поршні” (рисунок 5.2 ж). Ці скупчення час-

ток підкидаються вгору і знову падають вниз, причому гідравлічний опір шару коливається. Амплітуда пульсацій зростає із збільшенням висоти шару та швидкості потоку газу. Зернистий матеріал просипається крізь газові прошарки, що піднімаються, невеликими агломератами або окремими частинками. Для сушіння такий режим використовувати не бажано, оскільки при цьому контакт між фазами погіршується.

Коли швидкість потоку газу буде вище швидкості виносу часток, $W_{\text{вин}}$, утворюється газовий струмінь, який проходить через шар та вздовж вісі, то поблизу стінки апарату (рисунок 5.2.3), при цьому частки починають переміщатися газовим потоком в напрямку руху газового потоку – настає режим пневмотранспорту. Внаслідок зменшення ваги шару значення $\Delta\rho$ зменшується.

Перехід нерухомого шару у псевдозріджений та характер псевдозрідження залежать від багатьох факторів, в тому числі і від конструкції апарату. Найбільш сприятливі умови утворення псевдозрідженого шару спостерігаються при сферичній формі часток та їх однорідному фракційному складі, причому стійке псевдозрідження має місце при збільшенні порозності шару у порівнянні із нерухомим на 0,15. Для нерухомого шару, що складається з сферичних часток, Федоров рекомендує приймати порозність $\varepsilon = 0,4$; тоді початок стійкої роботи відповідає $\varepsilon = 0,55$. Стійке псевдозрідження в щільній фазі спостерігається до $\varepsilon = 0,75$. Особливістю щільної фази є нерухомість шару в цілому відносно стінок апарату. При збільшенні швидкості потоку газу ($\varepsilon \approx 0,9$) досягається стан шару, що називають розрідженою фазою.

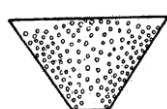
Великі частинки однакового розміру схильні до утворення шару з барботажем великих бульбашок. Додавання до такого шару порції частинок з меншими розмірами збільшує однорідність псевдозрідження, газові бульбашки стають меншими.

Тверді частки, що схильні до злежування або агрегування, утворюють у області із наскрізними каналами, що при швидкостях газу, близьких до початку псевдозрідження. Газ проходить по цим каналам, залишаючи практично нерухомою основну масу частинок твердого матеріалу.

Своєрідний характер має псевдозрідження у конічних та циліндроконічних

апаратах, що мають незначні розміри нижньої основи та достатньо великі (40-60°) кути при вершині конусу (рисунок 5.5). Зріджуючий агент, проходячи переважно по осі апарату, захоплює тверді частки і фонтаном викидає їх до периферії, після чого під дією сили тяжіння вони рухаються вниз вздовж бокової поверхні конусу.

Різновидом апаратів фонтануючого шару є апарат змінного перетину, що розширюється, із тангенційним введенням газу у шар (рисунок 5.5). У таких апаратах добре псевдозріджуються високовологі та волокнисті матеріали.

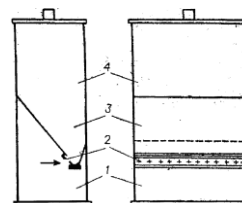


а)



б)

Рисунок 5.5. Фонтануючий шар у конічному (а) та циліндричному (б) апаратах



1 – газорозподільна камера; 2 – безпровальна газорозподільна решітка;
3 – робоча частина апарату; 4 – сепараторний простір

Рисунок 5.6. Апарат фонтануючого шару із тангенціальним вводом газу

Псевдозрідження зернистих матеріалів можливо також за допомогою механічного впливу (мішалка, вібратор). Тверді частки при цьому можуть інтенсивно рухатись у шарі, який буде збільшувати свій об'єм, набувати плинність та інше. Кількість газу, який використовувався в цьому випадку у якості теплоносія, розраховується за тепловим балансом апарата.

Численні спостереження показали, що із збільшенням швидкості потоку зріджуючого газу вище деякого значення стабільність та однорідність псевдозріджуючого шару, що має постійний по висоті перетин, зменшується, об'єм газових бульбашок зростає по мірі їх підйому. Псевдозріджені шари невеликої висоти зазвичай більш однорідні через відсутність сприятливих умов для утворення та росту газових бульбашок.

Широке застосування в техніці псевдозрідження обумовило ряд важливих переваг:

- псевдозрідження застосовують у випадках, коли необхідно досягти високої інтенсивності міжфазового тепло-масообміну або коли необхідно здійснити інтенсивний підвід або вивантаження матеріалу із шару;
- зернистий матеріал в шарі має велику поверхню контакту фаз. Зокрема 1 м^3 твердих частинок $\varnothing 100 \text{ мкм}$ має загальну площу, що перевищує 30 тис. м^2 , що перевищує площу піраміди Хеопса;
- порівняна простота керування процесами, які здійснюються у псевдозрідженому шарі;
- наявність порівняно малих градієнтів температур в об'ємі шару внаслідок інтенсивного перемішування твердих частинок зріджуючим агентом, тобто досягається висока інтенсивність тепломасообміну;

– спостерігається інтенсивний теплообмін псевдозрідженого шару з розміщеними в ньому поверхнями;

- псевдозріджений шар має високу теплову інерцію твердих частинок.

Поряд з великими перевагами, псевдозрідженому шару властиві й деякі недоліки:

- створення псевдозрідженого шару пов'язано із витратами енергії;
- є випадки, коли дисперсні матеріали неможливо використовувати в техніці псевдозрідження, через підвищене стирання одних або агломерацію інших. У першому випадку тверді частинки стираються і виносяться у вигляді пилу з апарату. У другому випадку утворення великих агломератів не дозволить здійснити власне процес псевдозрідження. Частинки неправильної форми можуть бути переведеними у стан псевдозрідження лише у фонтануючому режимі роботи;

– робоча швидкість зріджуючого агента обмежена значенням швидкістю виносу твердих частинок з псевдозрідженого шару;

– обмежені розміри частинок, які підлягають псевдозрідженню, $d_{\text{max}} = 6-7 \text{ мм}$, які залежать від густини твердих частинок і зріджуючого агента, а також його в'язкості та загальних витрат;

- неможливо здійснити чисто протитечійний режим роботи в апараті через інтенсивний режим перемішування матеріалів в псевдозрідженому шарі;
- відсутність градієнта температур інтенсивного перемішування в процесах, де їх наявність є необхідною;
- гідродинаміка псевдозрідження досліджена недостатньо, щоб отримати ґрунтовні результати для переходу на великомасштабні установки, особливо при критичних умовах їх перебігу.

Процеси, в яких застосовується псевдозрідження твердих матеріалів, знайшли широке застосування в різних галузях промисловості.

Наприклад:

1) хімічні процеси: каталітичний крекінг нафтопродуктів, численні гетерогенні каталітичні реакції, газифікація палив, випал сульфідних руд і інші;

2) фізичні і фізико-хімічні процеси: сушіння дрібнозернистих, пастоподібних і рідких матеріалів, рудних концентратів, сублимаційне очищення речовин, розчинення і кристалізація солей, абсорбційне очищення газів, термічна обробка металів, нагрів й охолодження газів;

3) механічні процеси: збагачення, класифікація, гранулювання, змішання і транспортування зернистих матеріалів.

Гідравлічний опір шару при повному зрідженні може бути записаний

$$\Delta P = \frac{G_T}{F_a} = \rho_n \cdot g \cdot H_0 = (1 - \varepsilon_0) \cdot \rho_T \cdot g \cdot H_0, \quad (5.2)$$

де G_T – сила тяжіння, що діє на частинки в апараті, Н; F_a – площа поперечного перерізу шару в апараті, м²; ρ_n – насипна густина частинок, кг/м³; $g = 9,81$ м/с² – прискорення земного тяжіння; H_0 – висота шару нерухомого зернистого матеріалу в апараті, м; ρ_T – густина твердих частинок, кг/м³; ε_0 – порозність нерухомого шару.

Порозність псевдозрідженого шару (ПШ):

$$\varepsilon = \frac{V_n}{V_{ш}} = \frac{V_{ш} - V_m}{V} = 1 - \frac{V_m}{V_{ш}} \quad (5.3)$$

де $V_n, V_{ш}$ – відповідно об'єм порожнин та загальний об'єм шару, М³; V_m – власний об'єм твердих частинок в загальному об'ємі шару, м³.

Цей параметр може змінюватися від $\varepsilon_0=0,4$ для нерухомого шару до $\varepsilon_b=1$ для режиму виносу частинок, чим і визначається діапазон існування ПШ.

Робоча швидкість псевдозрідження W_p вибирається дещо більшою, ніж швидкість початку псевдозрідження W_0 . Це співвідношення визначається з допомогою числа псевдозрідження, яке показує у скільки разів робоча швидкість більше критичної:

$$K_w = \frac{W_p}{W_0} \quad (5.4)$$

Відповідно до цього буде змінюватись і порозність ПШ.

В зв'язку з певними труднощами практичного визначення порозності ПШ, її визначають через ступінь розширення шару, тобто:

$$\frac{H}{H_0} = f\left(\frac{W_p}{W_0}\right) \quad (5.5)$$

де H – висота ПШ при певному значенні W_p , або числі псевдозрідження K_w .

У загальному випадку ступінь розширення шару пов'язана із порозністю залежністю:

$$\frac{H}{H_0} = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon_p} \quad (5.6)$$

Для визначення критичної робочої та виносної швидкостей в літературі наведено багато залежностей.

Для монодисперсних шарів О.М.Тодес запропонував залежності для визначення швидкості – початку псевдозрідження при $\varepsilon_0=0,4$ для сферичних частинок:

$$\text{Re}_{\text{пр}} = \frac{Ar}{1400 + 5,25\sqrt{Ar}} \quad (5.7)$$

швидкості виносу, при $\varepsilon_b=1$

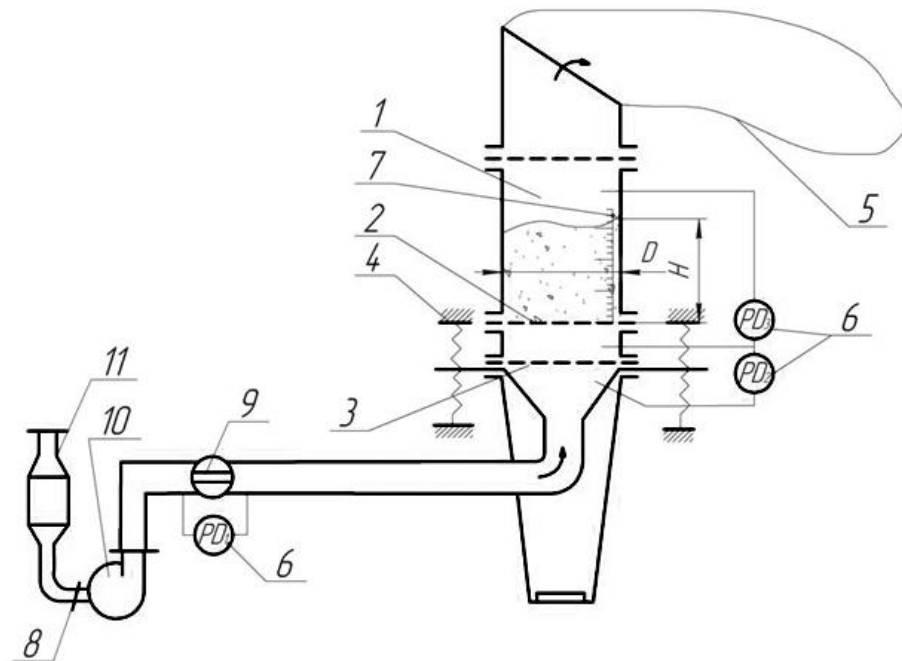
$$\text{Re}_b = \frac{Ar}{18 + 0,51\sqrt{Ar}} \quad (5.8)$$

$$Ar = \frac{g \cdot d_e^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_T - \rho_2}{\rho_2} \quad (5.9)$$

у якій відповідно підставляється еквівалентний діаметр d_e – для полідисперсних систем, ν , ρ_T – кінематична в'язкість і густина газу при температурі дослідів.

5.3 ОПИС ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ

Лабораторна установка (рисунок 5.2) складається з апарату киплячого шару з внутрішнім діаметром корпусу 0,115 м, в нижній частині апарату встановлена підтримуюча сітка 2 з живим перерізом 80% і газорозподільна решітка з живим перерізом 3,5%.



- 1 – апарат для утворення псевдо зрідженого шару; 2 – підтримуюча сітка;
3 – газорозподільна решітка; 4 – пружні підвіски; 5 – рукавний фільтр;
6 – дифманометри; 7 – лінійка; 8 – регулюючий шибер; 9 – вимірювальна діафрагма; 10 – ротаційна газодувка; 11 – шумопоглинач.

Рисунок 5.2 – Схема лабораторної установки

Апарат підвішений до рами на пружинних амортизаторах, до верхньої частини апарату прикріплюється рукавний фільтр 5, а до нижньої (дифузору) – трубопровід, що з'єднує апарат з газодувкою 10. На вході газодувки встановлені поглинач шуму 11 і шибер 8.

На установці вимірюються:

– Витрати повітря за допомогою камерної діафрагми 9 в комплекті з диференціальним манометром 6 (ΔP_1), який при користуванні тарировочним графіком дозволяє визначити витрати повітря в м³/с.

– Гідравлічний опір газорозподільної решітки (ΔP_2) водяним дифманометром 6.

– Висота шару твердих частинок H_0 і H лінійкою 7.

Витрати повітря, яке подається газодувкою, регулюються шибером 8.

Електродвигун газодувки 10 вмикається через електричний автомат, розташований на пульті керування установкою.

5.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

1. Перед подачею напруги на установку перевірити:

- Справність заземлення установки та електродвигуна;
- Справність пасів і огороження клинопасової передачі;
- Надійність кріплення вузлів установки.

2. Увімкнути установку до мережі можливо тільки після виконання вказаних перевірок. Вмикає установку лаборант або викладач.

3. При роботі установки не дозволяється торкатись рухомих деталей і огороження.

4. Роботу на установці треба проводити суворо дотримуючись інструкції.

5.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ

Починаючи роботу треба закрити шибер 8, закріпити рукавний фільтр 5. Подати напругу на пульт керування установкою. Увімкнути газодувку 10, відкрити шибер 8, встановити таку початкову витрату повітря щоб покази дифманометра на вимірювальній діафрагмі становили $\Delta P_1=50$ Па (5 мм вод, ст.). При цій витраті вимірюється гідравлічний опір шару матеріалу в апараті- ΔP_3 , гідравлічний опір газорозподільної решітки ΔP_2 , висоту шару – H . Результати вимірів занести в таблицю,

після чого витрати повітря збільшити і знову записати покази приладів в таблицю. Витрати повітря збільшувати так, щоб перепад ΔP_1 збільшувався на 50 Па.

Збільшити витрати повітря і довести шар зернистого матеріалу до "кипіння". Зафіксувати перепади, що відповідають початку псевдозрідження ΔP_1 , ΔP_3 . Збільшенням витрат повітря довести шар до режиму виносу матеріалу у рукавний фільтр.

Зменшити витрати повітря до значення, при якому швидкість в перетині апарату менше W_B . Зсипати матеріал із рукавного фільтра до апарату. Плавню зменшуючи витрати повітря ΔP_1 через 50 Па зняти покази приладів та записати їх у таблицю. Після закінчення роботи закрити шибер 8, вимкнути газодувку.

Записати умови проведення дослідів:

- Температуру газу – t , °С;
- Еквівалентний діаметр частинок – d_e , м;
- Густину твердих частинок – ρ_t , кг/м³;
- Висоту нерухомого шару – H_0 , м.

5.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ

По результатах вимірів, наведеними в таблиці 5.1 розрахувати.

Швидкість повітря в перетині апарату:

$$W = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2}$$

де $D=0,115$ м – внутрішній діаметр апарату в зоні газорозподільної решітки; V – витрати повітря, м³/с, визначаємо з тарувального графіка на рисунку 5.3, або з кореляційної залежності: $V=0,00181(\Delta P_1)^{0,497}$.

Комплекс:
$$A = \frac{W_1^2 \cdot \rho_e}{2},$$

де: $W_1 = \frac{W}{\phi}$ – швидкість повітря в отворах газорозподільної решітки, м/с;

$\phi=0,035$ – коефіцієнт живого перерізу газорозподільного пристрою.

Густина і в'язкість газу залежать від температури:

$$\rho_z = \rho_0 \cdot \frac{273}{273 + t}$$

де ρ_0 – густина газу за нормальних умов, для повітря $\rho_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$.

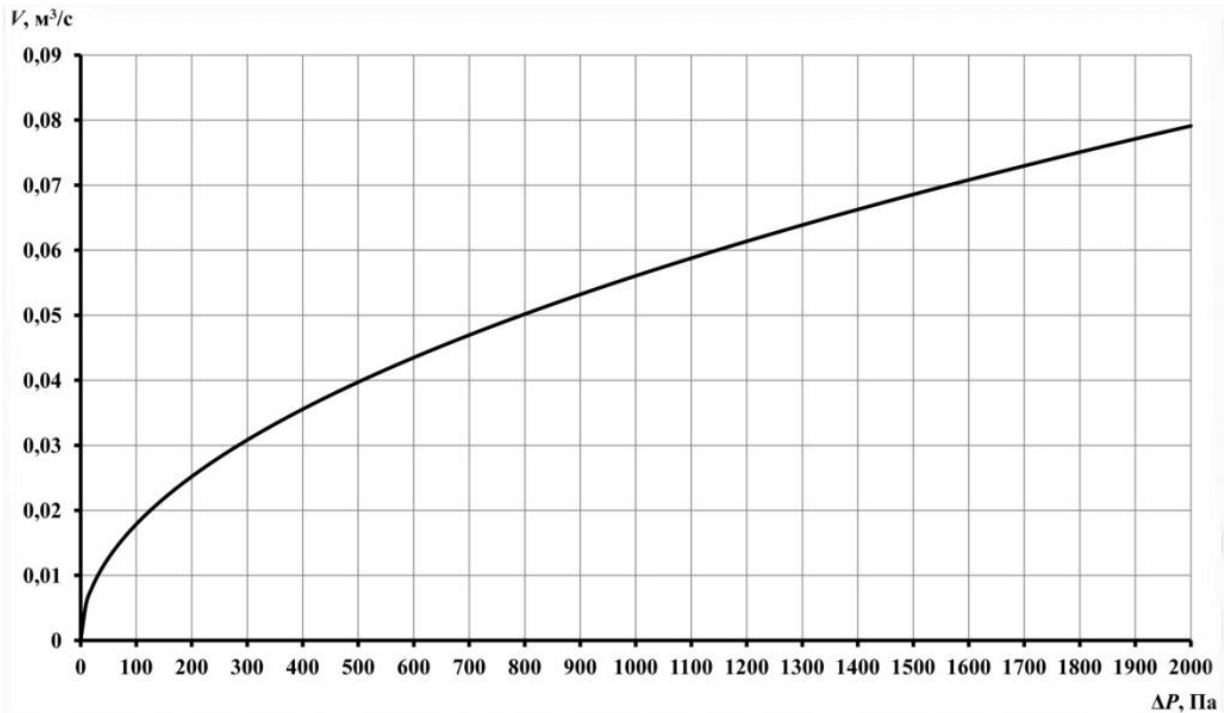


Рисунок 5.3 – Тарувальна залежність $V = f(\Delta P_1)$

Кінематична в'язкість повітря: $\nu = 4,314 \cdot 10^{-9} \cdot \frac{273 + t^{2,5}}{397 + t}, \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$

Ступінь розширення шару

$$H/H_0,$$

Число псевдозрідження

$$K_w = W_p/W_0,$$

Результати розрахунків занести до таблиці 5.1.

За даними таблиці 5.1 побудувати:

Для режиму підйому шару криву псевдозрідження (рисунок 5.1) і нанести на неї точки, отримані при прямому та зворотному ході досліду. На кривій псевдозрідження відмітити значення W_0 та W_B .

Криву залежності $H/H_0 = f(K_w)$ (рисунок 5.4).

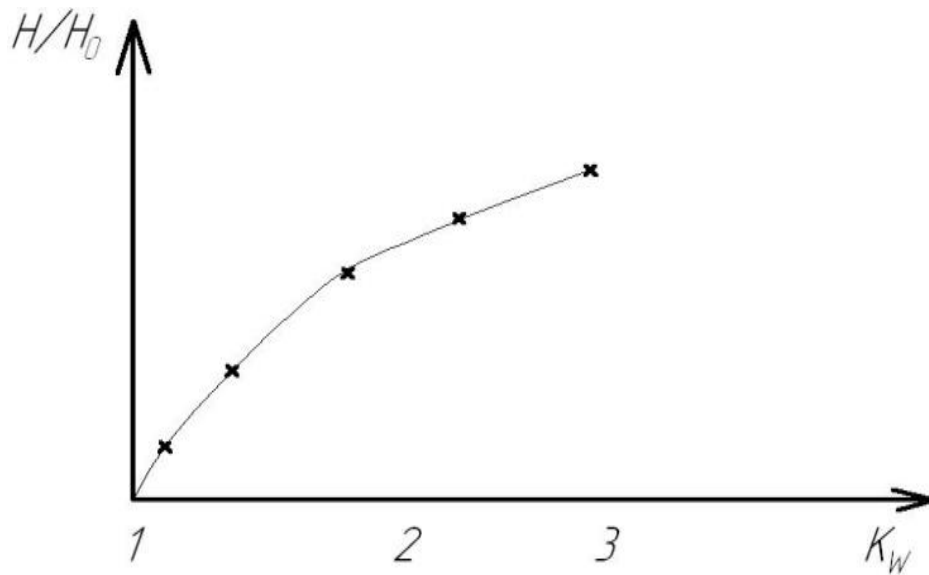


Рисунок 5.4 – Залежність ступеня розширення шару від числа псевдозрідження.

Криву залежності відповідно рисунку 5.5:

$$\Delta P_2 = f\left(\frac{W_1^2 \cdot \rho_z}{2}\right) = f A$$

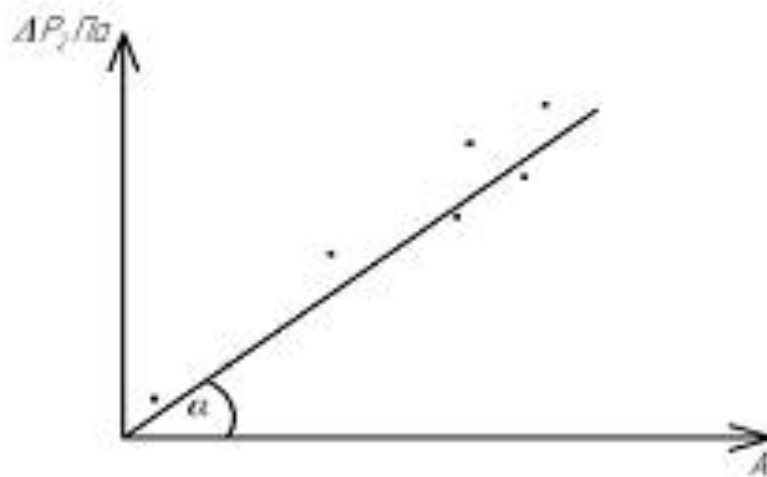


Рисунок 5.5 – Залежність

Визначити коефіцієнт гідравлічного опору газорозподільної решітки – ξ з графіка функції , де: $\xi = \text{tg}\alpha$.

– Користуючись формулами (5.7) і (5.8), розрахувати для еквівалентного діаметра частинок в апараті значення швидкостей W_0 та W_B та порівняти їх з дослідними.

- Розрахувати абсолютне та відносне відхилення розрахункових та дослідних значень W_0 та W_B .
- Занести результати експериментальних досліджень гідродинаміки псевдозрідженого шару та газорозподільного пристрою до таблиці 5.1.

5.7 АНАЛІЗ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ, ОСНОВНІ ВИСНОВКИ

Охарактеризувати ділянки кривої псевдозрідження, для режимів підйому та спуску, визначити діапазон існування киплячого шару.

- Порівняти дослідні та розрахункові значення W_0 та W_B . Пояснити, чим викликані відхилення та оцінити їх.
- Дати аналіз кривої $H/H_0=f(K_w)$, вказати робочий діапазон чисел псевдозрідження та оптимальне число псевдозрідження,
- Визначити з якою метою і як визначається коефіцієнт гідравлічного опору газорозподільної решітки.
- Зробити висновки по результатах досліджень.
- Вказати значення параметрів найбільш оптимального технологічного процесу у відношенні режиму псевдозрідження.

Таблиця 5.1 – Результати досліджень гідродинаміки ПШ і ГРП.

№ дос- лідую	Діафраг- ма ΔP_1 , Па	Витрати повітря V , м ³ /с	Гідравлічний опір		Висота шару H , м	Розрахункові величини			
			ГРП ΔP_2 , Па	ПШ ΔP_3 , Па		W , м/с	H/H_0	K_w	_____
1									
2									
3									
4									
5									
6									
7									
8									
9									
10									
11									
12									
13									
17									
18									

5.8 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Проаналізуйте фізичну модель псевдозрідження.
2. Проаналізуйте криву псевдозрідження.
3. Проаналізуйте області застосування псевдозрідження.
4. Чому псевдозріджений шар має властивості рідини?
5. Чим пояснити наявність піку тиску на кривій псевдозрідження в облас-

ті швидкостей початку псевдозрідження?

6. Чим відрізняється розширення шару від порозності?
7. Які режимні параметри характеризують процес псевдозрідження?
8. Які режимні параметри характеризують діапазон існування псевдозрідженого шару?
9. Чим відрізняються режими рівномірного псевдозрідження від розвиненого киплячого шару?
10. Які режими реалізуються в промислових апаратах?
11. Наведіть основні вимоги до газорозподільних пристроїв.
12. Наведіть область застосування апаратів з псевдозрідженим шаром.
13. Наведіть основні конструкції апаратів в залежності від порозності зернистого шару.

5.9 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Процеси та обладнання хімічної технології [Текст]: підруч. У 2 ч./ Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л.Рябцев. К.: НТУУ "КПІ", 2011. – Ч. 1. – 300 с.

2. Процеси і апарати хімічної технології [Текст]: підручн. / Л.П. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГОБЛИНСЬКА, В.А. ЛЕЩЕНКО, І.А. НЕЧИПОРЕНКО, І.С. ЧЕРНИШОВА – Харків. НТУ «ХПІ» – 2009 р. 632 с.

3. Дослідження гідродинаміки псевдозрідженого шару: Методичні вказівки до науково-дослідної роботи з курсу “Процеси та апарати хімічної технології” для студентів інженерно-хімічного і хіміко-технологічного факультетів усіх форм навчання./ Укл. В.М. Марчевський, Я.М. Корнієнко, П.М. Магазій, В.В. Райда. – К.: КПІ, 2008. – 17с.

4. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. – М.: Химия, 1992. – 416 с.

5. Дубинін А.І. Процеси та апарати хімічної технології / Дубинін А.І., Гаври-

лів Р.І., Гузьова І.О. за ред . Дубиніна А.І. – Львів. Видавництво Національного університету «Львівськ політехніка», 2012 – 360 с.

6. Протодьяконов И.О., Чесноков Ю.Г. Гидромеханика псевдоожигенного слоя.- Л.: Химия, 1982.-264 с.

7. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. / Г.С. Борисов, В.П. Брыков, Ю.И. Дытнерский и др. Под ред. Ю.И. Дытнерского. М.: Химия. 1991. – 496 с.

8. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Часть 1. М.: Химия. 1995. – 400 М.: Химия. 1991. – 496 с.

9. Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии,-Л.: Химия, 1974, 1974,- 288 с.

6 ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ЩОКОВОЇ ДРОБАРКИ

6.1 ВСТУП І ОСНОВНІ ЗАВДАННЯ ДОСЛІДЖЕННЯ

При складанні методичних вказівок використано матеріали методичних вказівок [1...9].

Одним із способів підготовки гірничорудної сировини для використання в хімічній промисловості і промисловості будівельних матеріалів є *подрібнення* – процес поділу твердого тіла на частини шляхом прикладення зовнішніх сил, при якому перемагаються сили міжмолекулярного притягання в подрібнюваному твердому тілі, внаслідок Чого утворюються нові поверхні.

У хімічній технології подрібнювання застосовують у вершу чергу для збільшення поверхні твердих тіл, які беруть участь у тепломасообмінних процесах, хімічній взаємодії та інших процесах хімічної технології з метою їх інтенсифікації.

Попереднє подрібнювання сировини (крупне й середнє) найчастіше здійснюють у щоккових дробарках.

Метою даної роботи є вивчення конструкції, принципу дії й методики розрахунку основних характеристик щоккової дробарки з простим рухом щоки.

Поставлена мета досягається вирішенням ряду *завдань*, а саме:

1) експериментальним *визначенням основних* характеристик щоккової дробарки: кута захоплення – α , град; ступеня подрібнення – i ; числа подвійних коливань рухомої щоки (частоти обертання ексцентрикового вала) – n , об/хв; її продуктивності – G_d , кг/с та витрати енергії на дроблення – N , Вт;

2) визначенням залежностей продуктивності щоккової дробарки й витрати енергії на дроблення від числа подвійних коливань рухомої щоки і ступеня подрібнювання;

3) розрахунком основних характеристик щоккової дробарки за теоретичними залежностями й порівнянням цих характеристик з експериментальними.

6.2 ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ

Матеріал викладено за авторами [1...9].

Основними властивостями й характеристиками твердих матеріалів, які використовуються в хімічній промисловості та промисловості будівельних матеріалів є:

- 1) **міцність** – здатність матеріалу чинити опір руйнуванню від дії напруг, які виникають у ньому під впливом прикладеного навантаження – $\sigma_{ст}$, Па;
- 2) **твердість** – властивість матеріалу чинити опір деформуванню або руйнуванню при місцевому силовому впливі; твердість матеріалу характеризується прониканням у нього іншого, більш твердого матеріалу;
- 3) **пластичність** – властивість матеріалу змінювати без руйнування форму та розміри під впливом навантажень, або внутрішніх напруг, зберігати утворену форму й розміри після припинення цього впливу;
- 4) **крихкість** – властивість твердого матеріалу руйнуватися під впливом механічних напруг, які в ньому виникають, без помітної пластичної деформації;
- 4) **густина (істинна густина)** – маса одиниці об'єму матеріалу в абсолютно щільному стані – ρ_T , кг/м³;
- 5) **насіпна (середня) густина** – маса одиниці об'єму матеріалу, включаючи пори й пустоти – $\rho_{T\text{нас}}$, кг/м³;

Вказані властивості й характеристики залежать від складу, структури, вологості матеріалу, у тому числі неоднорідності будови шматків матеріалу, їх форми та розмірів, наявності в них тріщин тощо. Тому залежності, за якими визначають основні параметри подрібнювальних машин, у тому числі й шоккових дробарок, іноді приводять до значних похибок.

Інтенсивність фізичних та хімічних процесів за участю твердих матеріалів суттєво підвищується із збільшенням утвореної поверхні, тому різноманітні тверді матеріали в багатьох хімічних виробництвах підлягають механічному подрібненню.

Основні поняття.

Подрібнення - це процес зменшення розміру шматків матеріалу шляхом руйнування їх за рахунок докладання зовнішніх сил, які перевищують внутрішні сили зчеплення.

Умовно здрібнення поділяється на подрібнення і розмелювання. **Подрібнення** - процес зменшення великих шматків матеріалу (від ~ 1 м до 2 мм). **Розмелювання** - подрібнення дрібних часток від розмірів менше 2 мм.

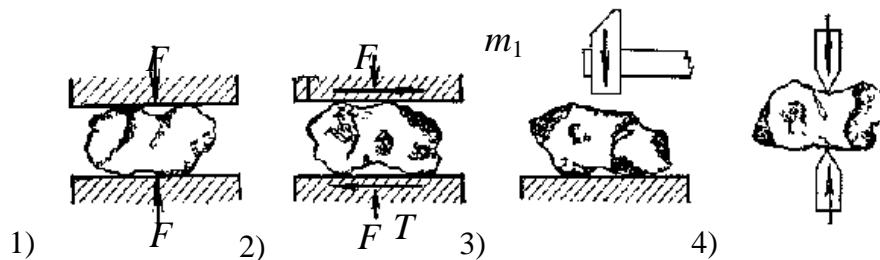
Класи подрібнення.

В залежності від розмірів шматків вихідного та подрібненого матеріалу розрізняють на класи здрібнення (таблиця 6.1).

Таблиця 6.1 – Класи здрібнення

Клас здрібнення	Розмір шматків початкового матер., $D_{п}$, мм	Розмір шматків подрібненого матер., $d_{к}$, мм
Подрібнення		
– велике;	1000	200
– середнє;	250	20
– дрібне;	20	2-5
Розмелювання		
– грубе	2-5	0,1-0,04
– середнє	0,1-0,04	0,015-0,005
– тонке	0,015-0,005	0,001
– колоїдне	$<0,001$	$<0,0001$

Способи подрібнення. При подрібненні твердих матеріалів існує чотири основні способи (Рисунок 6.1).



1 – раздавлювання, 2 – стирання, 3 – удар, 4 – розколювання

Рисунок 6.1 – Способи подрібнення матеріалів

Стирання, як правило, супроводжується роздавлюванням чи ударом і застосовується для отримання дрібних, тонких часток (звичайно для м'яких, в'язких матеріалів). Розколювання застосовується для подрібнення крихких матеріалів (крейда), щоб уникнути утворення дріб'язку. Для твердих і міцних матеріалів застосовуються удар чи розколювання. У промисловості використовується ще розламування і розпилення.

Ступінь подрібнення. Ступенем подрібнення називається відношення максимальних за розмірами розмірів шматків до $D_{\text{п}}$ і після подрібнення $d_{\text{к}}$.

$$i = \frac{D_{\text{п}}}{d_{\text{к}}}.$$

Отриманні шматки мають різну форму і тому практично $D_{\text{п}}$ і $d_{\text{к}}$ визначають за розміром отворів сит, через які просівають початковий матеріал і кінцевий продукт. У випадку, якщо просівання матеріалу не проводиться, приблизно, ступінь подрібнення визначають за формулою:

$$i \approx \frac{0,85B}{e}$$

де B та e – ширина завантажувального і розвантажувального отвору дробарки відповідно.

Більш точно ступінь подрібнення i може бути визначена по середньому розміру шматків, що знаходяться за допомогою ситового аналізу.

$$D_{\text{п}} = \frac{A+B+C}{3}; \quad d_{\text{к}} = \frac{a+b+c}{3},$$

де A, B, C і a, b, c – середні лінійні розміри шматків до і після подрібнення відповідно.

Гіпотези подрібнення

Визначення витрат енергії на подрібнення дуже складне, тому що на процес впливають дуже багато факторів, які не можливо кількісно обрахувати. Тому оцінка витраченої роботи визначається за гіпотезами подрібнення.

Ці гіпотези важко використовувати для точного розрахунку енергетичних витрат на процес, однак завдяки їм можна вибрати більш раціональну технологічну стратегію подрібнення і сформулювати основні вимоги до машин для подрібнення.

Гіпотеза поверхневого подрібнення. Гіпотеза Рітінгера (1867 р.)

Робота, що витрачається на подрібнення, прямо пропорційна новоутвореній поверхні шматків матеріалу (Рисунок 6.2).

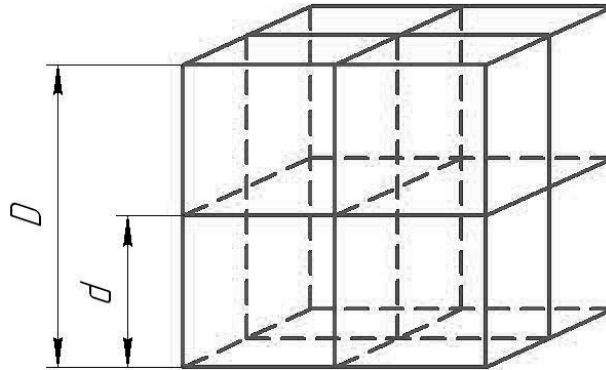


Рисунок 6.2 – Схема до гіпотези подрібнення

Ця гіпотеза ґрунтується на двох припущеннях:

а) матеріал, що подрібнюється, має форму куба;

б) при подрібненні матеріал руйнується по площинах, паралельних граням куба.

Нехай куб з ребром D буде подрібнено до куба з розміром ребра d (Рисунок 6.2). Приймаємо ступінь подрібнення $i = 2$, тоді розмір ребра новоутвореного куба визначиться, як $d = \frac{D}{i} = \frac{D}{2}$. Число площин подрібнення дорівнює $N = 3$ або $[3 \cdot (2-1)]$, а число кубів, що утворилися, $n = 8 = 2^3 = i^3$.

При ступені подрібнення “ i ” розмір ребра новоутвореного куба буде $\frac{D}{i}$, число площин розпаду $N = 3 \cdot i - 1$; число новоутворених кубів $n = i^3$.

Позначимо питому роботу подрібнення, яка виконується при утворенні оди-ничної площині розпаду – K . Тоді робота, що витрачається на подрібнення при ступені подрібнення “ i ”, дорівнює:

$$T = K \cdot \Delta F.$$

де ΔF – новоутворена поверхня, яка визначається за виразом:

$$\Delta F = f_k - F_n,$$

де f_k – кінцева поверхня новоутворених кубів після подрібнення, розраховується:

$$f_k = 6nd^2,$$

F_n – початкова поверхня куба до подрібнення, яка розраховується за виразом:

$$F_n = 6D^2,$$

Виконавши підстановку, F_n та f_k , до виразу визначення площі новоутвореної поверхні, одержимо:

$$\Delta F = n(6d^2) - 6D^2 = i^3 \left[6 \left(\frac{D}{i} \right)^2 \right] - 6D^2 = 6D^2(i-1).$$

Після підстановки до одержаного виразу до формули визначення площі новоутвореної поверхні, одержимо:

$$T = K \cdot 6D^2 \cdot i - 1 .$$

При ступені подрібнення i_1 робота подрібнення відповідно буде $T_1 = K \cdot 6D^2 \cdot i_1 - 1$, а при ступені подрібнення – i_2 – $T_2 = K \cdot 6D^2 \cdot i_2 - 1$. Тоді, відношення робіт для різних значень “ i ” дорівнює:

$$\frac{T_1}{T_2} = \frac{i_1 - 1}{i_2 - 1},$$

у випадку, коли $i \gg 1$, маємо:

$$\boxed{\frac{T_1}{T_2} = \frac{i_1}{i_2} .}$$

Звідси випливає, що робота подрібнення прямо пропорційна ступеню подрібнення, тобто чим менше розмір кінцевого матеріалу, тим більше витрата енергії.

Недоліки гіпотези Ріттінгера полягають в тому, що не враховується зміна об’єму матеріалу, що має місце при великому подрібненні, тому є придатною тільки при високих ступенях подрібнення (дрібне подрібнення та розмелювання), коли суттєво збільшується поверхня матеріалу.

Проте, з аналізу гіпотези поверхневого подрібнення можна зробити ряд практичних висновків:

1) оскільки витрата енергії пропорційна ступеню подрібнення, то подрібнення необхідно вести тільки до заданого кінцевого розміру шматка матеріалу d , що формулюється як *золоте правило подрібнення*: “**Не подрібнювати нічого зайвого**”.

2) при високих ступенях подрібнення процес треба проводити в декілька стадій.

Гіпотеза об'ємного подрібнення. Ця гіпотеза була вперше висунута у 1874 р. В.Л. Кірпічовим - першим ректором КПІ, а у 1885 р. Ф. Кікком.

Робота, що витрачається на подрібнення, прямо пропорційна зміні об'єму чи масі матеріалу, що подрібнюється:

$$T = k_1 \cdot \Delta V.$$

У цій гіпотезі запропоновано застосовувати закон Гука для визначення роботи, пов'язаної зі зміною об'єму матеріалу:

$$T = \frac{k_1 \sigma^2 \Delta V}{2E},$$

де σ – межа міцності матеріалу;

ΔV – зміна об'єму шматків матеріалу;

E – модуль Юнга.

Якщо два шматки після подрібнення мають об'єми ΔV_1 і ΔV_2 , то згідно гіпотези подрібнення робота на їх утворення може бути розрахована як:

$$T_1 = \frac{k_1 \sigma^2 \Delta V_1}{2E} = \frac{k_1 \sigma^2 \Delta G_1}{2E\rho};$$

$$T_2 = \frac{k_2 \sigma^2 \Delta V_2}{2E} = \frac{k_2 \sigma^2 \Delta G_2}{2E\rho},$$

де ρ – густина матеріалу.

Відношення робіт для різних об'ємів визначиться, як:

$$\boxed{\frac{T_1}{T_2} = \frac{\Delta V_1}{\Delta V_2} = \frac{\Delta G_1}{\Delta G_2}}.$$

Недоліки гіпотези. В цій гіпотезі використовується закон Гука за межами пружних деформацій, коли відбувається руйнування матеріалу, і не враховується

витрати енергії на утворення нових поверхонь. Тому більш повно оцінює витрати енергії на велике і середнє подрібнення.

Надалі з'явилися інші гіпотези, які по-різному оцінюють витрату енергії на подрібнення. Але узагальненою є гіпотеза академіка П.А. Ребіндера.

Проте, цю гіпотезу можна застосовувати для оцінки витрат енергії і в машинах для великого подрібнення, коли вона дає результати, близькі до практичних. По Левенсону при цьому приймається:

$$\Delta V = D^3 - d^3.$$

Гіпотеза академіка П.А. Ребіндера. Об'єднана гіпотеза подрібнення.

Повна робота подрібнення дорівнює сумі робіт деформацій зміни об'єму і утворення нових поверхонь матеріалу.

$$T = K_1 \Delta F + K_2 \Delta V.$$

При великому подрібненні, коли ΔF відносно невелике, першим членом рівняння можна знехтувати. При дрібному подрібненні робота щодо зміни об'єму є невелика в порівнянні з роботою, пов'язаною з утворенням нових поверхонь і тоді можна не враховувати другий член цього рівняння.

Окрім розглянутих гіпотез, існує і цілий ряд інших, зокрема: термодинамічна, вільного подрібнення, тощо. Нажаль, жодна з гіпотез не дозволяє розрахувати точне значення витрат енергії на подрібнення. Тому часто при розрахунках витрат на подрібнення користуються практичними даними й емпіричними залежностями.

Висновки з гіпотез подрібнення. Робота необхідна для подрібнення пропорційна зміні поверхні чи об'єму подрібненого матеріалу був зроблений висновок "не подрібнювати нічого зайвого". Тому матеріал, що після подрібнення дробарці, доцільно класифікувати (шляхом просіювання) і шматки, розміри яких менше заданого доцільно вилучити з дробарки. Відповідно шматки більшого розміру повертають до дробарки на повторне подрібнення. Таким чином, подрібнення необхідно супроводжувати просіюванням. Це визначає схеми циклів подрібнення, які можуть бути відкритими і замкнутими, одностадійними і багатостадійними.

На основі гіпотез подрібнення можна сформулювати основні вимоги, при виборі чи конструюванні машин для подрібнення:

- 1) **рівномірність розмірів шматків матеріалу, що утворюються після подрібнення;**
- 2) **негайне видалення шматків, які досягли заданого розміру, з машини;**
- 3) **мале пилоутворення;**
- 4) **безперервність завантаження і вивантаження матеріалу;**
- 5) **можливість регулювання ступеня подрібнення;**
- 6) **мінімальні витрати енергії на одиницю маси матеріалу, що подрібнюється;**
- 7) **простота заміни зношених частин у вузлах конструкції машин.**

Тенденція розвитку теорії подрібнення спрямована на подальший розвиток досліджень, пов'язаних з вивченням механізму руйнування твердих тіл, визначенням поверхневої енергії, вивченням будови і властивостей твердих тіл, які з цих факторів суттєво впливають на ефективність подрібнення. Розглядаються нові сучасні методи руйнування (насичення матеріалу водою під тиском з наступним різким зменшенням його; руйнування матеріалу за рахунок швидкої зміни температури під вакуумом; додавання до руйнування вібрацій і встановлення резонансу з власною довжиною хвиль часток матеріалу; подрібнення матеріалів при охолодженні їх рідким азотом ($-195,8^{\circ}\text{C}$), застосування поверхнево активних речовин для полегшення руйнування матеріалу і т.д. Останній метод був відкритий академіком Ребіндером П.А. у 1928 р. і успішно застосовується в наш час.

Подрібнення проводиться за допомогою машин.

Машина – це механізм, який перетворює енергію на корисну роботу.

Класифікація машин для подрібнення. Усі машини для подрібнення поділяються:

I. За технологічним призначенням:

- машини первинного подрібнення;
- машини вторинного подрібнення.

II. За розміром шматків кінцевого продукту:

- дробарки ($d_{\text{кін}} > 2 \text{ мм}$);
- млини ($d_{\text{кін}} < 2 \text{ мм}$).

III. За принципом дії:

- машини великого подрібнення: *щоківі дробарки, конусні дробарки;*
- - машини середнього подрібнення: *валкові дробарки;*
- - машини дрібного подрібнення: *бігуни, молоткові дробарки, дезінтегратори і дисмембратори;*
- машини розмелювання: *кульові і стрижневі, кільцеві, пневматичні млини;*
- машини надтонкого подрібнення: *вібромлини, колоїдні, струминні млини.*

В лабораторній роботі досліджується щоква дробарка. До основних параметрів щоквих дробарок належать: кут захоплення (кут між щоками) – α , град; число подвійних коливань рухомої щоки (частота обертання ексцентрикового вала) – n , об/хв; продуктивність – G_d , кг/с та витрати енергії на дроблення – N , Вт.

Кут захоплення (α , град) визначає умову втягування матеріалу в камеру дроблення, а також ступінь дроблення (i):

(6.1)

де ρ – кут тертя подрібнюваного матеріалу по поверхні щік.

Значення кута захоплення обчислюють за формулою:

————— (6.2)

де B – відстань між щоками в площині завантажувального отвору (пащі) дробарки, м; e – мінімальна відстань між щоками у площині розвантажувального отвору дробарки (ширина шпальта), м; H – висота нерухомої щоки (відстань між завантажувальним і розвантажувальним отворами), м.

Число подвійних коливань рухомої щоки (n , об/хв) визначає умову випадання подрібненого матеріалу з камери дроблення під час відходу рухомої щоки від нерухомої. Максимальне значення n_{\max} обчислюють за формулою:

—————
————— (6.3)

де S – хід рухомої щоки (відстань між крайніми положеннями будь-якої точки рухомої щоки в площині розвантажувального отвору), м.

Теоретична масова продуктивність дробарки обчислюється за формулою:

$$(6.4)$$

де L – ширина камери дроблення (ширина нерухомої щоки), м; d_k – середній розмір шматка подрібненого матеріалу (продукту), м; μ_k – коефіцієнт розпушення подрібненого матеріалу:

$$\text{_____} \quad (6.5)$$

де – a теоретична об'ємна продуктивність:

$$\text{_____} \quad (6.6)$$

Витрата енергії на дроблення. На сьогодні не існує прийнятних залежностей для визначення витрати енергії щоковою дробаркою, тому що вказані витрати значною мірою залежать від властивостей і характеристик подрібнюваного матеріалу, які дуже важко врахувати.

На практиці для оцінки витрат енергії на дроблення можна користуватися такими залежностями (6.7) та (6.8), кВт:

$$\text{_____} \quad (6.7)$$

де $\sigma_{ст}$ – границя міцності матеріалу подрібнюваного тіла при стисканні, Па;
 E_T – модуль пружності матеріалу подрібнюваного тіла при розтягуванні, Па.

$$\text{_____} \quad (6.8)$$

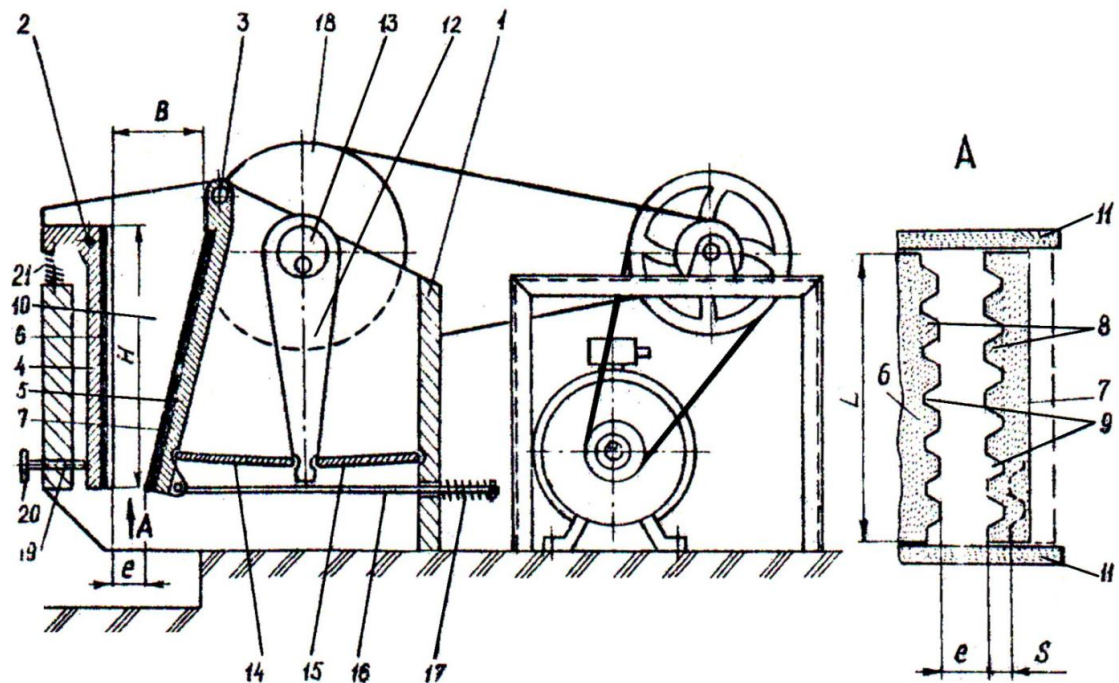
де d_n – середній розмір шматка вихідного матеріалу (перед подрібненням), м;
 d_k – середній розмір шматка кінцевого матеріалу (після подрібнення), м.

6.3 ОПИС ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ

Схему щокової дробарки з простим рухом щоки наведено на рисунку 6.1.

У корпусі дробарки 1 за допомогою горизонтальних осей 2 і 3 змонтовано відповідно нерухому 4 і рухому 5 щоки. На робочих поверхнях обох щік закріплено броньовані плити, виконані зі зносостійкого матеріалу та мають поздовжні виступи й западини у напрямку руху подрібнюваного матеріалу. Для забезпечення можливості подрібнення матеріалу не тільки роздавлюванням, а й зламванням напроти виступу 8 однієї броньової плити розташовано западину 9 іншої. З боків камери дроблення 10 обмежено гладкими броньовими плитами 11. Коливання рухомої щоки 5 здійснюється за допомогою шатуна 12, закріпленого на ексцентриковому валу 13. Шатун 12 шарнірно з'єднано з рухомою щокою 5 за допомогою передньої розпірної плити 14. Задня розпірна плита 15 шарнірно з'єднана як із шатуном, так і з корпусом дробарки 1. Тяга 16 із пружиною 17 полегшує відхід рухомої щоки 5 від нерухомої 4 під час розвантаження камери дроблення 10 від чергової порції готового продукту.

Обертання ексцентрикового вала здійснюється від електродвигуна через двоступінчасту плоско-пасову передачу, яка одночасно є запобіжним пристроєм дробарки (при попаданні в камеру дроблення 10 дуже міцного матеріалу паси проковзують по шківках, а щоки 4 та 5 залишаються нерухомими), що запобігає руйнуванню елементів дробарки. Окрім того захистом від руйнування щокової дробарки також є і передня 14 та задня 15 розпірні плити, які мають меншу межу міцності, ніж інші конструктивні елементи дробарки. Симетрично веденому шківу другого ступеня плоско-пасової передачі на ексцентриковому валу закріплено маховик 18, який накопичує енергію під час відходу рухомої щоки (холостий хід) і сприяє дробленню при її наближенні до нерухомої щоки (робочий хід). Крім того, маховик забезпечує рівномірність обертання ексцентрикового вала і цим самим зменшує негативний вплив вібрації, яка виникає під час роботи дробарки.



- 1 – корпус; 2, 3 – горизонтальні осі щік; 4 – нерухома щока; 5 – рухома щока;
 6, 7 – броньовані плити; 8 – виступ броньованої плити; 9 – западина броньованої плити;
 10 – камера дроблення; 11 – бокові броньовані плити; 12 – шатун;
 13 – ексцентриковий вал; 14 – передня розпірна плита; 15 – задня розпірна плита;
 16 – тяги; 17 – пружина тяги; 18 – маховик; 19 – натискний гвинт;
 20 – маховичок регулювання шпальта; 21 – пружина нерухомої щоки.

Рисунок 6.1 – Схема дослідної щокової дробарки з простим рухом щоки

Ступінь подрібнювання (i) регулюється натискним гвинтом 19 із маховиком 20. За допомогою пружини 21 нерухома щока піджимається до торця гвинта 19. При обертанні гвинта 19 нерухома щока повертається навкруги осі 2, що спричиняє зміну величини розвантажувального отвору (шпальта) e , м.

Права та ліва бокові стінки камери дроблення можуть повертатися навкруги вертикальних осей. При цьому передня стінка камери дроблення з'єднана з лівою стінкою нерухомо, а з правою, за допомогою замкового з'єднання – роз'ємно. Замкове з'єднання дозволяє здійснювати необхідні вимірювання камери дроблення, а також забезпечує безпосередній доступ до броньованих плит.

Органи керування установки змонтовано на щиті. Вмикання й вимикання установки здійснюється пакетним вимикачем, регулювання частоти обертання ро-

тора електродвигуна (і відповідно частоти обертання ексцентрикового вала) – авто-трансформатором, а вимірювання частоти обертання ексцентрикового вала – лічильником. Знаходження установки під електричним струмом контролюється сигнальною лампочкою.

6.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

- 1) Перед пуском перевірити замкове з'єднання правої бокової стінки камери дроблення.
- 2) Пуск і зупинення установки здійснювати тільки з дозволу викладача, суворо дотримуючись послідовності передбачених дій.
- 3) Забороняється заходити за огорожу установки.
- 4) Завантажування дробарка матеріалом, коли рухома щока не здійснює коливань, забороняється.
- 5) Під час роботи установки категорично забороняється:
 - а) доторкатися до рухомих елементів дробарки;
 - б) здійснювати будь-які геометричні вимірювання елементів дробарки у ввімкненому стані;
 - в) заглядати в камеру дроблення;
 - г) поправляти рукою подрібнюваний матеріал у камері дроблення;
 - д) поправляти паси плоско-пасової передачі привода дробарки.
- 6) При будь-яких порушеннях у роботі установки звернути на них увагу учбово-допоміжного персоналу або викладача. У екстрених ситуаціях установку негайно знеструмити.

6.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ

1) Перевірити відсутність подрібнюваного матеріалу та сторонніх предметів у камері дроблення дробарки, положення пасів на шківках плоско-пасової передачі привода та наявність заземлення установки.

2) Визначити та записати геометричні параметри камери дроблення: висоту нерухомої щоки – H , м; ширину – L , м; відстань між щоками в площині завантажувального отвору (паці) – B , м; мінімальну відстань між щоками в площині розвантажувального отвору (шпальта) – e , м; хід щоки – S , м.

3) Відібрати шість зразків матеріалу (які необхідно подрібнити) та написати (крейдою чи олівцем) на кожному з них порядковий номер ($j=1\div 6$).

4) Зважити кожен зразок вихідного матеріалу та записати значення маси m_j до таблиці 5.1.

5) Визначити лінійні розміри кожного зразка: A_j , B_j , C_j та записати значення до таблиці 5.1.

6) Подати живлення на установку. За допомогою реостата послідовно встановити та записати до таблиці 5.1 три значення потужності холостого ходу дробарки:

0,2 кВт;	0,3 кВт;	0,4 кВт.
----------	----------	----------

7) Для кожного значення потужності за допомогою лічильника (на пульті керування установкою) та секундоміра за певний час τ_j визначити та записати до таблиці 5.1 кількість подвійних коливань рухомої щоки: ; ; .

8) За допомогою реостата встановити перше значення потужності холостого ходу дробарки – , кВт. У камеру дроблення завантажиш перший ($j=1$) зразок матеріалу (завантаження виконувати повільно, уникаючи різких рухів, рівним торцем зразка в камеру дроблення). Одночасно ввімкнути секундомір і визначити час дроблення зразка – , с. Під час дроблення визначити потужність робочого ходу дробарки – вона відповідає максимальному показу ватметра.

Після подрібнення даного зразка ($j=1$) обрати найбільш характерний шматок подрібненого матеріалу та визначити його лінійні розміри a_1 , b_1 , c_1 .

Для визначення насипної густини подрібненого зразка взяти посудину, об'єм якої $V_{\text{нас}}$, і заповнити її подрібненим матеріалом, після чого з мірної склянки налити в посудину з подрібненим матеріалом воду. Визначити об'єм залитої води V_g .

Результати вимірювань занести до таблиці 6.2.

9) Послідовно встановити потужності холостого ходу дробарки i та здійснити вимірювання, вказані у п. 7 ÷ 8 для другого ($j=2$) та третього ($j=3$) зразків матеріалу.

10) Змінити ширину шпальта (мінімальну відстань між щоками в площині розвантажувального отвору) – e і здійснити вимірювання, вказані у п. 7, 8, для трьох зразків матеріалу, які залишилися.

6.6 АНАЛІЗ ТА ОБРОБКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ

Для кожного зразка подрібнюваного матеріалу необхідно провести наведені нижче розрахунки.

1) Середній розмір вихідного зразка (до подрібнювання), м:

$$\text{_____} \quad (6.9)$$

2) Середній розмір кінцевого продукту (після подрібнювання), м:

$$\text{_____} \quad (6.10)$$

3) Ступінь подрібнення:

$$\text{_____} \quad (6.11)$$

3) Кут захоплення α – величина стала при конкретному значенні ширини шпальта (e) – визначити за формулою (6.2).

4) Частота подвійних коливань рухомої щоки, об./с:

$$\text{_____} \quad (6.12)$$

Параметри камери дроблення:

Висота нерухомої щоки, м: $H =$ _____;

Ширина камери дроблення (ширина нерухомої щоки), м: $L =$ _____;

Відстань між щоками в площині завантажувального отвору, м: $B_1 =$ _____;

Хід щоки, м: $S =$ _____.

Таблиця 6.2 – Експериментальні дані

№ п/п	Ширина шпальта	Покази лічиль- ника		Потужність, кВт		Характеристики зразка матеріалу						Час подріб- нення зразка τ , с	
						вихідного				кінцевого			
						m , кг	A , м	B , м	C , м	a , м	b , м		c , м
1				0,2									
2				0,3									
3				0,4									
4				0,2									
5				0,3									
6				0,4									

Максимальна частота подвійних коливань рухомої шочи n_{\max} визначається за формулою (6.3).

5) Істинна густина матеріалу зразків, $\text{кг}/\text{м}^3$:

$$\text{---} \text{---} \text{---} \quad (6.13)$$

6) Коефіцієнт розпушення матеріалу прийняти $\mu_k=0,4$.

7) Насипна густина подрібненого матеріалу, $\text{кг}/\text{м}^3$:

$$\text{---} \text{---} \text{---} \quad (6.14)$$

Розраховані значення занести до таблиці 6.4.

10) Дійсна продуктивність дробарки:

масова, $\text{кг}/\text{с}$:

$$\text{---} \quad (6.15)$$

об'ємна, $\text{м}^3/\text{с}$:

$$\text{---} \quad (6.16)$$

11) Теоретична масова продуктивність дробарки G_T обчислюється за формулою (6.4), а об'ємна V_T – за формулою (6.6).

12) Дійсна потужність, що витрачається на подрібнення, кВт:

$$\text{---} \quad (6.17)$$

13) Значення теоретичної потужності N_I і N_{II} , що витрачається на подрібнення, кВт, обчислюється за формулами (6.7) та (6.8).

Фізико-механічні характеристики матеріалу зразків наведено в таблиці 6.3.

13) Середнє значення теоретичної потужності, що витрачається на подрібнення, кВт:

$$\text{---} \quad (6.18)$$

Таблиця 6.3 – Фізико-механічні характеристики матеріалу зразків

Матеріал зразків	Границя міцності при сти- скуванні, $\sigma_{ст} \cdot 10^{-6}$, Па	модуль пружності при ро- зтягуванні, $E_T \cdot 10^{-6}$, Па
Бетон	5-48	14600-23200
Вапняк	50-150	42000
Граніт	120-260	49000
Мармур	100-180	56000
Цегла	15-20	2700-3000

Таблиця 6.4 – Результати обробки експериментальних даних

№ п/п	Середній розмір шматка матеріалу		Ступінь подрібнення матеріалу	Кут захоплення матеріалу	Частота подвійних коливань рухомої щоби	
	$d_{п}$, м	$d_{к}$, м	i	α , град	n , об/с	n_{max} , об/с
1						
2						
3						
4						
5						
6						

14) Теоретична потужність, що витрачається електродвигуном приво-
да дробарки, кВт:

13) де η – коефіцієнт корисної дії привода дробарки:

.

14) Розраховані значення дійсних і теоретичних продуктивностей та затрат енергії занести до таблиці 6.5.

Аналіз та узагальнення результатів дослідження

1) Побудувати графіки залежностей дійсної та теоретичної масових продуктивностей від числа подвійних коливань (n) рухомої щоки (при одному із значень ширини шпальта (e): $G_d=f(n)$ і $G_T=f(n)$). Визначити відхилення дійсних значень від теоретичних.

2) Побудувати графіки залежностей дійсної й теоретичної потужностей, що витрачаються на подрібнювання, від числа подвійних коливань (n) рухомої щоки (при одному із значень ширини шпальта (e): $N_d=f(n)$ і $N_T=f(n)$). Визначити відхилення дійсних значень від теоретичних.

3) Побудувати графіки залежностей дійсної й теоретичної масових продуктивностей від ступеня подрібнювання (i), (при одному із значень числа подвійних коливань рухомої щоки (n): $G_d=f(i)$ і $G_T=f(i)$). Визначити відхилення дійсних значень від теоретичних.

4) Побудувати графіки залежностей дійсної й теоретичної потужностей, що витрачаються на подрібнювання, від ступеня подрібнювання (i) (при одному із значень числа подвійних коливань рухомої щоки (n): $N_d=f(n)$ і $N_T=f(n)$). Визначити відхилення дійсних значень від теоретичних.

5) Пояснити відхилення між побудованими графіками.

Таблиця 6.5 – Значення дійсних і теоретичних продуктивностей та затрат енергії

№ п/п	Масова продуктивність дробарки		Об'ємна продуктивність дробарки		Потужність, що витрачається на подрібнення		Потужність робочого ходу дробарки	
	дійсна	теоретична	дійсна	теоретична	дійсна	теоретична	дійсна	теоретична
	G_d , кг/с	G_t , кг/с	V_d , м ³ /с	V_t , м ³ /с	N_d , кВт	N_t , кВт	, кВт	, кВт
1								
2								
3								
4								
5								
6								

6.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Проаналізуйте основні властивості та характеристиками твердих матеріалів, які використовуються в хімічній промисловості та промисловості будівельних матеріалів.
2. Проаналізуйте поняття міцність матеріалу.
3. Проаналізуйте поняття твердість матеріалу.
4. Проаналізуйте поняття пластичність матеріалу.
5. Проаналізуйте поняття густина (істинна густина) матеріалу.
6. Проаналізуйте поняття насипна (середня) густина матеріалу.

7. Проаналізуйте поняття подрібнення матеріалу.
8. Проаналізуйте поняття розмелювання матеріалу.
9. Проаналізуйте що таке класи здрібнення.
10. Проаналізуйте способи подрібнення матеріалів.
11. Проаналізуйте поняття ступінь подрібнення матеріалу.
12. Проаналізуйте гіпотези подрібнення матеріалу.
13. Проаналізуйте гіпотезу поверхневого подрібнення.
14. Проаналізуйте гіпотезу об'ємного подрібнення.
15. Проаналізуйте гіпотезу академіка П.А. Ребіндера.
16. Наведіть висновки з гіпотез подрібнення.
17. Наведіть вимоги, при виборі чи конструюванні машин для подрібнення.
18. Наведіть класифікацію машин для подрібнення.
19. Наведіть класифікацію машин для подрібнення за технологічним призначенням.
20. Наведіть класифікацію машин для подрібнення за розміром шматків кінцевого продукту.
21. Наведіть класифікацію машин для подрібнення за принципом дії.
22. Проаналізуйте поняття кут захоплення.
23. Проаналізуйте конструкцію дослідної установки.
24. Проаналізуйте поняття потужності холостого ходу дробарки.
25. Проаналізуйте поняття потужності робочого ходу дробарки.
26. Проаналізуйте поняття дійсна та теоретична масова продуктивність дробарки.
27. Наведіть спосіб регулювання ступені подрібнення матеріалу на дослідній установці.
28. Як впливає частота обертів на потужність, що витрачається на подрібнення?
29. Як залежить ККД дробарки від її розмірів?
30. Оцініть якість роботи дробарки за результатами ситового аналізу.

31. Яке співвідношення числа подвійних коливань та обертів ексцентричного валу?
32. Які фактори впливають на частоту обертів?
33. Які конструкційні матеріали використовуються у дробарці? Обґрунтуйте.
34. Яким чином попереджається руйнування дробарки?
35. Проаналізуйте конструкцію щоккових дробарок.
36. Проаналізуйте конструкцію конусних дробарок.
37. Проаналізуйте конструкцію валкових дробарок.
38. Проаналізуйте конструкцію молоткових дробарок..
39. Проаналізуйте конструкцію кульових млинів.
40. Проаналізуйте конструкцію валкових грохотів.
41. Проаналізуйте конструкцію барабанних грохотів.
42. Проаналізуйте конструкцію хитних грохотів.
43. Проаналізуйте конструкцію вібраційних грохотів.

6.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 1: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К. :НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.1 – 300 с.
2. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 2: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К. :НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.2 – 416 с.
3. Процеси і апарати хімічної технології [Текст]: підручн. / Л.П. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГОБЛИНСЬКА, В.А. ЛЕЩЕНКО, І.А. НЕЧИПОРЕНКО, І.С. ЧЕРНИШОВА – Харків. НТУ «ХПІ» – 2009 р. 632 с.
4. Тананайко Ю.М., В.В. Чижик. Методические указания к проведению НИРС по курсу «Процессы и аппараты химической технологии». (Исследо-

ние щековой дробилки) для студентов всех форм обучения специальности «Химическое машиностроение» – . Киев: КПИ, 1985, 15 с.

5. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. — М. : Химия, 1992. — 416 с.

6. Сиренко П.М. Измельчение в химической промышленности. М. «Химия», 1968 – 382 с.

7. Андреев С.Е., Зверевич В.В., Перов В.А. Дробление, измельчение и грохочение полезных ископаемых. М., «Недра», 1971 – 315 с.

7 ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ВАЛКОВОЇ ДРОБАРКИ

7.1 ВСТУП

Швидкість хімічних і дифузійних процесів, що протікають за участю твердої фази, підвищується при збільшенні поверхні твердої фази, тому процеси подрібнення вихідних матеріалів грають важливу роль в інтенсифікації хімічних процесів.

Метою даної роботи є:

- вивчення будови та принципів роботи валкової дробарки - однієї з машин, що застосовуються для середнього і дрібного подрібнення;
- вивчення основ ситового аналізу і методик визначення основних технологічних характеристик дробарки: продуктивності, потужності, ступеня подрібнення, числа обертів валків;
- дослідження і проведення аналізу факторів, які впливають на продуктивність та витрати енергії в дробильних валках.

7.2 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСИНА

Матеріал викладено за авторами [1...9].

Основними властивостями й характеристиками твердих матеріалів, які використовуються в хімічній промисловості та промисловості будівельних матеріалів є:

- 1) **міцність** – здатність матеріалу чинити опір руйнуванню від дії напруг, які виникають у ньому під впливом прикладеного навантаження – $\sigma_{ст}$, Па;
- 5) **твердість** – властивість матеріалу чинити опір деформуванню або руйнуванню при місцевому силовому впливі; твердість матеріалу характеризується прониканням у нього іншого, більш твердого матеріалу;

6) **пластичність** – властивість матеріалу змінювати без руйнування форму та розміри під впливом навантажень, або внутрішніх напруг, зберігати утворену форму й розміри після припинення цього впливу;

7) **крихкість** – властивість твердого матеріалу руйнуватися під впливом механічних напруг, які в ньому виникають, без помітної пластичної деформації;

6) **густина (істинна густина)** – маса одиниці об'єму матеріалу в абсолютно щільному стані – ρ_T , кг/м³;

7) **насіпна (середня) густина** – маса одиниці об'єму матеріалу, включаючи пори й пустоти – $\rho_{T \text{ нас}}$, кг/м³;

Вказані властивості й характеристики залежать від складу, структури, вологості матеріалу, у тому числі неоднорідності будови шматків матеріалу, їх форми та розмірів, наявності в них тріщин тощо. Тому залежності, за якими визначають основні параметри подрібнювальних машин, у тому числі й щокрових дробарок, іноді приводять до значних похибок.

Інтенсивність фізичних та хімічних процесів за участю твердих матеріалів суттєво підвищується із збільшенням утвореної поверхні, тому різноманітні тверді матеріали в багатьох хімічних виробництвах підлягають механічному подрібненню.

Основні поняття.

Подрібнення - це процес зменшення розміру шматків матеріалу шляхом руйнування їх за рахунок докладання зовнішніх сил, які перевищують внутрішні сили зчеплення.

Умовно здрібнення поділяється на подрібнення і розмелювання. **Подрібнення** - процес зменшення великих шматків матеріалу (від ~ 1 м до 2 мм). **Розмелювання** - подрібнення дрібних часток від розмірів менше 2 мм.

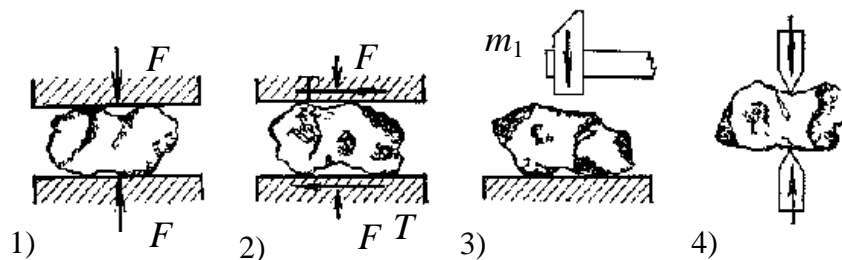
Класи подрібнення.

В залежності від розмірів шматків вихідного та подрібненого матеріалу розрізняють на класи здрібнення (таблиця 7.1).

Таблиця 7.1 – Класи здрібнення

Клас здрібнення	Розмір шматків початкового матер., $D_{п}$, мм	Розмір шматків подрібненого матер., $d_{к}$, мм
Подрібнення		
– велике;	1000	200
– середнє;	250	20
– дрібне;	20	2-5
Розмелювання		
– грубе	2-5	0,1-0,04
– середнє	0,1-0,04	0,015-0,005
– тонке	0,015-0,005	0,001
– колоїдне	<0,001	<0,0001

Способи подрібнення. При подрібненні твердих матеріалів існує чотири основні способи (Рисунок 7.1).



1 – роздавлювання, 2 – стирання, 3 – удар, 4 – розколювання

Рисунок 7.1 – Способи подрібнення матеріалів

Стирання, як правило, супроводжується роздавлюванням чи ударом і застосовується для отримання дрібних, тонких часток (звичайно для м'яких, в'язких матеріалів). Розколювання застосовується для подрібнення крихких матеріалів (крейда), щоб уникнути утворення дріб'язку. Для твердих і міцних

матеріалів застосовуються удар чи розколювання. У промисловості використовується ще розламування і розпилення.

Ступінь подрібнення. Ступенем подрібнення називається відношення максимальних за розмірами розмірів шматків до D_{Π} і після подрібнення d_{κ} .

$$i = \frac{D_{\Pi}}{d_{\kappa}}.$$

Отриманні шматки мають різну форму і тому практично D_{Π} і d_{κ} визначають за розміром отворів сит, через які просівають початковий матеріал і кінцевий продукт. У випадку, якщо просівання матеріалу не проводиться, приблизно, ступінь подрібнення визначають за формулою:

$$i \approx \frac{0,85B}{e}$$

де B та e – ширина завантажувального і розвантажувального отвору дробарки відповідно.

Більш точно ступінь подрібнення i може бути визначена по середньому розміру шматків, що знаходяться за допомогою ситового аналізу.

$$D_{\Pi} = \frac{A+B+C}{3}; \quad d_{\kappa} = \frac{a+b+c}{3},$$

де A, B, C і a, b, c – середні лінійні розміри шматків до і після подрібнення відповідно.

Гіпотези подрібнення

Визначення витрат енергії на подрібнення дуже складне, тому що на процес впливають дуже багато факторів, які не можливо кількісно обрахувати. Тому оцінка витраченої роботи визначається за гіпотезами подрібнення.

Ці гіпотези важко використовувати для точного розрахунку енергетичних витрат на процес, однак завдяки їм можна вибрати більш раціональну технологічну стратегію подрібнення і сформулювати основні вимоги до машин для подрібнення.

Гіпотеза поверхневого подрібнення. Гіпотеза Ріттінгера (1867 р.)

Робота, що витрачається на подрібнення, прямо пропорційна новоутвореній поверхні шматків матеріалу (Рисунок 7.2).

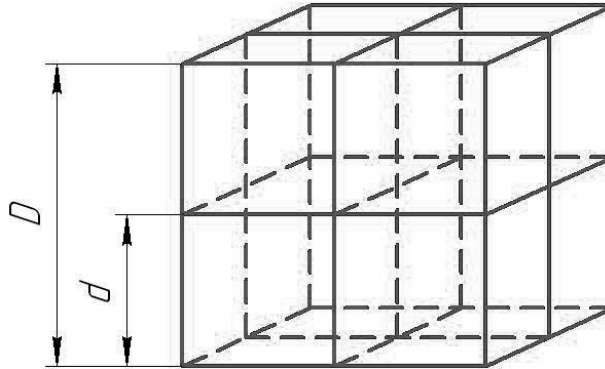


Рисунок 7.2 – Схема до гіпотези подрібнення

Ця гіпотеза ґрунтується на двох припущеннях:

- а) матеріал, що подрібнюється, має форму куба;*
- б) при подрібненні матеріал руйнується по площинах, паралельних граням куба.*

Нехай куб з ребром D буде подрібнено до куба з розміром ребра d (Рисунок 7.2). Приймаємо ступінь подрібнення $i = 2$, тоді розмір ребра новоутвореного куба визначиться, як $d = \frac{D}{i} = \frac{D}{2}$. Число площин подрібнення дорівнює $N = 3$ або $[3 \cdot (2-1)]$, а число кубів, що утворилися, $n = 8 = 2^3 = i^3$.

При ступені подрібнення “ i ” розмір ребра новоутвореного куба буде $\frac{D}{i}$, число площин розпаду $N = 3 \cdot i - 1$; число новоутворених кубів $n = i^3$.

Позначимо питому роботу подрібнення, яка виконується при утворенні одиничної площині розпаду – K . Тоді робота, що витрачається на подрібнення при ступені подрібнення “ i ”, дорівнює:

$$T = K \cdot \Delta F.$$

де ΔF – новоутворена поверхня, яка визначається за виразом:

$$\Delta F = f_k - F_n,$$

де f_k – кінцева поверхня новоутворених кубів після подрібнення, розраховується:

$$f_k = 6nd^2,$$

F_{Π} – початкова поверхня куба до подрібнення, яка розраховується за виразом:

$$F_{\Pi} = 6D^2,$$

Виконавши підстановку, F_{Π} та f_k , до виразу визначення площі новоутвореної поверхні, одержимо:

$$\Delta F = n(6d^2) - 6D^2 = i^3 \left[6 \left(\frac{D}{i} \right)^2 \right] - 6D^2 = 6D^2(i-1).$$

Після підстановки до одержаного виразу до формули визначення площі новоутвореної поверхні, одержимо:

$$T = K \cdot 6D^2 i - 1 .$$

При ступені подрібнення i_1 робота подрібнення відповідно буде $T_1 = K \cdot 6D^2 i_1 - 1$, а при ступені подрібнення i_2 – $T_2 = K \cdot 6D^2 i_2 - 1$. Тоді, відношення робіт для різних значень “ i ” дорівнює:

$$\frac{T_1}{T_2} = \frac{i_1 - 1}{i_2 - 1},$$

у випадку, коли $i \gg 1$, маємо:

$$\boxed{\frac{T_1}{T_2} = \frac{i_1}{i_2}}.$$

Звідси випливає, що робота подрібнення прямо пропорційна ступеню подрібнення, тобто чим менше розмір кінцевого матеріалу, тим більше витрата енергії.

Недоліки гіпотези Ріттінгера полягають в тому, що не враховується зміна об’єму матеріалу, що має місце при великому подрібненні, тому є придатною тільки при високих ступенях подрібнення (дрібне подрібнення та розмелювання), коли суттєво збільшується поверхня матеріалу.

Проте, з аналізу гіпотези поверхневого подрібнення можна зробити ряд практичних висновків:

1) оскільки витрата енергії пропорційна ступеню подрібнення, то подрібнення необхідно вести тільки до заданого кінцевого розміру шматка матеріалу

лу d , що формулюється як *золоте правило подрібнення*: “**Не подрібнювати нічого зайвого**”.

2) при високих ступенях подрібнення процес треба проводити в декілька стадій.

Гіпотеза об'ємного подрібнення. Ця гіпотеза була вперше висунута у 1874 р. В.Л. Кірпічовим - першим ректором КПІ, а у 1885 р. Ф. Кікком.

Робота, що витрачається на подрібнення, прямо пропорційна зміні об'єму чи масі матеріалу, що подрібнюється:

$$T = k_1 \cdot \Delta V.$$

У цій гіпотезі запропоновано застосовувати закон Гука для визначення роботи, пов'язаної зі зміною об'єму матеріалу:

$$T = \frac{k_1 \sigma^2 \Delta V}{2E},$$

де σ – межа міцності матеріалу;

ΔV – зміна об'єму шматків матеріалу;

E – модуль Юнга.

Якщо два шматки після подрібнення мають об'єми ΔV_1 і ΔV_2 , то згідно гіпотези подрібнення робота на їх утворення може бути розрахована як:

$$T_1 = \frac{k_1 \sigma^2 \Delta V_1}{2E} = \frac{k_1 \sigma^2 \Delta G_1}{2E\rho},$$

$$T_2 = \frac{k_2 \sigma^2 \Delta V_2}{2E} = \frac{k_2 \sigma^2 \Delta G_2}{2E\rho},$$

де ρ – густина матеріалу.

Відношення робіт для різних об'ємів визначиться, як:

$$\boxed{\frac{T_1}{T_2} = \frac{\Delta V_1}{\Delta V_2} = \frac{\Delta G_1}{\Delta G_2}}.$$

Недоліки гіпотези. В цій гіпотезі використовується закон Гука за межами пружних деформацій, коли відбувається руйнування матеріалу, і не враховується витрати енергії на утворення нових поверхонь. Тому більш повно оцінює витрати енергії на велике і середнє подрібнення.

Надалі з'явилися інші гіпотези, які по-різному оцінюють витрату енергії на подрібнення. Але узагальненою є гіпотеза академіка П.А. Ребіндера.

Проте, цю гіпотезу можна застосовувати для оцінки витрат енергії і в машинах для великого подрібнення, коли вона дає результати, близькі до практичних. По Левенсону при цьому приймається:

$$\Delta V = D^3 - d^3.$$

Гіпотеза академіка П.А. Ребіндера. Об'єднана гіпотеза подрібнення.

Повна робота подрібнення дорівнює сумі робіт деформацій зміни об'єму і утворення нових поверхонь матеріалу.

$$T = K_1 \Delta F + K_2 \Delta V.$$

При великому подрібненні, коли ΔF відносно невелике, першим членом рівняння можна знехтувати. При дрібному подрібненні робота щодо зміни об'єму є невелика в порівнянні з роботою, пов'язаною з утворенням нових поверхонь і тоді можна не враховувати другий член цього рівняння.

Окрім розглянутих гіпотез, існує і цілий ряд інших, зокрема: термодинамічна, вільного подрібнення, тощо. Нажаль, жодна з гіпотез не дозволяє розрахувати точне значення витрат енергії на подрібнення. Тому часто при розрахунках витрат на подрібнення користуються практичними даними й емпіричними залежностями.

Висновки з гіпотез подрібнення. Робота необхідна для подрібнення пропорційна зміні поверхні чи об'єму подрібненого матеріалу був зроблений висновок “не подрібнювати нічого зайвого”. Тому матеріал, що після подрібнення дробарці, доцільно класифікувати (шляхом просіювання) і шматки, розміри яких менше заданого доцільно вилучити з дробарки. Відповідно шматки більшого розміру повертають до дробарки на повторне подрібнення. Таким чином, подрібнення необхідно супроводжувати просіюванням. Це визначає схеми циклів подрібнення, які можуть бути відкритими і замкнутими, одностадійними і багатостадійними.

На основі гіпотез подрібнення можна сформулювати основні вимоги, при виборі чи конструюванні машин для подрібнення:

8) *рівномірність розмірів шматків матеріалу, що утворюються після подрібнення;*

9) *негайне видалення шматків, які досягли заданого розміру, з машини;*

10) *мале пилоутворення;*

11) *безперервність завантаження і вивантаження матеріалу;*

12) *можливість регулювання ступеня подрібнення;*

13) *мінімальні витрати енергії на одиницю маси матеріалу, що подрібнюється;*

14) *простота заміни зношених частин у вузлах конструкції машин.*

Тенденція розвитку теорії подрібнення спрямована на подальший розвиток досліджень, пов'язаних з вивченням механізму руйнування твердих тіл, визначенням поверхневої енергії, вивченням будови і властивостей твердих тіл, які з цих факторів суттєво впливають на ефективність подрібнення. Розглядаються нові сучасні методи руйнування (насичення матеріалу водою під тиском з наступним різким зменшенням його; руйнування матеріалу за рахунок швидкої зміни температури під вакуумом; додавання до руйнування вібрацій і встановлення резонансу з власною довжиною хвиль часток матеріалу; подрібнення матеріалів при охолодженні їх рідким азотом ($-195,8^{\circ}\text{C}$), застосування поверхнево активних речовин для полегшення руйнування матеріалу і т.д. Останній метод був відкритий академіком Ребіндером П.А. у 1928 р. і успішно застосовується в наш час.

Подрібнення проводиться за допомогою машин.

Машина – це механізм, який перетворює енергію на корисну роботу.

Класифікація машин для подрібнення. Усі машини для подрібнення поділяються:

I. За технологічним призначенням:

- машини первинного подрібнення;
- машини вторинного подрібнення.

II. За розміром шматків кінцевого продукту:

- дробарки ($d_{\text{кін}} > 2 \text{ мм}$);

– млини ($d_{\text{кін}} < 2$ мм).

III. За принципом дії:

- машини великого подрібнення: *щоківі дробарки, конусні дробарки;*
- - машини середнього подрібнення: *валкові дробарки;*
- - машини дрібного подрібнення: *бігуни, молоткові дробарки, дезінтегратори і дисмембратори;*
- машини розмелювання: *кульові і стрижневі, кільцеві, пневматичні млини;*
- машини надтонкого подрібнення: *вібромлини, колоїдні, струминні млини.*

Валкові дробарки застосовуються для середнього і дрібного подрібнення матеріалів. Матеріал подрібнюється двома валками, що обертаються назустріч один одному. Валки бувають гладкими, рифленими і зубчатими. В перших подрібнення матеріалу відбувається роздавлюванням і частково стиранням; в інших – розколюванням і частково стиранням.

Валкові дробарки можуть бути з одним валком (подрібнення між зубчатим валком і колосниковими ґратами), з двома валками, з двома чи трьома парами валків для підвищення ступеня подрібнення (усі валки кріпляться на одній станині).

За конструктивним оформленням валкові дробарки (рисунок 7.3), розрізняються: з нерухомими підшипниками обох валків (рисунок 7.3а); з рухомим підшипником одного валка (рисунок 7.3б); з рухомими підшипниками обох валків (рисунок 7.3в).

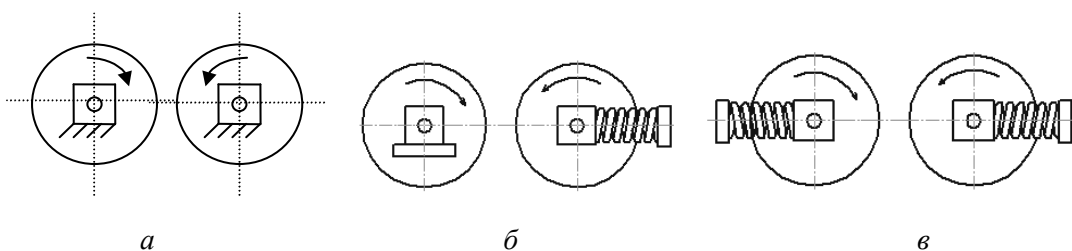


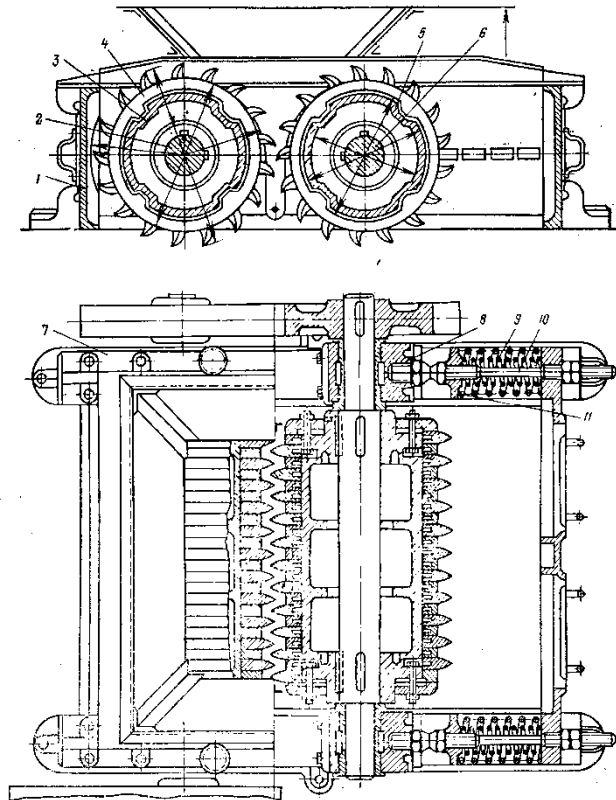
Рисунок 7.3 – Конструктивне оформлення валкових дробарок:

а – з нерухомими підшипниками обох валків; *б* – з рухомим підшипником одного валка; *в* - з рухомими підшипниками обох валків

Перший тип дробарок найменш розповсюджений внаслідок частого руйнування деталей при попаданні між валками предметів, які не подрібнюються. Однак із введенням запобіжних болтів, що зрізуються, ці валки отримали найбільше поширення. У валкових дробарках на (рисунок 7.3б і рисунок 7.3в) запобіжні пружини стискаються, дозволяючи валку відійти вбік і пропустити предмет, що не подрібнюється, у щілину.

Зубчаті валкові дробарки (рисунок 7.4) застосовуються для подрібнення крихких неміцних матеріалів (вугілля, коксу, солі та інше). Складаються з двох зубчатих валків, які обертаються назустріч один одному. Матеріал, що подрібнюється, попадає між зубцями валків, розколюється і випадає через щілини між валками. Один валок встановлений на нерухомих підшипниках, а другий – на підшипниках з амортизуючими пружинами. На валках встановлені зубчаті кільця чи сегменти, які заміняють при зносі. Діаметр валка досягає 1500 мм, ширина – до 2100 мм, продуктивність великих машин досягає 200 т/год.

Гладенькі валки виготовляються з чавуна і футеруються бандажами з марганцевистої чи вуглецевої сталі в залежності від твердості подрібнюваного матеріалу. Привід валків здійснюється за допомогою пасової передачі. Кожен валок має окремий привід. В інших конструкціях привід має тільки один валок, а другий валок приводиться від першого через циліндричну пару зубчатих шестірень. Ці шестірні мають подовжені зуби, що не виходять із зачеплення при відході рухливого валка. Ступінь подрібнення $i = 3 \div 4$ (для твердих матеріалів) та $i = 10 \div 15$ (для м'яких матеріалів і матеріалів середньої твердості). Розмір шматків після подрібнення $d \approx 2 \div 10$ мм. Діаметр валків 400 ÷ 1500 мм, ширина 250 ÷ 600 мм. Продуктивність – до 200 т/год. Лінійна швидкість обертання валка – 2 ÷ 8 м/с.



1 – рама; 2 – вісь валка з нерухомим підшипником;
 3 – валок з нерухомим підшипником; 4 – зубчате кільце; 5 – рухомий валок;
 6 - вісь рухомого валка; 7 – нерухомий підшипник; 8 – рухомий підшипник;
 9 – пружина; 10 – направляюча шпилька; 11 – опорна тарілка

Рисунок 7.4 – Валкова зубчата дробарка

Початковий матеріал надходить у валкову дробарку (рисунок 7.5) втягується парою гладких циліндричних валків 1, 2, що рухаються назустріч один одному.

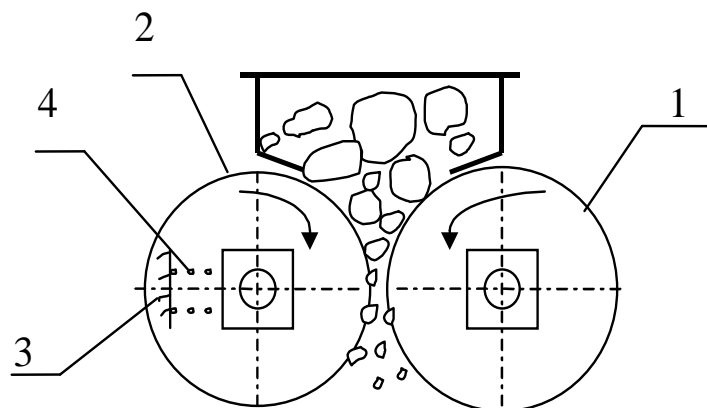


Рисунок 7.5 – Схема валкової дробарки

Валки розташовані на підшипниках в корпусі 3, причому валок 1 нерухомо закріплений на станині, а валок 2 – в підшипниках ковзання, які утримуються в заданому положенні за рахунок пружини 4. При попаданні твердого стороннього предмета у дробарку рухомий валок відходить від нерухомого, збільшуючи відстань між ними, і предмет випадає з дробарки без її пошкодження.

Технологічні характеристики.

Кут захоплення. Кут захоплення – це кут, утворений двома дотичними, проведеними через точки дотику матеріалу до поверхні валка (рисунок 7.6 б). В цих точках діють сила нормального тиску P_1 , нормаль до неї і напрямлена вниз – сила тертя P_1f .

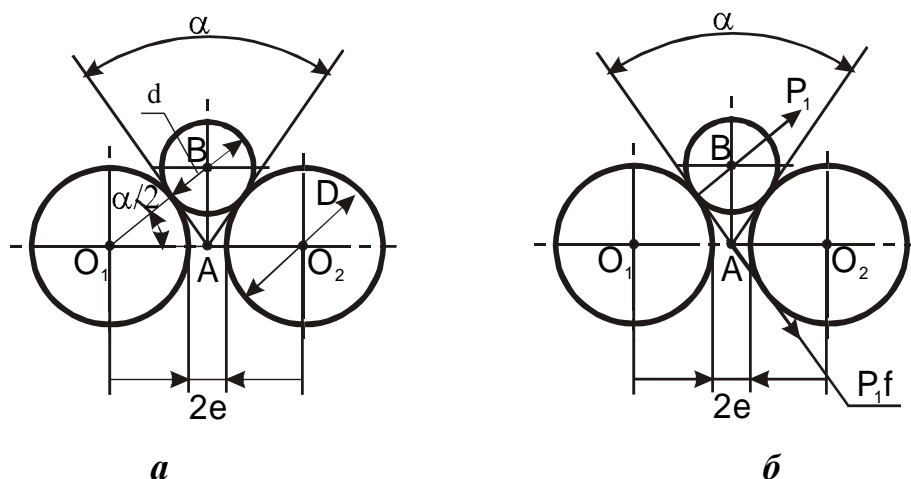


Рисунок 7.6 – Схема розрахунку технологічних характеристик валкової дробарки

Кут захоплення - це кут, що утворюються дотичними до поверхні валків в точках їх дотику з матеріалом. Кут захоплення повинен бути менше двох кутів тертя:

де α – кут захоплення;

β – кут тертя;

- коефіцієнт тертя матеріалу об валок (для матеріалів середньої твердості).

Тому максимальний розмір шматків, що подрібнюються повинен бути у 20 разів менше діаметра гладких валків.

$$d_{\max} = \frac{D_e}{20}, \text{ (при умові } \frac{D}{e} = 4 \text{)}$$

де d_{\max} – максимальний розмір шматків матеріалу, що подрібнюється, мм;

D_e – діаметр валків, мм;

D – розмір надходить матеріалу, мм;

e – відстань між валками, мм.

За аналогією з шоковою дробаркою умова втягування матеріалу: $\alpha \leq 2\rho$. Зазвичай приймається $\alpha = 32 \div 48^\circ$, що відповідає $f = 0,3 \div 0,45$. Кут захоплення залежить від діаметра валків, від діаметра шматка матеріалу і відстані між валками – $2e$. Кут захоплення зменшується при збільшенні діаметра валків, зменшенні діаметра шматків матеріалу, збільшенні відстані між валками.

Розміри валків. Знайдемо співвідношення між діаметром валків і розміром шматків матеріалу, що надходить у дробарку. З трикутника OAB (рисунок 7.6a) знайдемо:

$$\cos \frac{\alpha}{2} = \frac{O_1A}{O_1B} = \frac{\frac{D}{2} + \frac{2e}{2}}{\frac{D}{2} + \frac{d}{2}}$$

Звідси діаметр валків:

$$D = \frac{d \cos \frac{\alpha}{2} - 2e}{1 - \cos \frac{\alpha}{2}}$$

Для матеріалів середньої твердості при $f \approx 0,3$; $\rho \approx 16^\circ$ і $\alpha \approx 32^\circ$. Ступінь подрібнення $i = d/(2e) \approx 4$, тоді $D \approx 18d$. Практично для твердих порід визначається, як:

$$D = 18 \div 22 d.$$

Тобто, для дробарок із гладенькими валками розмір матеріалу, що надходить, повинен бути в 20 разів менше діаметра валків, що обмежує застосування цих дробарок.

Для зубчатих дробарок $D = (1,5 \div 4,5)d$. Довжина валків визначається за виразом:

$$L = 0,3 \div 0,7 D.$$

Число обертів валків. Максимальне число обертів n визначають, виходячи із неприпустимості відставання матеріалу від поверхні валків, що призводить до зменшення продуктивності дробарки.

Максимальне число обертів, отримане на основі аналізу дії сил тертя на поверхні валка, визначається за залежністю:

$$n_{\max} = 3,94 \sqrt{\frac{\sigma_p^2 \cdot f \cdot \alpha}{E' \cdot \rho \cdot D_g \cdot (D - d)}} \text{ об/хв},$$

де σ_p – межа міцності матеріалу, н/м²;

E' – модуль пружності матеріалу, н/м²;

ρ – насипна густина матеріалу, т/м³;

D_g, D, d - діаметри валка та частинок матеріалу що надходить і виходить з дробарки, відповідно, см.

Перевірку величини n_{\max} можна виконати за виразом Л.Б.Левенсона:

$$n_{\max} = 308 \sqrt{\frac{f}{\rho \cdot r \cdot R_g}} \text{ об/хв},$$

де r, R_g - максимальний радіус шматків сировини і валка відповідно, см;

ρ – насипна густина матеріалу, кг/см³.

Практичне значення числа обертів валків зменшують на 10-15% від n_{\max} .

Число обертів валків, яке визначає продуктивність дробарки, можна збільшувати лише до певної межі. Перевищення числа обертів веде до збільшеного зносу валків, підвищеної витрати енергії, підвищеної вібрації машини та можливої поломки її деталей.

Продуктивність валкових дробарок.

При безперервній подачі матеріалу з дробарки виходить стрічка подрібненого продукту товщиною $s = 2e$ (відстань між валками) і шириною $b = L$ (ширина валка). Якщо швидкість стрічки W , м/с, то об'ємна продуктивність (м³/с) суцільного матеріалу дорівнює $V = 2e \cdot L \cdot W$. З урахуванням коефіцієнта розрихлювання μ об'ємна продуктивність, м³/год., становить:

$$G = 188,4 \cdot \mu \cdot \rho_n \cdot B \cdot D_e \cdot d \cdot n \text{ т/год,}$$

де μ – коефіцієнт розпушування, для більшості твердих матеріалів $\mu \approx 0,2 \dots 0,3$, приймаємо $\mu \approx 0,27$, та $\mu \approx 0,5 \dots 0,6$ – для вологих матеріалів, наприклад глина;

ρ_n – насипна густина матеріалу т/м³;

B, D_e – ширина і діаметр валків, м;

d – кінцевий розмір шматків матеріалу, м;

n – число обертів валків, об/хв.

де $\mu = 0,2 \div 0,3$ для твердих матеріалів і $0,5 \div 0,6$ – для вологих матеріалів (глина).

Вважаючи, що швидкість стрічки дорівнює лінійній швидкості валків, одержимо:

$$W = \frac{\pi D n}{60},$$

де D – діаметр валків, м;

n – число обертів, об/хв.

Після відповідної підстановки до формули (26.22) об'ємна продуктивність валкової дробарки визначиться, як:

$$V = \mu 2eL\pi Dn \cdot 60 = 376,8\mu eLDn.$$

Якщо густина матеріалу ρ у т/м³, то масова продуктивність розраховується, як:

$$G = 376,8\mu eLDn\rho .$$

Витрати потужності. Потужність у валковій дробарці витрачається на подрібнення, тертя матеріалу з валками і тертя в підшипниках. При розрахунках користуються даними відповідних каталогів. Орієнтовно для гладеньких валків питомі витрати потужності становлять 1,3 ÷ 3 кВт на 1 м³ подрібнюваного матеріалу, кВт:

$$N = K_n D_B L_n .$$

де K_n – коефіцієнт, що визначається дослідним шляхом.

Споживана потужність.

У валкових дробарках енергія витрачається на:

- подрібнення матеріалу;
- подолання сил тертя матеріалу об валки;
- подолання сил тертя в підшипниках.

Розрахунок за всіма трьома складовими ведеться тільки в тому випадку, коли робота йде на високих швидкостях валків і не зважають на підвищені витрати енергії і знос матеріалу валків.

При швидкостях руху валків 2...4 м/сек витрати енергії можна знайти за виразом:

$$N_{\max} = 13,7 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{\sigma^2 \cdot G}{\eta \cdot E \cdot \rho_n} \cdot \lg i \text{ кВт},$$

де σ^2 , E – межа міцності і модуль пружності матеріалу, н/м²;

G – продуктивність дробарки, т/год;

ρ_n – насипна густина матеріалу, т/м³;

η – загальний ККД дробарки (для валкових дробарок $\eta = 0,32 \dots 0,38$;

i – ступінь подрібнення матеріалу.

7.3 ОПИС УСТАНОВКИ

Конструктивна схема дробарки наведена на рисунку 7.1 (без завантажувального конусу).

На металевій рамі 1 встановлено дві пари підшипників 7, які є опорою дробильних валків 2, змащування підшипників 7 здійснюється через мазниці 6. Підшипники валків рухомі, при попаданні матеріалу, який складно подрібнити, валки, за допомогою пружин 11 розходяться і пропускають матеріал без пошкодження деталей машини. Далі, за допомогою цих же пружин 11 що упираються в рухомі підшипники одного з валків та раму 1 дробарки, валки повертаються в початкове положення.

Зазор між валками регулюється за допомогою гвинтів 8, рух від електродвигуна передається через плоскопасову передачу і шків–маховик 5 одному з валків. Другий валок з'єднаний з першим зубчастою передачею 12 з підвищеним модулем. Дякуючи такому з'єднанню валки обертаються назустріч один одному, а зубчасті шестерні не виходять із зачеплення при переміщенні рухомих підшипників.

Регулювання зусилля, яке необхідне для відходу рухомого валка (це зусилля змінюється в залежності від міцнісних характеристик матеріалу, що дробиться здійснюється пружиною 11, гвинтом 9 та контргайкою 10.

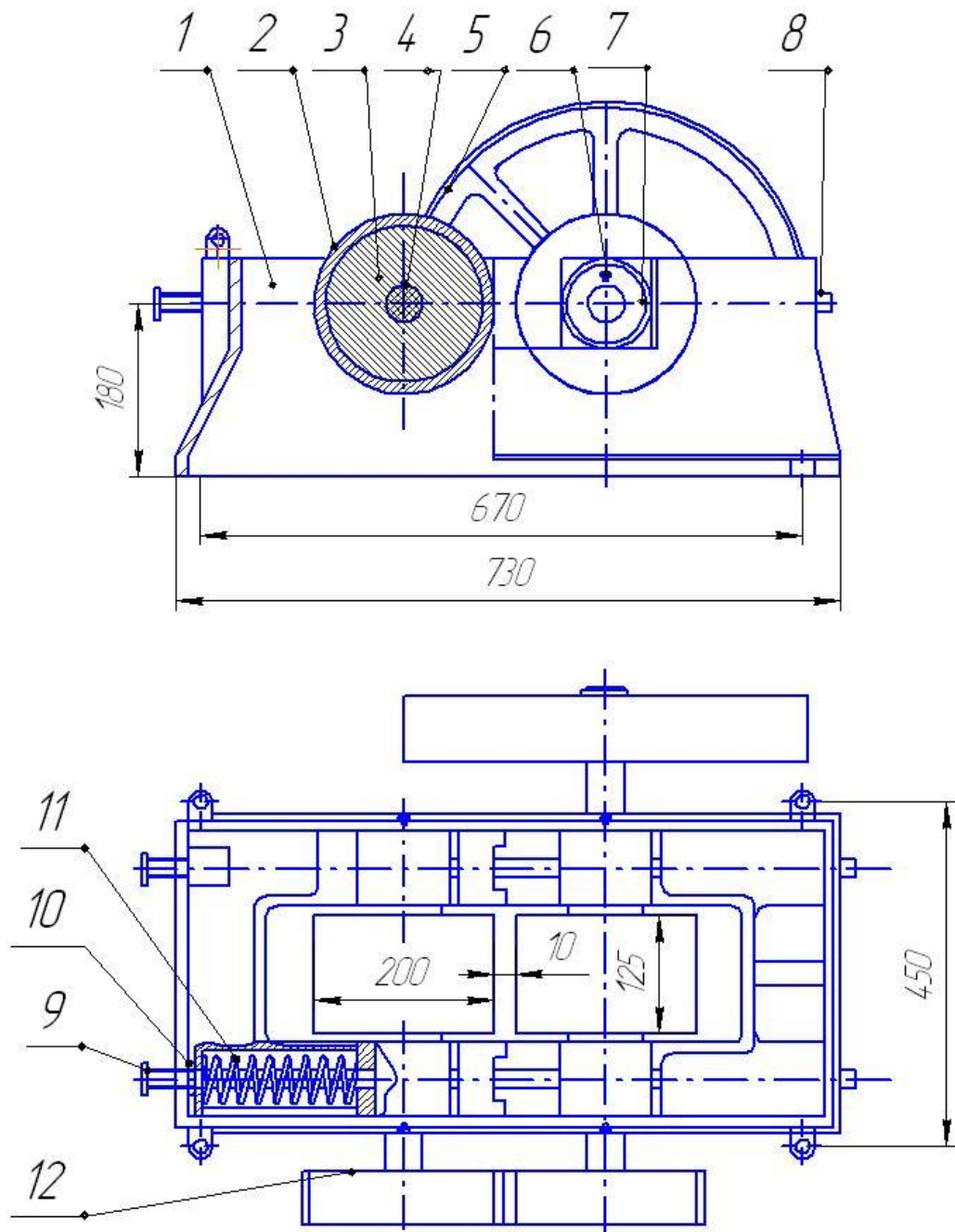


Рисунок 7.1 – Конструктивна схема дробарки (без завантажувального конусу)

Корпус дробильного валка складається з чавунного бандажа з відбіленою поверхнею 2, який посаджений на сталеву маточину 3 і закріплений шпоною 4.

Схема основних замірів

1. Витрата потужності на подрібнення визначається по різниці показників амперметра і вольтметра, встановлених на щиті.

2. Число обертів трансмісійного валу, що визначає число обертів дробильних валків вимірюється тахометром.

Управління установкою

Пуск і зупинка установки проводиться вмиканням і вимиканням пакетного вимикачі на щиті управління.

Регулювання числа обертів валків виконується обертанням рукоятки релостату РНО. Контроль числа обертів виконується по тахометру. Регулювання зазору між валками виконується гвинтами 8.

7.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

1. Пускати в хід установку при відкритій кришці заборонено.

2. Під час роботи установки забороняється проводити будь-які вимірювання на дробарці.

3. Забороняється заглядати в завантажувальний бункер установки і поправляти руками матеріал в ньому при роботі дробарки.

4. При роботі на установці у всіх працюючих волосся повинне бути підібране, а одяг застібнута.

5. Забороняється заходити за огорожу і поправляти ремені при роботі дробарки.
6. Забороняється знімати захисний кожух зубчастої передачі.
7. Завантаження дробарки в неробочому положенні заборонене.

7.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ДОСЛІДЖЕНЬ ТА ОСНОВНІ ЗАМІРИ

1 Перевірити наявність всіх допоміжних приладів, положення ременів на шківках, готовність установки до пуску.

2 Скласти схему дробарки.

3 Провести заміри всіх елементів установки:

діаметри маховика шківка, D_m м;

діаметри трансмісійного шківка, D_T м ;

діаметри валка, d м;

ширину валка, B м;

відстань між валками, e м;

4 Відважити 3...4 порції матеріалу, що завантажується (об'єм однієї порції 5...10 дм³).

5 Знайти середній розмір шматків матеріалу, що завантажується шляхом заміру лінійних розмірів трьох шматків різного розміру. Розмір одного шматка знаходиться як середнє арифметичне з трьох лінійних розмірів шматка:

$$D = \frac{a + b + c}{3} \text{ м,}$$

5 Пустити установку. Виміряти число обертів трансмісійного валу тахометром.

7 Заміряти показники амперметра і вольтметра на холостому ході I_{xx} та U_{xx} або ватметром W_{xx} .

8 Завантажити порцію матеріалу в бункер дробарки і засікти час початку дроблення. Рівномірність подачі матеріалу на валки забезпечується вручну зворотно-поступальним переміщенням заслінки, встановленої на бункері.

Протягом роботи зняти 2-3 рази показання приладів I_{px} та U_{px} або ватметром W_{px} .

Примітка: 1. Пам'ятайте, що процес дроблення на валках проходить дуже швидко.

2. У зв'язку з модернізацією установки можуть бути встановлені інші прилади.

9 Повторити всі вимірювання на інших числах обертів n .

10 Провести всі виміри при меншій ширині щілини e .

Примітка: Для попередження прослизання пасової передачі не встановлювати ширину щілини меншою за $e = 6$ мм.

11 Знайти середній розмір шматків готового продукту шляхом вимірювання розмірів 3...4 шматків:

$$D_i = \frac{a_i + b_i + c_i}{3}$$

12. Записати розміри елементів дробарки:

діаметри маховика шківів, $D_m = \underline{\hspace{2cm}}$ м;

діаметри трансмісійного шківів, $D_T = \underline{\hspace{2cm}}$ м ;

діаметри валка, $d = \underline{\hspace{2cm}}$ м;

ширину валка, $B = \underline{\hspace{2cm}}$ м;

відстань між валками, $e = \underline{\hspace{2cm}}$ м;

показники амперметра на холостому ході $I_{xx} = \underline{\hspace{2cm}}$, А

показники вольтметра на холостому ході $U_{xx} = \underline{\hspace{2cm}}$, В

показники ватметра на холостому ході $W_{xx} = \underline{\hspace{2cm}}$ Вт.

Всі результати вимірів занести до таблиці 7.1.

7.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ВИМІРЮВАНЬ

1 Ступінь подрібнення для даного зазору між валками визначається за виразом:

$$i = \frac{D_{сер}}{d_{сер}},$$

де $D_{сер}$, $d_{сер}$ середній розмір шматків матеріалу отриманих до та після подрібнення, мм.

2. Перевірка відношення діаметри валка до середнього розміру шматків матеріалу до дроблення:

$$K = \frac{D_е}{D_{сер}} < 20$$

3. Число оборотів валка:

$$n_е = \varphi \cdot \frac{n_T \cdot D_е}{D_{сер}} \text{ об/хв,}$$

де φ – коефіцієнт проковзування ременя $\varphi = 0,95$.

Таблиця 7.1 – Результати вимірів

№ з/п	Ширина щілини, мм	Розмір шматків матеріалу, мм										Число обертів, n , об/с	Маса матеріалу, G_m , кг	Час подрібнення, $\Delta\tau$, с	Показники приладів I_{px} , U_{px} , W_{px} .		
		до подрібнення					після подрібнення								I_{px} , А	U_{px} , В	
		a	b	c	D	$D_{сер}$	a	b	c	D	$D_{сер}$				W_{px} , Вт		

4 Дійсна продуктивність

$$G_{\partial} = \frac{3,6 \cdot G_i}{\Delta \tau_i} \text{ т/ГОД,}$$

де G_i – маса подробленого матеріалу в г при даному числі обертів, n ;

$\Delta \tau_i$ – час подрібнення G_i , кг матеріалу, сек.

5 Дійсна потужність, що витрачається на подрібнення

$$N_{\partial} = N_{px} - N_{xx},$$

де $N_{px} = I_{px} \cdot U_{px}$ Вт – потужність робочого ходу;

$N_{xx} = I_{xx} \cdot U_{xx}$ Вт – потужність холостого ходу,

I – показники амперметра, А;

U – показники вольтметра, В.

При наявності ватметра знімаються показання ватметрів.

6 Теоретичні значенні числа обертів n_{\max} та n'_{\max} , продуктивності G_T та споживаної потужності N_{\max} розраховуються за виразами 1, 2, 3.

7. Результати всіх розрахунків знести в таблицю 7.2:

Примітка: 1. У разі проведення ситового аналізу ступінь подрібнення i , коефіцієнти K , величини n_{\max} , G_T та N_{\max} обраховуються по залежностях 1, 2, 3 приймаючи за діаметр частинок подробленого матеріалу середньозважений діаметр, який знаходиться за ситовим аналізом.

Таблиця 7.2

Відстань між валками, e м	№, з/п	Ступінь подрібнення i	Максимальне число обертів, об/хв		Число обертів валу, об/хв	$K = \bar{D}_6 / D_{cep}$	Продуктивності, т/год		Потужність, кВт					
			n_{max}	n'_{max}			G_δ	G_T	N_{cx}	N_{px}	N_δ	N_{cp}	N_{max}	

Аналіз результатів

За результатами, наведеними у таблиці 7.2 побудувати наступні графіки залежностей (Криві для теоретичного і дійсного процесів зобразити на одному графіку):

$$G_\delta = f(\varphi) \text{ та } G_T = f(\varphi);$$

$$G_\delta = f'(\varphi) \text{ та } G_T = f'(\varphi);$$

$$N_\delta = f(\varphi) \text{ та } N_T = f''(\varphi);$$

$$N_\delta = f(\varphi) \text{ та } N_T = f''(\varphi).$$

Провести аналіз отриманих залежностей, порівняти теоретичні та виміряних значення основних показників та пояснити причини відхилення теоретичного та дійсного протікання процесів.

Ситовий аналіз

Ситовий аналіз проводиться для визначення гранулометричного складу подробленого матеріалу. На основі ситового аналізу, результати якого наводяться графічно, визначається середній розмір шматків матеріалу (середньозважений розмір) та робиться висновок про якість подрібнення матеріалу, тобто а якість роботи машини.

При ситовому аналізі навіска матеріалу розділяється на фракції за допомогою набору сит різного розміру.

Обробка результатів експериментів

Наважку матеріалу, що була подрібнена насипати на верхнє сито набору сит і струшувати до повного поділу на фракції.

Залишок матеріалу на кожному ситі зважити.

Результати вимірювань знести в таблицю 7.3.

Таблиця 7.3 – Вимірювань знести

№, з/п	Номер сита	Клас матеріалу		Середній діаметр фракції, мм	Вихід фракції, кг	Вихід фракції, %	Середній діаметр зерна, мм		Відстань між валками, мм	Ступінь подрібнення матеріалу
		d_{\max}	d_{\min}				$D_{\text{сер}}$	$d_{\text{сер}}$		
									e	i

Середній діаметр одного зерна визначаються за формулою:

$$D = \frac{a + b + c}{3} \text{ м,}$$

Середній діаметр фракції знаходиться як середньоарифметичне максимального та мінімального діаметрів однієї фракції:

$$D_{\text{фр}} = \frac{D_{\text{max}} + D_{\text{min}}}{2}$$

Середній діаметр зерна суміші знаходиться як середньоквадратичне, визначене по числу зерен:

$$D_{\text{сер.кв.}} = \sqrt{\frac{\sum n \cdot d_{\text{фр}}^2}{\sum n}},$$

де n – число фракцій.

Або як середньо гармонічне, визначене по масовому виходу фракції:

$$D_{\text{сер.кв.}} = \frac{\sum \rho}{\sum \frac{\rho}{d_{\text{фр}}}}.$$

За результатами побудувати залежність виходу класу, % від діаметр отвору сита, мм, приклад наведено на рисунку 7.2.

Після чого необхідно побудувати результати ситового аналізу, які є графічною залежністю виходу класу, % від діаметр зерна, мм. Приклад результатів ситового аналізу наведено на рисунку 3. Висота стовбчика (абсциса) пропорційна виходу класу, а ордината пропорційна крупності частинок (розміру отворів сита). Сумарний вихід – це маса матеріалу, який затримався на даному ситі та всіх ситах, які знаходяться вище і мають більші отвори. По виду цієї характеристики можна легко визначити розподіл матеріалу по розміру зерен.

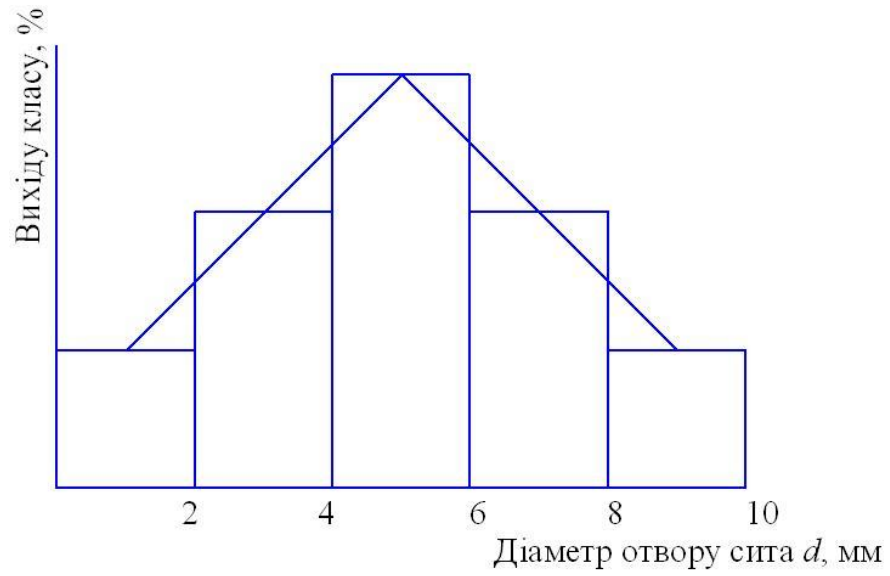


Рисунок 7.2 – Залежність виходу класу, % від діаметр отвору сита, мм.

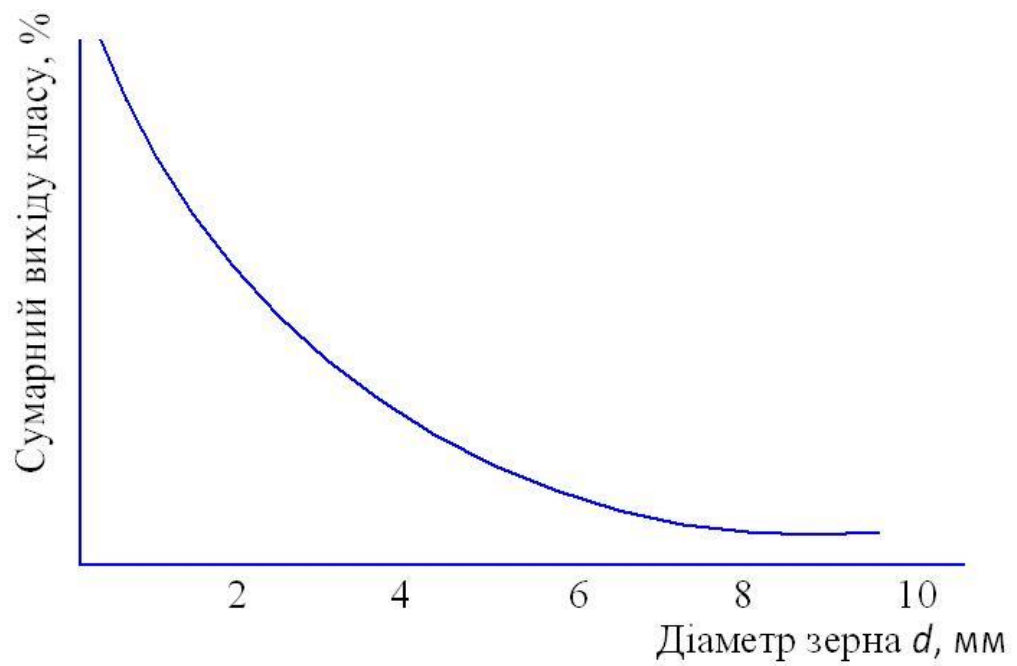


Рисунок 7.3 – Залежність середнього виходу класу, % від діаметру зерна, мм.

7.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Проаналізуйте основні властивості та характеристиками твердих матеріалів, які використовуються в хімічній промисловості та промисловості будівельних матеріалів.
2. Проаналізуйте поняття міцність матеріалу.
3. Проаналізуйте поняття твердість матеріалу.
4. Проаналізуйте поняття пластичність матеріалу.
5. Проаналізуйте поняття густина (істинна густина) матеріалу.
6. Проаналізуйте поняття насипна (середня) густина матеріалу.
7. Проаналізуйте поняття подрібнення матеріалу.
8. Проаналізуйте поняття розмелювання матеріалу.
9. Проаналізуйте що таке класи здрібнення.
10. Проаналізуйте способи подрібнення матеріалів.
11. Проаналізуйте поняття ступінь подрібнення матеріалу.
12. Проаналізуйте гіпотези подрібнення матеріалу.
13. Проаналізуйте гіпотезу поверхневого подрібнення.
14. Проаналізуйте гіпотезу об'ємного подрібнення.
15. Проаналізуйте гіпотезу академіка П.А. Ребіндера.
16. Наведіть висновки з гіпотез подрібнення.
17. Наведіть вимоги, при виборі чи конструюванні машин для подрібнення.
18. Наведіть класифікацію машин для подрібнення.
19. Наведіть класифікацію машин для подрібнення за технологічним призначенням.
20. Наведіть класифікацію машин для подрібнення за розміром шматків кінцевого продукту.
21. Наведіть класифікацію машин для подрібнення за принципом дії.
22. Проаналізуйте поняття кут захоплення.

23. Проаналізуйте опис конструкції дослідної установки.
24. Проаналізуйте поняття ситовий аналіз.
25. Проаналізуйте поняття потужності холостого ходу дробарки.
26. Проаналізуйте поняття потужності робочого ходу дробарки.
27. Проаналізуйте поняття дійсна та теоретична масова продуктивність дробарки

7.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 1: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К. :НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.1 – 300 с.
2. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 2: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К. :НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.2 – 416 с.
3. Процеси і апарати хімічної технології [Текст]: підручн. / Л.П. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГОБЛИНСЬКА, В.А. ЛЕЩЕНКО, І.А. НЕЧИПОРЕНКО, І.С. ЧЕРНИШОВА – Харків. НТУ «ХПІ» – 2009 р. 632 с.
4. Тананайко Ю.М., В.В. Чижик. Методические указания к проведения НИРС по курсу «Процессы и аппараты химической технологии» – Исследование валковой дробилки. Киев: КПИ, 1978 – 14 с.
5. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. — М. : Химия, 1992. — 416 с.
6. Дубинін А.І. Процеси та апарати хімічної технології / Дубинін А.І., Гаврилів Р.І., Гузьова І.О. за ред . Дубиніна А.І. – Львів. Видавництво Національного університету «Львівськ політехніка», 2012 – 360 с.

7. Андреев С.Е., Зверевич В.В., Перов В.А. Дробление, измельчение и грохочение полезных ископаемых. М., «Недра», 1971 – 315 с.

8 ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ НАСАДКОВОЇ КОЛОНИ

8.1 ВСТУП

Матеріал викладено за авторами [1...10].

У багатьох технологічних процесах (ректифікація, абсорбція, охолодження і зволоження промислових газів, виробництво ізотопів та речовин високої чистоти) для забезпечення якісного протікання процесів необхідно забезпечувати певні витрати компонентів (газів, рідин, парів, тощо).

При русі потоків газу (пари) та рідини через колони виникають гідродинамічні опори тертю та втрати, що викликані місцевими опорами. Величина гідродинамічних опорів та втрат напору контактних пристроїв апаратів впливають на енергетичні витрати для проведення процесів.

Оскільки основні розміри апарата і оптимальний режим його експлуатації визначаються з гідравлічних залежностей, треба вивчити гідродинамічні процеси в апараті.

Розглядаючи питання гідродинаміки в колонах із насадкою, слід мати на увазі, що узагальнення по насадковим колонам у відомих монографіях [1...6] відносяться в основному до крупних насадок з розмірами елементів більш 10 мм і не можуть бути розповсюджені на маломасштабні колони із високоефективними дрібними насадками через емпіричний характер відомих кореляцій.

Метою даної лабораторної роботи є експериментальне дослідження закономірностей впливу швидкості газу на гідравлічний опір дрібної сухої насадки та порівняння отриманих експериментальних даних із результатами розрахунків за теоретичними формулами та даними інших авторів.

При складанні методичних вказівок використано матеріали методичних вказівок [1].

8.2 ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ

Матеріал викладено за авторами [1...10].

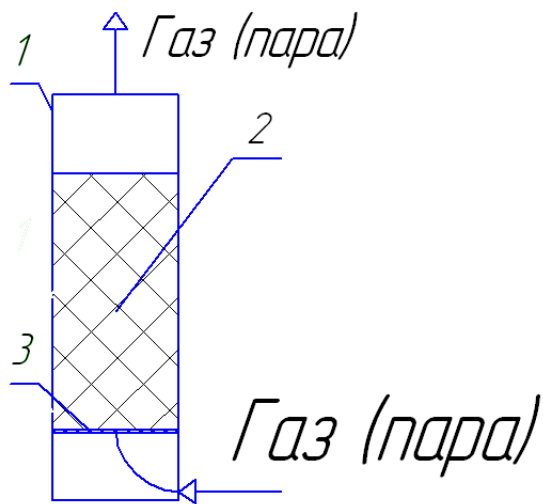
Насадкові колони – це циліндричні апарати, наповнені тим чи іншим видом насадки, потрібної для збільшення поверхні фазового контакту і зміни гідродинаміки потоків останніх [4, 5]. Схему насадкової колони наведено на рисунку 1.

Корпус насадкової колони 1 виконується у вигляді циліндру, у нижній частині якого встановлена опорна (колосникова) решітка 3. На решітку насипом або правильними рядами вкладають насадку 2. У нижній частині апарата розташовано штуцер для подачі газу, штуцери для відведення газу розташовано у верхній частині апарата.

Опорні решітки. Насадку, і в першу чергу насипну, вкладають на опорну решітку (колосники), яка повинна мати невеликий гідравлічний опір і достатні механічну міцність і жорсткість, щоб витримати вагу насадки й рідини, що утримується насадкою (рисунок 8.2). Найчастіше опорні решітки виготовляють із вертикально розташованих штаб (полос), між якими встановлюють дистанційні втулки. Складену решітку стягують шпильками. Решітки більших розмірів виконують з кількох секцій, які вкладають на опорні балки.

Решітки малих апаратів часто виготовляють суцільнозварними. Іноді для колон малого діаметра опорні решітки виготовляють з просічно-втяжного листа. Просвіт між штабами решітки повинен бути не більше 0,6–0,7 від найменшого розміру елемента насадок.

Насадки. Насадки є контактним елементом насадкової колони, від якого залежить ефективність роботи апарата. У колонних апаратах застосовується велика кількість різноманітних насадок, найпоширеніші з яких зображено на рисунку 8.3.



1 – корпус; 2 – насадка; 3 – опорна решітка

Рисунок 8.1 – Схема насадкової колони із суцільним завантаженням

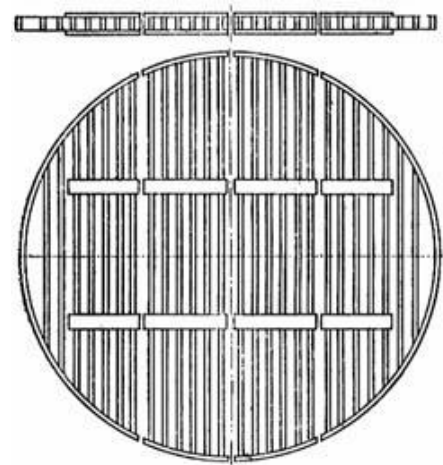


Рисунок 8.2 – Опорна решітка

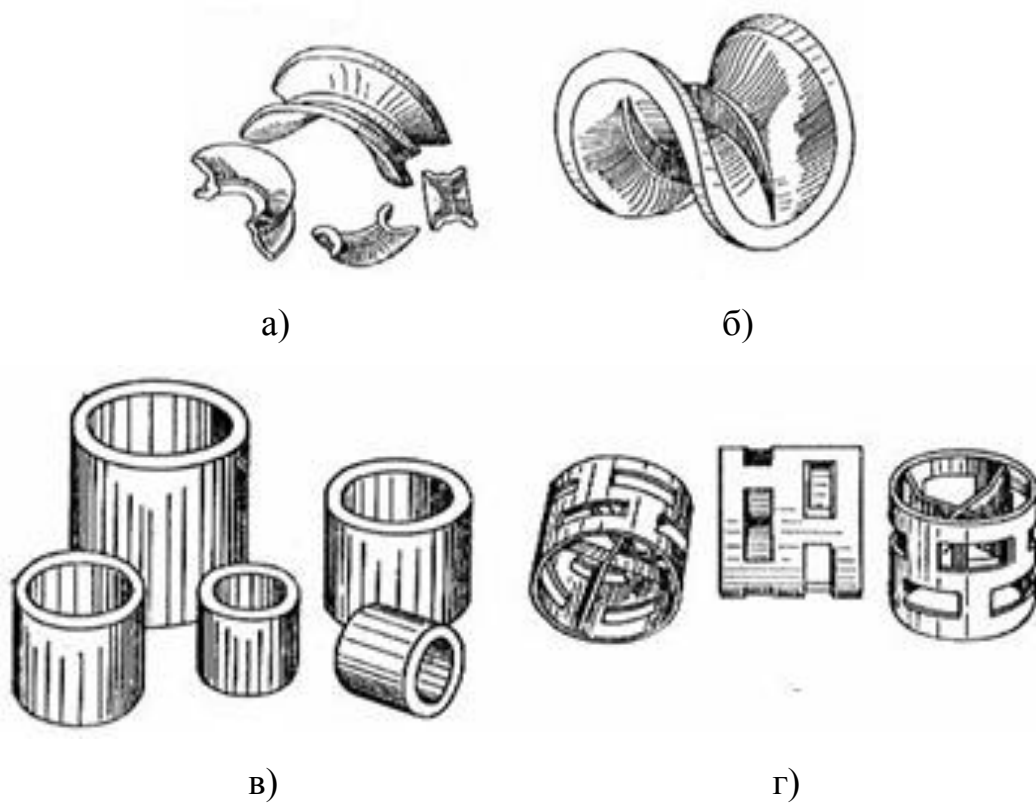


Рисунок 8.3 – Типи насадок

а) –кільця Рашига; б) – кільця Палля; в) – сідла «Інталлокс»; г) –сідла Берля

Оскільки конструкція насадки є одним із найважливіших факторів, що визначає ефективність роботи колони, розробка різних нових форм є актуальною. Так, останнім часом з'явилися насадки нового покоління: металеві сідлоподібні насадки "Інталокс" (рисунок 1.4, а); каскадні міні-

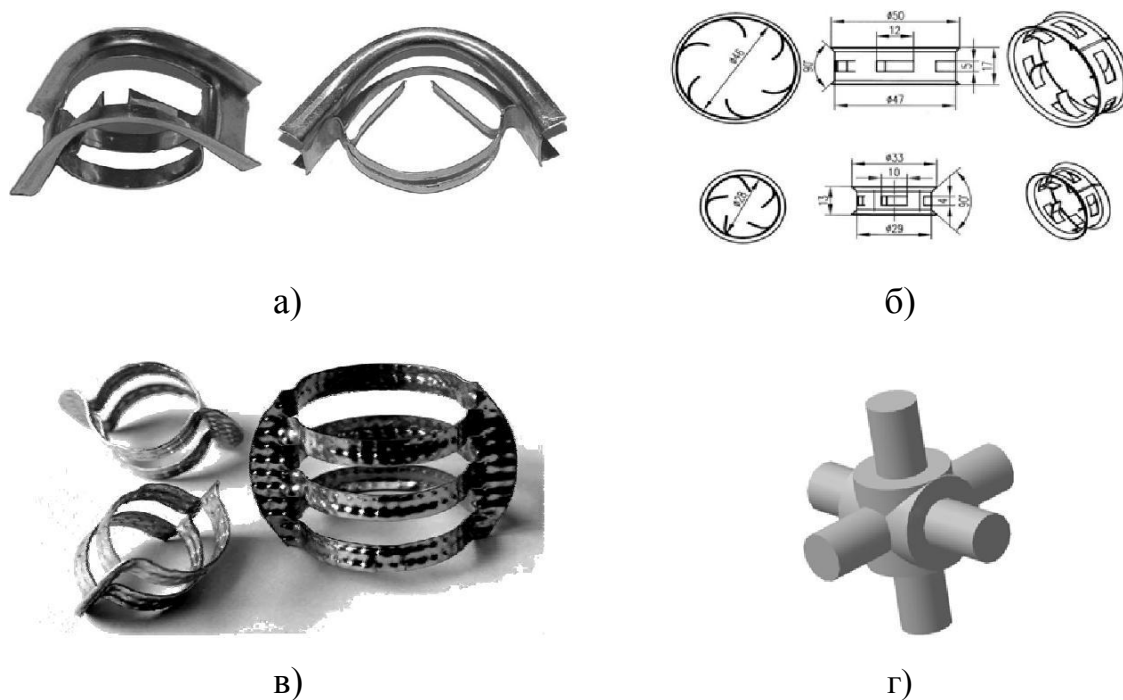


Рисунок 1.4. – Насадки нового покоління: а) металеві сідлоподібні "Інталокс"; б) каскадні міні-кільця; в) "ІНЖЕХІМ–2004"; г) тривимірні кільця (рисунок 1.4, б); насадка "ІНЖЕХІМ–2004" [7] (рисунок 1.4, в); тривимірні насадка [8] (рисунок 1.4, г).

Насадку найчастіше усього виготовляють із кераміки або фарфору, рідше – із металів, вуглеграфітових та пластичних мас [7 – 9].

Різноманітність насадок, які використовуються, пояснюється вимогами, що висуваються до них. Насадки мають бути з: великою питомою поверхнею й великим вільним об'ємом; малою насипною вагою;

7

малим гідравлічним опором паровому (газовому) потоку; гарним змочуванням рідиною, що обробляється; рівномірним розподілом фаз за перерізом ко-

лони; механічною міцністю, жорсткістю й хімічною стійкістю в робочому середовищі; низькою вартістю.

Усім висунутим вимогам не задовольняє практично жодна з існуючих насадок, тому в кожному окремому випадку необхідно вибрати найбільш придатну.

Як дрібну насадку для заповнення невеликих колон використовують елементи різної форми розміром 1,5 – 5 мм. Такі насадки характеризуються сильно розвиненою поверхнею та капілярними властивостями, що сприяє більш повному змочуванню насадки і забезпечує високу ефективність розділення. Отримали використання дрібні насадки, головним чином у формі сідел, кілець, одно- та багатовиткових відрізків спіралі. Поодинокі металеві та скляні витки були впроваджені у практику Фенске. Достатньо ефективною є спіралью-призматична насадка запропонована Левінім. Характеристику насадок наведено в літературі [5...7].

Різноманітність насадок, які використовуються, пояснюється вимогами, що висувуються до них. Насадки мають бути з: великою питомою поверхнею й великим вільним об'ємом; малою насипною вагою; малим гідравлічним опором паровому (газовому) потоку; гарним змочуванням рідиною, що обробляється; рівномірним розподілом фаз за перерізом колони; механічною міцністю, жорсткістю й хімічною стійкістю в робочому середовищі; низькою вартістю.

Насадки характеризують за наступними параметрами:

1) питома поверхня f (в $\text{м}^2/\text{м}^3$), тобто поверхня одиниці об'єму насадки; ця величина показує, яка поверхня насадки заповнює 1 м^3 простору;

2) вільний об'єм V_f (в $\text{м}^3/\text{м}^3$), тобто об'єм порожнин в одиниці об'єму, заповненому насадкою, ця величина показує, який об'єм лишається незаповненим на 1 м^3 простору, заповненого насадкою;

3) маса 1 м^3 насадки, кг;

- 4) кількість елементів насадки в одиниці об'єму насадки n , шт/м³;
- 5) насипна густина ρ_n , тобто маса одиниці об'єму насадки, кг/м³;
- 6) еквівалентний діаметр елемента насадки d_e , м;

Гідродинамічні режими насадкових колон

У насадкових апаратах газ рухається по порожнинах між насадкою, в залежності від швидкості газового потоку можливі різні гідродинамічні режими: ламінарний, проміжний, турбулентний [9, 10].

Завданням гідравлічного розрахунку насадкового апарата є визначення гідравлічного опору апарата P , тобто величини втрати тиску газу (пари), зв'язаної з проходженням середовища через апарат. Дані гідравлічних розрахунків – дуже істотні фактори для оцінки реальності конструкції апаратів та встановлення оптимальних умов їх роботи.

Гідравлічний опір апаратів визначається швидкістю газу та конструкцією насадки.

Для розрахунку гідравлічного опору апарата визначають опір сухої насадки. Гідравлічний опір сухої насадки, не зрошеної рідиною, розраховують за рівнянням [1 ... 10], Па

$$\Delta P'_{\text{сух}} = \xi_0 \frac{w_{\phi}^2 \cdot \rho_2 \cdot f \cdot h_n}{8 \cdot V_f^3},$$

де ξ_0 – коефіцієнт гідравлічного опору сухої насадки;

w_{ϕ} – швидкість руху газу, віднесена до всього перерізу апарата (приведена швидкість), м/с;

ρ_2 – густина газу, кг/м³;

f – питома поверхня насадки, м²/м³;

h_n – висота шару насадки, м;

V_f – вільний об'єм насадки, м³/м³.

Приведена швидкість газу, м/с

$$w_{\phi} = \frac{V_2}{S},$$

де V_2 – об'ємні витрати газу, м³/с;

S – площа перерізу колони, м².

Коефіцієнт гідравлічного розрахунку ξ_0 залежить від типу насадки та режиму протікання газу. У спеціально поставлених дослідах із дрібною насадкою [2], були отриманні рівняння, які дають залежність між коефіцієнтами тертя сухої насадки та значеннями критерію Рейнольдса :

для області $Re_2 < 80$

$$\xi_0 = \frac{400}{Re_2^{0,85}},$$

для області $80 < Re_2 < 400$

$$\xi_0 = \frac{70}{Re_2^{0,45}},$$

для області $Re_2 > 400$

$$\xi_0 = \frac{16,5}{Re_2^{0,2}},$$

де Re_2 – критерій Рейнольдса для газової фази.

Критерій Рейнольдса для газової фази розраховується за виразом:

$$Re_2 = \frac{4 \cdot w_{\phi} \cdot \rho_2}{f \cdot \mu_2},$$

8.3 СХЕМА ДОСЛІДНОЇ УСТАНОВКИ

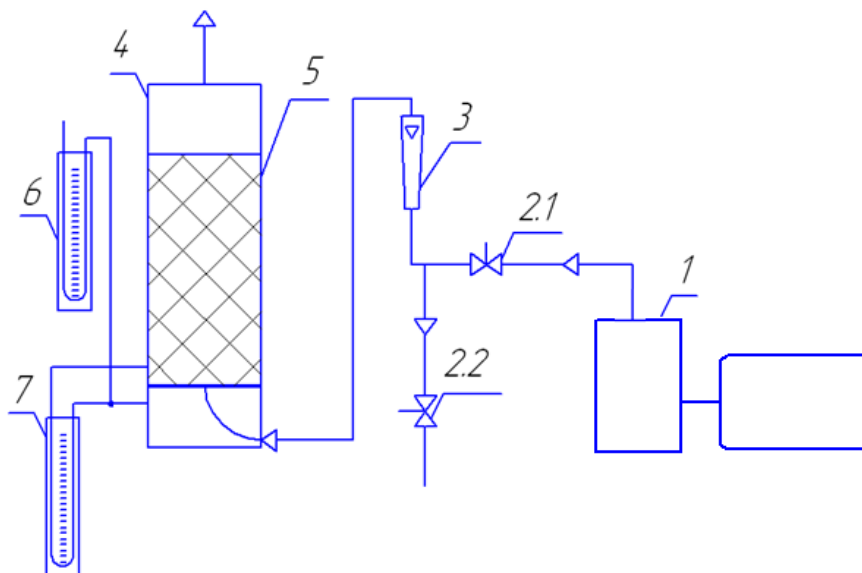
Матеріал викладено за авторами [1...10].

Дослідна установка (рисунок 8.4) складається з насадкової колони 4 до якої подається повітря за допомогою компресора 1 через регулюючий вентиль 2.1. Контроль витрат повітря здійснюється ротаметром 3.

Гідравлічний опір опорної решітки визначається за допомогою дифманометра 6. Гідравлічний опір сухої насадки – за допомогою дифманометрів 6 та 7.

Технічна характеристика установки:

робочий тиск у колоні p , МПа	0,1
розміри колони:	
– внутрішній діаметр $D_{\text{вн}}$, мм	95
– площа поперечного перерізу S , м ²	$7,085 \cdot 10^{-3}$



1 – компресор; 2.1, 2.2 – запірні крани; 3 – ротаметр;
4 – насадкова колона; 6, 7 – дифманометри; 5 – насадка

Рисунок 8.4 – Принципова схема установки

Характеристика насадки:

- матеріал кераміка
- еквівалентний діаметр $d_e = \frac{4 \cdot \varepsilon}{q}$, мм $4,16 \cdot 10^{-3}$

– вільний об'єм насадки ε , м ³ /м ³	0,52
– питома поверхня f , м ² /м ³	499
– висота насадки h_n , мм	450

8.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

8.1 На установці можуть працювати особи, які вивчили будову і роботу установки, техніку безпеки (про що розписалися у відповідній документації), отримали інструктаж та дозвіл викладача.

8.2 Перед початком роботи перевірити заземлення (занулення), балон (виконується зав. лабораторіями, навчальним майстром або лаборантом); перевірити положення усіх кранів (вентилів) установки – нормальне положення – закриті.

8.3 Забороняється включати установку за наявності несправностей, або невиконаних регламентних робіт.

8.4. Забороняється різко відкривати крани, особливо крани газового балона.

8.5. Забороняється залишати установку, що працює, без догляду.

8.6. У разі виникнення аварійної ситуації необхідно спочатку припинити подачу повітря(закрити кран на редукторі 2.1).

8.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТІВ

Підготовка установки до роботи

8.1.1 Увімкнути освітлення приладів.

8.1.2 Поставити двоходовий кран П.1 в положення “гідродинаміка”.

8.1.3 Відкрити повітряний кран верхньої головки мірного скла.

Дослідження гідравлічного опору сухої насадки

8.2.1 Підключити дифманометр 6 до штуцерів газорозподільної решітки "b" та "c", штуцер "a" – відкритий (положення 2.1).

8.2.2 Увімкнути компресор, по ротаметру 3 регулюючим вентилям 2.1 встановити задані витрати повітря (від 10 до 90 поділок з кроком 5 – 10 поділок). По тарувальному графіку встановити відповідність поділок витратам ($\text{м}^3/\text{с}$).

8.2.3 За допомогою дифманометра 6 виміряти гідравлічний опір газорозподільної решітки P_{resh} .

8.2.4 Переключити дифманометр 6 зі штуцера "b" до штуцера "a" верхньої точки колони. При цьому штуцери "b" та "d" з'єднують між собою (положення 2.2).

8.2.6 При тих самих витратах повітря заміряти сумарний (решітка + насадка) гідравлічний опір ΔP_{sum} за допомогою дифманометра 2.

Результати вимірів занести до таблиці 8.1.

Примітка: після кожних 2 – 3 вимірів необхідно закрити вентиль 2.1 та переконатись, що дифманометр установлюється на "0".

Таблиця 8.1 – Таблиця даних експериментів на сухій насадці

Результати експериментів					Результати розрахунків				
№ досліджу	Витрати повітря, V_2		Гідравлічний опір, мм. вод. ст.		Гідравлічний опір сухої насадки $\Delta P_{сух}$		Швидкість газу w_ϕ	Re_2	ξ'_2
	Поділок	$\text{м}^3/\text{с}$	ΔP_{resh}	ΔP_{sum}	мм вод. ст.	Па	м/с		

8.4 Зупинка установки

8.4.1 Вимкнути компресор. Закрити вентиль 2.1 подачі повітря.

8.4.2 Вимкнути освітлення приладів.

8.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ

За даними дослідів (таблиця 8.1) розрахувати:

8.1. Емпіричний гідравлічний опір сухої насадки, мм вод. ст., Па

$$P_{\text{сух}} = P_{\text{сум}} - P_{\text{реш}}$$

8.2. Приведену швидкість повітря w_{ϕ} (у м/с) за виразом

$$w_{\phi} = \frac{V_2}{S},$$

де V_2 – об'ємні витрати газу, м³/с;

S – площа перерізу колони, м².

8.3. Критерій Рейнольдса Re_2 для газової фази за виразом

$$Re_2 = \frac{4 \cdot w_{\phi} \cdot \rho_2}{f \cdot \mu_2}$$

8.4. Коефіцієнт опору сухої насадки ξ_0 за одним з виразів, в залежності від області Re_2

для області $Re_2 < 80$

$$\xi_0 = \frac{400}{Re_2^{0,85}},$$

для області $80 < Re_2 < 400$

$$\xi_0 = \frac{70}{Re_2^{0,45}},$$

для області $Re_2 > 400$

$$\xi_0 = \frac{16,5}{Re_2^{0,2}},$$

де Re_2 – критерій Рейнольдса для газової фази.

8.5. Розрахунковий гідравлічний опір $\Delta P'_{сyx}$ сухої насадки, Па за виразом

$$\Delta P'_{сyx} = \xi_0 \frac{w_\phi^2 \cdot \rho_2 \cdot f \cdot h_n}{8 \cdot V_f^3},$$

де ξ_0 – коефіцієнт гідравлічного опору сухої насадки;

w_ϕ – швидкість руху газу, віднесена до всього перерізу апарата (приведена швидкість), м/с;

ρ_2 – густина газу, кг/м³;

f – питома поверхня насадки, м²/м³;

h_n – висота шару насадки, м;

V_f – вільний об'єм насадки, м³/м³.

8.5 Результати розрахунків занести до таблиці 8.1.

8.6 Побудувати графіки залежності гідравлічного опору сухої насадки $\Delta P_{сyx}$ та $\Delta P'_{сyx}$ від приведеної швидкості газу w_ϕ .

8.7. Побудувати в графік (в логарифмічній сітці координат) залежності коефіцієнту опору сухої насадки ξ_0 , отримані за виразами (3...5) від критерію Рейнольдса Re_r .

8.8. На основі отриманих дослідних даних знайти вираз для коефіцієнта гідравлічного опору даної сухої насадки, розрахувавши константи "C" та "m"

у рівнянні вигляду: $\xi_0' = \frac{C}{Re_2^m} = C \cdot Re_2^{-m}$.

Коефіцієнт гідравлічного опору даної сухої насадки ξ_0' може бути визначено графічним шляхом з відношення:

$$C = \xi_0' \cdot Re_2^m \quad K = \frac{\tau}{j^n}$$

Показник степені m визначається, як $1 - \text{tg} \alpha$, де α – кут нахилу кривої, до горизонталі в логарифмічних координатах

$$m = 1 - \operatorname{tg} \alpha = 1 - \frac{\ln \xi'_{01} - \ln \xi'_{02}}{\ln \operatorname{Re}_{e2} - \ln \operatorname{Re}_{e1}}$$

На рисунку 8.5 показано графічне визначення констант "C" та "m". Більш точно константи "C" та "m" можуть бути визначені по методу найменших квадратів на ПК (Див. Додаток).

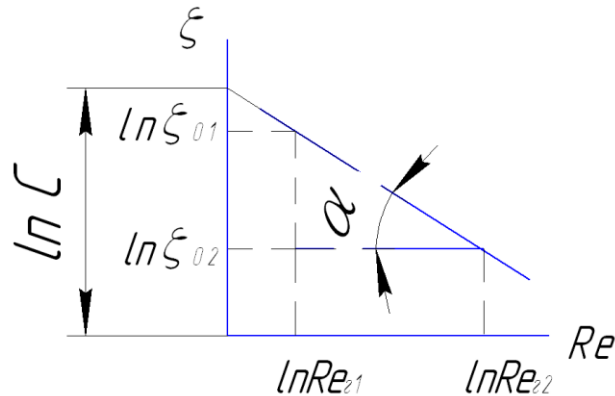


Рисунок 8.5 – До визначення констант "C" та "m"

5.18 Порівняти та пояснити отримані результати.

Теплофізичні властивості сухого повітря [7]:

– густина, $\text{кг}/\text{м}^3$: $\rho_n = 1,29281 - 4,782143 \cdot 10^{-3} \cdot t + 1,797631 \cdot 10^{-3} \cdot t^2$

– теплоємність, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$: $C_{p,n} = 1005,952 - 1,285717 \cdot 10^{-4} \cdot t + 3,33332 \cdot 10^{-6} \cdot t^2$

– теплопровідність, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$:

$$\lambda_n = 2,436667 \cdot 10^{-2} + 7,78571 \cdot 10^{-5} \cdot t - 2,379922 \cdot 10^{-8} \cdot t^2$$

– коефіцієнт кінематичної в'язкості, $\text{м}^2/\text{с}$:

$$\nu_n = (3,45 + 0,07810715 \cdot t + 1,321419 \cdot 10^{-4} \cdot t^2) \cdot 10^{-6}$$

8.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Проаналізувати поняття ламінарний режим руху.

2. Проаналізувати поняття перехідний режим руху.
3. Проаналізувати поняття турбулентний режим руху.
4. Проаналізувати поняття коефіцієнт опору сухої насадки.
5. Що таке приведена та дійсна швидкості газу?
6. Які фактори впливають на гідравлічний опір у насадковій колоні?
7. Які бувають типи насадок?
8. Які основні характеристики насадок?
9. Які основні вимоги висувають до насадок?

8.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Ракицький В.Л. Дослідження гідравлічного опору насадкових колон. Методичні вказівки / Уклад. В.Л. Ракицький. – К.: НТУУ “КПІ”, 2008.–24с. (Повний текст, pdf, 0.65 Mb) <http://ci.kpi.ua/uk>.

2. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 1: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К. :НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.1 – 300 с.

3. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 2: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К. :НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.2 – 416 с.

4. Процеси і апарати хімічної технології [Текст]: підручн. / Л.П. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГОБЛИНСЬКА, В.А. ЛЕЩЕНКО, І.А. НЕЧИПОРЕНКО, І.С. ЧЕРНИШОВА – Харків. НТУ «ХПІ» – 2009 р. 632 с.

5. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.: Высшая шк., 1962. – 656 с.

6. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976. – 656 с.

7. Методические указания к проведению НИРС по курсу "Процессы и аппараты химической технологии" – Исследование гидравлического сопротивления насадочной колонны//Сост. Тананайко Ю.М. – К.: КПИ, 1981. – 15с.

8. Конспект лекцій з дисципліни «Пічне обладнання у хімічних процесах» для студентів напряму 6.050503 «Машинобудування» [Електронний ресурс] / НТУУ «КПІ» ; уклад. А. Р. Степанюк. – Електронні текстові дані (1 файл: 2,32 Мбайт). – Київ : НТУУ «КПІ», 2016. – 132 с. – Назва з екрана. – Доступ : <http://ela.kpi.ua/handle/123456789/15245>. Свідоцтво ІХФ № 05/06-1.

9. Процеси первинної газо- нафтопереробки. Процеси первинної газо- нафтопереробки [Електронний ресурс] : навчальний посібник / НТУУ «КПІ» ; уклад. А. Р. Степанюк. – Електронні текстові дані (1 файл: 291 Мбайт). – Київ : НТУУ «КПІ», 2013. – 126 с. – Назва з екрана. – Доступ: <http://ci.kpi.ua/metodopen> 126 с.

10. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков В.Н. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.

9 ДОСЛІДЖЕННЯ МАСОПЕРЕДАЧІ ПРИ ДЕСОРБЦІЇ У НАСАДКОВИХ КОЛОНАХ

9.1 ВСТУП

Матеріал викладено за авторами [1...8].

– вибіркове поглинання речовини з газового чи рідкого середовища поверхневим шаром твердого тіла (адсорбенту) чи рідини. Де-

– процес видалення адсорбованої (адсорбату) або абсорбованої (абсорбату) речовини з поверхні адсорбенту або із об'єму абсорбенту. При десорбції проходить процес протікає перехід речовини з рідкої фази у газоподібну.

Зумовлюється зменшенням концентрації адсорбованої речовини в навколишньому адсорбент-середовищі або підвищенням температури.

При однакових швидкостях адсорбції або абсорбції і десорбції настає рівновага між концентраціями речовини в навколишньому середовищі і на адсорбенті. При проведенні десорбції через шар адсорбенту продувають гарячу водяну пару, повітря або інертні гази, які захоплюють раніше поглинену речовину або промивають шар адсорбенту різними реагентами, які розчиняють адсорбовану речовину.

У багатьох технологічних процесах (ректифікація, абсорбція, охолодження і зволоження промислових газів, виробництво ізотопів та речовин високої чистоти) для забезпечення якісного протікання процесів необхідно забезпечувати певні витрати компонентів (газів, рідин, парів, тощо).

При русі потоків газу (пари) та рідини через колони виникають гідродинамічні опори тертю та втрати, що викликані місцевими опорами. Величина гідродинамічних опорів та втрат напору контактних пристроїв апаратів впливають на енергетичні витрати для проведення процесів.

Оскільки основні розміри апарата і оптимальний режим його експлуатації визначаються з гідравлічних залежностей, треба вивчити гідродинамічні процеси в апараті.

Розглядаючи питання гідродинаміки в колонах із насадкою, слід мати на увазі, що узагальнення по насадковим колонам у відомих монографіях [1...6] відносяться в основному до крупних насадок з розмірами елементів більш 10 мм і не можуть бути розповсюджені на невеликі колони із високоефективними дрібними насадками через емпіричний характер відомих кореляцій.

Метою даної лабораторної роботи є експериментальне дослідження закономірностей впливу швидкості газу на гідравлічний опір дрібної сухої насадки та порівняння отриманих експериментальних даних із результатами розрахунків за теоретичними формулами та даними інших авторів.

При складанні методичних вказівок використано матеріали методичних вказівок [1].

8.2 ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ

Матеріал викладено за авторами [1...8].

Основною задачею процесу десорбції є якомога повніше вилучення компонента при найменших витратах дисорбуючого газу (інертного газу). Ця задача вирішується шляхом створення протитоку між розчином та дисорбуючим агентом в апараті з безперервним контакту фаз (насадкова колона).

За способами утворення цієї поверхні абсорбери поділяють на наступні види:

– поверхневі. Поверхня абсорбції — дзеркало рідини,. Для них характерна фіксована поверхня контакту, що визначається геометрією будови елементів пристрою. Бувають насадочні і плівкові;

– розпилювальні абсорбери. Поверхня контакту утворюється шляхом розпилювання рідини у масі газу на дрібні краплини, наприклад різні системи

пиловловлювання у гірничих виробках, де використовується розпилена вода з розчинами ПАР. Основні види розпилювачів: форсункові або труба Вентурі;

- барботажні абсорбери, у них поверхня контакту визначається гідродинамічним режимом (витратами газу та рідини). Апарати бувають з суцільним барботажним шаром, тарілчасті, з плаваючою насадкою, механічним перемішуванням рідини;

- барботажно-розпилювальні абсорбери. Комбінується переваги розпилювальних і барботажних абсорберів;

- ежекторні абсорбери – процес створення розвинутої поверхні контакту фаз забезпечується ежекційними пристроями;

- пінні абсорбери, поверхня контакту в цих апаратах створюється при пропусканні газу знизу вгору через рідину зі швидкістю, при якій напір газу урівноважує масу рідини. Внаслідок цього рідина «зависає» в потоці газу і створює з ним шар динамічної піни (плівки, струмені, цівочки, бризки рідини), які швидко рухаються упереміш з бульбашками, вихорами газу.

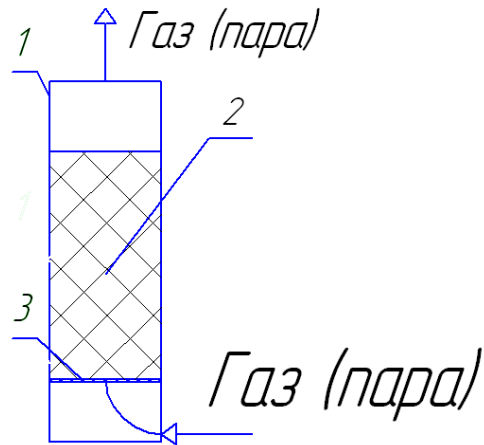
Інша класифікація по конструкції:

- тарілчасті абсорбери, газова суміш, що містить речовини, які треба вилучити, рухається знизу вгору крізь шар рідкого абсорбенту, який стікає з тарілки на тарілку по переливних трубках;

- насадкові абсорбери (металеві або керамічні колони) містять горизонтальні ґратки, на яких розміщуються кілька шарів насадки (неперіодична насадка: кокс або металеві чи керамічні кільця або періодична; перфоровані листи укладені спеціальним чином), по якій назустріч газовій суміші стікає абсорбент (протитечійне контактування).

Найпоширенішими є насадкові колони – це циліндричні апарати, наповнені тим чи іншим видом насадки, потрібної для збільшення поверхні фазового контакту і зміни гідродинаміки потоків останніх [1...6]. Схему насадкової колони наведено на рисунку 9.1.

Корпус насадкової колони 1 виконується у вигляді циліндру, у нижній частині якого встановлена опорна (кокосникова) решітка 3. На решітку насипом або правильними рядами вкладають насадку 2. У нижній частині апарата розташовано штуцер для подачі газу, штуцери для відведення газу розташовано у верхній частині апарата.



1 – корпус; 2 – насадка; 3 – опорна решітка

Рисунок 9.1 – Схема насадкової колони із суцільним завантаженням

Схема матеріальних потоків наведена на рисунку 9.2, індекс «В» відноситься до входу рідини, а «Н» – до виходу.

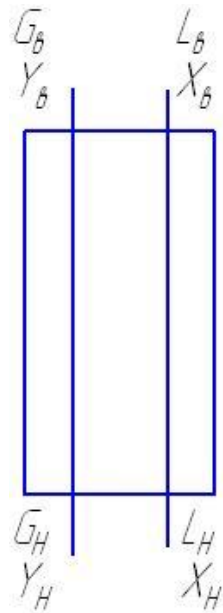


Рисунок 9.2 – Схема матеріальних потоків

Розрахунок процесу десорбції базується на рівняннях матеріального балансу процесу та рівнянні масовіддачі. Ціль розрахунку полягає у визначенні основних розмірів апарату та знаходженні витрат інертного газу або концентрацій в рідині та газі компонента, що дисорбуються при заданих розмірах апарату.

Матеріальний баланс процесу.

Матеріал викладено за авторами [1...8].

Рівняння матеріального балансу (зменшення компоненту в рідкій фазі дорівнює його збільшенню в газовій фазі):

$$M = C_g \cdot y_g - C_n \cdot y_n = L_g \cdot x_g - L_n \cdot x_n,$$

Концентрація x, y виражено в мольних долях (число молів CO_2 на 1 кг моль води або повітря).

Виражаючи концентрації у відносних мольних співвідношеннях X, Y або як масові співвідношення \bar{X}, \bar{Y} , отримаємо:

$$X = \frac{x}{1-x}, Y = \frac{y}{1-y},$$

Які в процесі зазвичай не змінюються (якщо не враховувати, що поглинач не летючий), рівняння матеріального балансу прийме наступний вигляд:

$$M = G_0 (\bar{X}_g - \bar{Y}_n) = L_0 (\bar{X}_g - \bar{X}_n) \text{ кг. молей,}$$

де X, Y – мольні долі в кг моля CO_2 на 1 кг моль води або повітря.

Якщо \bar{X}, \bar{Y} – мольні долі в кг CO_2 на 1 кг води або повітря, відповідно, то маса M буде в кг.

G_0, L_0 – витрати повітря та води у кг/год.

Примітка 1:

– величини $G_0, L_0, \bar{X}, \bar{Y}$ – знаходяться експериментально;

– величину Y з рівняння матеріального балансу

$$M = G_0 \cdot Y_n - Y_n \cdot L_0 \cdot X_n;$$

– приймаємо концентрацію CO_2 у повітрі, яке поступає на десорбцію

$Y_n = 0$. У цьому випадку рівняння матеріального балансу набуває ви-

гляду:
$$M = G_0 \cdot Y_g = L_0 \cdot X_n.$$

Робоча лінія процесу, яка описує залежність між концентрацією фаз в довільному перетині апарата зображується прямою, яка проходить через точки (X_g, Y_g) та $(X_n, 0)$ з кутовим коефіцієнтом $l_0 \frac{L_0}{G_0}$, (Рисунок 8.2).

Примітка 2: Побудова робочої лінії процесу у вигляді прямої в координатах з відносними концентраціями допускається тільки при кількості компонентів у газі менше 5...10%, коли відносні концентрації можна з достатньою точністю прирівняти до мольних долей.

Перерахунок з відносного мольного складу X, Y у масовий \bar{X}, \bar{Y} можна зробити по залежностях:

для системи повітря – CO_2 :

$$Y = \bar{Y} \frac{M_{\text{повітря}}}{M_{CO_2}}, \quad \bar{Y} = Y \frac{M_{CO_2}}{M_{\text{повітря}}},$$

де $M_{\text{повітря}} = 29$, $M_{CO_2} = M_C + 2 \cdot M_O = 12 + 2 \cdot 16 = 44$ – молекулярні маси повітря і вуглекислого газу, відповідно.

для системи вода – CO_2 :

$$X = \bar{X} \frac{M_{\text{води}}}{M_{CO_2}}, \quad \bar{X} = X \frac{M_{CO_2}}{M_{\text{води}}},$$

де $M_{\text{води}} = 2 \cdot M_H + M_O = 2 \cdot 1 + 16 = 18$ – молекулярна маса води.

Рівняння рівноваги фаз отримаємо на базі законів Генрі та Дальтона. Закон Генрі можна використовувати лише для розчинів з малою концентраці-

єю, тобто він описує рівновагу для малорозчинних газів. Для газів з високою концентрацією він використовується лише для малих концентрацій:

$$p = E \cdot x^*, \quad p = P \cdot y^*,$$

де p – парціальний тиск компонента;

E – константа Генрі;

x^* , y^* – молярні долі речовини, що виділяється в рідкій та газоподібній фазах в умовах рівноваги;

P – загальний тиск.

Прирівнюючи праві частини, отримаємо рівняння лінії рівноваги:

$$y^* = \frac{E}{P} \cdot x, \quad y^* = m \cdot x,$$

де m – константа фазової рівноваги (коефіцієнт розподілення), яка безрозмірна, при викладенні концентрацій фаз в одній групі розмірностей. В іншому випадку m має розмірності, викладені у таблиці 9.1.

Таблиця 9.1 – значення констант Генрі та констант фазової рівноваги m_{px}
(1 мм.рт.ст. = 133,3 Па)

Температура, °C	0	5	10	15	20	25	30	40
$E \cdot 10^{-6}$ 1 мм. рт. ст.	0,553	0,666	0,792	0,930	1,08	1,24	1,41	1,77
m_{px} , атм або $m_{px} \cdot 10^{-2}$, кПа	737	890	1060	1240	1440	1650	1880	2360

Підставляючи у отримані рівняння отримані раніше рівняння рівноваги для визначення концентрацій CO_2 , рівноважних з рідкою фазою у верхньому \bar{Y}_g та нижньому перетинах десорбера \bar{Y}_n

$$\bar{Y}^* = \frac{0,621 \cdot \bar{X}}{\frac{1}{m} - 0,41 \cdot X} = \frac{0,621 \cdot \bar{X}}{\frac{P}{E} - 0,41 \cdot \bar{X}}$$

та концентрації CO_2 у рідкій фазі \bar{X}^* , рівноважної з газом, який виходить з апарату:

$$\bar{X}^* = \frac{\bar{Y}}{m(0,621 + 0,41 \cdot \bar{Y})} = \frac{P \cdot \bar{Y}}{E(0,621 + 0,41 \cdot \bar{Y})}$$

За цими рівняннями будується робоча лінія 1 та лінія рівноваги 2 (Рисунок 9.3).

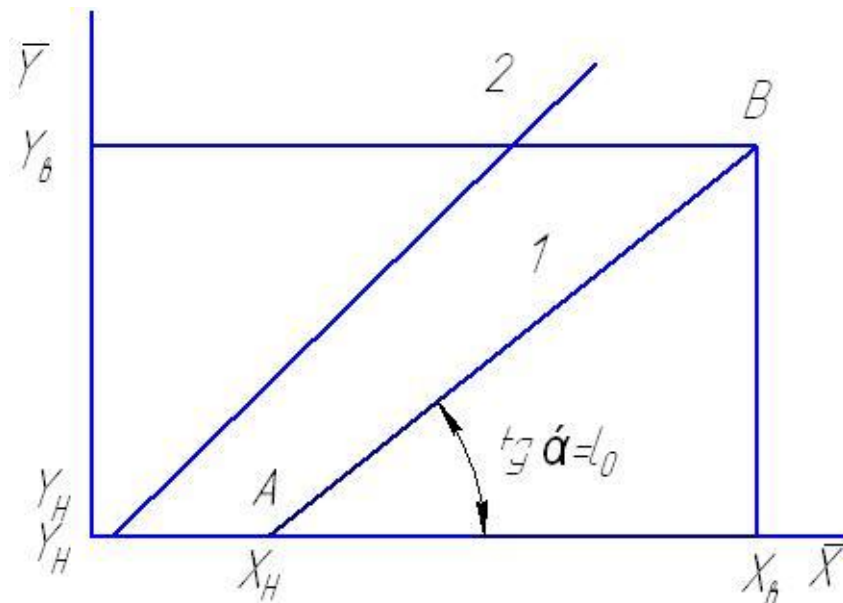


Рисунок 9.3 – Побудова робочої лінії 1 та лінії рівноваги 2

За даними матеріального балансу визначається питомі витрати десорбуючого агента:

$$v = \frac{G_0}{L_0} = \frac{1}{l_0},$$

та ступінь насичення десорбуючого агента (кількість десорбованого компоненту, яка може бути сприйнята при досягненні рівноваги між агентом, що виходить та рідиною, що поступає):

$$\varphi = \frac{\bar{Y}_e}{\bar{Y}_e^*} \text{ (при } Y_n = 0 \text{),}$$

та степiнь вiдгонки:

$$\psi = \frac{\bar{X}_e - \bar{X}_n}{\bar{X}_e}$$

Основне рiвняння масопередачi.

Основне рiвняння масопередачi:

$$dM = K \cdot (Y - Y^*) \cdot dF$$

для десорбцiї має вид:

$$dM = K_Y \cdot (Y - Y^*) \cdot dF \text{ або } dM = K_X \cdot (X - X^*) \cdot dF$$

де K_Y, K_X – коефiцiєнти масопередачi, кг/(м²·год· од. рушiйної сили);

F – площа поверхнi контакту фаз, м²;

$\Delta Y, \Delta X$ – рушiйна сила процесу.

Для розрахунку розмiрiв апарату можна скористатися або залежностями:

$$M = K_Y \cdot \Delta Y_{cp} \cdot F, \quad M = K_X \cdot \Delta X_{cp} \cdot F,$$

де $\Delta Y_{cp}, \Delta X_{cp}$ – середнє значення рушiйної сили.

Або перетвореними рiвняннями для насадкових апаратiв, виводячи поверхню контакту фаз через об'єм апарата:

$$V = S \cdot H,$$

тодi рiвняння масопередачi набуде вигляду:

$$M = K_{YV} \cdot \Delta Y_{cp} \cdot V, \quad M = K_{XV} \cdot \Delta X_{cp} \cdot V,$$

де S, H – площа поперечного перерiзу апарату та висота насадки;

$K_{YV} = K_Y \cdot a, \quad K_{XV} = K_X \cdot a$ – об'ємнi коефiцiєнти масопередачi, кг/(м²·год· од. рушiйної сили)

a – характеристика насадки, м²/м³.

Примiтка 3. Для комбiнованої насадки в даному апаратi:

- питома площа поверхнi насадки $a = 499 \text{ м}^2/\text{м}^3$.
- вiльний об'єм насадки $\varepsilon = 0,52 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

– еквівалентний діаметр $d_{ек} = \frac{4 \cdot \varepsilon}{a} = 4,16 \cdot 10^{-3}$ м.

Середня рушійна сила процесу $\Delta \bar{Y}_{cp}$ або $\Delta \bar{X}_{cp}$ визначається по залежностях:

$$\Delta \bar{Y}_{cp} = \frac{\Delta \bar{Y}_B - \Delta \bar{Y}_H}{\ln \left(\frac{\Delta \bar{Y}_B}{\Delta \bar{Y}_H} \right)} \quad \text{та} \quad \Delta \bar{X}_{cp} = \frac{\Delta \bar{X}_B - \Delta \bar{X}_H}{\ln \left(\frac{\Delta \bar{X}_B}{\Delta \bar{X}_H} \right)},$$

де $\Delta \bar{Y}_B$ та $\Delta \bar{Y}_H$ – різниця концентрацій CO_2 в газовій фазі (рівноважній Y^* та дійсній Y у верхньому та нижньому перетині десорбера):

$$\left. \begin{aligned} \Delta \bar{Y}_B &= \bar{Y}_B^* - \bar{Y}_B \\ \Delta \bar{Y}_H &= \bar{Y}_H^* - \bar{Y}_H \end{aligned} \right\} \Delta \bar{Y}_H^* - Y_H$$

$\Delta \bar{X}_B$ та $\Delta \bar{X}_H$ – різниця концентрацій CO_2 в рідкій фазі:

$$\left. \begin{aligned} \Delta \bar{X}_B &= \bar{X}_B - \bar{X}_B^* \\ \Delta \bar{X}_H &= \bar{X}_H - \bar{X}_Y^* = \bar{X}_Y \end{aligned} \right\}$$

$\Delta \bar{X}_H^* = 0$, тому, що у потоці повітря, що поступає у десорбер відсутній CO_2 , тому рівноважна з ним рідина не містить CO_2 .

Примітка 4:

- концентрація рідини у верхньому $\Delta \bar{X}_B$ та нижньому перетині десорбера $\Delta \bar{X}_H$ визначається хімічним аналізом;
- рівноважні концентрації Y^* та X^* обраховуються за рівняннями рівноваги:

$$\bar{Y}^* = \frac{0,621 \cdot \bar{X}}{\frac{1}{m} - 0,41 \cdot \bar{X}} = \frac{0,621 \cdot \bar{X}}{\frac{P}{E} - 0,41 \cdot \bar{X}} \quad \text{та}$$

$$\bar{X}^* = \frac{\bar{Y}}{m(0,621 + 0,41 \cdot \bar{Y})} = \frac{P \cdot \bar{Y}}{E(0,621 + 0,41 \cdot \bar{Y})};$$

- концентрація CO_2 у газі Y_B знаходиться з рівняння матеріального балансу:

$$M = G_0 \left(\bar{Y}_B - Y_H \right) = L_0 \left(\bar{X}_B - X_H \right) \text{ кг. молей.}$$

Число одиниць переносу (ЧОП) – m_y, m_x . Висота одиниць переносу (ВОП) – h_y, h_x .

По концентрації CO_2 у газовій або рідкій фазах можна знайти ЧОП. ЧОП – аналог рушійної сили та характеризує досягаємо степінь вилучення компонента:

$$m_y = \frac{\bar{Y}_B - \bar{Y}_H}{\Delta \bar{Y}_{cp}} = \frac{K_y \cdot F}{G_0} \text{ або } m_x = \frac{\bar{X}_B - \bar{X}_H}{\Delta \bar{X}_{cp}} = \frac{K_x \cdot F}{L_0}.$$

Інтенсивність роботи десорбера характеризує аналог коефіцієнта масопередачі – висота одиниць переносу (ВОП) – h_y, h_x .

ВОП зворотно пропорційна коефіцієнту масопередачі:

$$h_y = \frac{H}{m_y}, \quad h_x = \frac{H}{m_x}.$$

ЧОП може бути також знайдене графічно, за методом Бейкера.

Теоретичне значення ВОП знаходиться з рівняння:

$$h = h_\Gamma + \frac{m_{xy}}{l_0} h_p,$$

де $h_\Gamma = h_y$ – ВОП для газової фази;

$h_p = h_x$ – ВОП для рідкої фази.

$$h_p = h_x = 119 \cdot v \cdot \text{Re}_p^{0.25} \cdot \text{Pr}'_p^{-0.5},$$

$$h_\Gamma = h_y = 0.015 \cdot d_{ek} \cdot \text{Re}_\Gamma^{0.345} \cdot \text{Pr}'_\Gamma^{-0.3}$$

де d_{ek} – еквівалентний діаметр $d_{ek} = \frac{4 \cdot \varepsilon}{a} = 4,16 \cdot 10^{-3}$ м,

$$\text{Re}_p = \frac{4 \cdot W_\Gamma}{a \cdot \mu_\Gamma} \text{ – значення числа Рейнольдса};$$

$$W_\Gamma = \frac{v_0 \cdot \rho_\Gamma}{S} \text{ – швидкість газу, кг/(м}^2\text{с)};$$

$$W_\Gamma = \frac{l_0 \cdot \rho_p}{S} \text{ – швидкість рідини, кг/(м}^2\text{с)};$$

$$\nu = \left(\frac{\mu_p^2}{\rho_p^2 \cdot g} \right)^{1/3} \text{ м}; m_{xy} = \frac{m_{px}}{P}; P, \text{ МПа}; \rho, \text{ кг/м}^2; V_0, L_0, \text{ кг/с}; \mu, \text{ Па}\cdot\text{с};$$

$$\text{Pr}' = \frac{\mu}{\rho \cdot g}; D, \text{ м}^2/\text{с}.$$

Значення фізичних констант наведено у таблиці 9.2. Перерахунок коефіцієнтів дифузії на інші тиски та температури проводиться за залежностями:

$$D_r = D_0 \cdot \left(\frac{P_0}{P} \right) \cdot \left(\frac{T_0}{T} \right)^{2/3},$$

де $P_0 = 760 \text{ мм.рт.ст.}$;

$$D_0 = D_p \cdot \left[1 + 0,02 \cdot (t - 20) \right].$$

Таблиця 9.2 – Значення фізичних констант

Температура °C		0	10	20	30	40	Коефіцієнт дифузії CO_2 D	
							$\text{м}^2/\text{с}$	$\text{м}^2/\text{год}$
Вода	$\rho_p, \text{ кг/ м}^3$	1000	1000	998	996	992	$D_{20} \cdot 10^9 = 1,8$	$D_{20} \cdot 10^9 = 6,4$
	$\mu_p \cdot 10^6,$ Па·с	1790	1302	1005	801,7	656		
Повітря	$\rho_r, \text{ кг/ м}^3$	1,293	1,247	1,203	1,165	1,128	$D_0 \cdot 10^6 = 13,8$	$D_0 \cdot 10^6 = 0,0497$
	$\mu_r \cdot 10^6,$ Па·с	17,15	17,65	18,15	18,65	19,10		

Теплофізичні властивості сухого повітря [10]:

– густина, кг/м^3 : $\rho_n = 1,29281 - 4,782143 \cdot 10^{-3} \cdot t + 1,797631 \cdot 10^{-3} \cdot t^2$

– теплоємність, $\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$:

$$C_{pn} = 1005,952 - 1,285717 \cdot 10^{-4} \cdot t + 3,33332 \cdot 10^{-6} \cdot t^2$$

– теплопровідність, Вт/(м·К):

$$\lambda_n = 2,436667 \cdot 10^{-2} + 7,78571 \cdot 10^{-5} \cdot t - 2,379922 \cdot 10^{-8} \cdot t^2$$

– коефіцієнт кінематичної в'язкості, м²/с:

$$\nu_n = (3,45 + 0,07810715 \cdot t + 1,321419 \cdot 10^{-4} \cdot t^2) \cdot 10^{-6}$$

Примітка 5: У зв'язку з тим, що при дослідженні процесу десорбції у рідкій фазі концентрації порівняно просто визначаються, розрахунки усіх параметрів необхідно проводити для у рідкої фази: m_x , h_x

$$\Delta \bar{X}_{сер}, \Delta \bar{X}_B, \Delta \bar{X}_H.$$

9.3 ОПИС УСТАНОВКИ

Матеріал викладено за авторами [6].

Схема установки.

Установка (Рисунок 9.4) складається з насадкової колони (абсорбера) 7 для насичення води газом CO_2 напірного баку 6 та десорбера насад очного типу 1. Як насадка використовується комбінована насадка. Висота насадки $H = 0,450$ м, внутрішній діаметр апарату $D_{BH} = 0,095$ м, площа перетину $S = 7,08 \cdot 10^{-3}$ м². Щит управління зображено на рисунку 9.5.

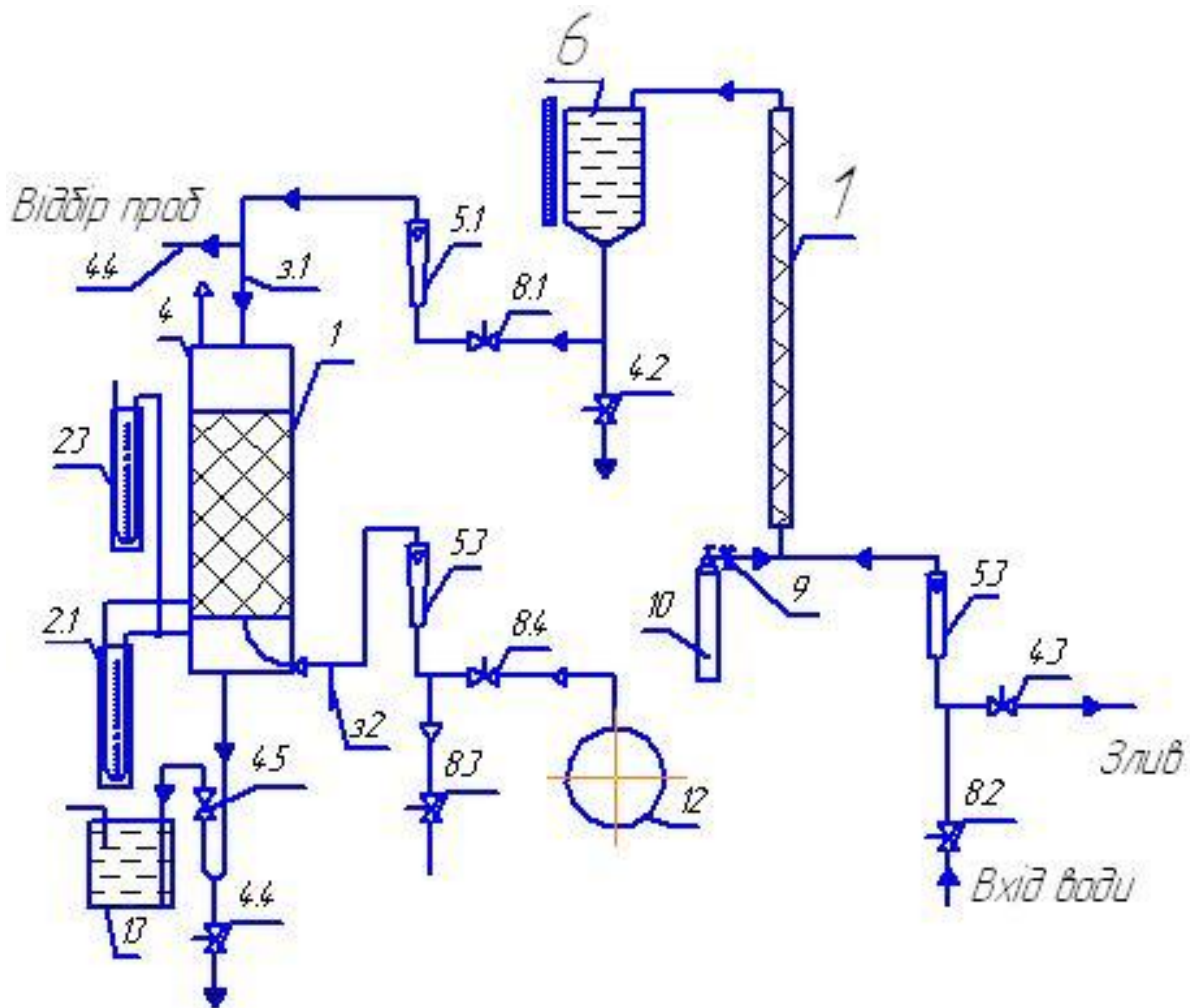
Вода поступає в абсорбер 7 знизу. Контроль витрат води здійснюється ротаметром 5₂ і регулюється вентилем 8₂.

Знизу до абсорбера подається газ CO_2 з балона 10. Витрати CO_2 контролюються по манометру редуктора 9. Насичена CO_2 вода заповнює напірний бак 6, звідки або зливається через кран 4₂, або подається через вентиль 8₁ та ротаметр 5₁ в розподільчий пристрій десорбера 1 звідки стікає по насадці.

Повітря засмоктується компресором 12 та, проходячи через ротаметр 5₃, поступає в десорбер, де проходить відгонка CO_2 . Десорбована вода проходить гідравлічний затвор та здирається у мірний циліндр 13.

Схема вимірювання.

Витрати води, що поступає на абсорбцію визначається по ротаметру 5₂, витрати води на десорбцію – по ротаметру 5₁, а витрати повітря – по ротаметру 5₃. Температура води та повітря, які поступають на процес вимірюються трутними термометрами 3₁ та 3₂. При малих навантаженнях по воді (малих витратах води) витрати води визначаються за допомогою мірного циліндра 13. Гідравлічний опір десорбера підтримується по манометру 9, встановленого на балоні.



- 1 – десорбер; 2 – дифанометр; 3 – термометр;
4 – запірні крани; 5 – ротаметри; 6 – напірний бак; 7 – абсорбер;
8 – регулювальні вентиля; 9 – редуктор; 10 балон з CO_2 ; 12 – компресор;
13 – мірна посудина.

Рисунок 9.4 – Принципова схема установки

Схема керування установкою.

На рисунку 9.5 наведена схема щита керування установкою.

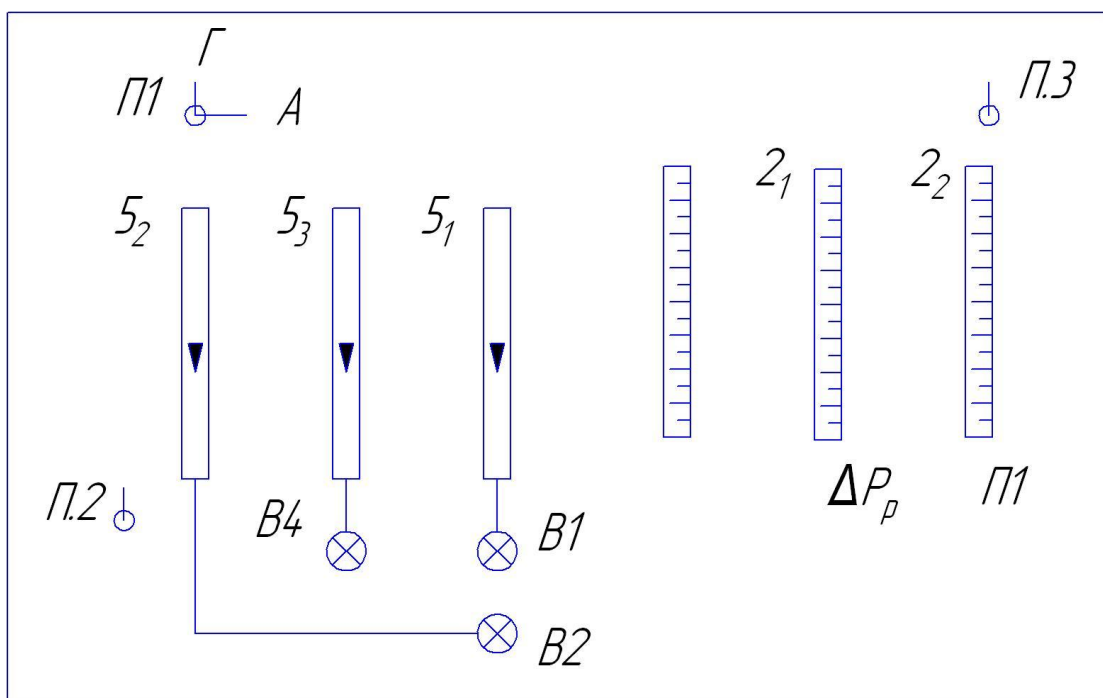


Рисунок 9.5 – Схема щита керування установкою

Підготовка до роботи.

1. Увімкнути електричне живлення установки тумблером П.3.
2. Поставити двоходовий кран П.1 у положення Г (гідродинаміка).
3. Відкрити вентиль 8 на щиті управління. Кран на входній лінії (на схемі не показано) встановити по ротаметру 5_1 витрати води, яка подається через абсорбер в напірний бак.
- 4. Вигвинтити пробку верхньої головки мірного скла напорного баку для виходу повітря.**
5. Обережно відкрити вентиль газового балону.
6. Відкрити подасу газу CO_2 на абсорбер (не більше 2 атм по манометру). **Перерити чи знята пробка верхньої головки мірного скла напорного баку для виходу повітря.** Максимальна можлива концентрація

CO_2 у воді при атмосферному тиску складає 0,1688 г/ 100 г води при температурі 30°, що приблизно дорівнює 1,2...1,6 г/л.

7. Після заповнення напірного баку водою (приблизно на 1/3 по мірному склу) перекрити подачу води. Перекрити подачу газу CO_2 . Загвинтити на місце пробку мірного скла.

Проведення експерименту.

1. Поставити перемикач програм роботи П.1 в положення «абсорбція».
2. Вентилем 8₁ по ротаметру 5₁ з обов'язковим візуальним контролем встановити необхідну густину зрошення насадки розчином.
3. Після того, як з'явиться вода в зливному патрубку перемикачем П.2 увімкнути компресор.
4. Вентилем 8₄ по ротаметру 5₂ встановити необхідні витрати повітря.

Зупинка установки.

1. Перекрити вентилі 81 та 82.
2. Вимкнути компресор.
3. Закрити вентиль подачі повітря 84.
4. Вимкнути живлення установки тумблером П.3.

9.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

На установці можуть працювати особи, які вивчили будову і роботу установки, техніку безпеки (про що розписалися у відповідній документації), отримали інструктаж та дозвіл викладача.

Перед початком роботи перевірити заземлення (занулення), балон (виконується зав. лабораторіями, навчальним майстром або лаборантом); переві-

рити положення усіх кранів (вентилів) установки – нормальне положення – закрите.

Забороняється включати установку за наявності несправностей, або невиконаних регламентних робіт.

Забороняється різко відкривати крани, особливо крани газового балона.

Забороняється залишати установку, що працює, без догляду.

У разі виникнення аварійної ситуації необхідно спочатку припинити подачу повітря (закрити кран на редукторі).

При аварійній ситуації спочатку перекрити вентиль подачі газу CO_2 на балоні, потім перекрити подачу води та одночасно вимкнути компресор, закрити усі вентиля, починаючи з 81.

9.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ

Матеріал викладено за авторами [1...8].

Для проведення експерименту необхідно:

1. Заповнити напірний бак 6 розчином CO_2 у воді, пропускаючи воду та газ через абсорбер 7. Перед заповненням баку необхідно вигвинтити пробку верхньої головки мірного скла напорного баку для виходу повітря. Бак необхідно заповнити на 1/3. Тиск по манометру на балоні з CO_2 необхідно підтримувати до 2 атм. Перемикач П.2 поставити у положення «абсорбція».

2. Встановити титр $Va \overline{OH}_2$, для чого:

а) прополоскати мірну колбу дистильованою водою. Встановити на мітку «0» рівні розчинів у бюретках;

б) відібрати в колбу 25 мл розчину $Va \overline{OH}_2$;

в) додати у колбу 3 краплини розчину фенолфталеїну;

г) повільно, по краплині, добавляти 0,1N розчин HCl , постійно збовтуючи колбу, для перемішування розчинів, до зникнення малинового забарвлення;

д) знаючи кількість розчину кислоти $HCl - V'_2$, яка пішла на титрування, можна знайти нормальність розчину $Ba(OH)_2$ по залежності:

$$N_1 = \frac{0,1 \cdot V'_2}{25}.$$

3. Відкрити вентиль δ_1 та встановити витрати насиченої CO_2 води, таким чином, щоб вода поступала на насадку десорбера або тоненькою цівкою, або у вигляді крапель.

4. Коли вода починає витікати з десорбера, за допомогою секундоміра, та мірного циліндра встановити витрати води L_v , m^3/c .

5. В мірну колбу з притертою пробкою відібрати з напорного баку пробу розчину (приблизно 50 мл). Відбір проб проводити тричі (на початку досліду, в середині та в кінці досліду) з метою отримати середню пробу в розчині.

6. Перемикачем П.2 вимкнути компресор та по ротаметру δ_2 вентилем δ_2 (Рисунок 9.4) встановити витрати повітря у межах 60...70 поділок по ротаметру.

7. Відібрати 30...50 мл проби розчину, який пройшов десорбер в колбі з притертою пробкою.

8. Повторити дослід при тих же витратах повітря, або при максимальних витратах рідини.

9. Вимкнути компресор. Злити воду з напорного бака в каналізацію.

10. Провести аналіз середньою проби розчинив що поступив на десорбер та вийшов з десорбера на вміст CO_2 .

11. Результати занести до таблиці 9.2.

Таблиця 9.2 –Результати експериментів

Величина, що визначається	Позначення	Розмірність	Номер досліду		
			1	2	3
Витрати газу (по ротаметру)	$P.2$ G_B	Поділок по ротаметру			
		m^3/c			
Витрати розчину, об'ємний метод	v	мл			
	τ	сек			
	L_v	m^3/c			
	L_0	кг/с			
Масові витрати газу	G_0	кг/ГОД			
		кг/с			
Нормальність розчину	N_2, HCl	N	0,1	0,1	0,1
	V'_1	мл	25	25	25
	V'_2, HCl	мл			
	$N_1, Ba(OH)_2$	N			
Об'єм проб на вході (верх)	$V_1, Ba(OH)_2$	мл			
	V_2, HCl	мл			
Об'єм проб на виході (низ)	$V_1, Ba(OH)_2$	мл	10	10	10
	V_2, HCl	мл			
Концентрація CO_2 в рідині	\bar{X}_B , початкова	кг/кг			
	\bar{X}_H , кінецьова	кг/кг			
Концентрація CO_2 в газі на виході з десорбера	\bar{Y}_B	кг/кг			
Кількість відіграного CO_2	M	кг/с			
		кг/ГОД			
Питомі витрати розчину	l_0	кг/кг			
Рівноважна концентрація CO_2 в газі та рідині	\bar{Y}_B^*	кг/кг			
	\bar{X}_H^*	кг/кг			
	\bar{X}_B^*	кг/кг			
Питомі витрати десорбуючого агента	v_0	кг/кг			
Ступінь насичення	φ_0	%			

газу					
Ступінь відгонки	ψ	%			
Середня рушійна сила	$\Delta \bar{X}_B = \bar{X}_B - \bar{X}$	кг/кг			
	$\Delta \bar{X}_H = X_H$	кг/кг			
	$\Delta \bar{X}_{сер}$	кг/кг			
Число одиниць переносу	m_x	—			
Висота одиниць переносу	h_x	м			
Ткеоретичний розрахунок ВОП	$Re_{ж}$				
	$D_{ж}$	м ² /с			
	$Pr_{ж}$				
	$h_{ж} = h_x$	м			
Об'ємний коефіцієнт масопередачі	K_{xv}	кг/м ³ ·с, кг/кг			
% розбіжності					

9.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ВИМІРЮВАНЬ

1. Визначити концентрацію CO_2 в воді на вході в десорбер – \bar{X}_B .

Влити в мірну колбу ємністю 205 мл піпеткою 20 мл середньої проби розчину. Додати 25 мл розчину $Ba(OH)_2$ (його титр попередньо встановити) та 5 мл 10% розчину $BaCO_3$. Змішати вміст колби до випадання в осад. Визначити $BaCO_3$. Визначити надлишкову кількість $Ba(OH)_2$, який не прореагував з CO_2 та залишився в розчині, для чого додати в колбу 2...3 краплі фенолфталеїна. Титрувати 0,1N розчину кислоти HCl до зникнення малинового забарвлення. Якщо розчин на забарвлюється (немає надлишку $Ba(OH)_2$ в наслідок великої концентрації CO_2), то необхідно додати з бюретки до появи стійкого малинового забарвлення. Знаючи кількість розчину кислоти $Ba(OH)_2 - V_1'$, яка пішла на титрування та його титр N_2 ,

можна знайти концентрацію розчину CO_2 по залежності:

$$\bar{X}_B = (V_1 \cdot Y_1 - N_2 \cdot Y_2) \cdot 1,1 \cdot 10^{-3} \text{ кг/кг.}$$

2. Концентрація CO_2 у воді на виході з десорбера визначається по тій же методиці. У цьому випадку прититрування необхідно брати 10 мл $NaOH$.

3. Визначити кількість десорбованого CO_2 за виразом:

$$M = G_0 \cdot Y_g = L_0 \cdot (X_g - X_n)$$

4. Знайти концентрацію CO_2 на виході з абсорбера (верхній переріз) \bar{Y}_B за залежністю:

$$\bar{Y}_B = \frac{L_0}{G_0}$$

Масові витрати рідини L_0 – визначаються об'ємним методом, а газу G_0 – за графіком тарування ротаметра.

5. Рівноважна концентрація CO_2 в газі на виході з абсорбера \bar{Y}_B^* розраховується за залежністю:

$$\bar{Y}^* = \frac{0,621 \cdot \bar{X}}{\frac{1}{m} - 0,41 \cdot \bar{X}} = \frac{0,621 \cdot \bar{X}}{\frac{P}{E} - 0,41 \cdot \bar{X}}$$

6. Концентрація CO_2 у рідкій фазі \bar{X}^* , рівноважної з газом, який виходить з апарату розраховується за залежністю:

$$\bar{X}^* = \frac{\bar{Y}}{m \cdot 0,621 + 0,41 \cdot \bar{Y}} = \frac{P \cdot \bar{Y}}{E \cdot 0,621 + 0,41 \cdot \bar{Y}}$$

7. За даними балансу знайти питомі витрати повітря – v за залежністю:

$$v = \frac{G_0}{L_0} = \frac{1}{l_0},$$

ступінь насичення десорбуючого агента:

$$\varphi = \frac{\bar{Y}_g}{\bar{Y}_g^*} \text{ (при } Y_H = 0),$$

та степiнь вiдгонки:

$$\psi = \frac{\bar{X}_g - \bar{X}_H}{\bar{X}_g}$$

8. Визначити середню рушiйну силу процесу:

$$\left. \begin{aligned} \Delta \bar{Y}_B &= \bar{Y}_B^* - \bar{Y}_B \\ \Delta \bar{Y}_H &= \bar{Y}_H^* - \bar{Y}_H \end{aligned} \right\} \Delta \bar{Y}_H^* - Y_H$$

де $\Delta \bar{X}_B$ та $\Delta \bar{X}_H$ – рiзниця концентрацiй CO_2 в рiдкiй фазi.

9. Знайти число одиниць переносу:

$$m_Y = \frac{\bar{Y}_B - \bar{Y}_H}{\Delta \bar{Y}_{cp}} = \frac{K_Y \cdot F}{G_0} \text{ або } m_X = \frac{\bar{X}_B - \bar{X}_H}{\Delta \bar{X}_{cp}} = \frac{K_X \cdot F}{L_0}.$$

10. Визначити ВОП:

$$h_Y = \frac{H}{m_Y}, \quad h_X = \frac{H}{m_X}.$$

11. Обчислити теоретичне значення ВОП за заледнiстю:

$$h_p = h_x = 119 \cdot \nu \cdot \text{Re}_p^{0.25} \cdot \left(\frac{\rho_p'}{\mu} \right)^{0.5}.$$

12. Знайти чисельне значення об'ємного коефiцiєнта масопередачi:

$$M = K_{YV} \cdot \Delta Y_{cp} \cdot V, \quad M = K_{XV} \cdot \Delta X_{cp} \cdot V,$$

13. Провести порiвняльний аналіз факторiв, які впливають на степiнь вiдгонки.

9.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Проаналізуйте поняття процес десорбції.
2. Проаналізуйте конструкції десорберів за способами утворення поверхні.
3. Проаналізуйте конструкції десорберів за конструктивними особливостями.
4. Проаналізуйте конструкцію насадкових колонних десорберів.

5. Проаналізуйте схему матеріальних потоків насадкових колонних десорберів.
6. Проаналізуйте рівняння матеріального балансу.
7. Проаналізуйте робочу лінію процесу десорбції.
8. Проаналізуйте лінії рівноваги процесу десорбції.
9. Проаналізуйте поняття число одиниць переносу (ЧОП).
10. Проаналізуйте поняття висота одиниць переносу (ВОП).
11. Проаналізуйте конструкцію поверхневого абсорбера.
12. Проаналізуйте конструкцію плівковий абсорбера.
13. Проаналізуйте конструкцію розпилювальний абсорбера.
14. Проаналізуйте конструкцію насадковий абсорбера.
15. Які бувають типи насадок?
16. Які основні характеристики насадок?
17. Які основні вимоги висувають до насадок?

9.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 1: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К. :НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.1 – 300 с.
2. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 2: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К. :НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.2 – 416 с.
3. Процеси і апарати хімічної технології [Текст]: підручн. / Л.П. Товжнянський, А.П. Гоблинська, В.А. Лещенко, І.А. Нечипоренко, І.С. Чернишова – Харків. НТУ «ХП» – 2009 р. 632 с.
4. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.: Высшая шк., 1962. – 656 с.
5. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976. – 656 с.

6. Методические указания к проведению НИРС по курсу "Процессы и аппараты химической технологии" – Исследование массопередачи при десорбции в насадочной колонне // Сост. Тананайко Ю.М. – К.: КПИ, 1981. – 16с.

7. Конспект лекцій з дисципліни «Пічне обладнання у хімічних процесах» для студентів напрямку 6.050503 «Машинобудування» [Електронний ресурс] / НТУУ «КПІ» ; уклад. А. Р. Степанюк. – Електронні текстові данні (1 файл: 2,32 Мбайт). – Київ : НТУУ «КПІ», 2016. – 132 с. – Назва з екрана. – Доступ : <http://ela.kpi.ua/handle/123456789/15245>. Свідоцтво ІХФ № 05/06-1.

8. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков В.Н. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.

10 ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ МАСОПЕРЕДАЧІ У РЕКТИФІКАЦІЙНІЙ КОЛОНІ

10.1 ВСТУП

В хімічній, харчовій, нафтопереробній та інших галузях промисловості для розділення рідких суміші в на технічно чисті компоненти широко застосовують ректифікацію. Цей процес базується на різній летючості компонентів суміші, тобто на різниці в температурах кипіння компонентів при однаковому тиску зовнішнього середовища. Процес ректифікації здійснюють на ректифікаційних колонах. Одним з найбільш розповсюджених в промисловості є тарілчасті ректифікаційні колони із ковпачковими, ситчастими то клапанними тарілками.

Метою даної роботи є вивчення основних закономірностей процесу ректифікації реалізованих в тарілчастій колоні.

Для досягнення мети повинні бути вирішені наступні задачі:

- теоретично вивчити зображення процесу ректифікації о X-Y діаграмі;
- визначити число ступенів зміни концентрації (число теоретичних тарілок);
- знайти число збагачення, або так званого ККД теоретичних тарілок, встановлених в верхній та нижній частині колони

10.2 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСТИНА

Матеріал викладено за авторами [1...7].

Дистиляція і ректифікація є окремим випадком більш загальних процесів розділення рідких сумішей, які складаються з декількох летких компонентів.

Дистиляція – це процес однократного часткового випаровування рідкої суміші з наступною конденсацією утвореної пари.

Одержаний конденсат леткого компонента називається дистилятом.

Дистилят має високий вміст леткого або низькокиплячого компонента.

Рідина, що залишилася, містить більше висококиплячого компонента.

Дистиляція або проста перегонка застосовується для грубого розділення рідких сумішей, тому що пара містить окрім низькокиплячого компонента ще й певну кількість висококиплячого компонента.

Ректифікація – процес розділення однорідної рідкої суміші на складові речовини шляхом протитечійного двостороннього тепло- масообміну між нерівноважними потоками парової і рідинної фаз.

Ректифікація зводиться до багатократного часткового випаровування рідкої суміші з наступною конденсацією утвореної пари.

В результаті цього процесу відбувається розділення рідкої суміші на чистий дистилят (ректифікат) і кубовий залишок, який містить висококиплячий компонент.

Дефлегмація – процес часткової конденсації парів низькокиплячого компонента, при якому парова фаза, що залишилася, збагачується низькокиплячим компонентом.

Утворена рідина називається флегмою. Цей процес зворотній перегонці. Флегму зазвичай повертають в колону для зрошення з метою взаємодії з паром, що піднімається вгору колоною.

Процес перегонки може проводитися як періодично, так і безперервно.

Процеси ректифікації широко застосовують в хімічній, нафтопереробній та харчовій промисловостях: розділення вуглеводнів нафти для одержання моторних олів, а також бензолу, толуолу, виробництво жирних кислот та етилену, спирту. Ректифікація проводиться як під вакуумом для рідин з високими температурами кипіння, термічно нестійких продуктів, і під тиском (для газів, які скраплюються при підвищенні тиску). Перший випадок має місце при виробництві капролактаму, бутилових спиртів, тощо, а другий – у виробництві азоту та кисню методом ректифікації рідкого повітря.

Класифікація бінарних систем.

Бінарні системи поділяються на 3 групи в залежності від взаємної роз-

чинності рідин, з яких вони складаються:

- рідини взаємно розчинні в будь-яких співвідношеннях;
- рідини взаємно нерозчинні;
- рідини з частковою розчинністю.

Реальні суміші

Реальні суміші рідин не підпорядковуються закону Рауля і при певному складі мають постійну температуру кипіння (максимальну чи мінімальну).

Такі суміші називаються азеотропними на підставі другого закону Коновалова.

В екстремумах точок кипіння сумішей склад парової та рідкої фаз є однаковим.

Тобто крива рівноваги на діагоналі $y-x$ перетинає діагональ діаграми. Точку перетину називають азеотропною. Для реальних рідин криві рівноваги будуються тільки за дослідними даними.

Азеотропна точка показує склад суміші, яку неможливо розділити на складові компоненти при даному тиску. При кипінні азеотропної суміші її концентрація не змінюється.

Фазові діаграми ($P - x,y; t - x,y; y-x$) для азеотропних сумішей, у яких температура кипіння нижче температури кипіння чистих компонентів (мінімальна) і вище (максимальна) мають такий вигляд.

Наприклад, суміш етиловий спирт – вода при тиску 0,1 МПа розділяється тільки до азеотропної точки, в якій згідно 2-го закону Коновалова склад рідкої та парової фаз – однаковий і містить 95,57% (мас) етанолу.

Повне розділення азеотропних сумішей можливо здійснити за рахунок спеціальних методів перегонки, або за рахунок зміни величини робочого тиску. На це вказує другий закон Вревського:

При підвищенні температури кипіння суміші рідин, сукупність парів яких має максимум або мінімум в азеотропній суміші, в парі збільшується вміст того компонента, на випаровування якого витрачається більше енергії. Фазові діаграми рівноваги рідина – насичена пара наведені на рисунку 10.1.

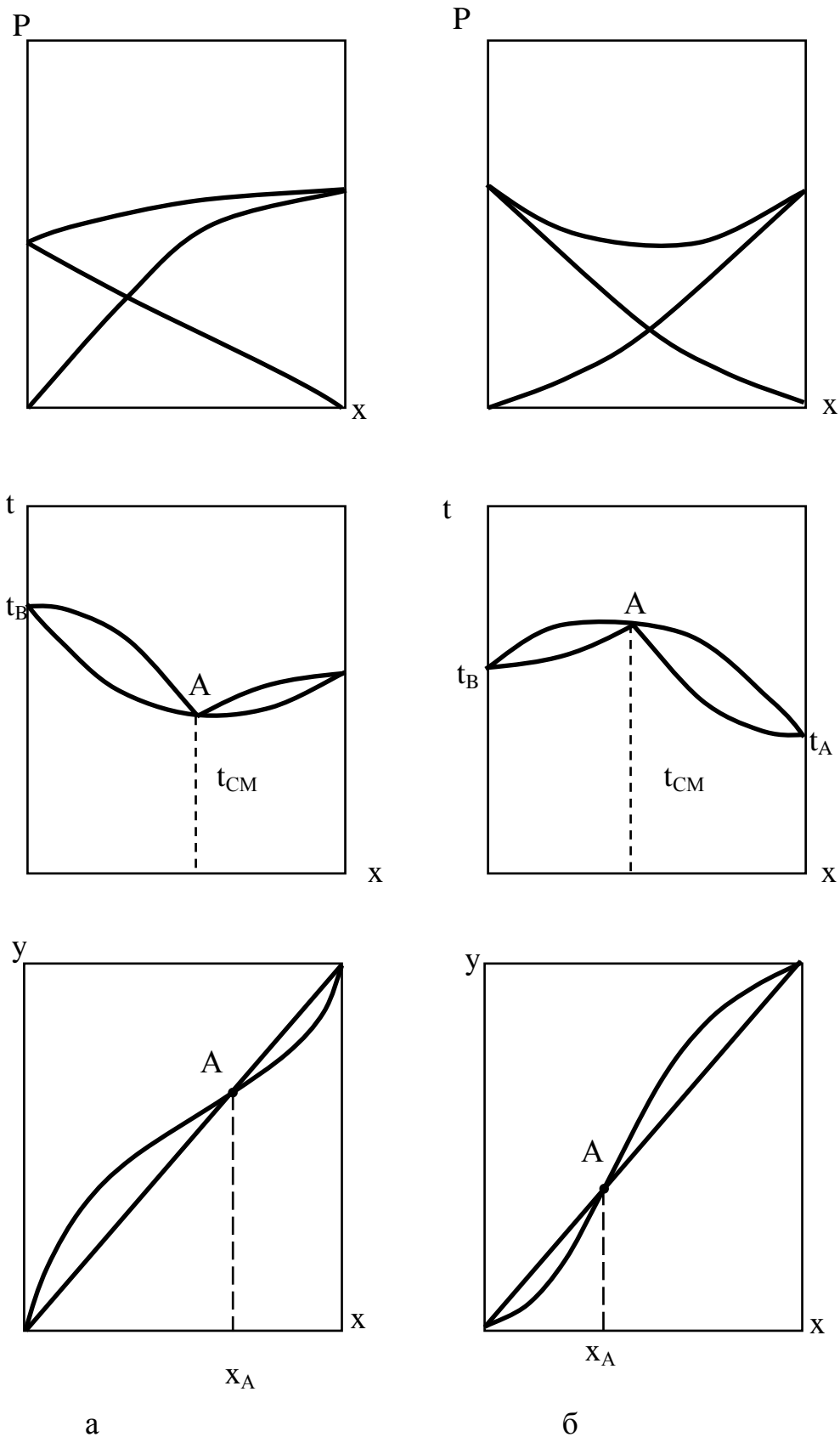


Рисунок 10.1 – Фазові діаграми рівноваги рідина – пара для реальних систем:
 а) (мінімальна) характерна для сумішей типу етиловий спирт – вода, спирт – бензол; б) (максимальна) характерна для сумішей азотна кислота – вода.

Таким чином, зі зменшенням тиску збільшується вміст одного з компонентів в суміші і азеотропна точка переміщається вздовж діагоналі (діаграма $y - x$) до повного її зникнення. Таким способом можливо отримати безводний спирт.

Ректифікація – процес розділення однорідної суміші рідин на складові шляхом протитечійного двостороннього тепло- масообміну між нерівноважними потоками парової і рідкої суміші.

Фізична модель процесу ректифікації.

Схема протитечійної взаємодії потоків пари та рідини на тарілках ректифікаційної колони показана на рисунку 10.2 а.

Якщо в кубову частину колони підвести тепло в кількості Q , то рідина з концентрацією X_1 закипить і виділить парову фазу в кількості G_n складу Y_1 , збагачену НКК. Парова суміш надходить на контактний пристрій – тарілку і барботує через шар рідини, що перебуває на тарілці. У процесі взаємодії пари з рідиною відбувається часткова або повна конденсація пари, при цьому конденсація НКК у рідині підвищується до величини X_2 (при повній конденсації пари). Одночасно при конденсації пари виділяється теплота конденсації, під дією якої рідина на тарілці закипає й виділяє нову парову фазу, збагачену НКК, при цьому рідина збіднюється НКК і одночасно збагачується ВКК та по переливному пристрою перетікає на нижню тарілку. Потік пари з концентрацією Y_2 надходить на розміщену вище тарілку, і процеси конденсації пари – кипіння рідини повторюються.

Після багаторазового повторення процесу по висоті колони з верхньої тарілки виводиться пара з концентрацією НКК, що дорівнює Y_d . Пара надходить у холодильник-конденсатор, де конденсується, утворюючи дистилат. Одночасно з нижньої частини колони відводиться кубовий залишок G_w , що представляє собою практично чистий ВКК.

Таким чином, контактні пристрої – тарілки ректифікаційної колони мо-

жна розглядати як свого роду тепломасообмінні елементи конденсаторів-випарників, у яких одночасно протікають теплообмінні процеси (конденсації парової фази та випаровування рідини), і відбуваються масообмінні процеси між взаємодіючими паровою і рідкою фазами.

На рисунку 10.2 б показаний хід процесів фазового переходу (випаровування і конденсації) на тарілках ректифікаційної колони в координатах діаграми температура-концентрація (t - X - Y) за певного тиску.

Нижня крива T_b -1-2-3-4-5-6- T_a , (рисунку 10.2 б), відображає зміну температур кипіння бінарного розчину на тарілках залежно від концентрації розчину.

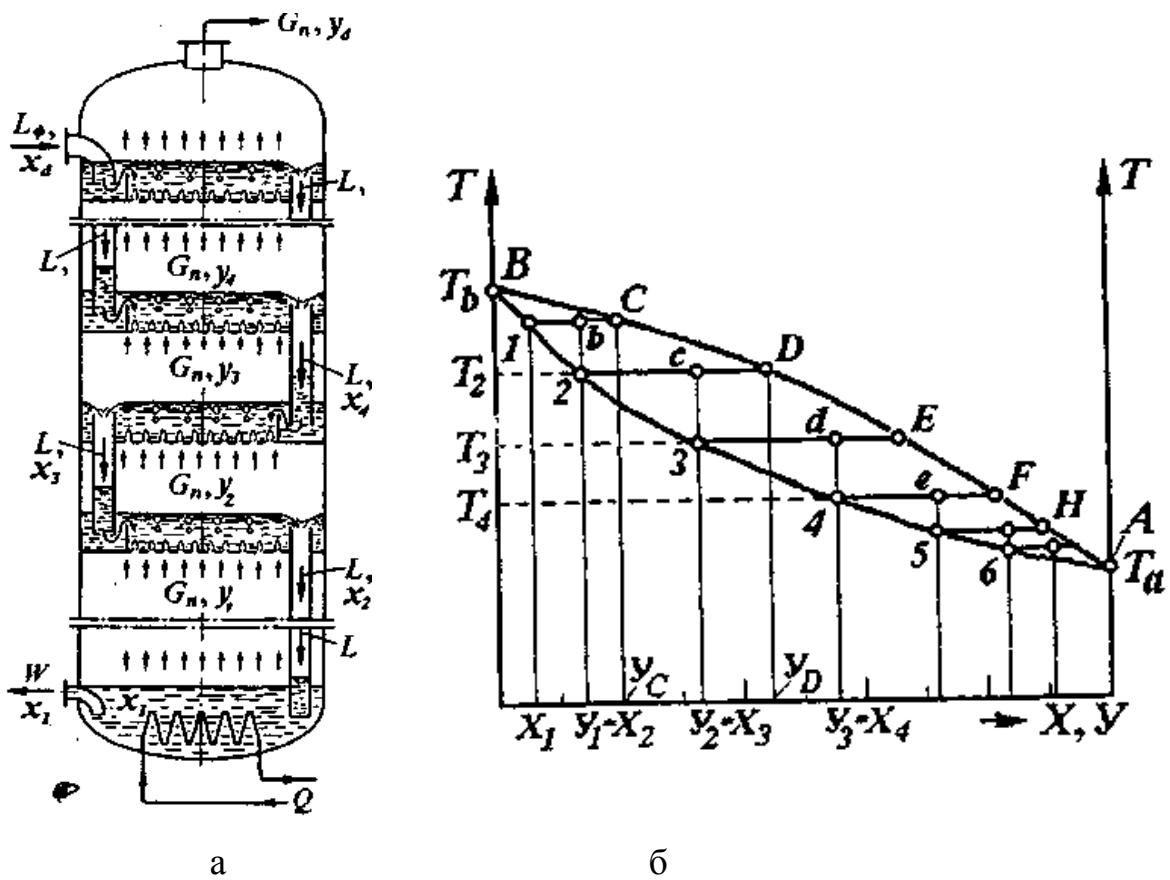


Рисунок 10.2 – Ректифікація бінарної суміші

а схема процесів конденсації-випарювання на тарілках ректифікаційної колони; б хід процесів на тарілках у діаграмі $t - X, Y$.

Потоки: L – рідка фаза; G_n – парова фаза; W – кубовий залишок;
 Q – теплоносій.

Ректифікаційні апарати поділяються на 4 групи:

- апарати тарілчастого типу;
- насадкові колони;
- плівкові колони;
- роторні плівкові апарати;

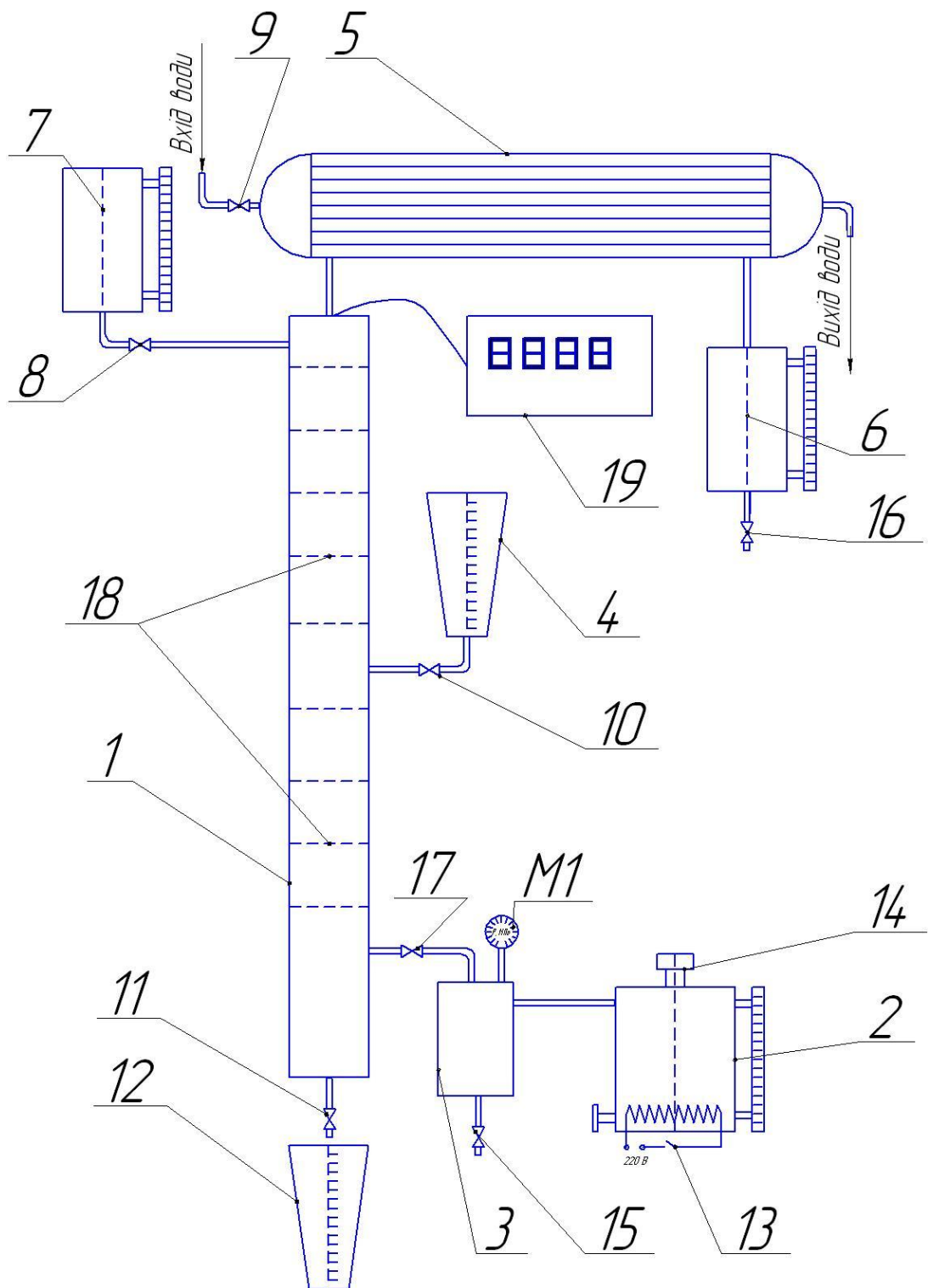
Найбільш часто використовують наступні типи тарілок:

- ситчасті;
- ковпачкові;
- клапанні;
- жалюзійно-клапанні;
- струминні;
- гратчасті.

10.3 ОПИС ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЇ УСТАНОВКИ

Матеріал викладено за авторами [1...7].

Початкова спирто-водяна суміш із збірника початкової суміші 4 через регулюючий вентиль 10 подається на верхню тарілку нижньої (вичерпувальної) частини колони 1 (Рисунок 10.3). Колона 1 – це вертикальний циліндричний сталевий апарат, по висоті якого рівномірно розміщено 9 тарілок 18. У верхній (укріплюючій) частині розміщено 5 тарілок, у нижній (вичерпувальній) частині – та 4 тарілки. Теплове живлення колони забезпечується гострою парою, яка генерується у парогенераторі 2, де проводиться підігрів води електричним нагрівачем. Тиск пари контролюється манометром М1. Після випаровувала пара поступає у краплебризковловлювач 3, і, далі у нижню частину ректифікаційної колони 1. Витрати пари регулюються пробковим краном 17. Пара води проходить через колону, збагачується низькокиплячим компонентом НКК, та підводиться з верхньої частини колони 1 у між трубний простір дефлегматора 5.



1 – ректифікаційна колона; 2 – парогенератор; 3 – крапельбризковловлювач;
 4 – збірник початкової суміші; M1 – манометр; 5 – дефлегматор; 6 – збірник дистилату; 7 – збірник флегми; 8, 9, 10, 11, 15, 16, 17 – вентиля; 12 – збірник кубового розчину; 13 – тумблер; 14 – аварійний клапан; 19 – термометр.

Рисунок 10.3 – Схема експериментальної установки

Дефлегматор – це кожухотрубний конденсатор – холодильник, у трубний простір якого через вентиль 9 подається охолоджуюча вода, конденсат надходить у збірник 6. Флегма зі збірника 7 через регулюючий вентиль 8 подається на зрошення верхньої частини колони 1. Витрати флегми контролюються за показниками мірного скла. Кубовий залишок зливається після закінчення експерименту через вентиль 11 до збірника 12.

Концентрація спирту у воді для початкової та кінцевої суміші визначається ареометром-спиртометром або за допомогою пікнометра та терезів.

10.4 ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ

До роботи допускаються студенти, які вивчили конструкцію установки та порядок проведення роботи.

Перед пуском установки необхідно перевірити комплектацію дослідного стенда та цілісність скляних елементів конструкції.

Наявність води у парогенераторі та наявність води у дефлегматорі.

Регулювати тиск у парогенераторі за допомогою регулятора напруги у межах не більше 0,2 МПа та не менше 0,1 МПа.

При тиску понад 0,2 МПа вмикати кран подачі пари до ректифікаційної колони заборонено.

Вимикати подачу охолоджуючої води у дефлегматорі до падіння тиску на манометрі М1 до нуля.

10.5 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТУ

Матеріал викладено за авторами [1...7].

1 Ввімкнути установку в електромережу допомогою вимикача 13.

11. Нагріти парогенератор до досягнення у тиску не більше 0,2 МПа, тиск пари контролюється манометром М1 .

12. Визначити кількість та концентрацію початкової суміші та залити її

у збірник 4 (ареометром-спиртометром або за допомогою пікнометра та терезів). Результати занести до таблиці 10.1.

13. Визначити кількість та концентрацію флегми та залити її у збірник 7 (ареометром-спиртометром або за допомогою пікнометра та терезів). Результати занести до таблиці 10.1.

14. Увімкнути подачу води для охолодження дефлегматора 5 вентилем 9.

15. Після досягнення у парогенераторі 2 визначеного викладачем тиску відкрити кран 17 подачі пари до колони, тиск пари контролюється манометром М1 .

16. Після нагріву колони, про що свідчить поява рідини у збірнику дистилята 6 відкрити крани подачі флегми 8 та початкової суміші 10.

17. Процес ректифікації вести до досягнення температури парів НКК 82°C, яка визначається за показниками термометра 19, встановленому в кармані верхньої частини колони.

18. Під час проведення експерименту необхідно регулювати тиск у парогенераторі за допомогою регулятора напруги **у межах не більше 0,2 МПа та не менше 0,1 МПа. При перевищенні тиску 0,2 МПа спрацьовує аварійний клапан скидання тиску 14.**

19. Визначити кількість та концентрацію дистилята та кубового залишку (ареометром-спиртометром або за допомогою пікнометра та терезів, концентрація).

Результати занести до таблиці 10.1

20. Вимкнути установку з мережі тумблером 13.

21. Після падіння тиску на манометрі М1 до нуля вимкнути подачу води на охолодження дефлегматора.

Таблиця 10. 1

Час , с	Витрати початкової суміші, G_F			Витрати дистилляту, G_P			Витрати флегми, G_Φ			Склад початкової суміші, X_F		Склад дистилляту, X_P		$R = \frac{G_\Phi}{G_P}$
	H	V_F	G_F	H	V_P	G_P	H	V_Φ	G_Φ	a_F	X_F	a_P	X_P	

10.6 ОБРОБКА РЕЗУЛЬТАТІВ ЕКСПЕРИМЕНТІВ

Матеріал викладено за авторами [1...7].

З рівняння матеріального балансу ректифікаційної колони:

$$G_\Phi + G_F = G_W + G_P$$

$$G_F \cdot x_F + \Phi \cdot x_P = G_P \cdot x_F + G_W \cdot x_W$$

Знаходимо G_W та x_W .

де $G = V \cdot \rho$ – масові витрати, кг/с;

V – об'ємні втрати, м³/с;

ρ – густина, кг/м³;

x – мольна доля НКК (спирту).

Перерахунок масових долей у мольні:

$$x = \frac{\frac{a}{M_{\text{НКК}}}}{\frac{a}{M_{\text{НКК}}} + \frac{1-a}{M_{\text{НКК}}}}$$

де $M_{\text{НКК}}$ – мольна маса НКК (C_2H_5OH):

$$M_{\text{НКК}} = M_C \cdot 2 + M_H \cdot 5 + M_O \cdot 1 + M_H \cdot 1 = 12 \cdot 2 + 1 \cdot 5 + 16 \cdot 1 + 1 \cdot 1 = 46;$$

a – масова доля НКК (спирту).

Індекси: F – початкова суміш;

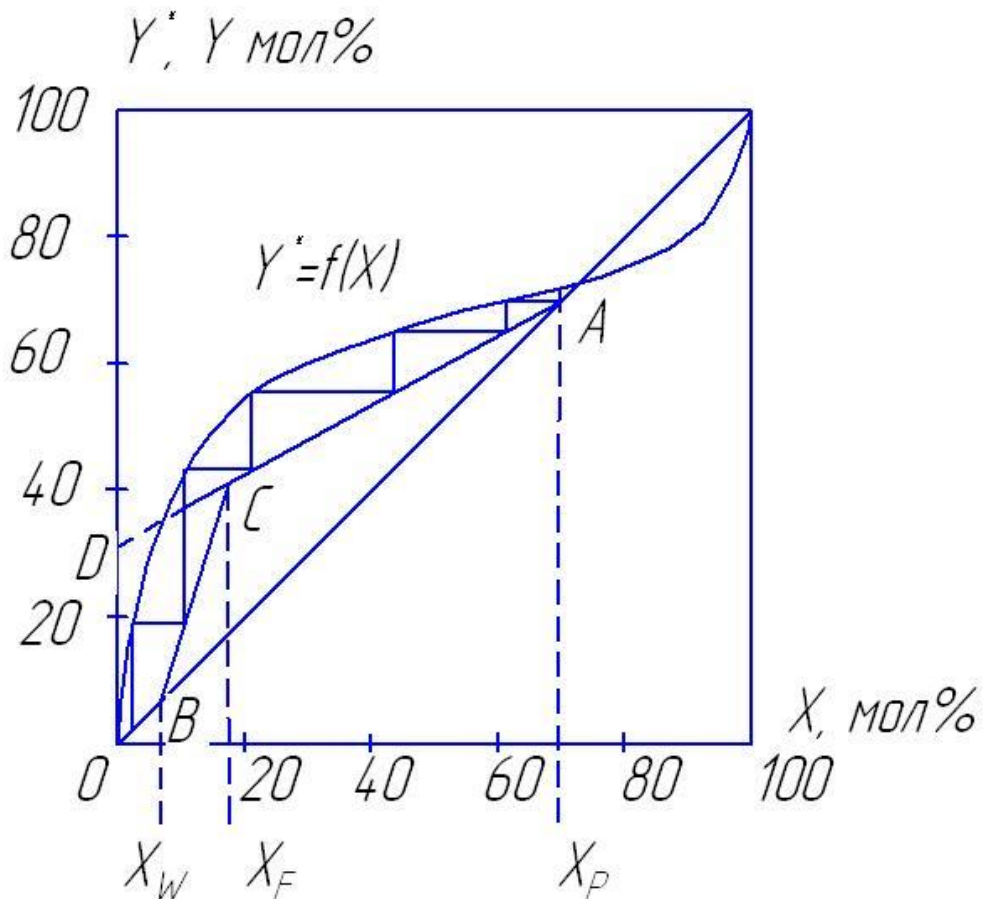
W – кубовий залишок;

P – дистилят;

Φ – флегма.

Для визначення числа ступенів зміни концентрації (теоретичних тарілок) побудувати на міліметровому папері по довідковим даними таблиця 10.2 криву рівноваги рідина– пара в координатах $X - Y$ (приклад зображено на рисунку 10.4) і відкласти на осі абсцис значення X_F, X_W, X_P у мольних долях.

Нанести на графік робочі лінії концентрації для верхньої та нижньої частин колони.



Рисунк 10.4 – Визначення числа ступеней зміни концентрації

Побудова робочих ліній концентрації для верхньої та нижньої частин колони.

Рівняння робочих ліній концентрації для верхньої та нижньої частин колони отримується з розв'язання рівнянь матеріального балансу верхньої та нижньої частин колони і є залежністю між змінами по висоті колони можливими концентраціями НКК в рідині x та парі y в будь-якому поперечному перерізі колони, між двома сусідніми тарілками.

Рівняння робочої лінії для верхньої частини колони:

$$Y = \frac{R}{R+1} \cdot X + \frac{X_F}{R+1},$$

для нижньої частини колони:

$$Y = \frac{R+f}{R+1} \cdot X - \frac{f-1}{R+1} \cdot X_R,$$

де $R = \frac{\Phi}{P}$ – флегмове число, дорівнює відношенню кількості флегми, до кількості дистиллята, що відбирається з колони.

$f = \frac{F}{P}$ – число живлення колони, дорівнює відношенню кількості початкової суміші, що подається в колону до кількості дистиллята.

Робоча лінія верхньої частини колони перетинає діагональ діаграми (Рисунок 10.4) у точці А, а робоча лінія нижньої частини колони – у точці В. Обидві лінії перетинаються у точці С.

Для нанесення їх на графік необхідно відкласти на осі ординат величину:

$$B = \frac{X_F}{R+1}$$

і одержану точку D з'єднати прямою лінією з точкою А, а точку В з

точкою С. Потім між рівноважною та робочою лініями побудувати ступені зміни концентрації, як показано на рисунку 10.4. Кожна ступінь співпадає з одною теоретичною тарілкою.

Визначити число теоретичних ступеней n_c і , знаючи число реальних тарілок n у верхній та нижній частинах колони, знайти для кожної частини колони середнє значення η коефіцієнта збагачення (ККД) тарілок за залежністю:

$$\eta = \frac{n_c}{n} .$$

Величина η не є постійною. Ті ж тарілки при інших гідродинамічних умовах (витрати пари та рідини) і інших фізико-хімічних властивостях суміші пара–рідина можуть мати інше значення коефіцієнта збагачення.

Таблиця 10.2 – Рівноважні склади рідина–пара та температури кипіння для системи етиловий спирт–вода при атмосферному тиску 101305 Па

Температура	Мольні частки	
	Концентрація НКК в рідині x	Концентрація НКК у парі y
100,0	0,00	0,00
96,9	0,018	0,113
96,0	0,0144	0,135
95,6	0,0176	0,156
94,8	0,0222	0,186
93,8	0,0246	0,212
92,9	0,0331	0,248
90,5	0,0530	0,314
89,4	0,0625	0,339
88,4	0,0673	0,370
87,2	0,0871	0,406

85,4	0,126	0,468
84,5	0,143	0,487
83,4	0,206	0,530
82,3	0,255	0,552
81,5	0,324	0,586
80,9	0,405	0,614
80,2	0,449	0,633
80,0	0,506	0,661
79,5	0,545	0,673
78,8	0,663	0,733
78,5	0,735	0,776
78,4	0,804	0,815
78,3	0,917	0,906
78,3	1,00	1,00

Таблиця 10.5 – Залежність температури кипіння суміші спирт–вода, та утвореної з неї пари. Тиск – атмосферний.

Концентрація спирту в рідині, мас. долі. %	Концентрація спирту в парі, мас. долі. %	Температури кипіння суміші спирт–вода
1	10,75	98,75
5	37	94,95
10	52,2	91,3
15	60	89
20	65	87
25	68,6	85,7
30	71,3	84,7
35	73,2	83,75
40	74,6	81,1
50	77	81,9

55	78,2	81,4
60	79,5	81
65	80,8	80,6
70	82,1	80,2
75	83,8	79,75
80	85,8	79,5
85	88,3	78,95
90	81,3	78,5
95	95,5	78,19

10.7 КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. Проаналізуйте фізичну сутність дистиляції?
2. Проаналізуйте фізичну сутність ректифікації?
3. Проаналізуйте фізичну сутність дефлегмації?
4. Проаналізуйте класифікація бінарних систем.
5. Проаналізуйте відмінність реальних сумішей від ідеальних.
6. У яких випадках доцільно застосовувати дистиляцію та ректифікацію?
7. Проаналізуйте поняття азеотропна точка.
8. Проаналізуйте фізичну модель процесу ректифікації.
9. Що означає флегмове число і як воно впливає на положення робочої лінії?
10. Як визначається мінімальне флегмове число?
11. Проаналізуйте класифікацію ректифікаційних апаратів.
12. Проаналізуйте класифікацію типів тарілок ректифікаційних апаратів.
13. Обґрунтуйте визначення числа ступенів зміни концентрації (теоретичних тарілок).
14. Обґрунтуйте побудову робочих ліній концентрації для верхньої та нижньої частин колони.
15. Наведіть способи інтенсифікації процесів ректифікації.

10.8 ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 1: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К. :НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.1 – 300 с.
2. Корнієнко Я.М. Процеси та обладнання хімічної технології 2: підручник /Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев – К. :НТУУ „КПІ”, 2011 – Ч.2 – 416 с.
3. Процеси і апарати хімічної технології [Текст]: підручн. / Л.П. Тованянський, А.П. Гоблинська, В.А. Лещенко, І.А. Нечипоренко, І.С. Чернишова – Харків. НТУ «ХП» – 2009 р. 632 с.
4. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.: Высшая шк., 1962. – 656 с.
5. Рамм В.М. Абсорбция газов. – М.: Химия, 1976. – 656 с.
6. Методичні вказівки до проведення НДРС з курсу «Процеси та апарати хімічної технології» дослідження ректифікаційної колони) для студентів усіх форм навчання спеціальностей факультету хімічного машинобудування та хіміко-технологічного. Укл. Півено О.Н., – К.: ЕП, 2000. – 7с.
7. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков В.Н. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.

11 ВИМОГИ ДО ОФОРМЛЕННЯ ЗВІТУ

Структура звіту

Звіт виконується згідно вимог Документація. Звіти у сфері науки науки і техніки. Структура і правила оформлювання: ДСТУ 3008-95. – [Чинний від 23.02.1995] – К.: Держстандарт України, 1995. – 38с. – (Національний стандарт України).

Звіт з лабораторних робіт розпочинається титульним листом з надписом „Звіт з лабораторних робіт...” (додаток Б), наступним аркушем є „Зміст” (додаток В). Далі вкладаються виконані та захищені лабораторні роботи

Вимоги до форматування звіту

Текст звіту розділяють на розділи і підрозділи, відповідно до змісту.

Розділи повинні мати порядкові номери в межах усього документа (частини), позначені арабськими цифрами з крапкою. Підрозділи повинні мати нумерацію в межах кожного розділу. Номери підрозділів складаються з номерів розділів або підрозділу, розділених крапкою. Наприкінці номера розділу або підрозділу крапка не ставиться. Розділи, як і підрозділи, можуть складатися з декількох пунктів.

Найменування розділів повинні бути короткими. Найменування розділів і підрозділів записують у вигляді заголовків з абзацу прописними літерами (окрім першої великої літери) напівжирним форматом літер (Приклад 1). Використання для форматування курсиву, підкреслення та переноси слів у заголовках не допускаються. Крапку наприкінці заголовка не ставлять. Якщо заголовок складається з двох речень, їх розділяють крапкою. Розташовувати назву розділу, підрозділу та тексту на різних сторінках забороняється.

Відстань між заголовком розділу або підрозділу і текстом повинна бути у 3 інтервали. Відстань між заголовками розділу і підрозділу – 1,5 інтервали.

Кожен розділ пояснювальної записки починають з нового листа (сторінки). Відстань між попереднім підрозділом та наступним заголовком підрозділу повинна бути 3 інтервали.

Нумерація сторінок повинна бути наскрізна для всієї записки, включаючи додатки.

В нижньому колонтитулі лабораторної роботи на всіх аркушах вказується прізвище студента, ініціали та група

Приклад 1 – Оформлення заголовку та нижнього колонтитула

Лабораторна робота 1

**ДОСЛІДЖЕННЯ РЕОЛОГІЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ РОЗЧИНІВ
ПОЛІМЕРІВ**

Мета та задачі досліджень

Метою лабораторної роботи є

< Текст лабораторної роботи >

Шевченко Я.М., група ЛН-81мп

Виклад тексту пояснювальної записки.

Оформлення розрахунків.

Необхідні розрахунки апаратів визначаються керівником. **Всі величини подаються в системі СІ.**

Оформлення додатків

При наявності в пояснювальній записці додатків їх виконують на аркушах формату А4. Додаток нумерують українськими літерами на першому аркуші додатку, за винятком літер Є, З, І, Ї, Й, О, Ч, Ь. Кожний додаток розпочинається з нової сторінки посередині тексту словом додаток з вказівкою номера додатку. В наступній строчці розташовується заголовок додатку.

Текст кожного додатку при необхідності розділяють на розділи, підрозділи, які нумеруються окремо по кожному додатку. Додаток може мати свій зміст та перелік посилань. Ілюстрації і таблиці в додатках нумерують у межах кожного додатка.

Для всієї роботи повинна бути наскрізна нумерація аркушів.

Рекомендації щодо порядку захисту робіт

Звіт з лабораторної роботи розпочинається текстом «Лабораторна робота 1. Дослідження...», далі на аркуші розміщується мета та задачі лабораторної роботи, короткі теоретичні відомості, опис дослідної установки та її схема, таблиці для записів відповідних результатів експериментів.

Кожна лабораторна робота після її проведення та виконання необхідних розрахунків захищається. Результати захисту вказуються на титульному аркуші лабораторної роботи та відповідною відміткою у журналі викладача. Для захисту лабораторної роботи студент повинен підготувати відповіді на контрольні запитання.

Зброшуровані лабораторні роботи вкладаються до папки на титульну сторінку якої наклеюється аркуш з заголовком „Звіт з лабораторних робіт” (додаток Б).

ДОДАТОК А. ПОБУДОВА АПРОКСИМАЦІЙНОЇ КРИВОЇ

Реологічні параметри K та n можуть бути визначені за методом найменших квадратів на ПК. Для цього за результатами будується таблиця (Рисунок А.1). За таблицею у програмі Microsoft Excel будується графік, як вісь абсцис вибирається значення X , ординат відповідно – Y , причому для побудови вибирається тип діаграми “Точечная” (Рисунок А.2).

X	Y
1	25
2,5	28
4	31
5,5	34
7	37
8,5	40
10	43
11,5	46
13	49
14,5	52
16	55
17,5	58
19	61
20,5	64

Рисунок А.1 – Побудова таблиці

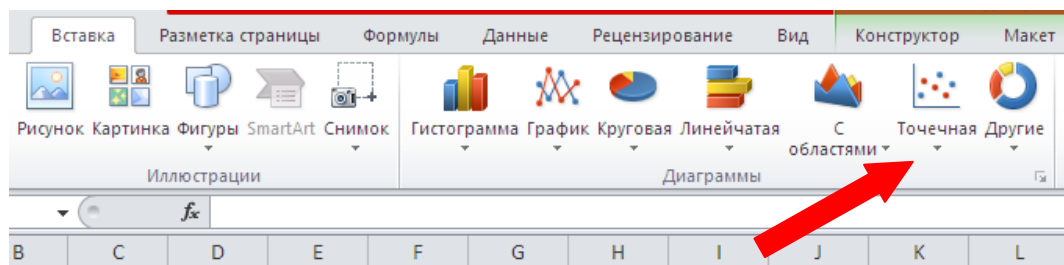


Рисунок А.2 – Вибір типу діаграми

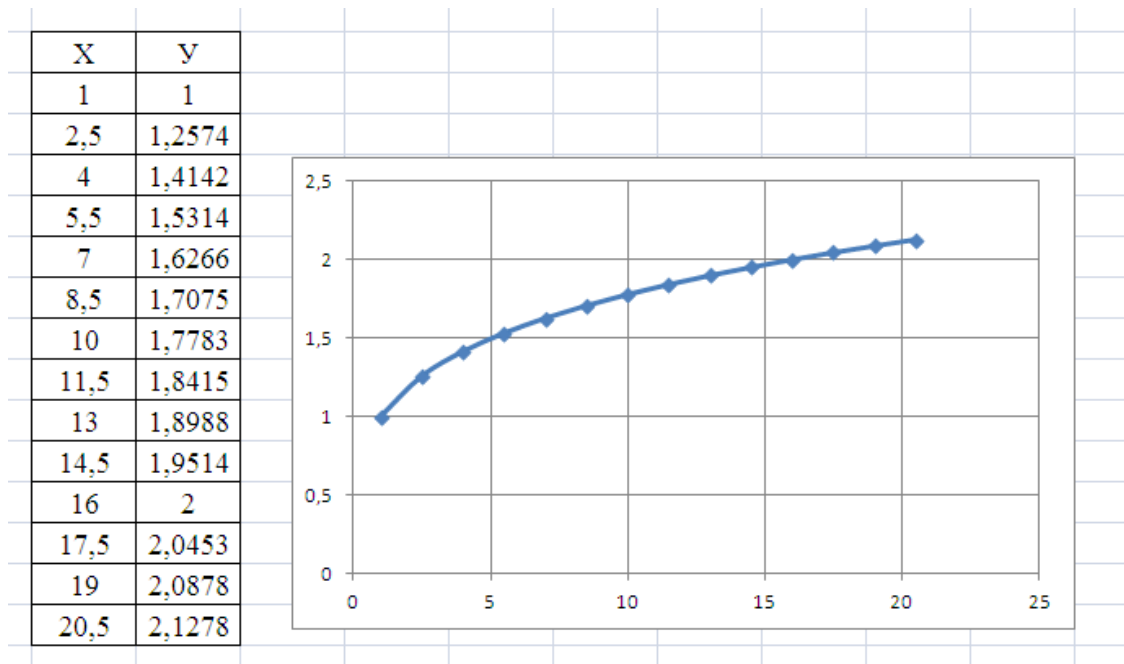


Рисунок А.3 – Побудова графіка

Для побудови апроксимаційної кривої необхідно виділити лівою клавiшею “мишки” криву, що описує залежність $Y = f(X)$. Далі необхідно підвести стрiлку до апроксимаційної кривої та правою клавiшею “мишки” викликати контекстне меню і вибрати закладку “Добавить линию тренда”, у цій закладі зробити три позначки на полі “Параметры линии тренда” (Рисунок А.4):

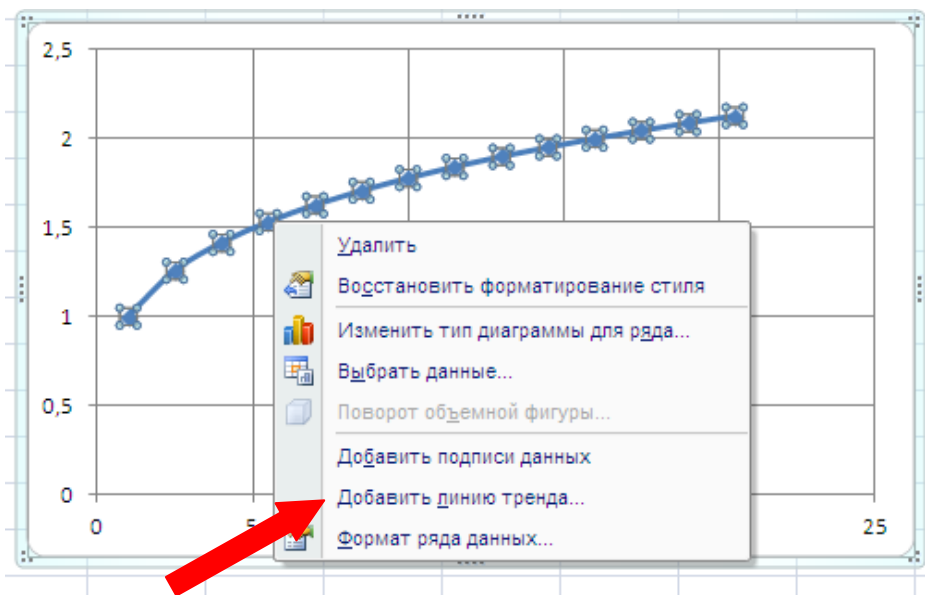


Рисунок А.4 – Побудова лінії тренда

- позначку на полі параметрів лінії тренда – наприклад, “Линейная”, вказавши, що степінь поліноміального рівняння наприклад – “2”;
- позначку на полі “показывать уравнение на диаграмме”
- та позначку на полі “поместить на диаграмму величину достоверности аппроксимации (R^2)” (Рисунок А.5).

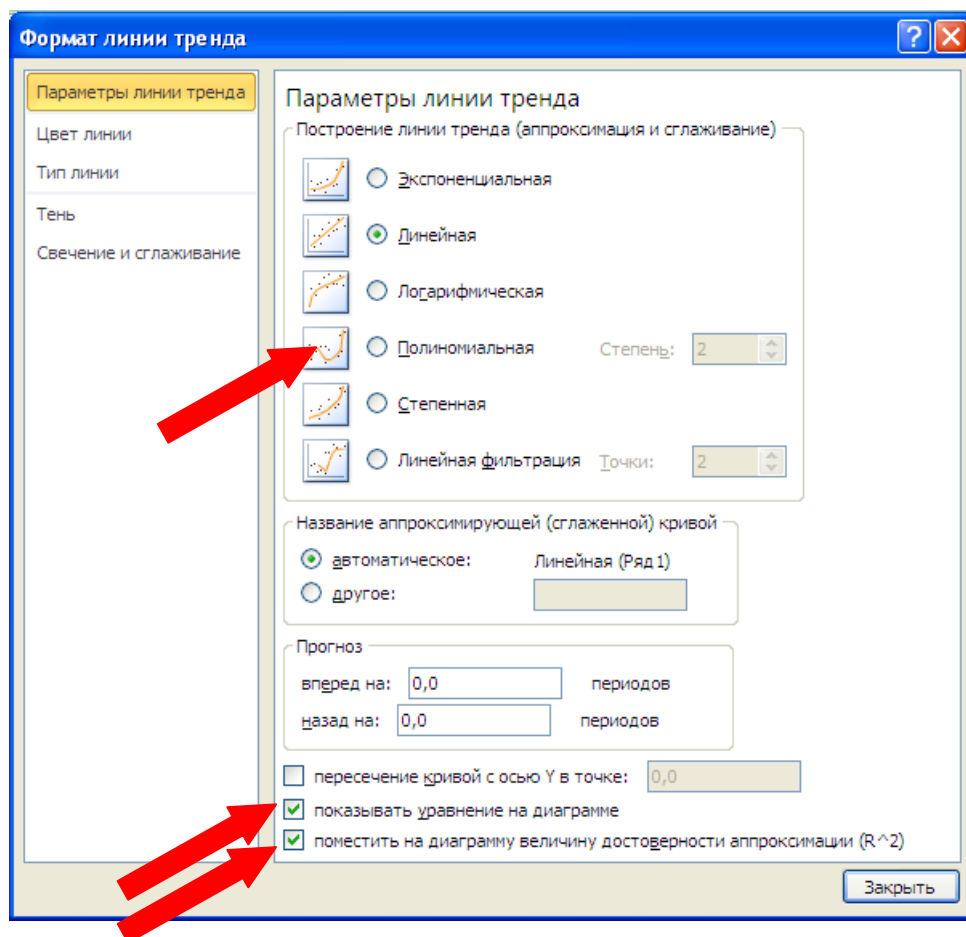


Рисунок А.5 – Побудова апроксимуючої лінії

Після цього на графіку отримаємо дві лінії, перша – це крива, що описує результати експериментів, друга – це апроксимаційна крива, результатів експериментів (Рисунок А.6). Математичний вираз – це математична апроксимація експериментальних даних, R^2 – середньоквадратичне відхилення апроксимуючої функції від результатів експериментів. Змінюючи параметри лінії тренда можна змінювати середньоквадратичне відхилення

апроксимуючої функції, чим воно ближче до 1, тим краще співпадають результатів експериментів та апроксимуюча крива.

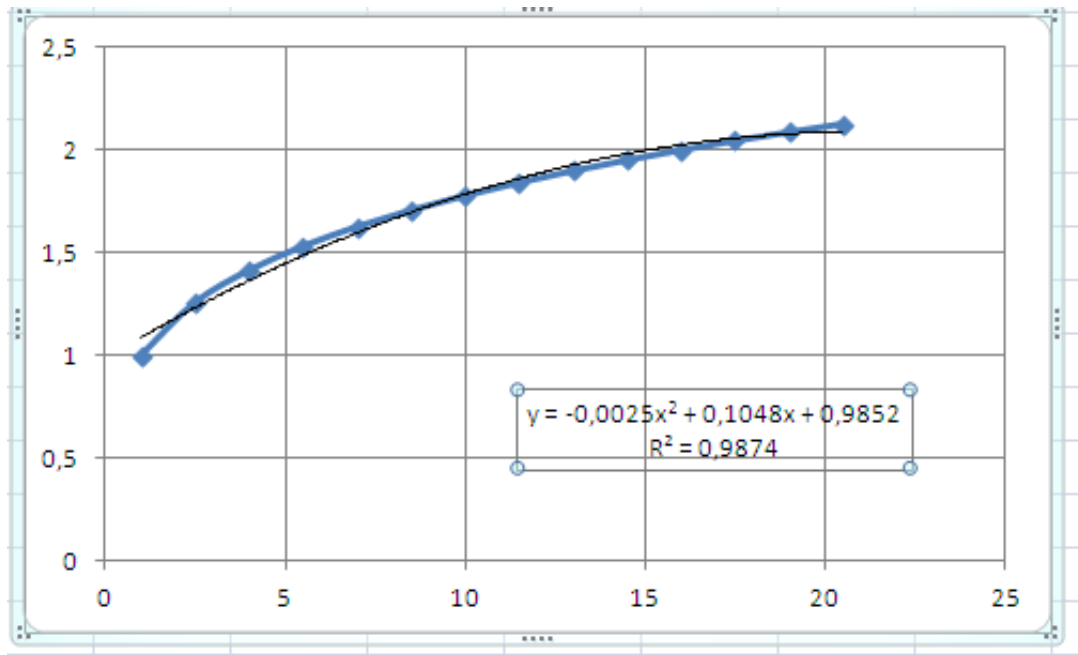


Рисунок А.6 – Результати апроксимації

ДОДАТОК Б. ЗРАЗОК ТИТУЛЬНОГО ЛИСТА ЗВІТУ

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
“КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
ІМ. ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО”**

Інженерно-хімічний факультет

Кафедра машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв

ЗВІТ

з лабораторних робіт з кредитного модуля:

**«Процеси та обладнання хімічних технологій –3.
Гідромеханічні та механічні процеси»**

Студента(ки) III курсу, групи ЛН-81

Іванова Івана Івановича _____

СПЕЦІАЛЬНІСТЬ 161 «Хімічні технології та інженерія»

СПЕЦІАЛІЗАЦІЯ «Електрохімічні технології неорганічних і органічних матеріалів»

Керівник доцент, _____ к.т.н., доц. Степанюк А.Р.

Київ 2020

ДОДАТОК В. ЗРАЗОК ЗМІСТУ ЗВІТУ

Зміст

Лабораторна робота 1. Дослідження роботи шокової дробарки.	2
Лабораторна робота 2. Дослідження кінетики осадження.	8
Лабораторна робота 3. Дослідження гідродинаміки псевдозрідженого шару.	15
Лабораторна робота 4. Дослідження роботи фільтрувальної центрифуги.	19
Лабораторна робота 5. Дослідження перемішування рідин.	21
Лабораторна робота 6. Дослідження гідродинаміки насадкової колони.	26
Лабораторна робота 7. Дослідження масопереносу при десорбції в насадковій колоні.	32
Лабораторна робота 8. Дослідження тарілчастої ректифікаційної колони.	38