

Міністерство освіти і науки України
Тернопільський національний технічний університет
імені Івана Пулюя

Кафедра обладнання
харчових технологій

Методичний посібник

до виконання лабораторних робіт з курсу:
“Процеси та апарати харчових виробництв”

для студентів денної та заочної форм навчання спеціальностей
133 «Галузеве машинобудування» та 181 «Харчові технології»

Тернопіль
2021

Укладачі:

О.І. Кравець, к.т.н., доцент кафедри обладнання харчових технологій

Куц В.П. д.т.н., професор кафедри обладнання харчових технологій

Рецензент:

Вітенько Т.М., д.т.н., проф.

Розглянуто й затверджено на засіданні кафедри обладнання харчових технологій, протокол № 7 від 17.03.2021р.

Схвалено й рекомендовано до друку на засіданні методичної комісії факультету інженерії машин, споруд та технологій, протокол № 6 від 31 березня 2021 р.

Кравець О.І., Куц В.П.

Методичний посібник до виконання лабораторних робіт з курсу: “Процеси та апарати харчових виробництв”. Тернопіль: ТНТУ, 2021. – 89 с.

Посібник розроблено відповідно до навчальної програми і призначено для студентів денної та заочної форм навчання спеціальностей 133 «Галузеве машинобудування» та 181 «Харчові технології»

Кравець О.І.

Куц В.П.

2021

ЗМІСТ

ВСТУП	4
1. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ	5
1.1. Лабораторна робота №1. Визначення характеристик відцентрового вентилятора	5
1.2. Лабораторна робота №2. Вивчення гідродинаміки псевдозріджених зернистих шарів	15
1.3. Лабораторна робота №3. Дослідження процесу пресування харчових продуктів	19
4. Лабораторна робота №4. Визначення дисперсного складу сипучих матеріалів	23
1.5. Лабораторна робота №5. Вивчення будови конусної дробарки і визначення основних показників її роботи	27
1.6. Лабораторна робота №6. Визначення затрат потужності на перемішування рідини лопатевою мішалкою	33
2. ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ	
2.1. Лабораторна робота №7. Дослідження процесу теплообміну в апараті типу «Труба в трубі»	38
3. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ	
3.1. Лабораторна робота №8. Вивчення кінетики сушіння харчових продуктів при атмосферному тиску	43
3.2. Лабораторна робота №9. Дослідження процесу екстракції	47
3.3. Лабораторна робота №10. Визначення параметрів простої перегонки	51
3.4. Лабораторна робота №11. Визначення режимів роботи насадкової колони	62
3.5. Лабораторна робота №12. Вивчення процесу ректифікації в насадковій колоні періодичної дії	70
ПЕРЕЛІК ВИКОРИСТАНИХ ТА РЕКОМЕНДОВАНИХ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ	80
ДОДАТКИ	81

ВСТУП

Методичний посібник складений на основі програми дисципліни «Процеси та апарати харчових виробництв» для студентів спеціальностей 133 «Галузеве машинобудування» та 181 «Харчові технології».

Метою посібника є ознайомлення студентів з апаратами та процесами харчової галузі.

Завданням лабораторних занять курсу «Процеси та апарати харчових виробництв» є закріплення теоретичних знань студентів, набуття ними навиків дослідної роботи, вміння опрацьовувати і оформляти експериментально набуті дані, а також критично оцінювати результати дослідів.

В практикум включені лабораторні роботи, що відповідають основним розділам курсу «Процеси та апарати харчових виробництв»:

- гідромеханічні процеси;
- теплові процеси;
- масособмінні процеси.

До кожної лабораторної роботи додаються короткі теоретичні відомості.

Перед виконанням лабораторних робіт студенти повинні самостійно вивчити теоретичний матеріал відповідного розділу курсу.

На заняття студенти повинні приходити із заздалегідь оформленою роботою. При цьому записується підготовка передбачає: мету виконання роботи, порядок виконання роботи, схему лабораторної установки та дослідну таблицю.

До проведення експериментів допускаються студенти, що ознайомлені з методикою роботи, обладнанням та відповідними приладами.

ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

Лабораторна робота №1

Визначення характеристик відцентрового вентилятора

Мета роботи: побудова експериментальної характеристики $Q - \Delta p$ відцентрового вентилятора.

Теоретичні відомості

Вентиляторами називаються машини, призначені для переміщення газів при атмосферному тиску чи близькому до нього. Газ, який переміщається, піддається у вентиляторі незначному стиску – різниця тисків газу після вентилятора і до нього не перевищує 10^4 Па, а в більшості випадків значно менша. За своєю будовою вентилятори поділяються на відцентрові і осьові. Відцентрові вентилятори створюють більшу різницю тисків, ніж осьові. Вони умовно поділяються на вентилятори низького тиску ($p < 10^3$ Па), середнього тиску ($p = 10^3 - 3 \cdot 10^3$ Па) і високого тиску ($p = 3 \cdot 10^3 - 10^4$ Па).

Стиск і переміщення газу у відцентровому вентиляторі відбувається під дією відцентрової сили, яка виникає при обертанні з великою швидкістю робочого колеса вентилятора (рис.1). Це колесо має вигнуті лопатки, між якими проходить газ, що засмоктується робочим колесом в центрі і викидається з периферії в рагликоподібний корпус вентилятора.

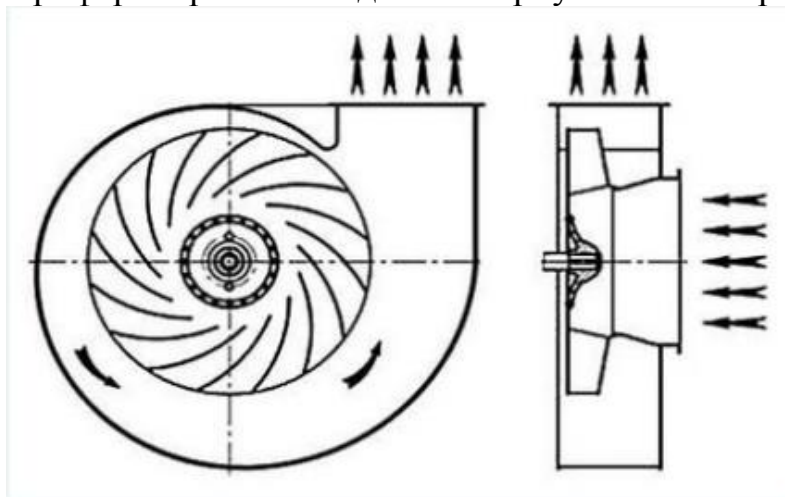


Рисунок 1. Схема відцентрового вентилятора

При постійному числі обертів (при постійному значенні виникаючої відцентрової сили) робота відцентрового вентилятора характеризується такими величинами:

1. продуктивністю - об'ємною витратою газу, який переміщується, Q , $\text{м}^3/\text{с}$;

2. різницею тисків, яка створюється після вентилятора і до нього, Δp , Па. Цю різницю тисків називають напором вентилятора;

3. потужністю, яка затрачається, N , Вт;

4. коефіцієнтом корисної дії η , який являє собою відношення потужності $Q \cdot \Delta p$, необхідної теоретично для стиску газу, до потужності N , що затрачається в дійсності:

$$\eta = Q \cdot \Delta p / N \quad (1)$$

У відцентрових вентиляторів величини Q , Δp , і N зв'язані між собою, і зміна однієї з них викликає зміну решти.

Графічні залежності $\Delta p = f_1(Q)$; $N = f_2(Q)$; $\eta = f_3(Q)$ називають характеристиками вентилятора.

На основі теоретичних розрахунків ці характеристики з достатньою точністю побудувати неможливо. Тому на практиці застосовують характеристики вентиляторів, одержані дослідним шляхом. Типові характеристики відцентрового вентилятора при постійному числі обертів n показані на рис.2. При іншому числі обертів характеристики вентилятора будуть іншими. В незначних границях зміни n зміни величин Q , Δp , і N визначаються такими приблизними співвідношеннями:

$$Q_1/Q_2 = n_1/n_2 ; \Delta p_1 / \Delta p_2 = (n_1/n_2)^2 ; N_1 / N_2 = (n_1/n_2)^3$$

Характеристики вентиляторів служать для дослідження їх роботи в різних умовах і для підбору вентиляторів при проектуванні вентиляційних установок.

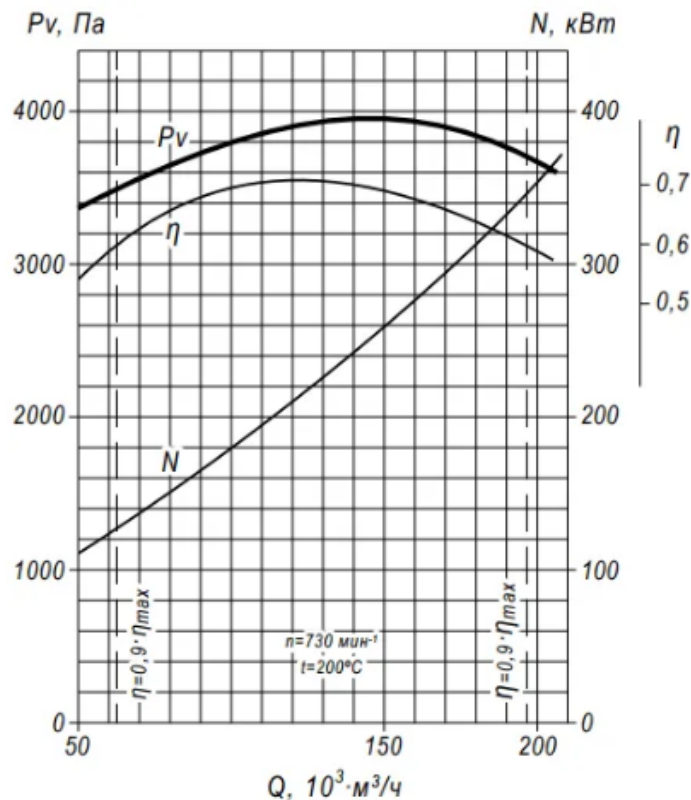


Рисунок 2. Характеристики відцентрового вентилятора.

Опис лабораторної установки

Установка (рис.3) складається із відцентрового вентилятора 1, змонтованого на одному валу із електродвигуном, всмок-туючої труби 2, діаметр якої 0.19 м, а довжина 2,7 м, нагніта-ючої труби 3 квадратного перерізу розміром 0.18×0.18м дов-жиною 1,0 м, трубки Піто-Прандтля 4, засувки 5 і двох дифе-ренційних манометрів 6 і 7.

Дросельна засувка 5 має 4 змінних вставки, що відпові-дають різним пропускним здатностям, а саме: 1 - повне закриття трубопровода; 2 - круглий отвір діаметром 0.06 м; 3 - круглий отвір діаметром 0.12 м; 4 - круглий отвір діаметром 0.18 м.

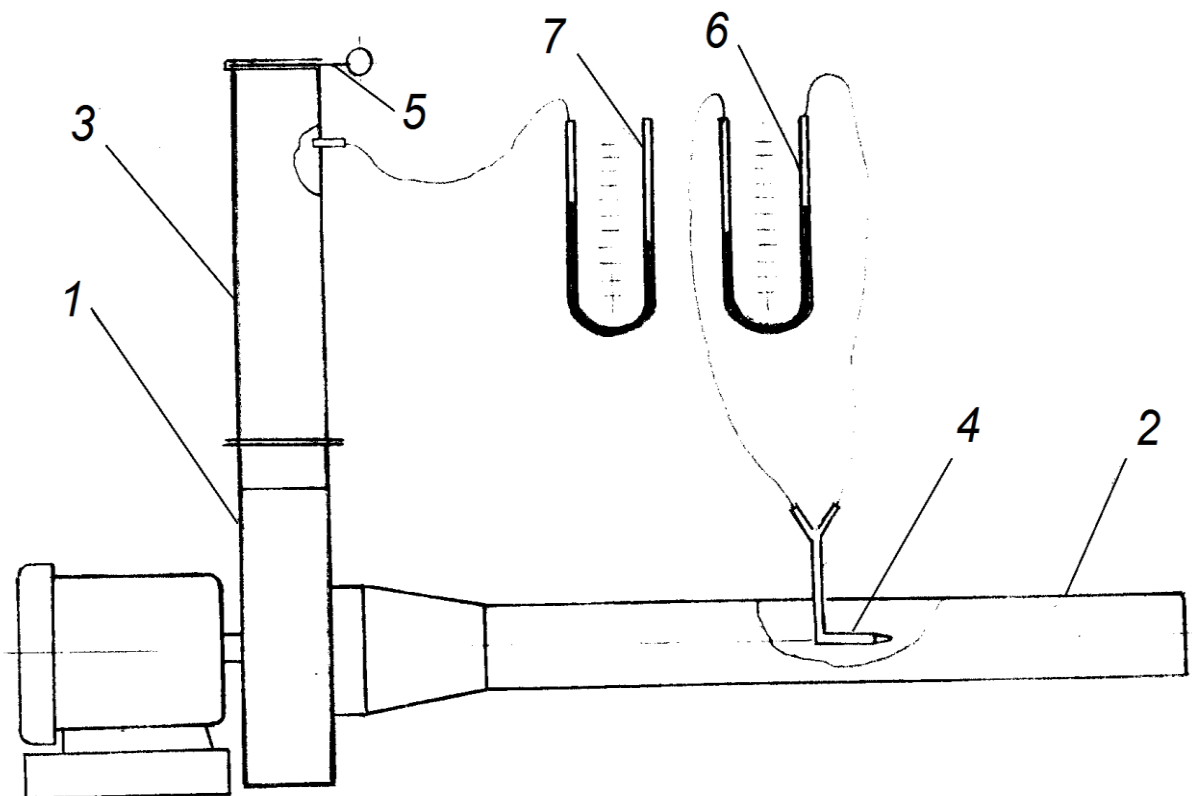


Рисунок 3. Схема установки:

1-вентилятор; 2- труба всмоктуюча; 3-труба нагнітаюча; 4-трубка Піто-Прандтля; 5-засувка дросельна; 6,7 - манометри диференційні.

За допомогою дифманометра 6, під'єдного до трубки Піто-Прандтля, визначається динамічний тиск у всмоктуючій трубі, дифманометром 7 визначається статичний тиск у нагнітаючій трубі. При від'єднанні від дифманометра 6 внутрішньої (плюсової) трубки Піто-Прандтля він показуватиме величину статичного тиску у всмоктуючій трубі.

Методика проведення роботи

1. Встановити дросельну засувку 5 на повне закриття трубопроводу.
2. Ввімкнути електродвигун і дочекатись стабільної роботи його.
3. Заміряти покази дифманометрів 6 і 7. Покази диф-манометра 6 заміряти двічі: при під'єднанні до двох трубок трубки Піто-Прандтля і при від'єднанні внутрішньої трубки.
4. Встановити дросельну засувку мінімального розміру і заміряти статичні і динамічні тиски.
5. Провести такі ж заміри і при інших розмірах дросельної засувки.
6. Записати температуру повітря в лабораторії.

Обробка дослідних даних і складання звіту

1) Q - продуктивність вентилятора розраховують за формулою витрати для потоку повітря в трубопроводі:

$$Q = w \cdot f \quad (2)$$

де w - середня швидкість повітря в трубопроводі, м/с;

$f = \pi d^2/4 = 0.785d^2$ - площа поперечного перерізу трубопроводу, м².

(d - внутрішній діаметр трубопроводу, м²).

Середню швидкість повітря w знаходять так.

За показами дифманометра 6, під'єданого до обох трубок трубки Піто-Прандтля, визначають швидкісний (динамічний) тиск $\Delta p_{\text{дин}}$ в центрі трубопроводу:

$$\Delta p_{\text{дин}} = w_{\text{макс}}^2 \cdot \rho / 2$$

де $w_{\text{макс}}$ - швидкість елементарної струминки повітря, яка проходить в центрі трубопроводу, - осьова або максимальна швидкість, м/с;

ρ - густина повітря, кг/м³.

З врахуванням того, що $\Delta p_{\text{дин}} = \rho_p g h$, де h - різниця рівнів робочої рідини густиною ρ_p в трубках дифманометра, максимальну швидкість зручніше знаходити із виразу:

$$\rho_p \cdot g \cdot h = w_{\text{макс}}^2 \cdot \rho / 2$$

тобто

$$w_{\text{макс}} = (2 \cdot g \cdot h \cdot \rho_p / \rho)^{1/2}$$

де h - різниця рівнів робочої рідини в трубках дифманометра, м;

ρ_p - густина робочої рідини, кг/м³.

Визначають критерій Рейнольдса Re для центрального потоку:

$$Re = w_{\text{макс}} \cdot d \cdot \rho / \mu$$

де μ - динамічна в'язкість повітря, Па·с.

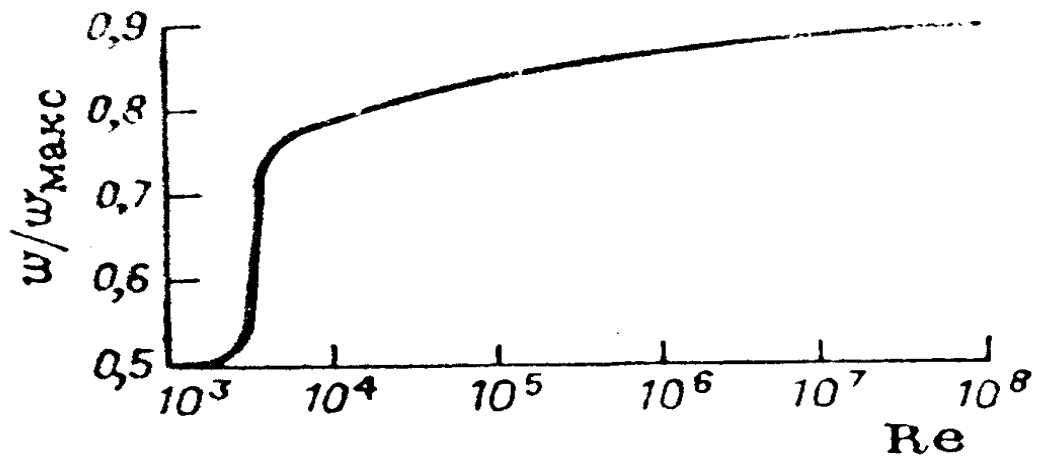


Рисунок 4. Залежність w/w_{\max} від Re

За графіком (рис.4) знаходять відношення середньої швидкості до максимальної при одержаному значенні Re .

Визначають середню швидкість повітря в трубопроводі w .

За величиною середньої швидкості w знаходять продуктивність Q за виразом 2.

2) Напір вентилятора визначається як різниця тисків у нагнітаючій і всмоктуючій трубах:

$$\Delta p = p_2 - p_1$$

де p_1 і p_2 - тиск повітря у всмоктуючій і нагнітаючій трубах Па.

Повний тиск p , який розвиває вентилятор, представляє собою суму статичного $p_{ст}$ і динамічного $p_{дин}$ тисків:

$$p = p_{ст} + p_{дин}$$

Осереднений динамічний тиск $p_{дин}^{вс}$ у всмоктуючій трубці знаходять за виразом:

$$p_{дин}^{вс} = w^2 \rho / 2$$

Статичний тиск $p_{ст}^{вс}$ у всмоктуючій трубці знаходять за показами дифманометра 6 при від'єднаній від дифманометра внутрішній трубці трубки Піто-Прандля.

Сума динамічного $p_{дин}^{вс}$ і статичного $p_{ст}^{вс}$ у всмоктуючій трубці дає повний тиск перед вентилятором p_1 .

Статичний тиск у нагнітаючій трубці вентилятора $p_{ст}^H$ знаходять за показами дифманометра 7.

Динамічний тиск $p_{дин}^H$ знаходять за величиною середньої швидкості повітряного потоку у нагнітаючій трубці w_1 . Ця швидкість може бути знайдена з виразу для продуктивності:

$$w_1 = Q/f_1$$

де f_1 - площа поперечного перерізу нагнітаючої трубки, м².

Оскільки поперечний переріз нагнітаючої трубки не круг, то роз-рахунок f_1 треба вести за еквівалентним діаметром d_e , який визначається за формулою:

$$d_e = 4 \cdot f_1 / \Pi$$

де Π - змочений периметр перерізу, м.

Для квадратного перерізу з стороною a ($a=0.18$ м)

$$d_e = 4f_1/\Pi = 4a^2/4a = a, \quad f_1 = \pi d_e^2/4 = 0.785d_e^2 = 0.785a^2$$

Таким чином, динамічний тиск у нагнітаючій трубці:

$$p_{дин}^H = w_1^2 \rho / 2 = (Q/f_1)^2 \cdot \rho / 2 = (Q/0.785a^2)^2 \cdot \rho / 2$$

Сумуючи значення статичного (за показами манометра) тиску $p_{ст}^H$ і динамічного $p_{дин}^H$ (за розрахунками), одержують значення повного тиску p_2 у нагнітаючій трубці.

Різниця між значеннями p_2 і p_1 дає величину напору вентилятора Δp :
 $\Delta p = p_2 - p_1$

Необхідні для розрахунків густини ρ і ρ_p і вязкість μ при температурі проведення дослідів знаходять в довідниках. Робочою рідиною в дифманометрах являється вода.

Зміст звіту

Звіт повинен містити:

- 1) Схему установки.
- 2) Звітну таблицю.
- 3) Розрахунок величин Q і Δp для будь-якого одного дослідів.
- 4) Графік залежності Q — Δp .

ЗВІТНА ТАБЛИЦЯ

№	ЗАМІРЯНІ ВЕЛИЧИНИ	РОЗРАХОВАНІ ВЕЛИЧИНИ
1.	Діаметр засувки, м	
2.	Динамічний тиск у всмоктуючій трубі $p_{\text{дин}}^{\text{вс}}$, Па	
3.	Статичний тиск у всмоктуючій трубі $p_{\text{ст}}^{\text{вс}}$, Па	
4.	Статичн. тиск у нагні-таючій трубі $p_{\text{ст}}^{\text{н}}$, Па	
	Макс.швидк. у всмокту-ючій трубі $w_{\text{макс}}$, м/с	
	Критерій Рейнольдса Re	
	Середня швидк. у всмо-кту-ючій трубі w , м/с	
	Продуктивність Q , м ³ /с	
	Повний тиск у всмокту-ючій трубі p_1 , Па	
	Динаміч. тиск у нагні-таючій трубі $p_{\text{дин}}^{\text{н}}$, Па	
	Повний тиск у нагнітаючій трубі p_2 , Па	
	Напір Δp , Па	

Контрольні питання

- 1.Будова і принцип дії відцентрового вентилятора.
- 2.Основні характеристики вентилятора.
 - Як визначається статичний тиск?
 - Як визначається динамічний тиск?
 - Як визначається продуктивність?
 - Від чого залежить продуктивність вентилятора?
 - Від чого залежить напір вентилятора?
 - В якому випадку напір вентилятора можна визначити, використовуючи один дифманометр? Де потрібно в цьому випадку проводити заміри?
 - Як впливає конструкція робочого колеса вентилятора на його основні характеристики?

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №2

Вивчення гідродинаміки псевдозріджених зернист-тих шарів.

Мета роботи: вивчення основних гідродинамічних характеристик псевдозріджених зернистих шарів

Теоретичні відомості

Значне місце в харчовій та інших галузях промисловості займають процеси, зв'язані із взаємодією газів (рідше крапельних рідин) з шаром дрібнодисперсних твердих частинок, які знаходяться в киплячому або в псевдозрідженому стані. Апарати з киплячим шаром використовуються для переміщення і змішування сипучих матеріалів, для проведення процесів випалювання, теплообміну, сушіння, адсорбції, гранулювання, каталітичних та інших процесів. Псевдозрідженню підлягають частинки значно менших розмірів, ніж частинки матеріалів, які знаходяться в нерухомому шарі. Гідравлічний опір киплячого шару при цьому відносно невеликий, а зменшення розміру частинок приводить до збільшення поверхні їх контакту з потоком і знижує опір дифузії всередині частинок при взаємодії між твердою і газовою (чи рідкою) фазами. В результаті зростає швидкість протікання багатьох процесів.

Можливі три стани шару твердих частинок в залежності від швидкості потоку, який піднімається (рис.1).

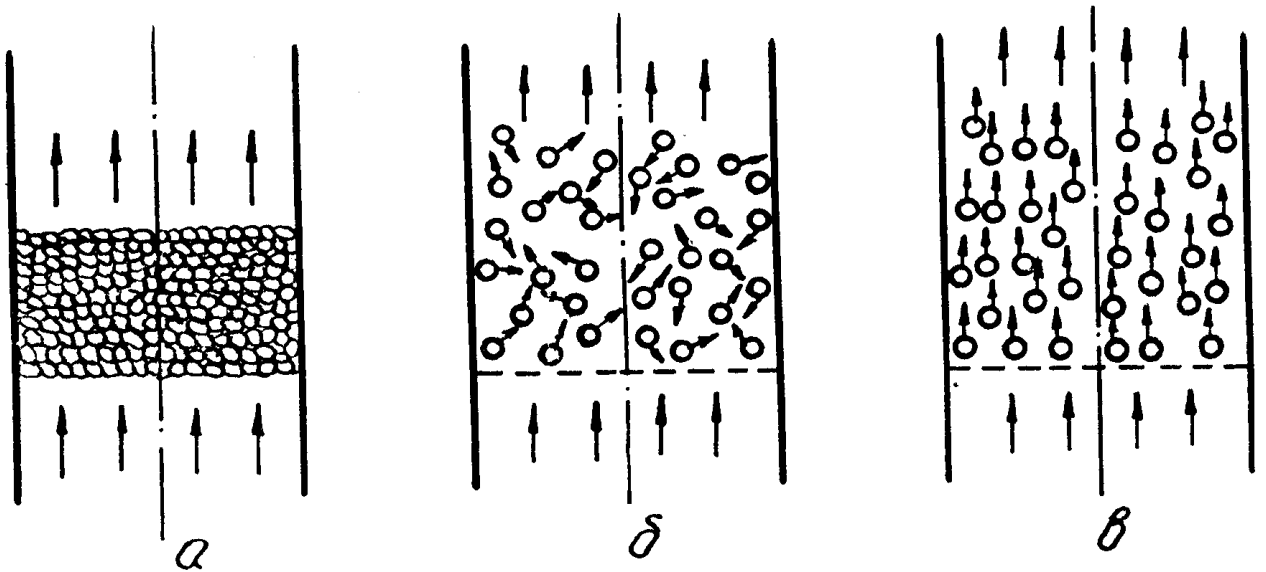


Рисунок 1. Рух газу(рідини) через шар твердих частинок:
а - нерухомий шар; б - киплячий (псевдозріджений) шар;
в - винос твердих частинок потоком.

При відносно не великих швидкостях зернистий шар залишається нерухомим (рис.1, а), і його характеристики (питома поверхня, порозність і т.д.) не змінюються із зміною швидкості потоку. Однак, коли швидкість

досягає деякої критичної величини, шар перестає бути нерухомим, його порозність і висота починають збільшуватися, шар набуває текучості і переходить ніби в киплячий (псевдозріджений) стан. В такому стані тверді частинки інтенсивно переміщуються в потоці в різних напрямках (рис. 1, б) і весь шар нагадує киплячу рідину, обмежену ясно вираженою верхньою границею розділу з потоком, що пройшов через шар. При дальшому збільшенні швидкості потоку порозність шару і його висота продовжують зростати аж до того моменту, коли швидкість досягає нового критичного значення, при якому шар руйнується і тверді частинки починають виноситися потоком (рис.1, в). Явище масового виносу твердих частинок потоком газу називають пневмотранспортом і використовують в промисловості для переміщення сипучих матеріалів.

Типові графіки зміни висоти зернистого шару і перепаду тисків в ньому (гідралічного опору) в залежності від фіктивної швидкості газу (швидкості, віднесеної до всього перерізу апарата) представлені на рис.2.

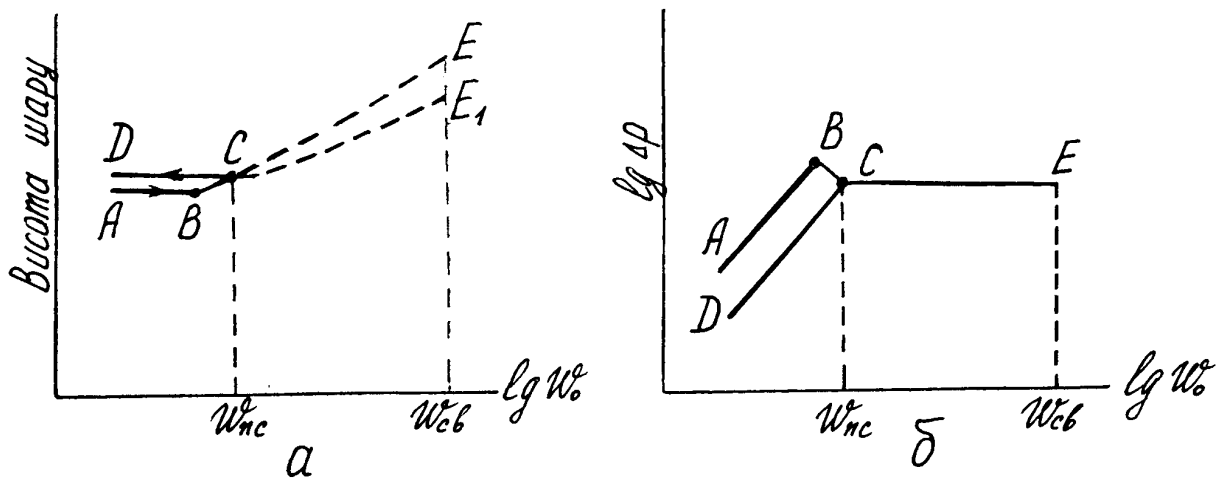


Рисунок 2. Залежності висоти зернистого шару (а) і його гідралічного опору (б) від швидкості потоку

Швидкість, при якій порушується нерухомість шару і він починає переходити в псевдозріджений стан, називають швидкістю псевдозрідження і позначають через w_{nc} . При збільшенні швидкості газу до величини рівної w_{nc} , опір зернистого шару, як витікає з рис.2, зростає із збільшенням w_0 , а його висота практично не змінюється (лінія ABC на рис.2, а).

Початок псевдозрідження настає при рівності сили гідралічного опору вазі всіх його частинок. Проте в дійсності перепад тиску перед початком псевдозрідження (точка С) трохи більший за величину, необхідну для підтримання шару в завислому стані. Це пояснюється дією сил зчеплення між частинками шару, що знаходиться в спокої. Коли швидкість потоку досягає значення w_{nc} , частинки переборюють сили зчеплення і перепад тисків стає рівним вазі частинок, що припадає на одиницю площі поперечного перерізу апарата.

Із рис.2, б видно, що вказана умова виконується для всієї області існування псевдозрідженого шару (лінія СЕ), аж до того моменту, коли швидкість досягає величини, при якій шар руйнується і починається масовий винос частинок потоком. Цю швидкість називають швидкістю виносу, або, інакше, швидкістю вільного витання частинок і позначають символом $w_{св}$.

Границі існування псевдозрідженого шару обмежені знизу швидкістю псевдозрідження $w_{пс}$, а зверху швидкістю витання $w_{св}$.

Слід відмітити, що різкий перехід від нерухомого до псевдозрідженого стану зернистого шару характерний лише для шарів частинок однакової дисперсності. Для полідисперсних шарів існує не швидкість псевдозрідження, а область швидкостей псевдозрідження, в якій починається і завершується перехід від нерухомого до повністю псевдозрідженого шару.

Відношення робочої швидкості w_0 , величина якої повинна знаходитись в границях між $w_{пс}$ і $w_{св}$, до швидкості початку псевдозрідження називають числом псевдозрідження і позначають символом K_w :

$$K_w = w_0 / w_{пс} \quad (1)$$

Число псевдозрідження характеризує інтенсивність перемішування частинок і стан псевдозрідженого шару.

В процесі виконання роботи необхідно:

- 1) експериментально визначити швидкість псевдозрідження і порівняти з її розрахунковим значенням;
- 2) експериментально визначити швидкість витання і порівняти з її розрахунковим значенням;
- 3) встановити залежність висоти шару від фіктивної швидкості повітряного потоку;
- 4) встановити залежність перепаду тиску від фіктивної швидкості потоку;
- 5) визначити порозність псевдозрідженого шару.

Опис установки

Основною частиною установки (рис.3) являється вентилятор 1 з двигуном постійного струму 2, що нагнітає повітря в скляну трубу 3 з внутрішнім діаметром 56 мм, довжиною 1450 мм. В трубі знаходиться решітка з розміром отворів 1.0 мм і коефіцієнтом живого перерізу 25 %, на якій знаходиться шар зернистого матеріалу. Частиною трубопроводу являється труба Вентурі 4, з'єднана з диференційним манометром 5. Диференційним манометр 6 служить для заміру перепаду тиску під решіткою і над решіткою. Кількість повітря, що подається вентилятором, регулюється кільцевим шибером 7. Блок живлення 8 забезпечує роботу двигуна вентилятора.

Методика проведення роботи

Повністю закривши шибер, ввімкнути вентилятор. Зафіксувати покази диференційних манометрів і заміряти висоту шару на решітці. Плавню повертаючи ручку шибера, збільшувати кількість повітря, що подається вентилятором. При цьому фіксувати через певні проміжки покази дифманометрів і висоту шару. Досягнувши моменту руйнування нерухомого шару, зафіксувати покази дифманометрів і висоту шару. Збільшенням подачі повітря досягти моменту руйнування псевдозрідженого шару і початку виносу частинок повітряним потоком. Зафіксувати при цьому покази дифманометрів і висоту шару. Вимкнути вентилятор, а потім заміри провести повторно. Покази дифманометрів і висоту шару фіксувати не менше 3 раз до досягнення початку псевдозрідження і не менше 3 раз до досягнення моменту виносу частинок.

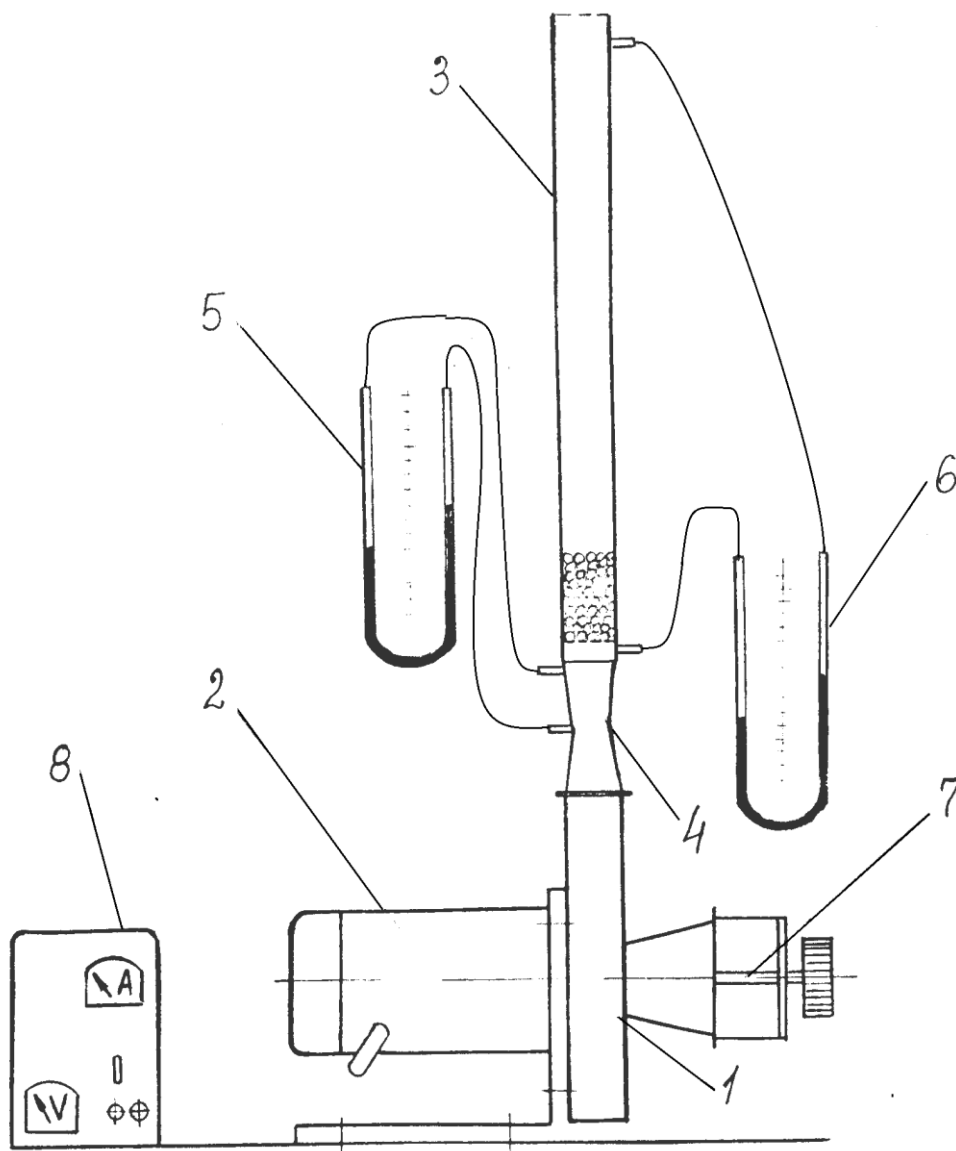


Рисунок 3. Схема лабораторної установки:
1-вентилятор; 2-електродвигун; 3 - труба скляна; 4 - труба Вентурі;
5,6 - дифманометр; 7 - шибер кільцевий; 8 - блок живлення.

Обробка дослідних даних і складання звіту

1. Середня швидкість повітряного потоку в трубопроводі визначається за формулою:

$$w = (d_0 / d_1) \cdot \sqrt{(2 \cdot g \cdot h \cdot \rho_p / \rho) / (1 - (d_0 / d_1)^4)} \quad (2)$$

де d_0, d_1 - діаметри труби Вентурі (рис. 4), м;

h - різниця рівнів робочої рідини в дифманометрі, під'єднаному до труби Вентурі (рис.4), м;

ρ_p - густина робочої рідини (води) в дифманометрі, кг/м³;

ρ - густина повітря, кг/м³.

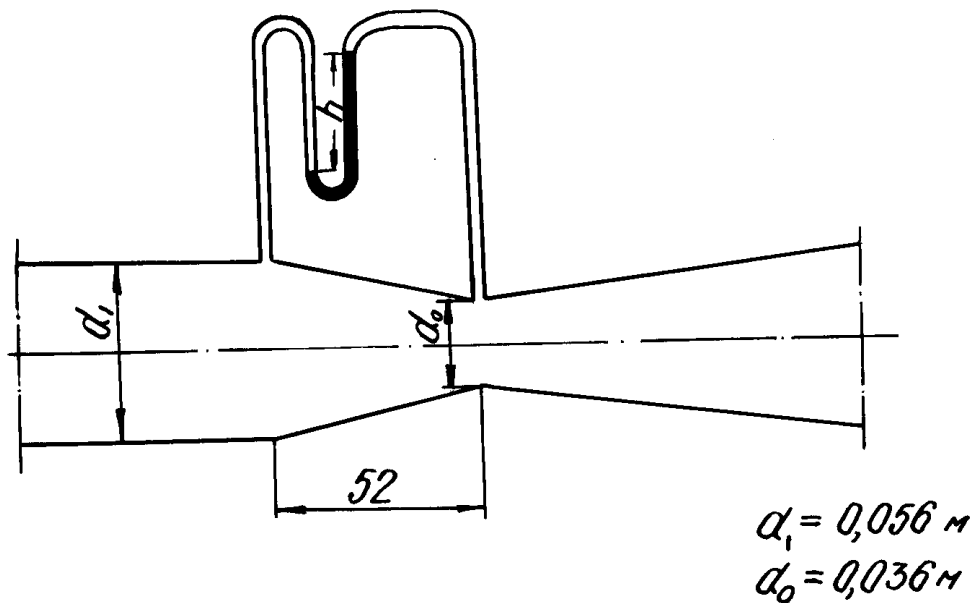


Рисунок 4. Труба Вентурі

При русі повітря через зернисті шари цю швидкість називають фіктивною (віднесеною до всього перерізу трубопроводу) і позначають w_0 .

За цією формулою визначаються експериментальні значення швидкостей псевдозрідження $w_{0,nc}^e$ і витання $w_{0,cb}^e$ при підстановці відповідних значень h .

Теоретично швидкість псевдозрідження $w_{0,nc}$ для частинок округлої форми, близької до кулястої, знаходять із формули для критичного значення модифікованого критерія Рейнольдса $Re_{0,nc}$, при якому починається псевдозрідження:

$$Re_{0,nc} = w_{0,nc} \cdot d \cdot \rho / \mu \quad (3)$$

Звідки:

$$w_{0,nc} = Re_{0,nc} \cdot \mu / d \cdot \rho \quad (3a)$$

де d - діаметр частинки, м;

μ - коефіцієнт динамічної в'язкості повітря, Па·с.

Значення $Re_{0,nc}$ знаходять за формулою:

$$Re_{0,nc} = Ar / (1400 + 5/22 \cdot \sqrt{Ar}), \quad (4)$$

де Ar - критерій Архімеда, що має вигляд:

$$Ar = (d^3 \cdot \rho^2 \cdot g / \mu^2) \cdot (\rho_T - \rho) / \rho \quad (5)$$

де ρ_T - густина частинок, kg/m^3 ($\rho_T = 1370 kg/m^3$).

Розрахунок швидкості витання $w_{0,cb}$, при якій відбувається руйнування шару і масовий винос частинок, проводиться аналогічно розрахунку швидкості вільного осадження частинок w_{oc} , наприклад за рівнянням:

$$Re_{0,cb} = Ar / (18 + 0.575 / \sqrt{Ar}) \quad (6)$$

Після визначення $Re_{0,cb}$ знаходять $w_{0,cb}$:

$$w_{0,cb} = Re_{0,cb} \cdot \mu / d \cdot \rho \quad (7)$$

3. Залежність висоти шару H від фіктивної швидкості повітряного потоку w_0 будується на основі розрахунків швидкості w_0 за формулою (2) при декількох положень шибера і замірів у ці моменти висоти шару частинок H .

4. Залежність перепаду тиску Δp від фіктивної швидкості w_0 будується на основі розрахунків швидкості w_0 за формулою (2) при декількох положеннях шибера (як і в п.3) і показів дифманометра δ в ці моменти. Слід пам'ятати, що $\Delta p = \rho_p \cdot g \cdot h_1$ де ρ_p - густина робочої рідини (води) в дифманометрі, h_1 - різниця рівнів рідини в трубках дифманометра δ .

5. Порозність псевдозрідженого шару ε_{nc} можна знайти із залежності:

$$H_{nc}(1 - \varepsilon_{nc}) = H_H(1 - \varepsilon_H) \quad (8)$$

де H_{nc} - висота псевдозрідженого шару, м;

H_H - висота нерухомого шару частинок, м;

ε_H - порозність нерухомого шару ($\varepsilon_H = 0.4$).

або за рівнянням:

$$\varepsilon_{nc} = [(18Re_0 + 36 Re_0^2) / Ar]^{0.21} \quad (9)$$

при відповідних значеннях Re_0 .

ЗМІСТ ЗВІТУ

Звіт повинен містити:

1. Схему установки.
2. Звітну таблицю.
3. Розрахунок критеріїв Архімеда і Рейнольдса.
4. Графіки залежностей висоти шару від фіктивної швидкості $H=f(lgw_0)$ і перепаду тиску від фіктивної швидкості $lg\Delta p=f_1(lgw_0)$.
5. Висновки про порівняння експериментальних і розрахункових даних.

Звітна таблиця

№ п/п	ЗАМІРЯНІ ВЕЛИЧИНИ			РОЗРАХОВАНІ ВЕЛИЧИНИ								
	Покази дифм. 5 $h, \text{ м}$	Покази дифм. 6 $h_1, \text{ м}$	Висота шару $H, \text{ м}$	Фіктивна швид. Повітрян. потоку. $w_0, \text{ м/с}$	Перепад тиску $\Delta p, \text{ Па}$	Швидк. псевдозрідження $w_{\text{пс}}$		Швидкість витання $w_{\text{св}}$		Число псевдозріджень K_w	Порозність псевдозрідженого шару $\epsilon_{\text{пс}}$	Похибка $\Delta, \%$
						Експерим. $w_{\text{пс}}^e$	Розрахунк. $w_{0,\text{пс}}$	Експерим. $w_{\text{св}}^e$	Розрахунк. $w_{0,\text{св}}$			
1.												
2.												
3.												
4.												
5.												

Контрольні питання

1. Що таке фіктивна, дійсна і критична швидкості повітряного потоку?
2. Що таке порозність шару? В яких межах змінюється порозність псевдозрідженого шару?
3. Як змінюється із збільшенням фіктивної швидкості повітря його дійсна швидкість в нерухомому шарі і в псевдозрідженому?
4. При якому співвідношенні діючих сил тверді частинки переходять в завислий стан?
5. Чому із збільшенням фіктивної швидкості повітряного потоку гідравлічний опір нерухомого шару зростає, а завислого шару залишається постійним?
6. Як розрахувати гідравлічний опір завислого шару, знаючи вагу нерухомого шару?
7. Як теоретично розрахувати швидкість псевдозрідження і швидкість вільного витання?
8. Дати пояснення графічної залежності $H=f(lgw_0)$.
9. Для яких частинок - крупніших чи дрібніших - при даній витраті повітря порозність завислого шару буде більшою?

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №3

Дослідження процесу пресування харчових продуктів

Мета роботи: ознайомитись з процесом пресування і визначити для даного матеріалу коефіцієнт пресування.

Теоретичні відомості

Пресування – один з механічних процесів, що широко застосовується в харчовій промисловості. На харчових підприємствах часто виникає потреба відокремити рідину від твердого тіла, надати пластичним тілам певної геометричної форми, зв'язати частинки зернистих сипких матеріалів у певну форму. Згадані операції виконують під тиском на відповідних механічних пристроях - пресах.

На цукро-рафінадних заводах під час пресування рафінадної кашки вологістю 2-3% формують брикет, вага, якість і розміри якого повинні задовільняти вимогам стандарту. Міцність пресованого рафінаду збільшується з підвищенням вологості і температури рафінадної кашки. Важливою величиною, що характеризує процес пресування цукру, є коефіцієнт пресування:

$$\beta = (V_1 - V_2) / V_1 \cdot 100 \% \quad (1)$$

де V_1 і V_2 - об'єм рафінадної кашки відповідно до і після пресування, м^3 ;

На цукро - рафінадних заводах цукор пресують у вигляді паралелепіпедів. Оскільки під час пресування змінюється тільки висота паралелепіпеда, а об'єм прямопропорційний до його висоти, то формулу (1) можна записати так:

$$\beta = (h_1 - h_2) / h_1 \cdot 100 \% \quad (2)$$

де h_1 - висота шару рафінадної кашки до пресування, м;

h_2 - висота спресованого цукру, м.

Щільність цукру до пресування визначається за формулою:

$$\gamma_1 = G / V_1, \quad \text{Н/м}^3$$

$$\text{після пресування: } \gamma_2 = G / V_2, \quad \text{Н/м}^3$$

де G - вага рафінадної кашки до пресування, Н.

Звідки :

$$\gamma_1 \cdot V_1 = \gamma_2 \cdot V_2; \quad \gamma_1 = \gamma_2 \cdot (V_2 / V_1) \quad (3)$$

Якщо в рівняння (3) підставити значення (V_2 / V_1) з рівняння (1), то дістанемо:

$$\gamma_1 = \gamma_2 (100 - \beta) / 100 \quad (4)$$

Отже, чим більший коефіцієнт пресування, тим більшою має бути різниця між об'ємною вагою рафінадної кашки до і після пресування і рівняння (4) можна записати так:

$$\gamma_2 = \gamma_1 (100 / (100 - \beta)) \quad (5)$$

Як видно з формули, об'ємна вага пресованого цукру, що характеризує міцність рафінаду, залежить від об'ємної ваги рафінадної кашки і від коефіцієнта пресування.

Усі наведені формули можна застосовувати для розрахунків процесу пресування рафінадного цукру і інших матеріалів (концентратів, вітамінів та ін.). Коефіцієнт пресування β для кожного матеріалу є певною величиною.

Опис установки

У лабораторних умовах використовують гідравлічний лабораторний прес (рис. 1). Він складається з циліндра 1 і поршня 2. Траверса 3 анкерними болтами 4 зв'язана з циліндром. Масло накачують у циліндр ручним насосом 8 з резервуара 9.

У системі трубопроводів встановлені манометр 7, запобіжний клапан 6, запірний голчастий вентиль 5.

Прес-форму встановлюють на поршень. Одержавши брикет цукру, відкривають вентиль 5, і масло перетікає з циліндра в резервуар 9, звільняючи при цьому прес-форму.

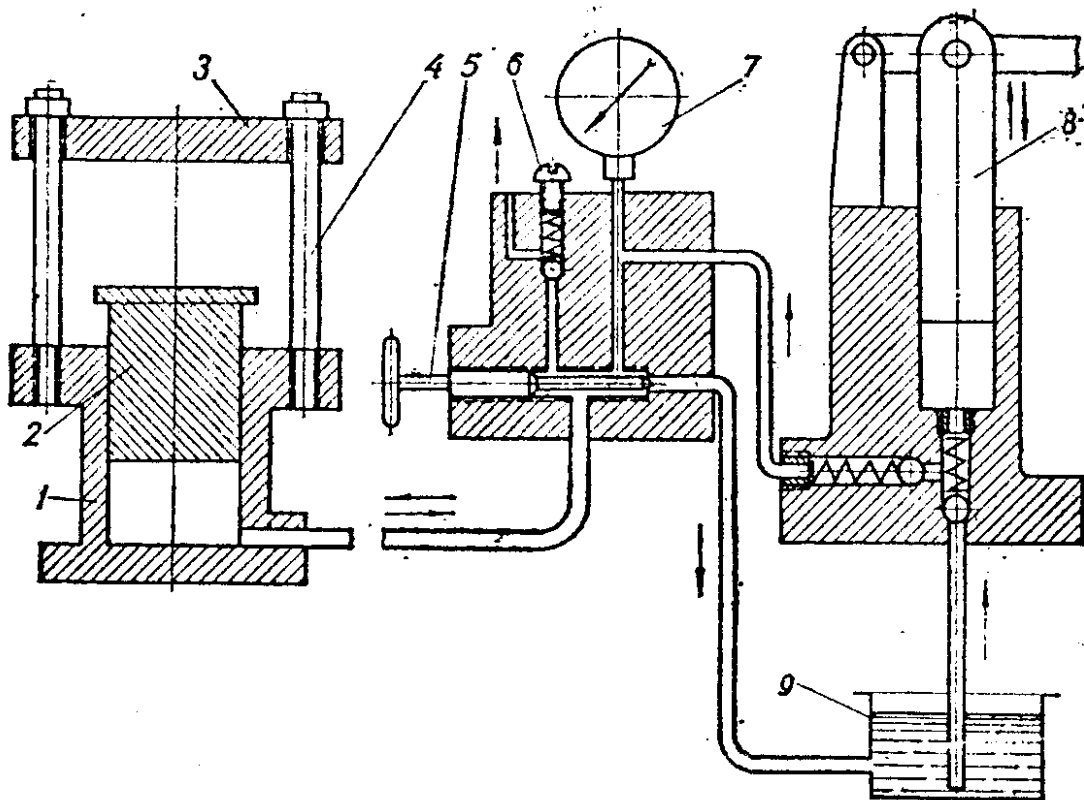


Рис. 3.1. Схема лабораторного гідравлічного преса:
1-циліндр; 2-поршень; 3-траверса; 4-болти анкерні; 5-вентиль;
6-клапан запобіжний; 7-манометр; 8-насос ручний; 9-резервуар.

Методика проведення роботи

1. Приготувати цукор-пісок вологістю 2-3%.
2. Зробити 5-10 спроб по завантаженню матриці на різну висоту h_1 і пресуванню її до стандартної висоти брикету h_2 .
3. Обчислити для кожної спроби коефіцієнт пресування β . Пресують при різних режимах: з витримкою і без витримки тиску пресування в кінці ходу пуансона до висоти h_2 .
4. Оглянути зразки брикетів, розломити їх і після цього назвати для них максимальний коефіцієнт пресування і режим пресування.

Обробка дослідних даних і складання звіту

1. Коефіцієнт пресування визначається за формулою (2).
2. Площа поршня F (в m^2) визначається за формулою:

$$F = \pi \cdot D^2 / 4 \quad (6)$$
 де D - діаметр поршня, м (необхідно заміряти).
3. Зусилля на поршень P (в Н) визначається за формулою:

$$P = p \cdot F, \quad (7)$$
 де p - тиск за показниками манометра, kg/cm^2 . Для розрахунку P за формулою (7) необхідно перевести одиницю виміру p з kg/cm^2 в Па.
4. Питомий тиск на цукор $p_{п}$ (в Па) визначається за формулою:

$$p_{п} = P/f, \quad (8)$$
 де $f = \pi d^2 / 4$ (в m^2) - площа поперечного перерізу пуансона, а d - його діаметр (в м) (необхідно виміряти).

ЗВІТНА ТАБЛИЦЯ

№ дослідів	Шар кашки, h_1 , м	Шар спресованого цукру h_2 , м	Коефіцієнт пресування, β	Тиск за манометром p , kg/cm^2	Площа поршня F , m^2	Зусилля на поршень P , Н	Питомий тиск на цукор $p_{п}$, Па	Режим пресування (з витримкою і без)
1.								
2.								
3.								
4.								
5.								
6.								
7.								

Звіт про виконану роботу повинен включати:

1. Схему установки.
2. Звітну таблицю.
3. Висновки про оптимальний режим пресування.

Контрольні питання

1. З якою метою застосовується процес пресування у харчовій промисловості?
2. Які параметри процесу пресування впливають на міцність пресованого рафінаду?
3. Що таке коефіцієнт пресування?
4. В якому випадку можна визначити коефіцієнт пресування за висотами рафінадної кашки до і після пресування?

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №4

Визначення дисперсного складу сипучих матеріалів.

Мета роботи: визначення дисперсного складу сипучих матеріалів із використанням методу ситового аналізу

Теоретичні відомості

Сипучі матеріали в залежності від розмірів частинок можна розділити на 5 груп: 1) кускові з $d_{\text{макс}} > 10$ мм; 2) крупнозернисті з $d_{\text{макс}} = 2 — 10$ мм; 3) дрібнозернисті з $d_{\text{макс}} = 0.5—2$ мм; 4) порошковидні з $d_{\text{макс}} = 0.05—0.5$ мм; 5) пиловидні з $d_{\text{макс}} < 0.05$ мм.

Дисперсний склад являється однією із важливих характеристик тонкоподрібнених матеріалів, яка визначає їх фізикохімічні властивості, а отже, їх технологічні якості і область практичного використання. Так, від дисперсного складу цементу залежить міцність бетону, тривалість його тверднення, морозостійкість та інші важливі якості. Від ступеня дисперсності фарб залежить їх фарбуюча здатність. На теплових електростанціях тонкість помолу пиловидного палива впливає на повноту його згоряння й ефективність котельних установок. Дисперсний склад абразивного порошку має вирішальне значення для точності обробки виробів, які шліфуються. Від ступеня подрібнення порід залежать процеси збагачення. Тонкість помолу визначає якість багатьох харчових продуктів. Від ступеня подрібнення порошкоподібних матеріалів залежать багато технологічних процесів в металургії, промисловості будівельних матеріалів, хімічних виробництвах, а також багато процесів, які забезпечують ефективне ведення сільського господарства.

Дисперсний аналіз являється обов'язковим методом контролю всіх виробничих операцій, зв'язаних з подрібненням матеріалів чи використанням порошковидних продуктів. В зв'язку з різноманітністю таких процесів методи дисперсійного аналізу знаходять виключно широке застосування у всіх галузях народного господарства. Вони також широко використовуються в наукових дослідженнях при розробці нових технологічних процесів подрібнення матеріалів чи застосуванні тонокопод-рібнених речовин.

До найбільш поширених методів визначення вагового дисперсного складу порошкових пилів слід віднести:

- 1) ситовий аналіз;
- 2) седиментометричний аналіз в рідкому середовищі методом відбору вагових проб;
- 3) аналіз методом відцентрової сепарації в повітряному середовищі.

Ситовим аналізом пробу подрібненого сипучого матеріалу можна розділити на декілька фракцій, просіявши наважку через набір різних сит.

Число фракцій повинно бути не меншим 5 і не більшим 20. Розміри частинок фракцій, які одержуються, обмежені розмірами отворів сита. Нижня границя розмірів комірок сит знаходиться біля 40 мкм. Найдрібніші сита можуть використовуватися тільки для аналізу порошків, які добре просіюються (не злипаються). Відношення розміру комірок сита до розміру отвору наступного дрібнішого сита являється постійною величиною і називається модулем набору сит.

Повний ситовий аналіз для визначення ступеня дисперсності при машинному розсіві проводять в такому порядку: пробу, яку аналізують, поміщають на сито з найбільшими розмірами комірок в наборі, що використовується. Матеріал, який пройшов через сито (так званий «прохід»), падає на наступне, дрібніше сито і так до останнього найдрібнішого. Сита при розсіві ставлять одне над одним і розділяють проби на фракції за одну операцію.

Результати ситового аналізу представляють графічно у вигляді диференціальної кривої розподілу, яка показує процентний вміст окремих фракцій в матеріалі, або у вигляді інтегральної (чи кумулятивної) кривої розподілу, що зображає сумарний процентний вміст фракцій, менших (чи більших) за даний розмір.

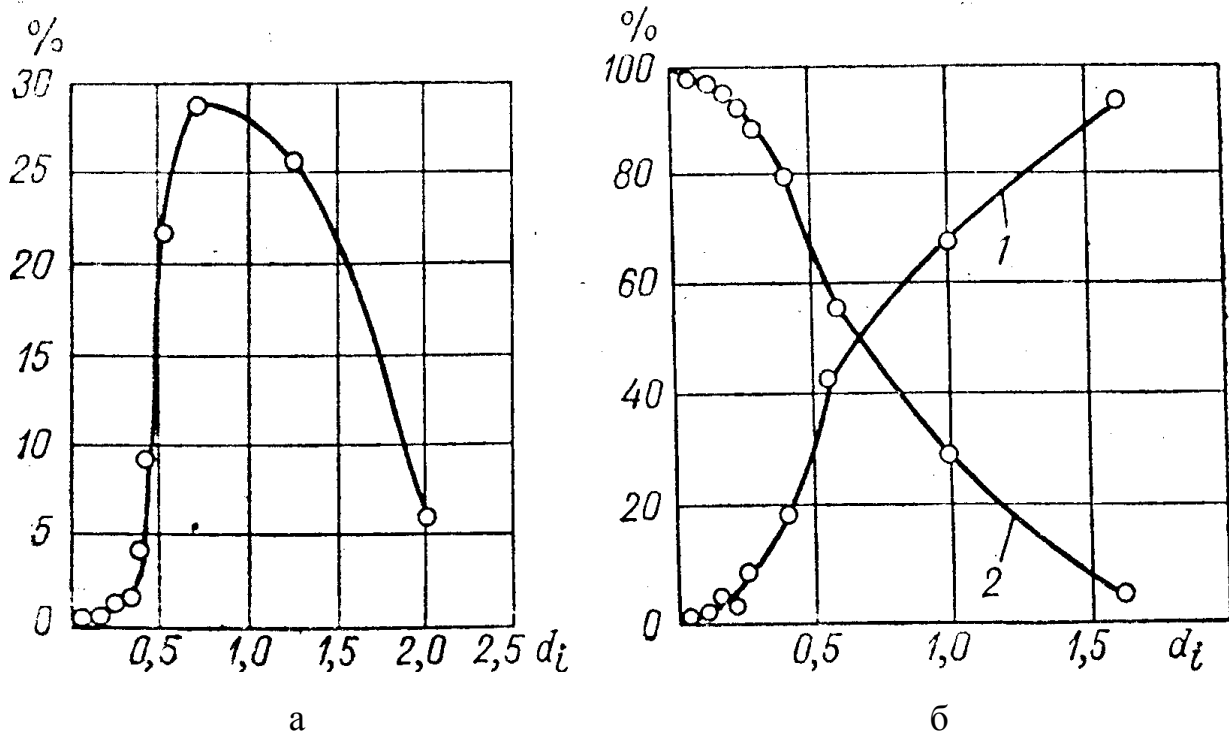


Рисунок 1. Результати ситового аналізу:
а - диференціальна крива розподілу; б - інтегральні криві розподілу;
1 - прохід; 2 - залишок на ситі.

Фракція представлена на графіку точкою, відповідає середньому розміру зерна в ній, визначеному як середнє арифметичне між розмірами отворів двох сусідніх сит (через один отвір фракція пройшла, на іншому затрималась).

Середній розмір частинок рекомендується виражати через середньозважений діаметр d_{cp} , який визначається як співвідношення:

$$d_{cp} = m_1d_1 + m_2d_2 + \dots + m_nd_n = \sum m_id_i \quad (1)$$

де m_1, m_2, m_n - вміст кожної фракції в пробі дисперсного матеріалу, масові долі;

d_1, d_2, d_n - середній розмір частинок даних фракцій (середньоарифметична величина отворів сита, через яке дана фракція пройшла, і сита, на якому вона затрималась);

i - число фракцій.

Методика проведення роботи

Наважку порошковидного матеріалу (0.1-0.2 кг) поміщають на верхнє сито, закривають кришкою 1 і закріплюють гвинтами 8 на столику 3 установки механічного розсіву (рис.2). Включають електродвигун 6 і проводять просів на протязі 20-30 хвилин (у випадку ручного просіву тривалість його приблизно 10 хвилин). Після закінчення просіву кожну фракцію з відповідного сита зважують на технічних вагах з точністю до 0.01 г і заносять в таблицю. Сумарна маса всіх фракцій не повинна відхилитися від маси початкової наважки, взятої для аналізу, більше ніж на 2 %.



Рисунок 2. Лабораторна установка для механічного розсіву:
1 - кришка; 2 - набір сит; 3 - столик; 4 - станина; 6 - електродвигун; 7 - куліса;
8 - гвинт; 9 - важіль.

Обробка результатів дослідів і складання звіту

Результати заміру ваг окремих фракцій порошку, що залишились на кожному ситі, заносять у звітну таблицю. За даними цієї таблиці будують графіки 1а і 1б.

Процентний вміст зерен у фракції визначають із співвідношення G_i/G_0 100, де G_i - вага порошку на ситі; G_0 - загальна вага всіх фракцій, рівна початковій наважці.

Середній розмір частинок d_{cp} розраховують за формулою (1).

Звітна таблиця

Номер сита	Розмір отворів сита, мм	Серед.розмір зерна на ситі, мм	Вміст зерна у фракції		ІНТЕГРАЛЬНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ			
					Залишок на ситі		Прохід через сито	
			г	%	г	%	г	%
		—	—	—	—	—	—	—
ВСЬОГО		—		100	—	—	—	—

КОНТРОЛЬНІ ПИТАННЯ

1. Якими величинами можна охарактеризувати дисперсність подрібненого матеріалу?
2. Що таке диференціальна і інтегральна криві розподілу частинок матеріалу за розмірами і як їх будують?
3. Як визначають середній розмір частинок d_{cp} ?
4. Які основні характеристики сит?
5. Різновидності сит.
6. Яка нижня границя розміру сит?
7. Переваги і недоліки ситового аналізу.

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №5

Вивчення будови конусної дробарки і визначення основних показників її роботи

Теоретичні відомості

Процес зменшення розмірів кусків твердих матеріалів механічним шляхом - шляхом подолання сили зчеплення частинок - називається процесом подрібнення. В більшості випадків процес подрібнення крупних кусків називають дробленням, а процес подрібнення дрібних кусків - розмолотом чи помолом.

За величиною енергії, що затрачається, за вартістю ремонту і заміни дроблячих частин, які швидко зношуються, за початковою вартістю самого подрібнюючого обладнання, яке вимагає високоякісних матеріалів, процес подрібнення - один із найбільш дорогих.

Основним показником роботи дробильно-розмольних машин являється ступінь подрібнення і, що являється відношенням поперечних розмірів кусків початкового матеріалу до величини поперечних розмірів кусків, одержаних після подрібнення.

Розрізняють грубе подрібнення або дроблення (крупне - розмір кусків до 200 мм, середнє - до 20-100 мм і дрібне до 8-20 мм), тонке подрібнення або тонкий помол (грубий помол - розмір зерен у кінцевому продукті 0,1-0,3 мм, тонкий помол - зерна, менші за 0,1 мм).

При підборі методу подрібнення фізичний стан матеріалу, що обробляється, має вирішальне значення. Опір матеріалу подрібненню в значній мірі залежить від його твердості. Крихкі матеріали вигідніше дробити роздавлюванням або ударом; в'язкі - роздавлюванням або ударом у поєднанні з розтиранням. Зовнішня сила, яка переборює внутрішні сили зчеплення в куску при його подрібненні, виконує роботу. Для визначення цієї корисної роботи існують три гіпотези: поверхнева - Ріттингера, об'ємна - Кірпічова і об'єднана теорія академіка Ребіндера.

Поверхнева гіпотеза полягає в тому, що робота, необхідна для подрібнення тіла, пропорційна новоутвореній при подрібненні поверхні. При досить високому ступені подрібнення робота прямо пропорційна ступеню подрібнення.

Для практичних цілей перша теорія подрібнення має те значення, що за формулами можна підрахувати зміну необхідної роботи і теоретичну витрату енергії в міру збільшення ступеня подрібнення і тонкості помолу.

Об'ємна гіпотеза полягає в тому, що енергія, необхідна для зміни форми геометрично подібних і однорідних тіл, змінюється пропорційно об'ємам або вагам деформованої частини тіл. Таким чином, робота, яка затрачається на

подрібнення, пропорційна деформованим об'ємам подрібнених тіл, а зусилля - площам їх поперечних перерізів.

Якщо гіпотеза поверхонь повніше відображає енергетичні витрати при тонкому подрібненні, то гіпотеза об'ємів - при крупному.

Згідно з об'єднаною теорією, енергетичні витрати визначаються сукупністю затрат енергії на утворення нових поверхонь розділу і деформації тіла, що подрібнюється.

Конусні дробарки (рис.1) відносяться до подрібнювачів, принцип дії яких ґрунтується на розколюванні і розломуванні кусків матеріалу, що подрібнюються. Робочими елементами дробарок є поверхні двох конусів, що входять один в одного.

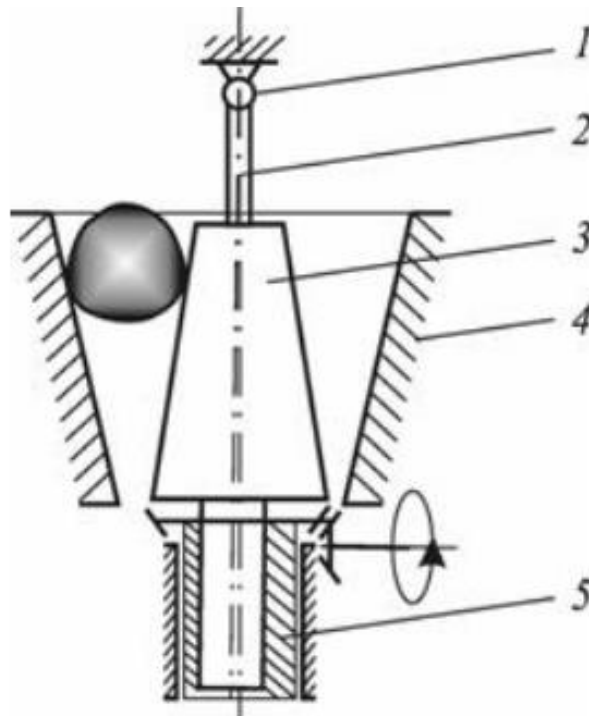


Рисунок 1. Схема конусної дробарки:

1 - вузол підвісу рухомого конуса; 2 - вал; 3 - рухомий конус; 4 - нерухомий конус; 5 - ексцентриковий стакан

Зовнішній конус нерухомо зв'язаний із станиною дробарки, а внутрішній встановлений на осі. В одних конструкціях нижній кінець осі кріпиться ексцентрично в стакані, при обертанні вісь описує конус (рис. 2). В інших конструкціях кріплення осі здійснюється в соосних підшипниках з ексцентриситетом відносно осі зовнішнього конуса.

При такому обертанні внутрішній конус дробарки в одній частині кола наближається до нерухомого конуса, подрібнюючи матеріал, а в іншій, протилежній частині кола, віддаляється від нерухомого конуса. Подрібнений матеріал при цьому висипається через вихідну щілину, що розширилась.

На відміну від щоккових дробарок, що також працюють за принципом розколювання і розломування, в конусних дробарках процес руйнування матеріалу і видалення його із зони подрібнення проходить безперервно.

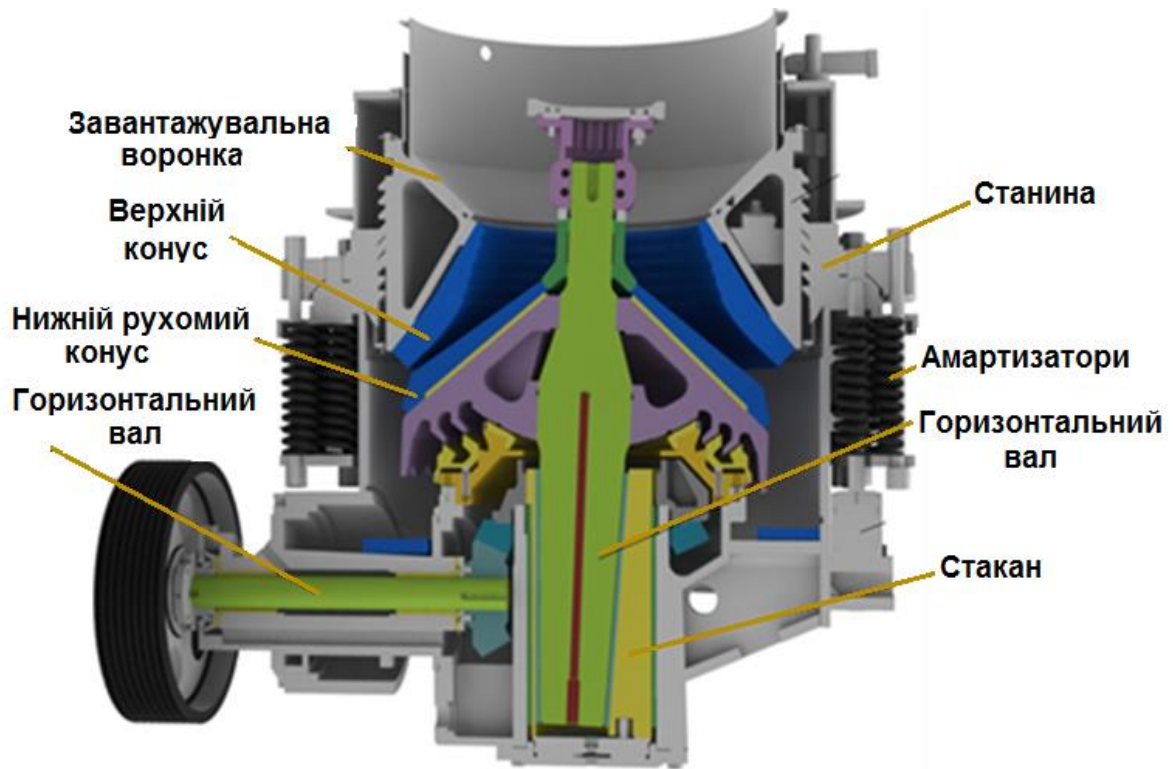


Рисунок 2. Конусна дробарка

За рахунок безперервності і більшої рівномірності в роботі продуктивність конусних дробарок на одиницю власної маси вища, ніж щоконусних. Конусні дробарки витрачають менше енергії і не потребують громіздкого маховика.

Основними технологічними показниками роботи дробарок являються їх продуктивність і потужність, що споживається.

Продуктивність дробарки Q (в кг/с) визначається за формулою:

$$Q = \frac{188,4 \cdot \mu \cdot \rho_n \cdot (D_2 - d_k) \cdot d_k \cdot S \cdot n}{(\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2) \cdot 10^3} \quad (1)$$

де μ - коефіцієнт розпушування матеріалу, що визначається дослідним шляхом (значення μ коливаються в межах 0.4-0.7);

ρ_n - насипна густина матеріалу, кг/м³;

D_2 - нижній діаметр зовнішнього конуса дробарки, м;

d_k - розмір найбільшого куска подрібненого матеріалу, м;

$S = 2r$ - повний хід внутрішнього конуса в нижній його частині, м;

n - частота обертання внутрішнього конуса в хвилину (визначається за

формулою $n = 47 \cdot \sqrt{\frac{\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2}{r}}$, де

α_1 і α_2 - кути нахилу твірних зовнішнього і внутрішнього конусів;

r - ексцентриситет осі обертання нижнього обрізу внутрішнього конуса, м; приймається в межах від 0,005 до 0,020 м).

Потужність, що споживається дробаркою, можна вирахувати за формулою:

$$N_{\max} = 1.39 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{\sigma_p \cdot Q}{\eta \cdot E \cdot \rho} \lg i, \text{ кВт} \quad (2)$$

де σ_p - границя міцності матеріалу, Н/м²;

Q - продуктивність, кг/год;

E - модуль пружності Н/м²;

η - загальний к.к.д. дробарки;

ρ - густина матеріалу, кг/м³;

i - лінійний ступінь подрібнення.

Іноді потужність, що споживається дробаркою, визначають в першому наближенні за емпіричною формулою:

$$N_{\text{дв}} = 50 \cdot D^2, \text{ кВт} \quad (3)$$

де D - діаметр основи внутрішнього конуса. м.

В процесі роботи необхідно:

1. ознайомитись з конструкцією і принципом дії конусної дробарки;
2. визначити продуктивність дробарки експериментальним шляхом;
3. теоретично розрахувати продуктивність дробарки і порівняти з її експериментальним значенням;
4. розрахувати потужність, що затрачається на подрібнення;
5. визначити ступінь подрібнення $i = D_{\text{ср}} / d_{\text{ср}}$ ($D_{\text{ср}}$, $d_{\text{ср}}$ - середні розміри кусків матеріалу в поперечнику до і після подрібнення).

Методика проведення роботи

1. Зважити задану викладачем кількість матеріалу, який йде на подрібнення.

2. Підготувати установку до пуску. Переконавшись у нормальній роботі дробарки (відсутність стуків, сильне вібрування і інш.), матеріал поступово завантажують в камеру і одночасно вмикають секундомір, по якому відмічають час (с) подрібнення всієї кількості матеріалу.

1. Провести вимірювання або взяти із паспорта дробарки значення параметрів, що входять у формули (1), (2), (3). Розміри конусів дробарки показані на рис. 2.

Обробка дослідних даних і складання звіту

1. Експериментальну продуктивність дробарки визначають за формулою:
 $Q = G/\tau$, кг/с.

2. Теоретичну продуктивність дробарки визначають за формулою (1).

3. Визначають ступінь подрібнення матеріалу.

4. Витрату енергії визначають за формулами (2) і (3). Величини σ_p , E, ρ , ρ_n для заданого матеріалу взяти із довідників.

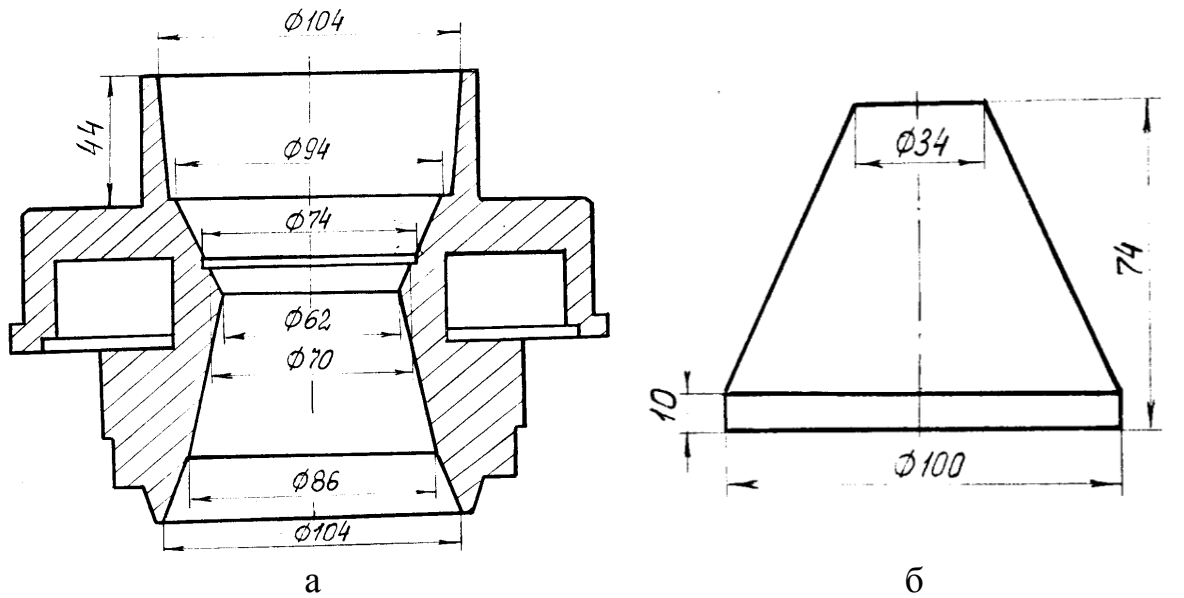


Рисунок 3. Розміри конусів дробарки:
 а-зовнішній (не рухомий) конус; б-внутрішній (рухомий) конус

ЗВІТНА ТАБЛИЦЯ

Маса дробл. матеріалу m , кг	Час подрібнення τ , с	Насипна густина матер. ρ_n , кг/м ³	Нижній діаметр зовнішнього конуса, D_2 , м	Розмір найбільшого куска подрібненого матер. d_k , м	Частота обертання внутрішнього конуса, n , с ⁻¹	Кути нахилу твірних конусів		Серед. Розміри кусків матер. до і після подрібн.		Ступінь подрібнення, i	Розрахунк. продуктивн. Q_p , кг/с	Експерим. продукт. Q_e , кг/с	Потужн., що спожив. N , кВт
						α_1	α_2	D_{cp} , м	d_{cp} , м				

Зміст звіту

Звіт повинен містити:

- 1) ескіз схеми конусної дробарки;
- 2) звітну таблицю;
- 3) висновки про порівняння експериментальних і розрахункових даних.

Контрольні питання

1. Суть теорій подрібнення.
2. Яка різниця між поняттями “дроблення” і “помол”?
3. В чому відмінність крупного, середнього і дрібного дроблення, грубого і тонкого помолу?
4. Що таке ступінь подрібнення?
5. Класифікація дробильно-помольних машин.
6. Будова і принцип роботи конусних дробарок.
7. Основні показники роботи конусних дробарок.

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №6

Визначення затрат потужності на перемішування рідини лопатевою мішалкою

Теоретичні відомості

Лопатеві мішалки (рис. 1) використовують для перемішування рідин із помірною в'язкістю. Вони мають одну або декілька плоских вертикальних пластин 1, закріплених на вертикальному валу. Такі лопаті надають рідині в основному обертальний рух. Щоб забезпечити переміщення рідини у вертикальному напрямку, установлюють також нахилені лопаті під кутом до горизонту від 45 до 60°. Діаметр лопатей $d = (0,6 \dots 0,7)D$, де D — діаметр корпусу апарата. Колова швидкість на кінцях лопатей не перевищує 5 м/с. Частота обертання лопатевих мішалок зазвичай 0,35...0,5 об/с. Оскільки на поверхні рідини під час обертання мішалки можливе утворення лійки (воронки), яка погіршує умови перемішування контактуючих фаз, до стінок корпусу закріплюють вертикальні відбиваючі перегородки 2 шириною $b = 0,1D$.

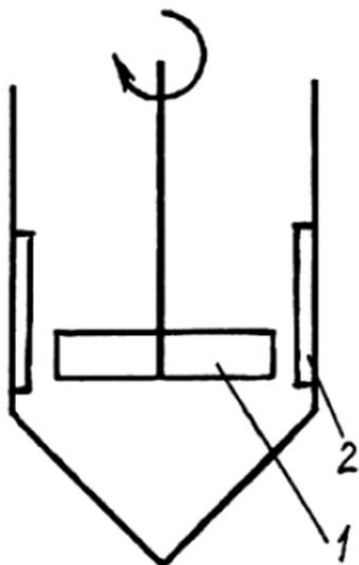


Рис. 1. Схема лопатевої мішалки

Розрахунок витрат енергії на перемішування

Оскільки під час механічного перемішування відбувається вимушений рух рідини, для визначення витрати енергії можна скористатися узагальненим рівнянням гідродинаміки.

Потужність, яка витрачається мішалкою на перемішування, передається на приведення в рух рідини, що знаходиться в посудині. Ця потужність, в кінцевому рахунку, внаслідок внутрішнього тертя в шарах рідини переходить у теплоту. Перемішувач можна розглядати як насос, а посудину для перемішування, проточні канали між корпусом і мішалкою — як гідравлічну мережу, по якій рухається рідина, яка перемішується. Між насосом і мережею існують матеріальний та енергетичний баланси. Матеріальний баланс полягає в рівності витрати рідини, яка подається мішалкою, витраті, яка споживається мережею.

Енергетичний баланс полягає в рівності потужності мішалки та потужності, яка споживається гідравлічною мережею:

$$N_M = N_G, \quad (1)$$

де N_M — потужність мішалки;

N_G — потужність, яка витрачається на рух рідини в посудині для перемішування.

Потужність N_M можна визначити як потужність насоса, а потужність N_G , як потужність, яка витрачається на рух рідини в трубопроводі складного профілю поперечного перетину.

Тоді:

$$N_M = Q_V \cdot \Delta p_M; \quad (2)$$

$$N_G = Q_V \cdot \Delta p_G, \quad (3)$$

де Q_V — об'ємна подача (витрата) рідини;

Δp_M — різниця тисків, яка створюється мішалкою;

Δp_G — різниця тисків, яка споживається мережею.

За умовою (1) одержуємо:

$$\Delta p_M = \Delta p_G = \Delta p; \quad (4)$$

$$N = Q_V \cdot \Delta p. \quad (5)$$

Втрати тиску на рух рідини в посудині можна визначити із формули втрат напору в трубопроводі:

$$h = \frac{\Delta p_G}{\rho g} = \Delta Z + \frac{v^2}{2g} \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi \right), \quad (6)$$

де ρ — густина води, кг/м^3 ;

ΔZ — різниця рівнів, на яку мішалка переміщує рідину, м;

v — середня швидкість течії рідини, м/с;

λ — коефіцієнт опору за довжиною під час руху рідини в кільцевому каналі;

l — довжина шляху, який проходить рідина, м;

d — характерний лінійний розмір, м;

$\sum \xi$ — сума коефіцієнтів місцевих опорів.

Коефіцієнт опору за довжиною під час руху рідини в кільцевому каналі є функцією критерія Рейнольдса для мішалки:

$$\lambda = f(\text{Rem})$$

Будемо вважати, що різниця рівнів, на яку мішалка переміщує рідину, дорівнює висоті рідини в посудині $\Delta Z=H$, а довжина шляху, який проходить рідина в посудині становить:

$$l = k \cdot H,$$

де k – коефіцієнт пропорційності, $k = 1,2$.

У якості характерного лінійного розміру слід використовувати діаметр лопатей мішалки d , а характерної швидкості — колову швидкість кінця лопаті:

$$v = \pi \cdot d \cdot n,$$

де n — частота обертання мішалки, с^{-1} .

Значення суми коефіцієнтів місцевих опорів $\Sigma \xi$ для лопатевої мішалки залежить від геометричних розмірів ємності та мішалки, та від числа обертів останньої.

Об'ємна подача рідини Q_v , як відомо, дорівнює добутку швидкості руху рідини та площі попереднього перерізу каналу. При перемішування приймають, що площа попереднього каналу руху рідини дорівнює квадрату діаметра лопатей мішалки, тоді:

$$Q_v = v \cdot d^2.$$

Опис лабораторної установки

На рисунку 2 зображено схему лабораторної установки для дослідження процесу перемішування лопатевою мішалкою. Ємність 1, яка жорстко закріплюється в установці. Вмикають установку з допомогою вмикача 7 і регулятором 8 встановлюють потрібну кількість обертів мішалки. Зонд для вимірювання температури 3 дозволяє фіксувати температуру рідини в процесі перемішування.

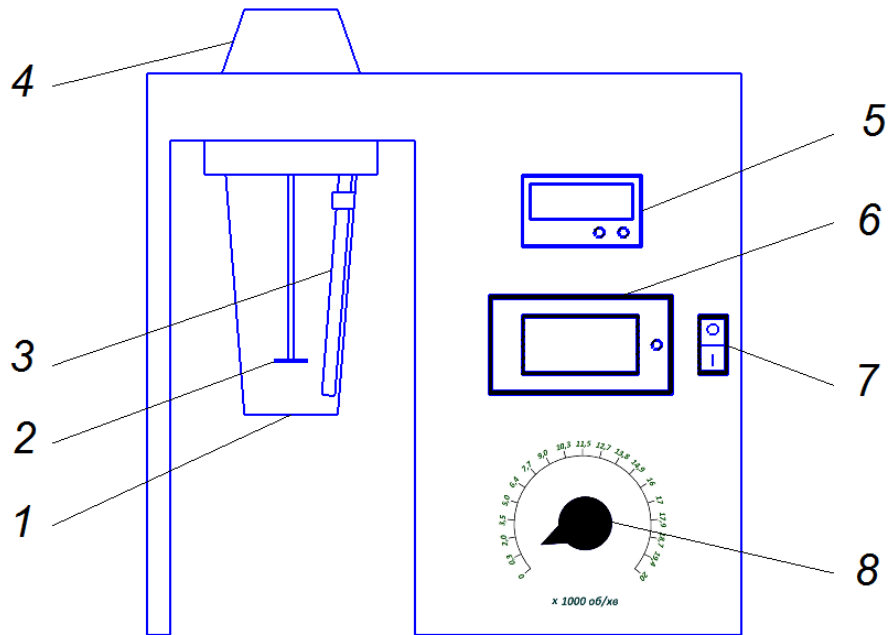


Рисунок 2. Схема лабораторної установки.

1-ємність; 2-лопатева мішалка; 3-зонд для вимірювання температури; 4-привід; 5-табло електронного термометра; 6-прилад для вимірювання напруги, сили струму і потужності; 7-кнопка вмикання/вимикання установки; 8-регулятор числа обертів мішалки.

Хід роботи

1. Виміряти розміри мішалки і ємності.
2. Налити у ємність 200 мл води.
3. Закріпити ємність в установці.
4. Увімкнути установку та встановити на задане число обертів.
5. Виміряти дійсну потужність приводу мішалки N_d та температуру води t .
6. Змінити кількість обертів мішалки та повторити заміри.
7. Пункт 6 повторити 5 разів.
8. Отримані дані занести у таблицю 1.
6. Визначити потужність N_r , що витрачається на рух рідини та занести отримані значення у таблицю .
7. Побудувати графік залежності дійсної N_d та розрахункової N_r потужностей від числа обертів мішалки.

Таблиця 1.

№ дос-ліду	Число обертів мішалки n , хв^{-1}	Температура води t , $^{\circ}\text{C}$	Дійсна потужність приводу мішалки N_d , Вт	Розрахункова потужність, що витрачається на рух рідини N_r , Вт
1.				
2.				
3.				
4.				
5.				
6.				

У висновках порівняти значення дійсної потужності приводу мішалки із значеннями розрахункової потужності; описати характер залежності потужності, яка витрачається на перемішування від числа обертів мішалки; відзначити чи змінюється температура рідини в процесі перемішування (якщо змінюється то яким чином); вказати при якій кількості обертів на поверхні рідини відбувається утворення лійки (воронки).

Зміст звіту

Звіт повинен містити:

- 1) ескіз лабораторної установки;
- 2) звітну таблицю;
- 3) висновки про порівняння експериментальних і розрахункових даних.

ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ

Лабораторна робота №7

Дослідження процесу теплообміну в апараті типу «Труба в трубі»

Мета роботи: вивчити процес теплообміну в теплообмінному апараті типу «Труба в трубі», одержати навички в проведенні експериментів.

Теоретичні відомості

Теплообмінниками називаються апарати, в яких відбувається передача тепла від одного теплоносія до іншого (процес нагрівання або охолодження).

В усіх теплообмінниках температура більш нагрітого теплоносія, що віддає тепло зменшується від t_1' до t_1'' , а температура менш нагрітого збільшується від t_2' до t_2'' . Одночасно різниця температур (температурний напір) між теплоносіями вздовж поверхні нагрівання також буде змінюватись від Δt_{\max} до Δt_{\min} .

Кількість переданого тепла (потужність теплового потоку) визначається формулою теплопередачі:

$$Q = kF\Delta t_{\text{сер}}$$

Q – тепловий потік, Вт;

F – поверхня теплообміну, м^2 ;

k – коефіцієнт теплопередачі, $\text{Вт}/\text{м}^2 \text{ К}$

$\Delta t_{\text{сер}}$ – середній температурний напір (середньологарифмічна різниця між температурами теплоносіїв), град, С.

Коефіцієнт теплопередачі визначається формулою:
для циліндричних стінок.

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\lambda} \cdot \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2}},$$

для плоских стінок:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від гарячого середовища до стінки, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \text{ К})$;

δ – товщина стінки, м;

λ – коефіцієнт теплопровідності стінки;

α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки до холодного середовища, Вт/(м² К);

$d_{\text{сер}}$ – середній діаметр, м.

Середній температурний напір залежить від схеми руху теплоносіїв в теплообміннику і їх фізичних властивостей (рис. 1 та рис. 2):

$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{\Delta t_{\text{max}} - \Delta t_{\text{min}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{max}}}{\Delta t_{\text{min}}}},$$

де Δt_{max} – максимальна різниця між температурами теплоносіїв, °С;

Δt_{min} – мінімальна різниця між температурами теплоносіїв, °С.

Для прямогоку:

$$\Delta t_{\text{max}} = t_1' - t_2';$$

$$\Delta t_{\text{min}} = t_1'' - t_2''.$$

де t_1' – температура гарячої води на вході, °С;

t_1'' – температура гарячої води на виході, °С;

t_2' – температура холодної води на вході, °С;

t_2'' – температура холодної води на виході, °С.

Якщо зміна температур теплоносіїв невелика (при $\Delta t_{\text{max}}/\Delta t_{\text{min}} \leq 2$), то можна використати середньоарифметичний напір:

$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{(t_1' - t_2') + (t_1'' - t_2'')}{2}.$$

Тепловий потік Q від гарячого до холодного носія, нехтуючи втратами в навколишнє середовище, визначаємо з рівняння теплового балансу:

$$Q = G_1 c_1 (t_1' - t_1'') = G_2 c_2 (t_2'' - t_2')$$

де G_1 і G_2 - масові витрати гарячого і холодного теплоносія, кг/сек;

c_1 і c_2 - ізобарна теплоємність гарячого і холодного теплоносія, Дж/кг·град

Порядок виконання роботи

До проведення досліду необхідно вивчити схему установки.

По трубі 1 (рис. 1) з центральної системи подається гаряча вода. Кількість її протікання регулюється вентилем 8. Витрата гарячої води

визначається мірною посудиною 9. Трубу 1 поміщено в трубу 2 більшого діаметра, а в кільцевий простір між ними подається холодна вода з системи водопроводу. При передачі тепла температура одного теплоносія зменшується від t_1 до t_1'' , а другого підвищується від t_2 до t_2'' .

Розхід холодної води визначаємо мірною посудиною 10. Регулювання проводиться вентилем 7.

Теплообмінник зовні покритий тепловою ізоляцією. Температуру гарячої і холодної води вимірюємо скляними спиртовими термометрами.

Під час проведення лабораторної роботи спочатку частково відкриваємо вентиль 7, потім вентиль 8 і встановлюємо стабільний тепловий режим, після того робимо вимірювання і записуємо в журнал випробування. Далі змінюємо кількість протікання холодної води, коли режим знову встановлюється повторюємо вимірювання. Вимірювання проводимо 3-4 рази і визначаємо для кожного режиму середнє значення.

На основі даних досліду визначаємо за формулою коефіцієнт теплопередачі і будуємо графік залежності $k=f(v)$.

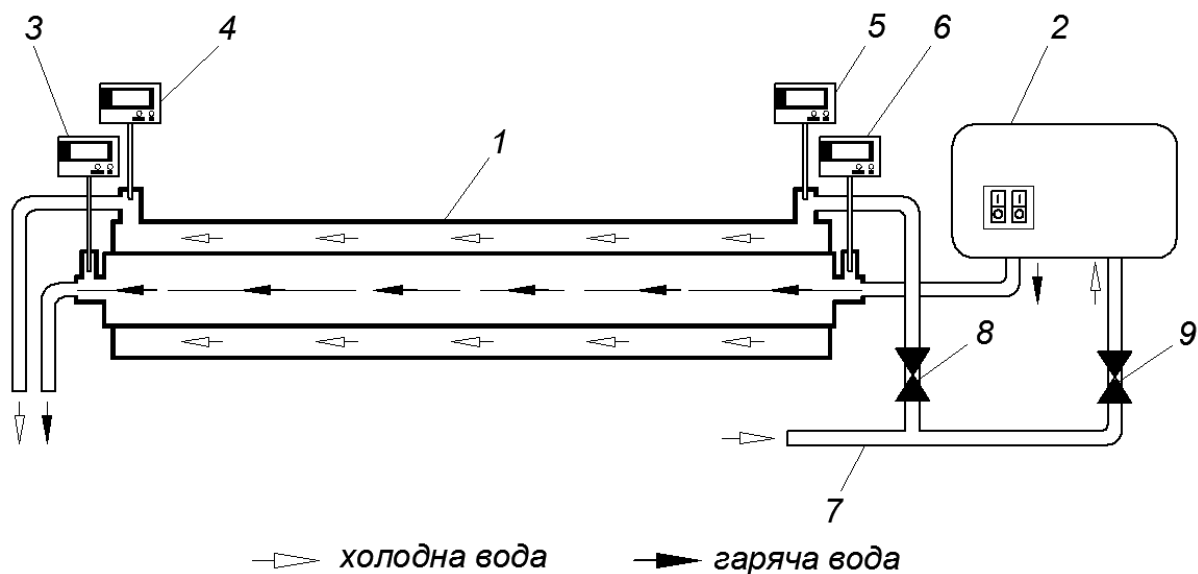


Рисунок 1. Схема теплообмінного апарату
1,2 - трубопроводи; 3,4,5,6 –електронні термометри; 7,8 - вентилі;
9,10 – мірні посудини.

Техніка безпеки при проведенні лабораторної роботи

1. Ознайомитися із методичними вказівками і схемою установки.
2. Ознайомитися з лабораторним стендом.
3. Не загроможувати доступ до лабораторного стенду, не спиратися на інші стенди і системи трубопроводів.
4. При використанні скляної посудини не вдаряти її до металевих поверхонь.

5. При виникненні нестандартних і небезпечних ситуацій звертатися до лаборанта і викладача.

ПРОТОКОЛ ВИМІРЮВАННЯ

Покази барометра $P = \underline{\hspace{2cm}}$ мм.рт.ст.

Температура оточуючого повітря $t = \underline{\hspace{1cm}}$ °C

№ досліду	№ заміру	Гаряча вода				Холодна вода			
		Тем-ра при вході $t'_1, \text{°C}$	Тем-ра на виході $t''_1, \text{°C}$	К-ть зібраної води, см^3	Трив. заміру, с	Тем-ра при вході $t'_2, \text{°C}$	Тем-ра на виході $t''_2, \text{°C}$	К-ть зібраної води см^3 ,	Трив. заміру, с
I	1.								
	2.								
	3.								
Середнє значення									
II	1.								
	2.								
	3.								
Середнє значення									
III	1.								
	2.								
	3.								
Середнє значення									

Величина	Позначення, розмірність	Спосіб одержання	Числові значення		
			1	2	3
Внутрішній діаметр трубопровода	$d_1, \text{м}$		0,05		
Зовнішній діаметр трубопровода	$d_2, \text{м}$		0,054		
Робоча довжина трубопровода	$L, \text{м}$		0,65		
Робоча поверхня теплообмінника	$F, \text{м}^2$	$F = \pi d_{\text{сер}} L$			
Середня температура холодної води при вході	$t'_2, \text{°C}$				

Середня температура холодної води на виході	$t''_2, \text{ }^\circ\text{C}$				
Середня температура холодної води	$t_{2\text{сер.}}, \text{ }^\circ\text{C}$	$\frac{t'_2 + t''_2}{2}$			
Теплоємність холодної води	$c_2, \text{ Дж/(кг}\cdot\text{ }^\circ\text{K)}$	З таблиць			
Густина холодної води	$\rho_{\text{х.в.}}, \text{ кг/м}^3$	З таблиць			
Кількість зібраної холодної води	$G_2, \text{ кг/с}$				
Середня температура гарячої води при вході	$t'_1, \text{ }^\circ\text{C}$				
Середня температура гарячої води на виході	$t''_1, \text{ }^\circ\text{C}$				
Середня температура гарячої води	$t_{1\text{сер.}}, \text{ }^\circ\text{C}$	$\frac{t'_1 + t''_1}{2}$			
Теплоємність гарячої води	$c_1, \text{ Дж/(кг}\cdot\text{ }^\circ\text{K)}$	з таблиць			
Густина гарячої води	$\rho_{\text{г.в.}}, \text{ кг/м}^3$	з таблиць			
Кількість зібраної гарячої води	$G_1, \text{ кг/с}$				
Швидкість витікання гарячої води	$v, \text{ м/с}$				
Кількість тепла, відданого гарячою водою	$Q, \text{ Дж/с}$	за формулою (5.7)			
Максимальний температурний напір між гарячою і холодною водою	$\Delta t_{\text{max}}, \text{ }^\circ\text{C}$	за формулою (5.4)			
Мінімальний температурний напір між гарячою і холодною водою	$\Delta t_{\text{min}}, \text{ }^\circ\text{C}$	за формулою (5.5)			
Середньо-логарифмічний температурний напір між гарячою і холодною водою	$\Delta t_{\text{сер.}}, \text{ }^\circ\text{C}$	за формулою (5.3)			
Коефіцієнт теплопередачі	$k, \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{ }^\circ\text{K)}$	із формули (5.1)			

Контрольні питання

1. Види теплообмінників.
2. Що таке теплопередача?
3. Коефіцієнт теплопередачі?
4. Рівняння теплопередачі?
5. Рівняння теплового балансу?
6. Коефіцієнт теплопередачі для плоскої і циліндричної стінок?
7. Схеми руху теплоносіїв?

МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ

Лабораторна робота №8

Вивчення кінетики сушіння харчових продуктів при атмосферному тиску

Мета роботи: вивчення процесу сушіння в атмосферній конвективній повітряній циркуляційній сушарці.

Теоретичні відомості

Сушіння – один з найпоширеніших способів видалення вологи з вологих матеріалів. У харчовій промисловості сушіння застосовують у цукровій, вітамінній, спиртовій та інших галузях промисловості.

У повітряній циркуляційній сушарці вологий матеріал контактує з нагрітим повітрям. Випаровування вологи починається з поверхні висушуваного матеріалу. Пара, що утворюється, дифундує крізь плівку повітря, яке оточує поверхню матеріалу, в навколишнє середовище. Внаслідок цього в матеріалі виникає різниця концентрацій вологи, і вона переходить з внутрішніх шарів на поверхню.

Спочатку волога внутрішніх шарів надходить на поверхню в достатній кількості. У цей період швидкість сушіння (кількість випарованої вологи за одиницю часу з одиниці поверхні) залишається сталою і не залежить від вологовмісту матеріалу.

Протягом періоду сталої швидкості процес сушіння визначається швидкістю дифузії випарованої вологи крізь плівку насиченого повітря, тобто зовнішніми умовами. Через те цей період називають періодом «зовнішньої дифузії».

Коли волога, що надходить до поверхні висушуваного матеріалу, стає менше від тієї кількості, яка може випаруватись, швидкість сушіння починає зменшуватись. Це відповідає критичному вологовмісту матеріалу.

Період зменшення швидкості сушіння триває доти, поки матеріал не досягне вологовмісту, що називається рівноважним. У цей момент вологовміст повітря в плівці над матеріалом стає рівним вологовмісту в повітрі, що оточує матеріал. Дальше сушіння за таких умов стає неможливим.

У період зменшення швидкості процес сушіння залежить від швидкості, з якою волога дифундує до поверхні матеріалу, тобто обумовлюється «внутрішньою дифузиею».

Залежність швидкості сушіння від часу наведено на рис.1. Ділянка I характеризує випаровування вологи з повністю змоченої вологою поверхні; ділянка II - з поверхні після утворення на ній сухих ділянок; ділянка III - з

поверхні, коли вся волога випарувалась і процес сушіння залежить тільки від швидкості дифундування вологи до поверхні.

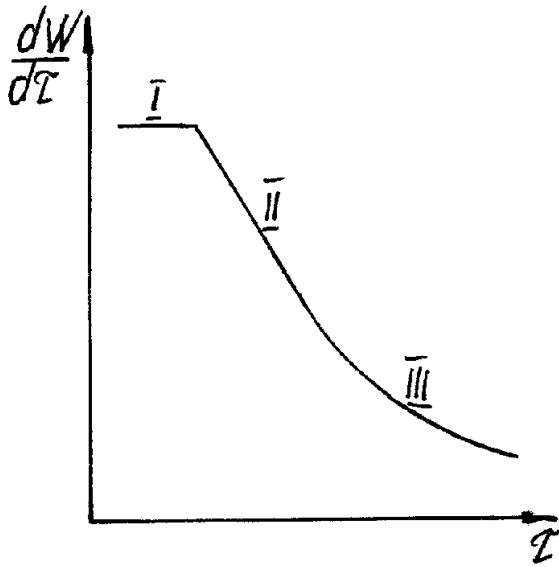


Рисунок 1. Графік залежності швидкості сушіння від часу

Для різних матеріалів вигляд кривої швидкості сушіння різний і залежить від форм зв'язку вологи з матеріалом та умов сушіння.

Сушіння під вакуумом застосовують у ряді харчових виробництв, наприклад у цукро-рафінадній і молочно-консервній промисловостях. У багатьох випадках цей метод має істотні переваги перед сушінням нагрітим повітрям і топковими газами, а саме:

а) сушіння йде швидше, ніж в атмосферних сушильних установках (за інших однакових умов), оскільки із зменшенням тиску під час сушіння встановлюється підвищена різниця пружності пари вологи над матеріалом і в навколишньому середовищі;

б) сушіння йде при низьких температурах;

в) можливе вловлювання цінних розчинників;

г) сушіння не залежить від атмосферних умов, отже, можна цілком видалити вологу з матеріалу;

д) наявність герметично закритої системи дає можливість створити стерильне середовище, що оберігає висушуваний матеріал від забруднення;

е) шкідливі гази і пара з сушильної установки не виділяються в навколишнє повітря, що особливо важливо при сушінні отруйних продуктів.

Сушіння під розрідженням можливе в сушильних установках періодичної і безперервної дії.

ОПИС УСТАНОВКИ

В якості лабораторної установки використовується конвективна сушарка (рис. 2). Матеріал встановлюється на поличках 1. Повітря підігрівається електричним калорифером, циркуляцію повітря в контурі створює вентилятор. Температура повітря в сушарці вимірюється термометром 5.

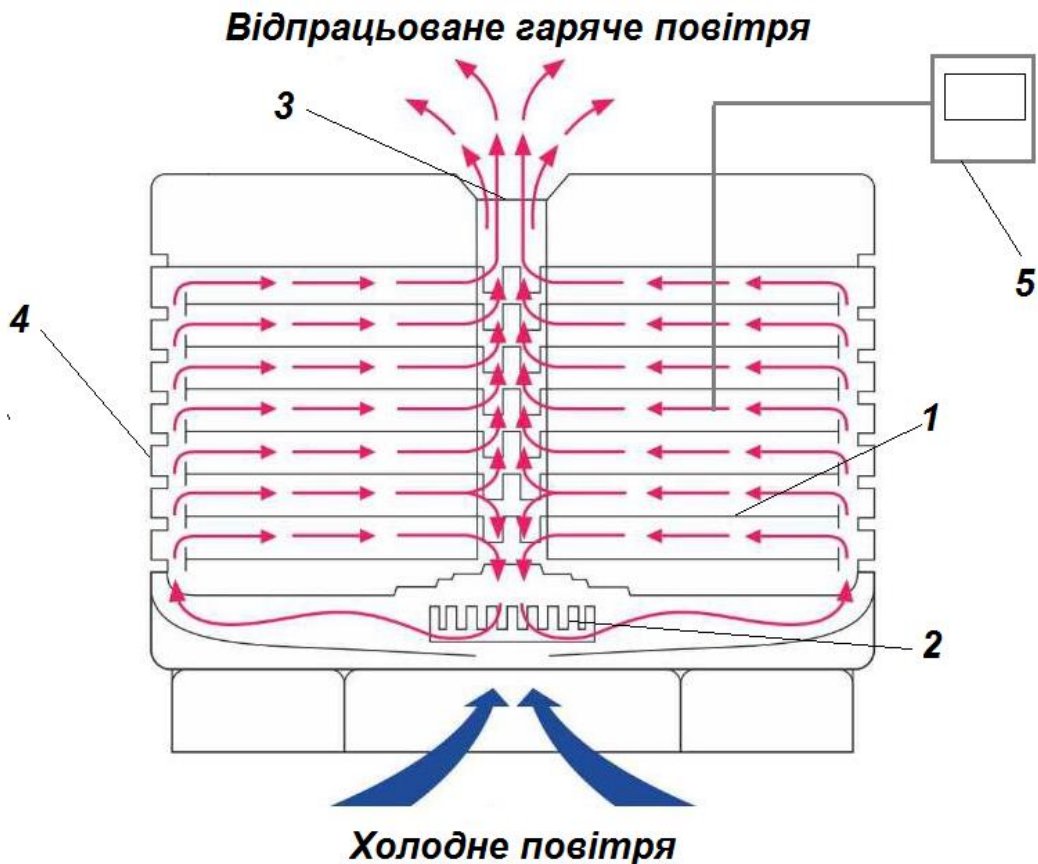


Рис.2. Схема сушильної установки:

1-пилички для продукту; 2-розподільувач гарячого повітря; 3-отвір для відведення відпрацьованого повітря; 4-корпус; електронний термометр.

МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ РОБОТИ

Перед початком роботи установку нагрівають протягом 10 хв. Матеріал поміщають у сушарку попередньо визначивши його масу. На початку сушіння інтервали між замірами становлять 5 хв, потім їх збільшують до 10-15 хв. Кожних 5 хв матеріал виймають з сушарки і зважують за допомогою електронних ваг. Результати спостережень записують у звітну таблицю. Сушіння припиняють, коли вага матеріалу вже не буде зменшуватись.

Обробка дослідних даних

1. Зменшення ваги вологи у колонці 5 звітної таблиці визначають як різницю у попередньому і даному рядках у колонці 4 (кількість сухої речовини залишається незмінною). Вага вологи в колонці 6 визначається як різниця між загальною вагою вологи і зменшенням її в колонці 5.

2. Вологовміст матеріалу, %, в колонці 7 визначають як відношення ваги вологи в колонці 6 до ваги абсолютно сухих речовин в матеріалі, помножене на 100.

3. За даними граф 2 і 7 слід побудувати графік залежності вологовмісту матеріалу від часу.

Зміст звіту

Звіт повинен містити:

- 1.Схему установки.
- 2.Звітну таблицю.
- 3.Графіки залежності вологовмісту матеріалу від часу ($W-\tau$) і швидкості

$$\text{сушіння від вологовмісту} \left(\frac{dW}{d\tau} - W \right).$$

Звітна таблиця

N п/п	Замірні величини			Розраховані величини		
	Час зміру τ , хв	Темпера- тура t , °C	Покази ваг G_i , г	Зниження ваги вологи $G_i = G_{i-1} - G_i$	Вага вологи G_{wi} , г $G_{wi} = G_{wi-1} - G_i$	Вологовміст W , %
1	2	3	4	5	6	7

Контрольні питання

- 1.Які переваги сушіння продуктів під вакуумом?
- 2.На які періоди поділяють процес сушіння?
- 3.Які параметри характеризують стан вологого повітря?
- 4.Яка відмінність між поняттям вологість і вологовміст?
- 5.Як побудувати графік залежності вологовмісту від часу?
- 6.Як побудувати графік залежності швидкості сушіння від вологовмісту?
- 7.Статті надходження і витрат матеріального балансу.
- 8.Статті надходження і витрат теплового балансу.
- 9.Як визначають теплові втрати в навколишній простір?

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №9

Дослідження процесу екстракції

Мета роботи: визначити коефіцієнт розподілення кислот в системі рослинна олія-вода.

Теоретичні відомості

Екстракція, як і адсорбція, абсорбція, сушіння, кристалізація, перегонка і ректифікація відносяться до масообмінних процесів. Рушійною силою цих процесів являється різниця концентрацій речовин у різних фазах. Екстрагуванням називається витягання з багатокомпонентної за складом речовини одного або декількох її компонентів з допомогою селективного розчинника. Під селективною розчинністю розуміється здатність рідини розчинити в складній суміші тільки той компонент (компоненти), який треба добути. Наприклад, з багатокомпонентної складної суміші цукрового буряка розчинити і витягнути тільки цукрозу.

Апарат, в якому проводиться процес екстрагування, називається екстрактором.

В залежності від агрегатного стану фаз розрізняють екстрагування в системі тверде тіло-рідина та екстрагування в системі рідина-рідина, якщо обидві фази рідкі. Для систем тверде тіло-рідина прийнято термін екстрагування, для систем рідина-рідина-екстракція. В ряді харчових виробництв екстрагування і екстракція являються одним із основних технологічних процесів. Це одержання цукру з цукрових буряків, рослинних олій з пастил олійних культур, ефірних олій з ефіро-олійної сировини в парфумерії, екстрагування ферментів з плісневих грибів, вітамінів з рослинної і тваринної сировини, ліків з лікарських рослин в фармакопеї, у виробництвах розчинної кави і чаю, вина, пива, крохмалю, спирту, лікєро-горілочаних виробів та ін.

Фізична суть процесу екстракції в системі рідина-рідина

При екстракції в системі рідина- рідина в контакт приводяться вихідний розчин , що містить компонент, який підлягає добуванню, і рідина, що добре розчиняє цей компонент (селективний розчинник). Розчинник повинен мати густину, що відрізняється від густини вихідного розчину, малу розчинність в ньому, максимальну селективність. В результаті взаємодії вихідного розчину з розчинником при досягненні рівноваги в системі утворюються дві рідкі фази: а) розчин, збагачений компонентом, що екстрагується, - екстракт і б) розчин, збіднений компонентом, що екстрагується, або частково очищений від нього - рафінат.

В даній роботі вихідним розчином являється сира рослинна олія з великим вмістом різних органічних кислот. Селективним розчинником являється вода. В результаті екстракції кислот водою концентрація кислоти в екстракті C_1 буде зменшуватись. При постійній температурі лінія рівноваги в системі координат $C_1 - C_2$ має форму кривої. Ця лінія будується експериментально. Тому в розрахунках екстракції наближено можна прийняти закон рівноважного розподілення у вигляді лінійної функції $C_1 = k \cdot C_2$,

де k – коефіцієнт розподілення.

Коефіцієнтом розподілення називається відношення концентрації розчину, з якого екстрагується речовина, що розподіляється, до концентрації розчину, яким проводиться екстрагування.

Величина коефіцієнта розподілення залежить тільки від температури, при постійній температурі є величина стала і широко використовується для вирішення задач, зв'язаних з екстракцією речовин із розчинів.

Приймаємо позначення:

g_0 - початкова кількість речовини, яка підлягає екстракції;

V_1 – об'єм розчину, в якому знаходиться речовина, що екстрагується;

V_p – об'єм розчинника, який застосовується на кожне екстрагування;

n - загальне число екстрагувань;

g_1, g_2, g_n - кількість речовини, що залишається в початковому розчині після першого, другого, n -ного екстрагування;

k - коефіцієнт розподілення речовини, що екстрагується.

Нехай після першого екстрагування в початковому розчині залишиться g_1 розчиненої речовини в об'ємі V_1 , а екстрагується $g_e = g_0 - g_1$, при цьому екстрагована кількість речовини заключається в об'ємі V_2 .

За законом розподілення:

$$k = \frac{g_0 / V_1}{g_0 - g_1 / V_p},$$

Звідки:

$$g_1 = g_0 \cdot \frac{k \cdot V_1}{k \cdot V_1 + V_p},$$

Після другого екстрагування:

$$k = \frac{g_2 / V_1}{g_1 - g_2}, \quad \text{звідки} \quad g_2 = g_1 \cdot \frac{k \cdot V_1}{k \cdot V_1 + V_p}$$

Якщо замість g_1 підставити його значення, то:

$$g_2 = g_0 \cdot \left[\frac{k \cdot V_1}{k \cdot V_1 + V_p} \right]^2$$

Після n екстрагувань у вихідному розчині залишиться:

$$g_n = g_0 \cdot \left[\frac{k \cdot V_1}{k \cdot V_1 + V_2} \right]^n$$

Не слід забувати, що коефіцієнтом розподілення умовились називати відношення концентрації розчину, з якого екстрагується речовина, що розподіляється, до концентрації розчину, яким проводиться екстрагування.

А всього буде вилучено $g = g_0 - g_n$ тобто $g = g_0 \left[1 - \frac{k \cdot V_1}{k \cdot V_1 + V_2} \right]^n$.

Схема установки і методика вимірювань

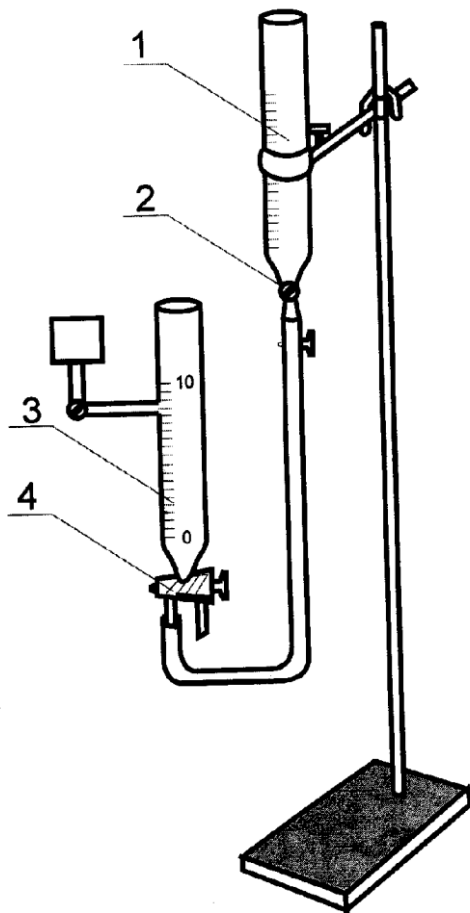


Рисунок 1. Схема установки

Установка (рис. 1) складається з бюреток 1 і 3, закріплених на штативі та з'єднаних шлангом. В бюретку 1 заливається олія, що підлягає екстрагуванню так, щоб вона заповнила простір до крана 4.

Бюретку 3 заповнюємо селективним розчином рівно до мітки 100мл. Розчинником являється 10% розчин хлориду кальцію в воді. В ньому олія не буде розчинятись, а кислоти будуть, частково омилюючись. Тому можна в розрахунках прийняти вагу 1 мл. кислот, що розчинилися, рівною 1г.

Вимірювання проводять два студенти. Перший виміряє температуру олії в бюретці 1, температуру розчинника в бюретці 3, відмічає його рівень в бюретці 1 і при закритому крані 4 відкриває кран 2.

Другий відмічає рівень розчинника в бюретці 3 і, попередивши першого, обережно відкриває кран 4 на впуск

олії в розчинник. Перший, після попередження, випускає з бюретки 1 рівно 10 мл олії і закриває кран 2. Цей об'єм позначається V_1 . Другий дає олії

відстоятися 5 хв. після підйому останньої краплі, після чого вимірює об'єм рафінаду, що відстоявся. Цей об'єм позначається V_2 . Тоді $V_1 - V_2 = V_3$ буде об'єм кислот, що екстрагувались з 10мл олії, а їх маса буде $V_3 \cdot 1 = m_1$. Після чого дослід повторюється і визначається маса кислот після другого екстрагування m_2 , після третього m_3 і т.д. до тих пір, доки кількість олії в бюретці 3 не стане однаковою в двох останніх дослідах. Це означає, що системи прийшли в рівновагу і коефіцієнт розподілення кислот між олією і водою досягнув своєї сталої при даній температурі величини.

Тоді підраховується початкова кількість кислот у вихідній олії g_0 :

$$g_0 = m_1 + m_2 + m_3 + \dots + m_n$$

Маса кислот, що залишилася в вихідному розчині:

після першого екстрагування $g_1 = g_0 - m_1$;

після другого екстрагування $g_2 = g_0 - m_2$;

після n-го екстрагування $g_n = g_0 - m_n$.

За формулами, приведеними вище, розраховується:

а) величина коефіцієнтів розподілення після 1,2... n-го екстрагування;

б) потрібна кількість екстрагувань, щоб довести рафінат до вимог стандарту.

Табл. 1.

№	V_1 , мл	V_2 , мл	V_3 , мл	Концентрація кислот у олії, г/мл C_o	Кількість кислот, у розчиннику, г, g_i	Концентрація кислот у розчиннику*, г/мл, C_p	Коефіцієнт розпри- ділення, К
1							
2							
3							
4							
5							
6							
7							
8							

* - об'єм розчинника $V_p = 40$ мл.

Контрольні питання

1. Перерахуйте відомі Вам масообмінні процеси і виробництва харчових продуктів, в яких вони застосовуються.

2. Коефіцієнт розподілення, його залежність від температури.

3. Застосування величин коефіцієнта розподілення при розрахунках екстракції в системах рідина-рідина.

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №10

Визначення параметрів простої перегонки

Мета роботи: експериментально перевірити диференціальне рівняння простої перегонки.

Теоретичні відомості

Перегонка і ректифікація – найбільш розповсюджені методи розділення рідких однорідних сумішей, які складаються із двох або декількох летких компонентів.

Процес перегонки і ректифікації широко використовують в харчовій промисловості для одержання технічного і харчового етилового спирту, у виробництві ароматичних речовин і ін. Перегонка використовується для грубого розділення сумішей. Для найбільш повного їх розділення застосовується ректифікація.

Процеси перегонки і ректифікації ґрунтуються на різній леткості компонентів суміші при одній і тій же температурі. Компонент суміші, що має більшу леткість, називається легколетким, а компонент, що має меншу леткість - важколетким. Відповідно, легколеткий компонент кипить при нижчій температурі, ніж важколеткий, тому їх називають також низькокиплячими і висококиплячими компонентами.

В результаті перегонки чи ректифікації початкова суміш розділяється на дистилат, збагачений легколетким компонентом, і кубовий залишок, збагачений важколетким компонентом. Дистилат одержують в результаті конденсації парів в конденсаторі- дефлегматорі. Кубовий залишок одержують в кубі установки.

Простою перегонкою називається процес часткового розділення суміші рідин шляхом поступового випаровування і безперевного видалення з перегонного апарата утворених парів без їх дефлегмації. (Установка, зображена на рис.2. має пристрій 4 для дефлегмації парів, що дає можливість проводити перегонку також і з дефлегмацією).

Під час кипіння суміші вміст більш леткого компонента в парі, а отже і в дистилаті, що утворюється під час конденсації пари, більший ніж у рідині. Завдяки цьому в кубі поступово збільшується відносний вміст менш леткого компонента.

В основу сучасної теорії перегонки покладені закономірності перегонки бінарних сумішей, встановлені Д.П.Коноваловим і М.С. Вревським.

Досліджуючи розчини спиртів і органічних кислот у воді, Коновалов встановив два основних закони, які дають відповіді на питання про склад фаз, що знаходяться в рівновазі.

Перший закон Д.П.Коновалова сформульований так: «Пара, яка знаходиться в рівновазі з розчином, завжди має в надлишку той компонент,

додавання якого до розчину знижує температуру кипіння». Інакше кажучи, пара збагачується тим компонентом, додавання якого до рідини підвищує загальний тиск парів над нею.

Цей закон визначає якісний склад парової фази. Наприклад, в системі «етиловий спирт-вода» додавання до рідкої фази спирту викликає зниження температури кипіння. Отже, при кипінні парова фаза буде збагачуватись парами спирту.

Другий закон Коновалова Д.П. визначає положення на графіку $p-x$ нероздільнокиплячої чи азеотропної суміші, при якій пари, що виділяються, мають той же склад, що і рідка фаза: «В екстремумах тисків пари (чи точок кипіння) сумішей складу рідкої і парової фаз співпадають».

Цей закон встановлює, що якщо на кривій «склад-тиск» є точка перегину, то в цій точці концентрації компонентів в обох фазах будуть однакові. До цієї групи нероздільних сумішей відносяться суміші етилового спирту і води, етилового спирту і бензолу та ін.

Закони, які управляють зміною рівноваги при зміні тиску в системі, встановлені М.С.Вревським, який сформулював два закони.

1. При підвищенні температури кипіння(тиску) розчину двох рідин в парах зростає відносний вміст того компонента, випаровування якого потребує більшої затрати енергії.

2. При підвищенні температури (тиску) кипіння розчинів, пружність пари яких має максимум, в нероздільнокиплячій суміші зростає відносний вміст того компонента, випаровування якого потребує більшої затрати енергії.

При підвищенні температури кипіння розчинів, пружність пари яких має мінімум, в нероздільнокиплячій суміші зростає відносний вміст того компонента, випаровування якого потребує меншої затрати енергії

Закони М.С.Вревського вказують напрям, в якому зсовується рівновага при зміні тиску в системі. Зокрема для системи «етиловий спирт-вода» вони вказують на те, що із зменшенням тиску при низьких концентраціях спирту в рідині (до 21 % мол.) збільшується вміст води в парах, а при вищих концентраціях спирту в рідині збільшується вміст спирту в парах.

Що стосується азеотропної точки, то зменшення тиску в системі веде до збільшення спирту в нероздільнокиплячій суміші. При деякому мінімумі тиску азеотропна точка для цієї суміші зникає і перегонка може дати абсолютний (безводний) спирт.

Склад рідини в перегонному апараті після випаровування деякої її частини і склад дистилляту, що утворюється, можна визначити з матеріального балансу простої перегонки. Оскільки відносний вміст компонентів суміші в перегонному апараті і в дистилляті в процесі перегонки безперервно змінюється, матеріальний баланс складають у диференціальній формі для довільно вибраного моменту.

Введено такі позначення:

W – кількість суміші в апараті в будь-який момент перегонки, кг;

x – склад рідини в перегонному апараті в масових частках легколеткого компонента в будь-який момент;

y – склад пари над рідиною у частках маси легколеткого компонента у будь-який момент.

Склад пари над рідиною можна подати, як функцію складу рідини, тобто

$$y = f(x).$$

При випаровуванні нескінченно малої кількості суміші dW із складом x концентрація рідини зменшується на величину dx і залишок рідини в кубі можна подати величиною

$$W - dW,$$

причому в цьому залишку легколеткого компонента буде

$$(W - dW) \cdot (x - dx)$$

Склад дистилляту подається величиною y , а кількість його – dW .

Матеріальний баланс за легколетким компонентом у цьому випадку можна подати рівнянням

$$Wx = (W - dW)(x - dx) + dWy,$$

або

$$Wx = Wx - dWx - Wdx + dWdx + dWy$$

Нехтуючи добутком $dW \cdot dx$, як нескінченно малою величиною другого порядку і перетворюючи останнє рівняння, дістанемо

$$\frac{dW}{W} = \frac{dx}{y - x}.$$

3. Якщо в результаті відгонки деякої цілком певної кількості рідини в кубі залишиться W_k кг суміші і склад її буде x_k , а до початку перегонки кількість початкової суміші була W_n із складом x_n , то останнє рівняння можна проінтегрувати в межах від W_k і x_k до W_n і x_n . Тоді дістанемо

$$\int_{W_k}^{W_n} \frac{dW}{W} = \int_{x_k}^{x_n} \frac{dx}{y - x},$$

або

$$\ln \frac{W_n}{W_k} = \int_{x_k}^{x_n} \frac{dx}{y - x}. \quad (1)$$

Оскільки функціональна залежність $y = f(x)$ подається тільки кривою рівноваги даної суміші, то рівняння (1) можна розв'язати тільки графічно.

Користуючись кривою рівноваги, будують діаграму (рис.1). На осі абсцис відкладають значення x , а на осі ординат – значення $\frac{1}{y - x} = \frac{1}{f(x) - x}$,

де y , що відповідає кожному значенню x , визначається за кривою рівноваги для даної суміші.

Площа під кривою між границями x_k і y_k є інтеграл

$$\int_{x_k}^{x_n} \frac{dx}{y-x} = \ln \frac{W_n}{W_k} = A. \quad (2)$$

Знаючи величину інтеграла A і кількість початкової суміші W_n , можна легко визначити кількість кубового залишку W_k , склад якого взято рівним x_k .

Кількість дистиляту, що добувається, $W_\partial = W_n - W_k$ і його склад x_∂ можна визначити з рівняння матеріального балансу за легколетким компонентом

$$W_n \cdot x_n = W_\partial \cdot x_\partial + W_k \cdot x_k,$$

звідки

$$x_\partial = \frac{W_n \cdot x_n - W_k \cdot x_k}{W_\partial}. \quad (3)$$

Опис установки

Експериментальна установка для простої перегонки (рис. 1) складається з перегонного куба 3, який знаходиться в піщаній бані 1, обладнаній електронагрівником 2, пристрою для дефлегмації 4, холодильника 5, кубового відбірника 6, прийомної колби 7 та термометрів 8,9.

Методика проведення роботи

1. В куб, попередньо звільнений від рідини, залити водноспиртову суміш. Перед тим мірним циліндром визначити об'єм суміші і вміст спирту в об'ємних процентах. Концентрацію спирту визначити спиртоміром з шкалою від 0 до 50%(об) і з таблиць для визначення вмісту етилового спирту у водноспиртових сумішах. Покази спиртоміра при даній температурі суміші зводять до показів при 20 °С.

2. Після заливання суміші заливну горловину куба закрити. Суміші треба налити 1.5 л при міцності 15 – 22 об.%

3. Перед початком роботи розраховують процес перегонки. Задаються вмістом легколеткого компонента (л.л.к) в кубовому залишку ($x_k = 3-5$ об% при 20°С). За таблицею 1.Д знаходять значення x_k і y_k у ваг.%. Взявши потім 8 – 10 проміжних значень x (x_1, x_2, x_3 і т.д.), знаходять відповідні значення y (y_1, y_2, y_3 , і т.д.) до x_n . Знайдені значення x і y , а також значення, необхідні для графічного інтегрування, записують у звітну таблицю 1.

Графік для інтегрування побудувати на міліметровому папері, площу під кривою визначити з урахуванням прийнятого масштабу графіка.

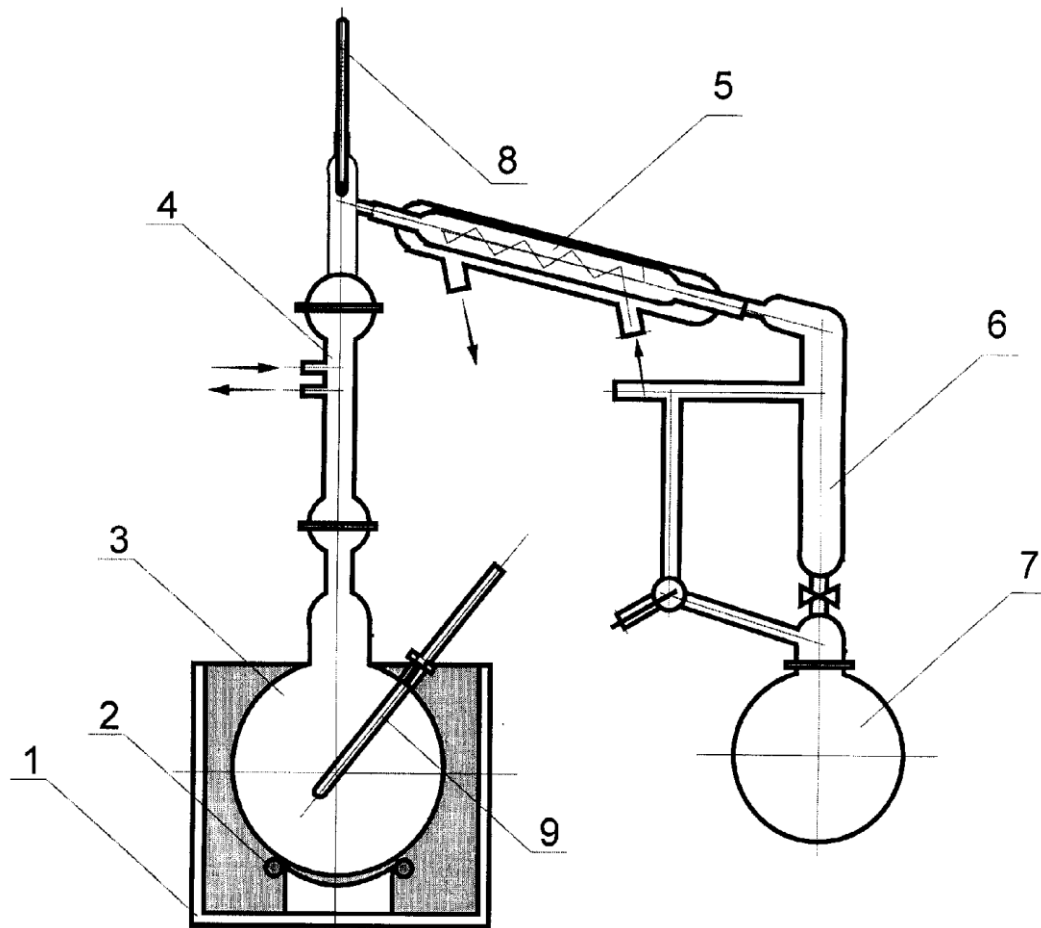


Рисунок 1. Схема установки для простої перегонки
 1-баня; 2-нагрівник; 3-куб; 4-дефлегматор; 5-холодильник; 6-кубовий
 відбірник; 7-колба; 8, 9 - термометри

Знайшовши по довідковій таблиці 2.Д густину початкової суміші, визначити її кількість в кілограмах W_n , а з рівняння (2) визначити кількість кубового залишку W_k .

Кількість дистилату визначити з рівняння:

$$W_d = W_n - W_k.$$

Вміст л.л.к.в дистилаті визначити з рівняння (3). Знаючи величину x_d , за довідковою таблицею 2.Д визначити густину ρ_d і об'єм V_d дистилату.

4. Закінчити розрахунок, відкрити кран подачі холодної води в холодильник і дефлегматор і ввімкнути електронагрівник перегонного куба. При появі перших крапель дистилату регулювати подачу води таким чином, щоб дистилат виходив з холодильника при температурі 20 °С.

5. Відібравши одержану за розрахунком кількість дистилату, припинити процес перегонки (електронагрівник слід вимкнути за декілька хвилин до того, як буде відібрана необхідна кількість дистилату). Після цього з куба 3 в колбу відібрати 250 мл кубового залишку і охолодити його до температури 20°С.

6. Виміряти міцність дистилляту і кубового залишку з урахуванням їх температури, виразити її в масових процентах і порівняти розрахункові значення x_D та x_K з одержаними експериментальним шляхом.

Розбіжність розрахункових та дослідних даних не повинна перевищувати 1-2%.

7. Воду перекрити після охолодження куба.

Зміст звіту

Звіт повинен містити:

1. Схему установки.
2. Запис всіх вихідних даних і даних, знайдених у процесі роботи.
3. Таблицю для графічного інтегрування і дані для її побудови.
4. Розрахункову частину і таблицю результатів роботи.
5. Результати порівняння розрахункових і дослідних даних.
6. Висновки.

Приклад обробки результатів

Необхідно розділити простою перегонкою водноспиртову суміш так, щоб в кубовому залишку концентрація спирту становила 5 % (мас.) при температурі 20 °С.

1. Визначимо кількість та склад початкової суміші. В циліндр місткістю 500мл заливаємо суміш. Спиртоміром від 0 до 50%об. визначаємо концентрацію і температуру. Покази спиртоміра 22% об., температура 17 °С.

По таблиці для визначення вмісту етанолу у водноспиртових сумішах цьому показу спиртоміра відповідає концентрація 23% об. при 20 °С. По табл.1Д концентрації 23% об. відповідає концентрація 18.71% мас. і густина 0.97036 г/мл.

Мірним циліндром місткістю 1 л вимірюємо об'єм початкової суміші, який становить 1500 мл.

Таким чином початкова суміш має:

об'єм $V_n = 1500$ мл;

концентрацію $x_n = 0.1871$;

густину $\rho_n = 0,97036$ г/мл;

маса суміші $W_n = \rho_n \cdot V_n = 1455$ г;

маса л.л.к. $P_n = W_n \cdot x_n = 272$ г.

Одержані дані заносимо в звітну таблицю 2 в графу «Початкова суміш» (як в таблиці 1.П)

Суміш, яку потрібно перегнати, обережно заливаємо в куб.

Таблиця 1.П

Назва	Одиниця Вимірювання	Початкова суміш	
		Позначення	За розрахунками
Об'єм	мл	V_n	1500
Концентрація	ваг. частки	x_n	0,1871
Густина	г/мл	ρ_n	0,87036
Маса суміші	г	W_n	1455
Кількість легколеткого компонента	г	P_n	272

2. Для графічного рішення інтегралу $\int_{x_k}^{x_n} \frac{dx}{y-x}$ виписуємо з довідкової таблиці 2.Д необхідні дані складу рідини та пари в межах від $x_k = 0,05$ до $x_n = 0,1871$ а потім обчислюємо значення $y-x$ і $\frac{1}{y-x}$.

Одержані дані записуємо в звітну таблицю 1.

Для заповнення останніх двох граф таблиці 1 вибираємо масштаби:

для $x - M_x = 0,002$:

для $\frac{1}{y-x} - M_{\frac{1}{y-x}} = 0,02$. Значення, взяті з другої та п'ятої граф,

ділимо на відповідні масштаби і одержуємо дані шостої та сьомої граф таблиці 1.

Наприклад

$$\frac{x_k}{M_x} = \frac{0,05}{0,002} = 25 \text{ мм}; \quad \frac{\frac{1}{y-x}}{M_{\frac{1}{y-x}}} = \frac{3,13}{0,02} = 156,5$$

3. Для графічного вирішення інтеграла з даних граф 6 і 7 табл.1 будемо на міліметровому папері в прийнятому масштабі графік функцій

$$x = f\left(\frac{1}{y-x}\right)$$

Площа під кривою даної функції буде дорівнювати інтегралу $\int_{x_k}^{x_n} \frac{dx}{y-x}$,

значення якої в прийнятому масштабі становитиме $D = 8192 \text{ мм}^2$,
або

$$A = \int_{x_k}^{x_n} \frac{dx}{y-x} = DM_x M \frac{1}{1-x} = 8192 \cdot 0,002 \cdot 0,02 = 0,3277$$

4. Визначаємо масу кубового залишку W_k після перегонки, використовуючи рівняння (2):

$$A = \ln \frac{W_n}{W_k} \text{ або } \frac{W_n}{W_k} = e^A.$$

де $e = 2,718$ - основа натуральних логарифмів. Тоді

$$W_k = \frac{W_n}{e^A} = \frac{1455}{e^{0,3277}} = 1048.$$

5. Визначаємо масу дистилляту

$$W_d = W_n - W_k = 1455 - 1048 = 407,0 \text{ г}$$

6. З рівняння (3) визначаємо концентрацію дистилляту

$$x_d = (1455 \cdot 0,1871 - 1048 \cdot 0,05) / 407 = 0,540$$

7. Визначаємо розрахункові дані для дистилляту:

а) по довідковій таблиці при концентрації 54 % мас. і температурі 20°C густина розчину $\rho_d = 0,9048$ г/мл;

б) концентрація $x_d = 0,540$;

в) маса дистилляту $W_d = 407$ г;

г) об'єм $V_d = W_d / \rho_d = 407 / 0,9048 = 450$ мл;

д) кількість л.л.к. в дистилляті

$$\rho_d = W_d \cdot x_d = 407 \cdot 0,540 = 220 \text{ г.}$$

Результати розрахунку заносимо в звітну табл.2 в графу «Дистиллят по розрахунку» (як в таблиці 2.П).

8. Аналогічно розрахунку дистиллята знаходимо дані для кубового залишку :

а) при концентрації кубового залишку 5% мас. і температурі 20 °C

$$\rho_k = 0,9893$$

б) розрахункова концентрація $x_k = 0,05$

в) кількість кубового залишку $W_k = 1048$ г

г) об'єм $V_k = W_k / \rho_k = 1048 / 0,9893 = 1059$ мл

д) кількість л.л.к. в кубовому залишку

$$P_k = W_k \cdot x_k = 1048 \cdot 0,05 = 52,5 \text{ г}$$

Результати розрахунку заносимо в таблицю 2 в графу «Кубовий залишок по розрахунку» (як в таблиці 2 П)

Таблиця 2 П.

ДИСТИЛЯТ			КУБОВИЙ ЗАЛИШОК		
Позначення	Розрахункові дані	Дані замірів	Позначення	Розрахункові дані	Дані замірів
V_{∂}	450	450	V_{κ}	1059	1050
x_{∂}	0,540	0,5409	X_{κ}	0,05	0,05
ρ_{∂}	0,9048	0,90462	ρ_{κ}	0,9893	0,9893
W_{∂}	407	407	W_{κ}	1048	1050
P_{∂}	220	220	P_{κ}	52,5	51,95

9. Закінчивши розрахунки, переганяємо 450 мл дистиляту. Температуру дистиляту треба підтримувати сталою, близько 20 °С. Цього досягають, регулюючи подачу холодної води в конденсатор.

Нехай у результаті перегонки одержано:

а) дистилят: об'єм $V_{\kappa} = 450$ мл: температура 23 °С: показ спиртоміра 63,0 об%;

б) кубовий залишок: об'єм $V_{\kappa} = 1500 - 450 = 1050$ мл, температура після охолодження проби холодною водою 24 °С: показ спиртоміра 7,0 об%.

10. З таблиць, за якими робили попередні розрахунки, знаходимо:

для дистиляту: показові спиртоміра 63,0 і температурі 23 °С відповідає концентрація 62,0 об% при 20°С, або 54,09 мас.%. Густина дистиляту 0,90462г/мл.

Отже маємо:

а) концентрація $x_{\partial} = 0,5409$;

б) густина $\rho_{\partial} = 0,90462$ г/мл;

в) об'єм $V_{\partial} = 450$ мл;

г) кількість дистиляту $W_{\partial} = 450 \cdot 0,90462 = 407$ г;

д) кількість легколеткого компонента в дистиляті

$P_{\partial} = 407 \cdot 0,5409 = 220$ г.

для кубового залишку: показові спиртоміра 7,0 і температурі 24°С відповідає об'ємна концентрація при 20 °С 6,3 об%, або 5,0 мас.%.

Звідси маємо:

а) концентрація $x_{\kappa} = 0,050$;

б) густина $\rho_{\kappa} = 0,9893$ г/мл;

в) об'єм $V_{\kappa} = 1050$ мл;

г) кількість кубового залишку $W_{\kappa} = 1050 \cdot 0,9893 = 1039$ г;

д) кількість легколеткого компонента в кубовому залишку

$P_{\kappa} = 1039 \cdot 0,050 = 51,95$ г.

Результати знайдених даних записуємо в звітну таблицю 2 у графі «дистилят – дані замірів» відповідно (як в таблиці 2.П).

11. Як видно з таблиці, всі знайдені під час перегонки дані практично співпадають з розрахунковими. Отже, інтеграл $\int_{x_k}^{x_n} \frac{dx}{y-x}$ і решта параметрів,

що характеризують процес простої перегонки, визачені правильно.

12. Коли розбіжності між розрахунковими і експериментальними даними будуть перевищувати 5 %, то треба виявити їх можливі причини (випаровування, неточність обчислень, розливання і ін.).

Звітні таблиці

Таблиця 1

Вміст спирту		Різниця концентрацій	Величина	У масштабі, мм	
у рідині	у парі			$y-x$	$\frac{1}{y-x}$
мас. %	x , частки	y , частки			
19					
18					
17					
16					
15					
14					
13					
12					
11					
10					
9					
8					
7					
6					
5					

Таблиця 2

Величини і Одиниці їх вимірювання	Початкова суміш			Дистилят			Кубовий залишок		
	Позначення	Розрахункові дані	Дані замірів	Позначення	Розрахункові дані	Дані замірів	Позначення	Розрахункові дані	Дані замірів
Об'єм V , мл	V_n			V_d			V_k		
Концентрація x , долі (мас)	X_n			x_d			X_k		
Густина ρ , г/мл	ρ_n			ρ_d			ρ_k		
Кількість W , г	W_n			W_d			W_k		
Кількість легколеткого компонента. P , г	P_n			P_d			P_k		

КОНТРОЛЬНІ ПИТАННЯ

1. Які методи застосовують для розділення рідких однорідних сумішей? На яких властивостях рідких сумішей ґрунтуються ці методи?
2. Що таке проста перегонка? Для розділення яких сумішей вона застосовується?
3. Які різновидності простої перегонки застосовуються в харчовій технології?
4. Ким встановлені основні закони перегонки бінарних сумішей?
5. Суть законів Д.П.Коновалова.
6. Суть законів М.С.Вревського.
7. В якій послідовності виконується лабораторна робота?
8. Які основні вимоги техніки безпеки при проведенні перегонки?
9. Які можливі причини розходжень розрахункових даних і даних замірів?

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №11

Визначення режимів роботи насадкової колони

Мета роботи: ознайомитись з будовою і принципом роботи насадкової колони, дослідити її роботу в різних режимах і визначити умови, при яких вони настають

Теоретичні відомості

Із аналізу процесів масопередачі, які протікають в двофазних потоках, витікає, що визначальною характеристикою являється стан міжфазної поверхні. Дифузійні апарати і призначені для створення найбільш розвиненої поверхні контакту фаз. Саме цим продиктоване створення тієї чи іншої конструкції апарата.

На основі принципу утворення міжфазної поверхні в апараті всю різноманітність дифузійних апаратів можна звести до трьох основних груп апаратів.

I – Апарати з фіксованою поверхнею фазового контакту:

II – Апарати з поверхнею контакту, яка утворюється в процесі руху потоків:

III – Апарати із зовнішнім підводом енергії.

Насадкові колони відносять переважно до апаратів I групи. Однак, коли вони працюють в режимі підвисяння, їх можна віднести і до апаратів II групи. Ці апарати призначені для проведення процесів абсорбції і ректифікації і називаються відповідно абсорберами або ректифікаційними колонами. Виготовляються вони у вигляді циліндричної колони, заповненої насадковими тілами.

Для того, щоб насадка працювала ефективно, вона повинна відповідати таким вимогам: мати велику питому поверхню; створювати незначний гідравлічний опір газовому потоку; добре змочуватись робочою рідиною; рівномірно розподіляти рідину по перерізу апарата; бути корозійностійкою по відношенню до робочої рідини; мати високу механічну міцність; бути легкою; мати невисоку вартість.

Деякі типи насадок, які використовуються в промисловості, і способи їх укладки в апарат приведені на рис.1. Найбільш розповсюдженою насадкою є керамічні кільця Рашіга. Вони виготовляються у вигляді тонкостінних кілець висотою, рівною діаметру, який змінюється в межах 15-150 мм. Кільця довільно засипають в апарат навалом або викладають правилами рядами, зсунутими один відносно іншого. Така правильна укладка практично можлива тільки при завантаженні кілець діаметром більше 50 мм. Кільця виготовляють із антикорозійних матеріалів (кераміка, фарфор), рідше із сталі.

Широко застосовують, також хордову насадку, яка являє собою ряд решіток із дощок, поставлених на ребро, причому решітки зсунуті одна відносно іншої на 45 або 90°.

Як насадку застосовують також кокс і дроблений кварц, які засипають у вигляді кусків розмірами 25-100 мм, а також інші матеріали.

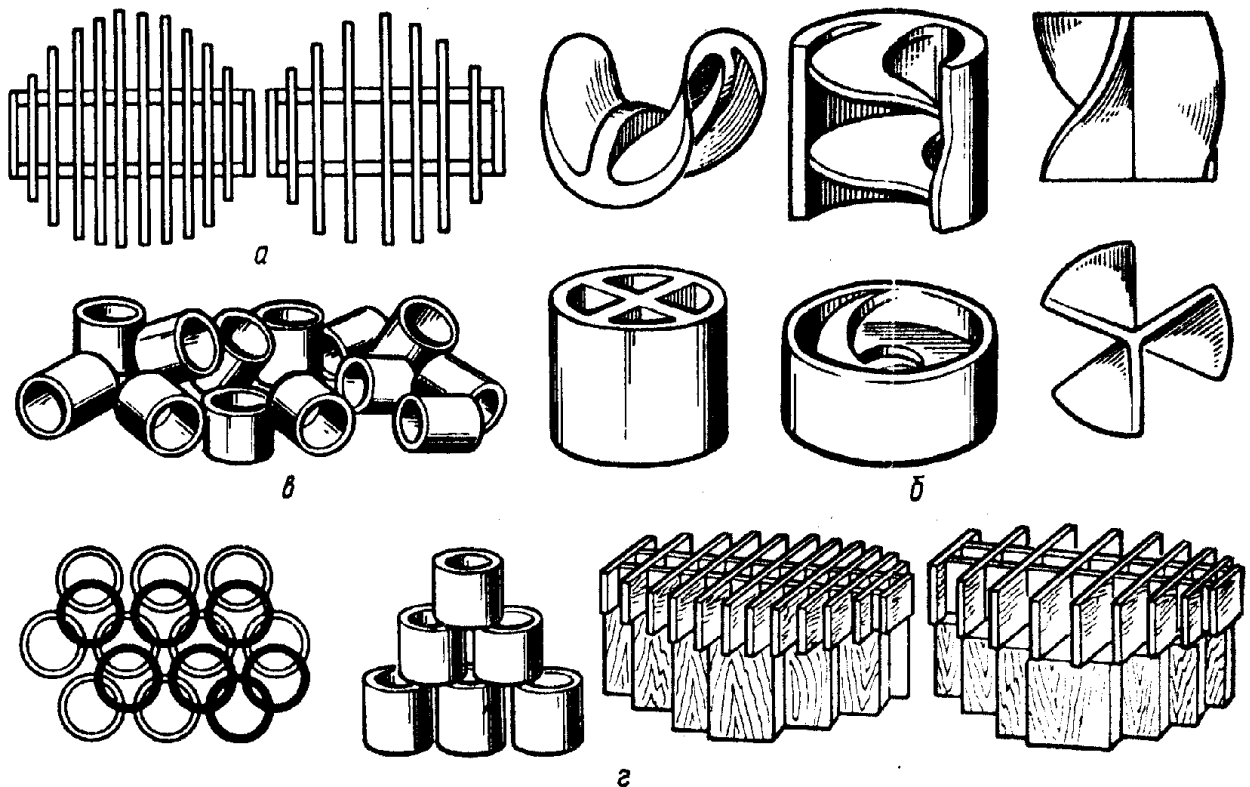


Рис.1. Типи насадок:

а-плоскопаралельна; б-фасонні керамічні) і способи їх укладки (в-навалом; г-організовано

Характеризується насадка такими показниками:

1) питома поверхня σ (в $\text{м}^2/\text{м}^3$): ця величина показує, яку поверхню має насадка, що заповнює 1 м^3 простору:

2) вільний об'єм V (в $\text{м}^2/\text{м}^3$): ця величина показує, який об'єм залишається незаповненим на 1 м^3 простору, заповненого насадкою:

3) маса 1 м^3 насадки m (в кг):

4) число елементів насадки N в 1 м^3 .

Геометричною характеристикою насадок являється еквівалентний діаметр: $d_e = 4V/\sigma$.

Принципова схема насадкової колони показана на рис.2. Насадка знаходиться на підтримуючій решітці, яка має отвори такого розміру, щоб тіла, які складають насадку, не провалювались.

Газ або пара поступає під решітку і проходить через шар насадки. Рідина за допомогою розбризкуючих пристроїв подається зверху і стікає через шар насадки, стикаючись із газом (парою), який піднімається. Для ефективної роботи колони необхідний рівномірний розподіл рідини по всьому перерізу колони. Щоб перешкодити розтіканню рідини до стінок, іноді насадку засипають суцільно не на всю висоту, а у вигляді окремих шарів висотою 1,5-3м.

Для перерозподілу рідини і відводу її від стінок під кожним шаром насадки, крім нижнього, встановлюють направляючий конус.

При протитечійному русі газу (пари) і рідини в насадкових колонах спостерігаються чотири режими руху, які виникають в залежності від кількості зрошуваної рідини, яка припадає на одиницю площі перерізу колони (густина зрошування), і від швидкості руху газу (пари).

Плівковий (ламінарний) режим спостерігається при малих густинах зрошування і малих швидкостях газу. При цьому режимі рідина, яка зрошується, рухається по насадці, яка орошується у вигляді крапель і плівок, які переміщуються від одного елемента насадки до іншого. Контакт між газом (парою) і рідиною здійснюється на поверхні насадки, змоченої рідиною. Газ рухається в цьому режимі безперервним суцільним потоком, заповнюючи вільний об'єм насадки. Таким чином, дисперсною фазою тут являється рідина, а суцільною фазою - газ.

Проміжний режим виникає при збільшенні густини зрошування і швидкості газу при переході до турбулентного режиму. При проміжному режимі уже починає проявлятися загальмовуюча дія рідини на газовий потік. В цьому випадку рідина покриває насадку, стікаючи по ній у вигляді плівок і струмин. Ці плівки і струмини, загальмовуючи газ, заставляють його утворювати вихори. Взаємодія фаз відбувається на поверхні плівок і струмин. Суцільною фазою тут являється газова фаза.

При дальшому розвитку цього режиму виникає турбулентний режим.

Турбулентний режим характеризується тим, що рух рідини зберігає ще струминно-плівковий характер. Однак рідка фаза турбулізована. Режим виникає при значних швидкостях газу, який перешкоджає стоку рідини і викликає підвисання (затримку) рідини в насадці. Взаємодія фаз проходить на поверхні турбулізованої плівки рідкої фази.

Емульгаційний режим виникає при збільшених густинах зрошування і швидкості газу. Турбулентний режим переходить в останній, найбільш ефективний режим емульгування. В турбулентному режимі суцільною фазою все ще залишається газова фаза. В режимі емульгування уже не можна визначити, яка із фаз являється суцільною, а яка дисперсною. Фази безперервно інверсують, міняючись ролями. Проходить надзвичайно інтенсивне перемішування фаз. В обох фазах при цьому режимі виникають багаточисельні вихори.

При дальшому збільшенні швидкості газу в деякий момент рідина перестає рухатись вниз і захоплюється потоком газу ввверх. Відбувається те, що називається захлинанням. Рідина піднімається вище рівня насадки і викидається із апарата.

На основі вивчення експериментального матеріалу В.В.Кафаров запропонував рівняння для знаходження швидкості w_0 , при якій виникає інверсія. Це рівняння має такий вигляд:

$$\lg \left(w_0^2 \cdot \frac{\sigma}{g \cdot V^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \mu_p^{0,16} \right) = A - 1,75 \cdot \left(\frac{L}{m} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_z}{\rho_p} \right)^{1/8}, (1)$$

де w_0 – швидкість газу, м/с

σ – питома поверхня насадки, м²/м³

g – прискорення земного тяжіння, м/с²

V – вільний об'єм насадки, м³/м³

ρ_z – густина газу(пари), кг/м³

ρ_p – густина рідини, кг/м³

μ_p – в'язкість рідини, Па · с

A – коефіцієнт, який знаходиться із досліду. Для газорідинних систем

$A = 0,22$, для паро-рідинних систем $A = - 0,125$:

L - витрата рідкої фази, кг/(м² · год);

m - витрата газу (пари), кг/(м² · год)

Користуючись цим рівнянням, можна визначити умови, при яких спостерігаються дані режими і точки переходу. Вони можуть бути визначені із таких співвідношень, якщо відома швидкість газу(пари) w :

Турбулентний режим $w/w_0 = 1 \div 0,85$

Точка підвисання $w/w_0 = 0,85$

Проміжний режим $w/w_0 = 0,85 \div 0,45$

Точка загальмовування $w/w_0 = 0,45$

Плівковий режим $w/w_0 = 0,45$

Таким чином, порахувавши w_0 і маючи w , легко можна визначити режим, в якому працює насадкова колона. Режим емульгації для насадкової колони найефективніший.

Гідравлічний опір насадки. Рух газу в насадковій колоні зв'язаний з втратою тиску, який залежить від характеру насадки, швидкості газу і інтенсивності зрошування насадок рідиною.

Опір, який чинять проходженню газу сухі насадки (зрошення відсутнє), складається із втрат на тертя і втрат на місцеві опори, які виникають при проходженні газовим потоком складного шляху між тілами, які заповнюють апарат.

В насадках, які орошуються, напір збільшується за рахунок зменшення живого перерізу і взаємодії газу з рідиною.

Опис установки

Основним апаратом експериментальної установки (рис.1) є насадкова колона 1, виготовлена із скляної труби з внутрішнім діаметром 58 мм довжиною 675 мм. Як насадка в колоні використаний керамзит з питомою поверхнею $\sigma=77 \text{ м}^2/\text{м}^3$ і вільним об'ємом $V=0,56 \text{ м}^3/\text{м}^3$. Знаходиться шар керамзиту на решітці з коефіцієнтом живого перерізу 29 %. Діаметр отворів решітки 2 мм.

Вода в колону поступає із посудини 2 через ротаметр 3 і розбризкується розбризкувачем 4.

Повітря в нижню частину колони подається вентилятором 5 через ротаметр 6 і рівномірно розподіляється по перерізу колони під решіткою розподіляючим пристроєм 7.

Відводиться повітря із апарата у верхній частині колони через патрубок 8.

Вода виводиться із колони через *U*-подібну трубу 9, яка дозволяє утримувати рівень води в колоні на необхідній висоті. По висоті цієї труби встановлені крани 10.

Для визначення гідравлічного опору насадки служить диференційний манометр 11, під'єднаний до нижньої і верхньої частин колони.

МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ РОБОТИ

Роботу виконують в такій послідовності. Вмикають вентилятор 5 і регулюючи величину витрати повітря, для п'яти значень витрати (за показами ротаметра 6) записують перепад рівнів робочої рідини в дифманометрі 11. Після цього, встановивши мінімальну витрату повітря, відкривають кран подачі води і для чотирьох значень витрати води (за показами ротаметра 3) записують покази обох ротаметрів і дифманометра 11. Встановлюють іншу (більшу) витрату повітря і знову записують покази приладів для чотирьох значень витрат води. Потім витрату повітря знову збільшують і знову записують покази приладів для чотирьох значень витрати води. Встановлюють максимальну витрату повітря і знову записують покази для чотирьох значень витрати води. Витрату води встановлюють в межах від найменшого до найбільшого значення. Вказані досліди провести для двох випадків відводу води через *U*-подібну трубу (при відкритому нижньому крані і при відводі через верхній кран).

Для всіх дослідів спостерігати візуально за процесом взаємодії між повітрям і рідиною і робити висновки про режим роботи колони в кожному випадку.

Після завершення експериментів вимкнути вентилятор і припинити подачу води. Воду із колони злити повністю.

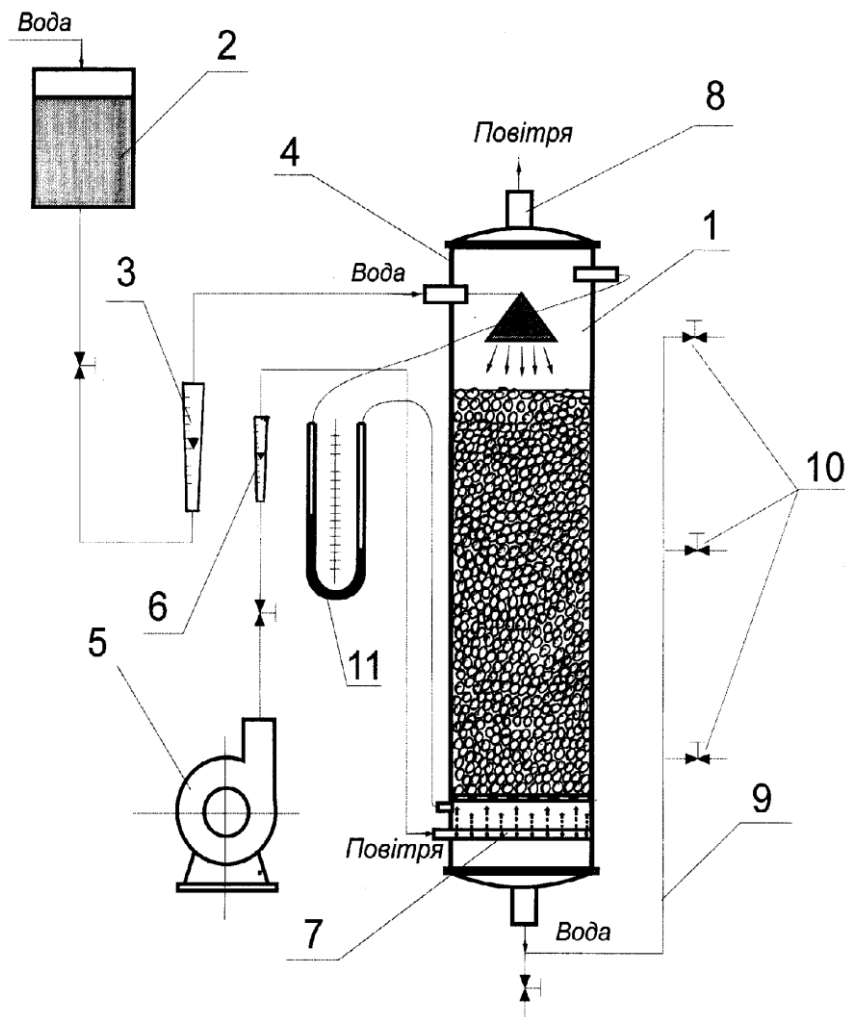


Рисунок 1. Схема лабораторної насадкової колони
1-колона; 2-ємність з водою; 3-ротаметр; 4-розбрискувач; 5-вентилятор; 6-ротаметр; 7-розподілюючий пристрій для повітря; 8-патрубок відводу повітря; 9-гідрозатвор; 10-крани; 11-дифманометр

Обробка дослідних даних і складання звіту

За експериментальними даними звітної таблиці для кожного досліду:

1) визначають швидкість повітря w у поперечному перерізі колони:

$$w = Q/F = Q/(0,785 \cdot d^2),$$

де Q – витрата повітря через колону, м³/с;

d – внутрішній діаметр колони, м ($d = 0,058$ м).

Витрату Q визначають за показами ротаметра 6 (або безпосередньо за шкалою ротаметра, або за градувальним графіком).

2) із формули (1) визначають швидкість повітря w_0 .

Для цього визначають за показами ротаметра 3 витрату води (або безпосередньо за шкалою ротаметра, або за градувальним графіком). При цьому треба врахувати, що масова витрата L (в кг/(м²·год)) і об'ємна Q_p зв'язані залежністю: $L = Q_p \cdot \rho_p \cdot 3600/F$,

де Q_p – об'ємна витрата води (в м³/с), визначена за показами ротаметра 3;

ρ_p - густина води (в кг/м³);

$F = 0,785d^2$ – площа поперечного перерізу колони, м²;

За показами ротаметра 6 визначають витрату повітря. Також треба врахувати, що у формулу (1) треба підставляти значення масової витрати m (в кг/(м²·год)), а за показами ротаметра визначається об'ємна витрата Q (в м³/с).

Отже, треба визначити $m = Q \cdot \rho_2 \cdot 3600/F$,

де ρ_2 – густина повітря, кг/м³.

3) визначають величину w/w_0 і за її значенням визначають режим, в якому працює насадкова колона.

4) для побудови графіків залежностей $\lg \Delta p/l - w$ і $\lg \Delta p - \lg w$ обчислити значення Δp (в Па), враховуючи, що $\Delta p = \rho_{pp} \cdot g \cdot H$,

де ρ_{pp} – густина робочої рідини (води) в дифманометрі 11, кг/м³;

H – перепад рівнів рідини в дифманометрі 11, м.

Висоту насадки l в колоні заміряти лінійкою.

Зміст звіту

Звіт повинен містити:

1. Схему установки.
2. Звітну таблицю.
3. Графіки залежності $\lg \Delta p/l - w$ і $\lg \Delta p - \lg w$
4. Висновки.

Контрольні запитання

1. Для проведення яких процесів застосовуються насадкові колони?
2. Вкажіть особливості конструкцій цих апаратів.
3. Опишіть суть процесів, які протікають в насадкових колонах.
4. Які насадки застосовуються в насадкових колонах?
5. В яких режимах можуть працювати насадкові колони?
6. Який режим роботи найефективніший і чому?
7. Від чого залежить гідравлічний опір насадкової колони?
8. В якій послідовності виконується робота?
9. Як створити режим емульгування по всій висоті насадки?
10. Як визначити режим, в якому працює колона?

ЗВІТНА ТАБЛИЦЯ

№ досліду	Заміряні величини			Розраховані величини						
	Витрата повітря Q , м ³ /с (рота-метр б)	Витрата води Q_p , м ³ /с (рота-метрЗ)	Гідравлічний опір H , м (дифманометр 11)	Витр. пов. m , кг/(м ² ·год)	Витр. води L , кг/(м ² ·год)	Швид. газу в перерізі коло-ни w , м/с	Швид. газу w_0 , м/с	Відношення w/w_0	Втрати тиску Δp , Па	Режим роботи колони
I										
1										
2										
3										
4										
II										
1										
2										
3										
4										
III										
1										
2										
3										
4										
IV										
1										
2										
3										
4										

ЛАБОРАТОРНА РОБОТА №12

Вивчення процесу ректифікації в насадковій колоні періодичної дії

Мета роботи: ознайомитися з процесом ректифікації етилового спирту в насадковій колоні періодичної дії; набути навички у визначенні флегмового числа, числа теоретичних тарілок, одиниць переносу і коефіцієнта масопередачі.

Теоретичні відомості

Ректифікація являє собою розділення суміші на її складові компоненти в результаті багатократного часткового випаровування рідини і конденсації парів. Проводиться ректифікація в колонних апаратах, оснащених контактними пристроями (тарілками різної конструкції) або заповнених насадкою, виготовленою із різних матеріалів (кераміка, метал, дерево). Процес взаємодії пари з рідиною відбувається в протитечії, і в кожному контактному пристрої пари конденсуються, а рідина частково випаровується за рахунок теплоти конденсації пари. Таким чином, пара збагачується легколетким компонентом, а рідина, яка стікає в низ колони, – важколетким компонентом.

В результаті багатократної взаємодії пари і рідини дистилат містить майже чистий легколеткий компонент, а кубовий залишок – важколеткий.

У кубовому ректифікаційному апараті періодичної дії вміст легколеткого компонента x_0 в кубі безперервно зменшується, внаслідок чого процес ректифікації є невстановленим у часі. Якщо колона апарата працює при сталому флегмовому числі v (тобто при сталому відношенні флегми, яка повертається в колону з дефлегматора, до кількості дистилату, який відбирається), то вміст легколетного компонента в дистилаті x_d безперервно зменшується.

Якщо потрібно мати постійне x_d , то ректифікацію проводять при флегмовому числі, яке безперервно збільшується.

Ректифікуючи етиловий спирт на кубовому апараті, послідовно відбирають в вигляді продукту різні фракції дистилату. Перша фракція – найбільш легколеткі компоненти суміші, яку розділяють (з великим вмістом альдегідів). Наступні фракції – концентрований етиловий спирт з невеликим вмістом домішок. Остання фракція – важкокиплячі компоненти (із значним вмістом сивушних масел).

Число теоретичних тарілок в колоні в даний момент часу можна визначити графічно, викресливши їх між лінією фазової рівноваги і лінією робочих концентрацій в межах від x_0 до x_d (рис.1).

Рівняння лінії робочих концентрацій:

$$y = \frac{\nu}{\nu+1} x + \frac{x_\partial}{\nu+1} \text{ або } y = Ax + B,$$

де $A = \frac{\nu}{\nu+1}$ – тангенс кута нахилу лінії до осі іксів;

$B = \frac{x_\partial}{\nu+1}$ – відрізок, що відтинається лінією від осі ігреків.

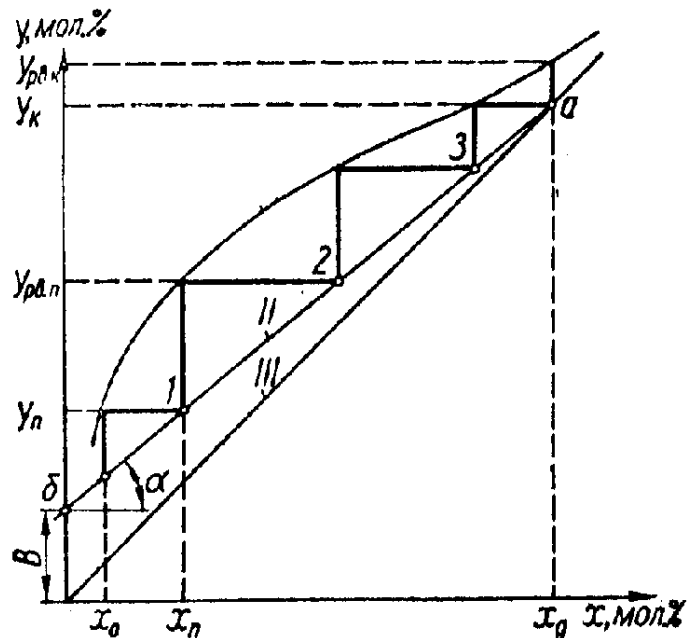


Рисунок 1. Ступені зміни концентрації: I-крива рівноваги, II-лінія робочих концентрацій; III-діагональ

Під час роботи з постійним флегмовим числом ($\nu = \text{const}$) величина A не змінюється, а B безперервно зменшується (через зменшення x_∂). При цьому лінія робочих концентрацій зміщується паралельно самій собі, наближаючись до осі іксів.

Під час роботи з $x_\partial = \text{const}$ лінія робочих концентрацій у міру зменшення x_0 обертається проти годинникової стрілки навколо точки a , оскільки точка її перетину з діагоналлю не зміщується ($x_\partial = \text{const}$), а B безперервно зменшується внаслідок збільшення флегмового числа ν .

Число одиниць переносу m_ν являє собою відношення зміни концентрації легколеткого компонента в одній з фаз до середньої рушійної сили процесу. На ділянці від x_0 до x_∂ число одиниць переносу визначиться з рівняння

$$m_y = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y^* - y},$$

де y^* - вміст легколеткого компонента в паровій фазі, що перебуває в рівновазі з рідиною в будь-якому перерізі колони;

y_n і y_k - вміст легколеткого компонента в парі, що перебуває відповідно в нижньому і верхньому перерізах колони.

Рівняння інтегрується графічно (рис.2.). Рівноважний вміст легколеткого компонента у парі визначають для кількох значень y ,

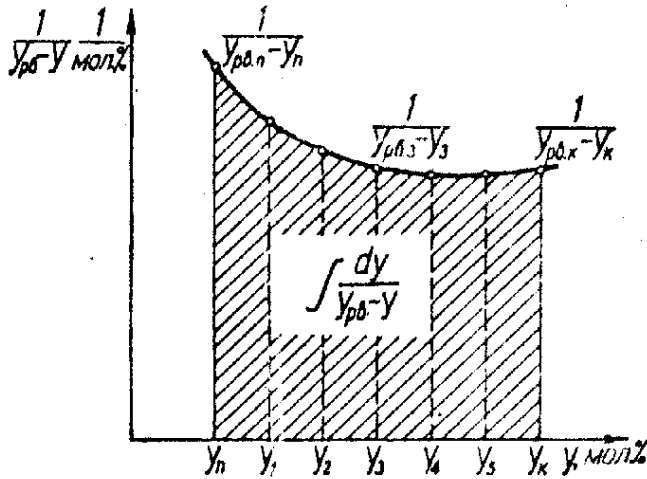


Рисунок 2. Графічне інтегрування

починаючи від y_n і закінчуючи y_k . Наприклад величині y_n відповідає y_n^* (рис.1), величині y_k відповідно y_k^* , а кожному проміжному значенню y_i - певне y_i^* . Для всіх вибраних значень y знаходять $\frac{1}{y^* - y}$. Площа під кривою $\frac{1}{y^* - y} = f(y)$, знайдена з врахуванням масштабу графіка, і є інтервалом, який треба визначити.

Ефективність насадкової колони може бути виражена за

допомогою висоти шару насадки, еквівалентного одній теоретичній тарілці (BETT) або еквівалентного одній одиниці переносу (БЕОП).

Коефіцієнт масопередачі K_y у насадковій колоні можна знайти з рівняння

$$G = K_y \cdot F \cdot \tau \cdot \Delta y_c$$

де G - кількість легколеткого компонента, який перейшов з рідкої в парову фазу в процесі масообміну в колоні (можна знайти з матеріального балансу по легколеткому компоненту);

F - поверхня контакту фаз (можна взяти рівною поверхні насадки в колоні);

τ - тривалість процесу;

y_c - середня рушійна сила процесу (можна знайти з рівняння

$$m_y = \frac{\Delta y}{\Delta y_c} = \frac{y_k - y_n}{\Delta y_c}.$$

Опис установки

Ректифікаційна лабораторна установка (рис. 3.) складається з куба 1, який знаходиться в піщаній бані 2, обладнаній електронагрівником, манометричного скла 9, термометра 10. Над кубом встановлена колони 8

діаметром 30 мм, в якій на опорній решітці 11 знаходиться насадка 3 (металеві спіралі). Висота шару насадки 400 мм. В верхній частині колони встановлено головку повної конденсації 4. Головка повної конденсації з'єднана з відбірником проб 5. Колона і головка повної конденсації обладнані компенсаційним підігрівом та теплоізоляцією.

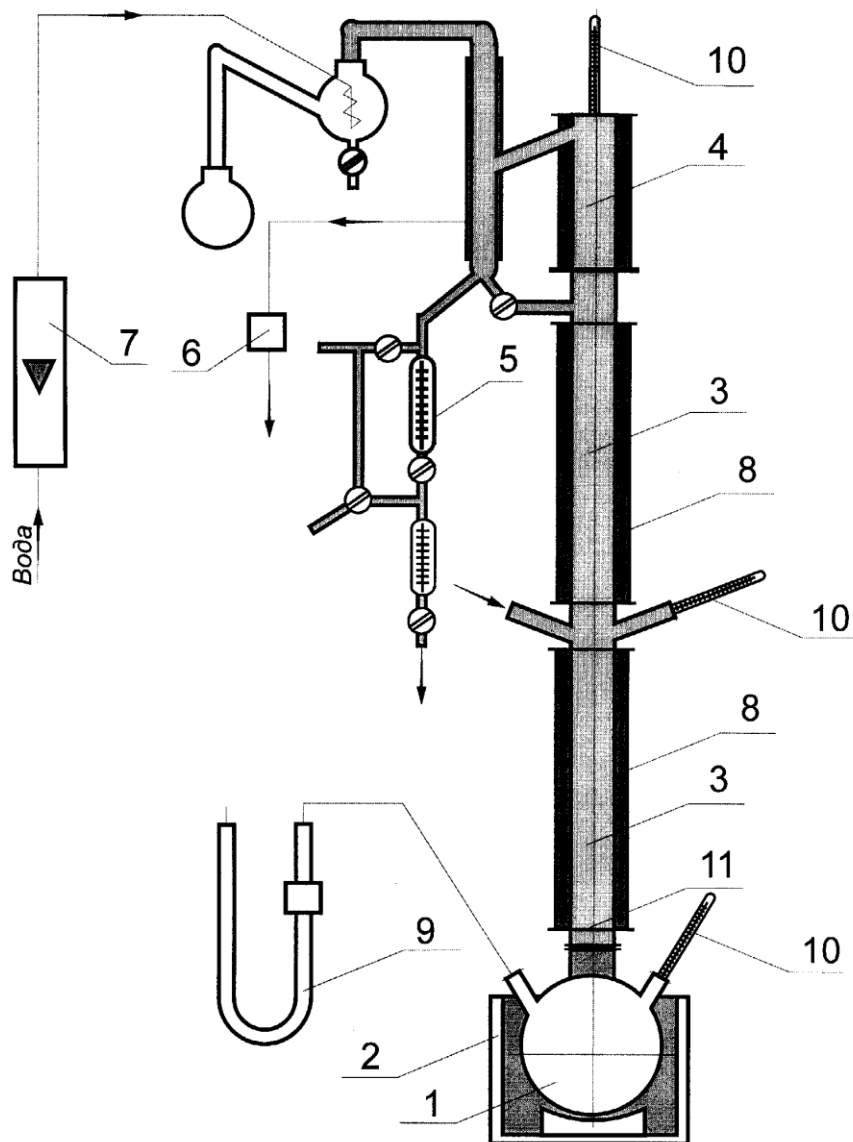


Рисунок 3. Схема ректифікаційної лабораторної установки:

1-куб; 2-піщана баня; 3-насадка; 4-головка повної конденсації; 5-відбірний проб; 6-електричний датчик; 7-ротаметр; 8-царги; 9-манометричне скло; 10-термометри; 11-опорна решітка

При нагріванні бінарної суміші етиловий спирт-вода утворена пара, піднімаючись по колоні, зустрічає потік флегми. В результаті тепло- і масообміну відбувається збагачення пари легколетким компонентом, а рідини-важколетким компонентом. Флегма утворюється за рахунок конденсації пари в головці повної конденсації 4. Відвід тепла конденсації забезпечується водою.

Лічильники крапель флегми та дистилляту дають можливість визначити флегмове число ν . Манометричне скло 9 дає можливість визначити опір насадки спирто-водяній парі, що утворюється в кубі.

Насадка має таку характеристику: металеві спіралі 4x4x1 мм; питома поверхня $\sigma = 735 \text{ м}^2/\text{м}^3$; вільний об'єм $V = 0,6 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Методика проведення роботи

Перед початком роботи необхідно перевірити щільність всіх шліфових з'єднань та наявність заземлення.

Роботу виконують в такій послідовності:

1. Заповнити куб 1 через бокове горло водно-спиртовою сумішю, яку треба переганяти, не більше як на 2/3 його об'єму, відібравши спочатку 100 мл проби суміші.

2. Засипати куб піском в бані.

3. Під'єднати подачу охолоджуючої води в головку повної конденсації

4. Ввімкнути установку в електромережу пакетним вимикачем. Ввімкнути нагрів бані перемикачем «Ректифікація».

5. Перемикач «Манометр-термопара» встановити в положення «Манометр» при регулюванні по перепаду тиску, або «Термопара» при регулюванні по температурі.

6. Ввімкнути перемикачем компенсаційний підігрів 1-шої зони (нижня частина першої царги знизу). Підключення компенсаційного підігріву решти зон проводити так, щоб пара випереджувала на одну зону.

7. Провести «захлинання» колонки. Для цього необхідно збільшити підігрів куба. Над насадкою з'явиться стовб рідини, який повинен становити не менше 10% від об'єму насадки. В такому стані видержати колонку на протязі 5...10 хв. Після цього за 15-20 хв спустити надлишок рідини з колонки в куб шляхом зменшення підігріву куба. При спуску надлишку рідини з колонки в куб зрощування колонки не повинно припинятись. Після 20-30 хв роботи температура в кубі і в верхній частині головки повної конденсації стабілізується, відповідно стабілізується процес в колоні. Температуру при цьому режимі по показах нижнього та верхнього термометрів записати в таблицю.

8. Після того, як задались числом флегми ($\nu=1...4$) перевести перемикач «руч.-авт.» в положення «авт.» і виставити на реле часу тривалість відбору і зливу флегми, що відповідають необхідній величині флегмового числа. Через 30 хв. процес стабілізується в даному режимі. Записати в таблицю покази термометрів, а також тиску в кубі колони. Так повториться 2-3 рази. Води в конденсатор має надходити стільки, щоб її вистачило для охолодження дистилляту до кімнатної температури. Після закінчення регулювання відбирають 100 мл дистилляту, записавши тривалість відбору. У цей самий час записати покази ротаметра 7 для визначення кількості води, яка проходить

через дефлегматор за одиницю часу, записати початкову і кінцеву температуру цієї води, а також величину тиску в кубі за показами манометричного скла 9.

9. По закінченні роботи вимкнути компенсаційний підігрів всіх зон, обігрів куба. Воду перекрити тільки після остаточного охолодження головки повної конденсації.

10. Безпосередньо після відбору дистилляту і вимикання обігріву треба відібрати в термостійку колбу 100 мл рідини з куба, заткнути колбу ватним тампоном і швидко охолодити рідину до кімнатної температури, зануривши колбу в холодну воду. Змішати цю пробу з пробєю початкової суміші. В цій рідині визначити вміст етилового спирту (за показами спиртоміра і виміряти її температуру). Те саме зробити і з відібраним дистиллятом. Скоригувати покази спиртоміра, враховуючи температуру проб.

11. Дані досліду занести у відповідні графи звітної таблиці.

ОБРОБКА ДОСЛІДНИХ ДАНИХ І СКЛАДАННЯ ЗВІТУ

1. Визначення флегмового числа

Флегмове число v знаходять як відношення кількості флегми f до кількості дистилляту D , що відбирається з колони:

$$v = \frac{f}{D},$$

де $f = \frac{Q}{r} \frac{\text{кг}}{\text{год}};$ $Q = Pc(t_k - t_n) \frac{\text{кДж}}{\text{год}};$

$$D = \frac{D' \cdot 60 \cdot \rho_d}{\tau \cdot 10^6} \frac{\text{кг}}{\text{год}},$$

де Q - кількість тепла, яке поглинає вода, що охолоджує дефлегмато;
 r - теплота конденсації пари, що утворює флегму;
 c - теплоємність води;
 ρ_d - густина дистилляту.

Визначаючи r , врахувати, що склади флегми і дистилляту однакові.

2. Визначення числа теоретичних тарілок. Будуємо криву рівноваги $y-x$ (рис.1). Через точки a, b проводимо лінію робочих концентрацій. Положення

точки b визначаємо за допомогою відрізка $B = \frac{x_d}{v+1}$, де x_d - подане в мол. %.

Між лінією робочих концентрацій і кривою рівноваги від x_0 до x_d будуємо ступені зміни концентрації (теоретичні тарілки).

Така методика дає можливість знайти число теоретичних тарілок n для середніх значень x_d і x_0 , знайдених за період τ хв. Повторивши дослід і

діставши інші середні значення x_0 і x_∂ , можна простежити за зміною положення ліній робочих концентрацій під час періодичної ректифікації.

Після визначення числа теоретичних тарілок треба знайти висоту, еквівалентну одній теоретичній тарілці

$$BETT = \frac{H}{n} \text{ м,}$$

де H - висота шару насадки, м .

Порівнюємо ефективність і гідравлічний опір паровому потоку насадкової колони з ефективністю та опором тарілчастих колон, для яких $BETT = 340$ мм, а опір однієї тарілки приблизно становить 70-80 мм вод.ст.

3. Визначення числа одиниць переносу

Використовуючи побудований раніше графік (рис. 1), визначаємо y_n . Між y_n і $y_k = x_\partial$ вибираємо кілька значень y . Для кожного із значень y (від y_n до y_k) знаходимо y рівноваги (за типом y_n і y_n^* на рис.1)

Будуємо таблицю 1.П для графічного інтегрування.

Таблиця 1.П

y	y^*	$y^* - y$	$\frac{1}{y^* - y}$
y_n	y_n^*	$y_n^* - y_n$	$\frac{1}{y_n^* - y_n}$
y_1	y_1^*	$y_1^* - y_1$	$\frac{1}{y_1^* - y_1}$
y_2	y_2^*	$y_2^* - y_2$	$\frac{1}{y_2^* - y_2}$
...
y_k	y_k^*	$y_k^* - y_k$	$\frac{1}{y_k^* - y_k}$

Вибираємо зручний масштаб і будуємо графік для інтегрування (рис. 2). Визначаємо площу під кривою, мм². Множимо площу на її масштаб (масштаб площі дорівнює добуткові масштабів по осях y і $\frac{1}{y^* - y}$). Знайдене значення

інтеграла і є число одиниць переносу m_y .

Визначаємо висоту, еквівалентну одній одиниці переносу:

$$BEOP = \frac{H}{m_y}, \text{ м.}$$

Визначаємо m_y' для першої теоретичної тарілки (рис.3), використовуючи Δy середнє логарифмічне:

$$m_y' = \frac{\Delta y}{\Delta y_c'} = \frac{y_n - y_n^*}{\Delta y_c'}; \quad \Delta y_c' = \frac{(y_n^* - y_n) - (y_1^* - y_n^*)}{2,3 \lg \frac{y_n^* - y_n}{y_1^* - y_n^*}}$$

4.Визначення коефіцієнта масопередачі

Із рівняння

$$G = K_y \cdot F \cdot \tau \cdot \Delta y_c$$

знаходимо

$$K_y = \frac{G}{F \cdot \tau \cdot \Delta y_c}.$$

Якщо $f + D$ – кількість пари у верхньому перерізі колони (кг/год), то $\frac{f + D}{M_\partial}$ – кількість пари в цьому перерізі (кг·мол./год),

де M_∂ – молекулярна вага дистилляту.

Оскільки число молів пари, що проходить через будь-який переріз колони, однакове, то кількість легколеткого компонента в потоці в нижньому перерізі колони дорівнює $\frac{f + D}{M_\partial} y_n$, а у верхньому перерізі колони

$\frac{f + D}{M_\partial} y_k$. Тоді

$$G = \frac{f + D}{M_\partial} (y_k - y_n); \quad F = V_n \cdot \sigma, \text{ м}^2;$$

$$V_n = \frac{\pi \cdot d^2}{4} H, \text{ м}^3$$

де V_n – об'єм насадкової частини колони, м³;

σ – питома поверхня насадки, м²/м³;

d – внутрішній діаметр колони, м;

H – висота шару насадки, м.

$$\Delta y_c = \frac{y_k - y_n}{m_y} \frac{\text{кг} \cdot \text{мол}}{\text{кг} \cdot \text{мол}},$$

де m_y - визначене раніше.

При вибраних розмірностях параметрів розмірність K_y подають в

$$\frac{\text{кг} \cdot \text{мол}}{\text{м}^2 \cdot \text{год}} \frac{\text{кг} \cdot \text{мол}}{\text{кг} \cdot \text{мол}}.$$

ЗВІТНА ТАБЛИЦЯ

ДАНІ ДОСЛІДУ											
ОБ'ЄКТ ВИМІРЮВАННЯ											
Дистилят				Рідина з куба				Вода, що охолоджує дефлегматор			перепад тиску в колоні, мм. вод.ст
к-сть дистиляту у пробі, мл	трив. відбирання, хв.	покази спиртоміра об%	температура проби, °С	вміст спирту при 20 °С, об%	покази спиртоміра об%	температ. проби °С	вміст спирту при 20 °С об%	витрата води, кг/год	поч. температура, °С	кінц. температура, °С	
D'	τ			x_d			x_d	P	t_n	t_k	Δp

ЗМІСТ ЗВІТУ

Зміст повинен містити:

- 1.Схему установки.
- 2.Звітну таблицю.
- 3.Розрахунки, зв'язані з визначенням флегмового числа, числа теоретичних тарілок, одиниць переносу і коефіцієнта масопередачі.
- 4.Графіки для визначення числа теоретичних тарілок і графічного інтегрування.
- 5.Висновки.

КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ

1. В чому заключається фізична суть процесу ректифікації?
2. Що являється рушійною силою процесу ректифікації?
3. В яких апаратах проводять процес ректифікації? Які різновидності їх існують?
4. Які види насадки застосовують в насадкових ректифікаційних колонах?
5. Що таке флегмове число?
6. Для чого служить дефлегматор?
7. Як впливає флегмове число на енергетичні затрати і розміри ректифікаційної колони?
8. Які допущення приймаються при розрахунку процесів ректифікації?
9. В якій послідовності виконується робота?
10. Які прилади використовуються при виконанні роботи?

ПЕРЕЛІК ВИКОРИСТАНИХ ТА РЕКОМЕНДОВАНИХ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Марценюк, О. С. / О. С. Марценюк, Л. М. Мельник // Процеси і апарати харчових виробництв : підручник. – Київ : НУХТ, 2011. – 407 с.
2. Процеси і апарати харчових виробництв: Підручник /За ред. проф. І.Ф. Малежика. – К.: НУХТ, 2003.-400с.: іл.
3. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии.- М.: Химия,1971. – 784 с. 1 екз.
4. Кавецкий Г.Д., Королев А.В. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: Агропромиздат, 1991. – 432 с. 1 екз.
5. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. – М.: Химия, 1972. 1 екз.
6. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Насков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – М.: Химия, 1981. – 560 с. 4 екз.
7. Куц В.П. Конспект лекцій по курсу „Процеси і апарати харчових виробництв”. – Тернопіль, 1996. – 512 с. 66 екз.
8. Стабников В.Н., Лысянский В.М., Попов В.Д. Процессы и аппараты пищевых производств -М.:Агропроиздат, 1985 г.503с.
9. С.М. Константинов. Теплообмін, 2005. 303с.
- 10.М.М. Шинкарик. Теоретичні основи теплотехніки. 2002

ДОДАТКИ

Додаток 1. Межа міцності і модуль пружності деяких матеріалів

МАТЕРІАЛ	МЕЖА МІЦНОСТІ $10^{-3} \cdot \text{Н/м}^2$	МОДУЛЬ ПРУЖНОСТІ $10^{-3} \cdot \text{Н/м}^2$
Апатит	800 – 1500	$3 \cdot 10^5$
Базальт	2500 – 5000	—
Базальтова лава	300 – 1500	—
Граніт виборгський	1200	$3 \cdot 10^5$
Граніт уральський	1450	—
Граніт дуже твердий	3500	$6 \cdot 10^5$
Граніт м'який	500	—
Діабаз	1800 – 2400	—
Вапно	250 – 1900	—
Кварц	1200 – 1500	—
Мармур	500 – 2500	—
Нітрофоска	300 – 900	—
Сланець кровельний	1000 – 2500	$6 \cdot 10^4$ - $24 \cdot 10^4$
Вуглець кам'яний	20 - 290	$7 \cdot 10^3$ - $60 \cdot 10^4$

Додаток 2. Швидкість витання і коефіцієнт аеродинамічного опору деяких матеріалів

ЗЕРНО	ШВИДКІСТЬ ВИТАННЯ $W_{\text{СВ}}$, м/с	КОЕФІЦІЄНТ АЕРОДИНАМІЧНОГО О ОПОРУ ξ
Пшениця	8.9 – 11.5	0.184 – 0.265
Овес	8.08 – 9.11	0.169 – 0.300
Ячмінь	8.41 – 10.77	0.191 – 0.272
Кукурудза	12.48 – 14.03	0.162 – 0.236
Просо	9.83– 11.80	0.045 – 0.073
Жито	8.36 – 9.39	0.160 – 0.222
Горох	15.50 – 17.50	0.190 – 0.229
Соя	17.25 – 20.10	0.115 – 0.152
Чечевиця	8.34 – 9.75	0.359 – 0.601
Гречка	6.50 – 6.90	—

Додаток 3. Густина твердих матеріалів

МАТЕРІАЛ	ГУСТИНА КГ/М ³
Алебастр	2500
Антрацит	1600
Апатит	3190
Асбест	2600
Бетон	2300
Вініпласт	1380
Гіпс кристал.	2240
Глина суха	-
Граніт	2700
Зола	2200
Земля суха	1800
Вапно	2650
Каолін	2200
Каучук	930
Кварц	2650
Кераміка кисл.-стійка	2600
Цегла звич.	
Кокс	1500
Сірий колчедан	1300
Шкіра суха	5300
Крейда куск.	860
Мармур	2200
Парафін	2600
Пароніт	900
Пісок сухий	1200
	1500

Таблиця 1.Д. – Співвідношення об'ємних і масових процентів і густин рідких водно-спиртових сумішей (проценти об'ємні при 20°C, густини при 20°C, віднесені до води при 4°C).

Процент етанолу		Густина, кг/м ³	Процент етанолу		Густина, кг/м ³
об'ємний	масовий		об'ємний	масовий	
1	2	3	4	5	6
0	0,00	993,23	26	21,22	966,93
1	0,79	996,75	27	22,06	965,83
2	1,59	995,20	28	22,91	964,66
3	2,38	993,85	29	23,76	963,46
4	3,13	992,44	30	24,61	962,24
5	3,98	991,06	31	25,46	961,00
6	4,78	989,74	32	26,32	959,72
7	5,59	988,45	33	27,18	958,39
8	6,40	987,19	34	23,04	957,04
9	7,20	985,96	35	28,91	955,36
10	8,01	984,76	36	29,78	954,19
11	8,83	983,56	37	30,65	952,71
12	9,64	982,39	38	31,53	951,19
13	10,46	981,23	39	32,41	949,64
14	11,27	980,09	40	33,30	948,06
15	12,09	978,97	41	34,19	946,44
16	12,91	977,86	42	35,09	944,79
17	13,74	976,78	43	35,99	943,08
18	14,56	975,70	44	36,89	941,34
19	15,39	974,65	45	37,80	939,56
20	16,21	973,60	46	38,72	937,55
21	17,04	972,53	47	39,69	935,91
22	17,88	971,45	48	40,56	934,04
23	18,71	970,36	49	41,49	932,13
24	19,54	969,25	50	42,43	930,19
25	20,38	968,12			

Таблиця 2.Д.– Склад киплячої водно- спиртової рідини і пари, що з неї утворюється, і температури кипіння при атмосферному тиску

Етанол у рідині,%		Температура кипіння,°С	Етанол у парі,%	
масова доля	молярна доля		масова доля	молярна доля
0,01	0,004	99,9	0,13	0,053
0,10	0,040	99,8	1,3	0,51
0,15	0,060	99,7	1,95	0,77
0,20	0,08	99,6	2,6	1,03
0,30	0,12	99,5	3,8	1,57
0,40	0,16	99,4	4,9	1,98
0,50	0,19	99,3	6,1	2,48
0,60	0,23	99,2	7,1	2,90
0,70	0,27	99,1	8,1	3,33
0,80	0,31	99,0	9,0	3,72
0,90	0,35	98,9	9,9	4,12
1,00	0,39	98,75	10,75	4,51
2,0	0,79	97,65	19,7	8,76
3,0	1,19	96,65	27,2	12,75
4,0	1,61	95,8	33,8	16,34
5,0	2,01	94,95	37,0	18,68
6,0	2,43	94,15	41,1	21,45
7,0	2,86	93,35	44,6	23,96
8,0	3,29	92,6	47,6	26,21
9,0	3,73	91,9	50,0	28,12
10,0	4,16	91,3	52,2	29,92
11,0	4,61	90,8	54,1	31,56
12,0	5,07	90,2	55,8	33,06
13,0	5,51	89,7	57,4	34,51
14,0	5,98	89,2	58,8	35,83
15,0	6,46	88,7	60,0	36,98
16,0	6,86	88,3	61,1	38,06
17,0	7,41	87,9	62,2	39,16
18,0	7,95	87,7	63,2	40,18
19,0	8,41	87,4	64,3	41,27
20,0	8,92	87,0	65,0	42,09
21,0	9,42	86,7	65,8	42,94
22,0	9,93	76,4	66,6	43,82
23,0	10,43	86,2	67,3	44,61
24,0	11,00	85,95	68,0	45,41
25,0	11,53	85,7	68,6	46,08
26,0	12,08	85,4	69,6	46,90
27,0	12,64	85,2	69,8	47,49
28,0	13,19	85,0	70,3	48,08

Продовження таблиці 2.Д.

Етанол у рідині,%		Температура	Етанол у парі,%	
масова доля	молярна доля	кипіння, °С	масова доля	молярна доля
29,0	13,77	84,8	70,8	48,68
30,0	14,35	84,7	71,3	49,30
31,0	14,95	84,5	71,7	49,77
32,0	15,55	84,3	72,1	50,27
33,0	16,16	84,2	72,5	50,78
34,0	16,77	83,85	72,9	51,27
35,0	17,41	83,75	73,2	51,67
36,0	18,03	83,7	73,5	52,04
37,0	18,68	83,5	73,8	52,43
38,0	19,34	83,4	74,0	52,68
39,0	20,01	83,25	74,3	53,07
40,0	20,68	83,1	74,6	53,46
41,0	21,38	82,95	74,8	53,76
42,0	22,07	82,78	75,1	54,12
43,0	22,79	82,65	75,4	54,53
44,0	23,51	82,5	75,6	54,80
45,0	24,25	82,45	75,9	55,22
46,0	25,00	82,35	76,1	55,48
47,0	25,75	82,3	76,3	55,74
48,0	26,53	82,15	76,5	56,03
49,0	27,32	82,0	76,8	56,44
50,0	28,12	81,9	77,0	56,71
51,0	28,93	81,8	77,3	57,12
52,0	29,80	81,7	77,5	57,41
53,0	30,61	81,6	77,7	57,70
54,0	31,47	81,5	78,0	58,11
55,0	32,34	81,4	78,2	58,39
56,0	33,24	81,3	78,5	58,78
57,0	34,16	81,25	78,7	59,10
58,0	35,09	81,2	79,0	59,55
59,0	36,02	81,1	79,2	59,84
60,0	36,98	81,0	79,5	60,29
61,0	37,97	80,95	79,7	60,58
62,0	38,95	80,85	80,0	61,02
63,0	40,00	80,75	80,3	61,44
64,0	41,02	80,65	80,5	61,75
65,0	42,09	80,6	80,8	62,22
66,0	43,17	80,5	81,0	62,52
67,0	44,27	80,45	81,3	62,99
68,0	45,41	80,4	81,6	63,43

Продовження таблиці 2.Д.

Етанол у рідині,%		Температура	Етанол у парі,%	
масова доля	молярна доля	кипіння, °С	масова доля	молярна доля
69,0	46,55	80,3	81,9	63,91
70,0	47,72	80,2	82,1	64,21
71,0	48,92	80,1	82,4	64,70
72,0	50,16	80,0	82,8	65,35
73,0	51,39	79,95	83,1	65,81
74,0	52,68	79,85	83,4	66,28
75,0	54,00	79,75	83,8	66,93
76,0	55,34	79,72	84,1	67,42
77,0	56,71	79,7	84,5	68,07
78,0	58,11	79,65	84,9	68,76
79,0	79,0	79,55	85,4	69,59
80,0	61,02	79,5	85,8	70,29
81,0	62,52	79,4	86,3	71,15
82,0	64,05	79,3	86,7	71,86
83,0	65,64	79,2	87,2	72,71
84,0	67,27	79,1	87,7	73,61
85,0	68,92	78,95	88,3	74,70
86,0	70,62	78,85	88,9	75,81
87,0	72,36	78,75	89,5	76,93
88,0	74,15	78,65	90,1	78,00
89,0	75,99	78,6	90,7	79,26
90,0	77,88	78,5	90,3	80,42
91,0	79,82	78,4	92,0	81,83
92,0	81,82	78,3	92,65	83,15
94,0	85,97	78,2	94,2	86,40
95,0	88,15	78,18	95,05	88,25
95,57	89,41	78,15	95,57	89,41

Таблиця 3.Д.– Динамічні коефіцієнти в'язкості води.

Температура , °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с	Температура , °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с	Температура , °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с
0	1,792	33	0,7523	67	0,4233
1	1,731	34	0,7371	68	0,4174
2	1,673	35	0,7225	69	0,4117
3	1,619	36	0,7085	70	0,4061
4	1,567	37	0,6947	71	0,4006
5	1,519	38	0,6814	72	0,3952
6	1,473	39	0,6685	73	0,3900
7	1,428	40	0,6560	74	0,3849
8	1,386	41	0,6439	75	0,3799
9	1,346	42	0,6321	76	0,3750
10	1,308	43	0,6207	77	0,3702
11	1,271	44	0,6097	78	0,3655
12	1,236	45	0,5988	79	0,3610
13	1,203	46	0,5883	80	0,3565
14	1,171	47	0,5782	81	0,3521
15	1,140	48	0,5683	82	0,3478
16	1,111	49	0,5588	83	0,3426
17	1,083	50	0,5494	84	0,3395
18	1,056	51	0,5404	85	0,3355
19	1,030	52	0,5315	86	0,3315
20	1,005	53	0,5229	87	0,3276
20,2	1,000	54	0,5146	88	0,3239
21	0,9810	55	0,5064	89	0,3202
22	0,9579	56	0,4985	90	0,3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0,3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0,3060
26	0,8737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0,8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899
31	0,7840	65	0,4355	99	0,2868
32	0,7679	66	0,4293	100	0,2838

Таблиця 4.Д.– Густина води в залежності від температури.

Речовина	Густина, кг/м ³						
	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C	120°C
	1000	998	992	983	972	958	943

Таблиця 5.Д.– Основні властивості повітря.

Перерахунок в СІ: 1 мм.рт.ст. = 133,3 Па; 1 кгс/см² = 9,91 · 10⁴ Па.

Властивість		Значення
Густина при 0°C і 760 мм.рт.ст, кг/м ³		1,293
Молекулярна маса		29,0
Питома теплоємність при 20°C і $P_{абс} = 0,1$ МПа, кДж/(кг · К)	C_p	1,01
	C_v	0,271
$k = C_p / C_v$		1,40
Температура кипіння при 760 мм.рт.ст, °C		– 195
Питома теплота пароутворення при 760 мм.рт.ст, кДж/кг		197
Критичні Точки	температура, °C	–140,7
	тиск (абсолютний), кгс/см ²	37,2
В'язкість μ при 0°C і $P_{абс} = 0,1$ МПа	10 ⁻⁶ Па · с	17,3
	константа С рівняння (1)	124

$$\text{Рівняння (1): } \mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}$$

Тернопільський національний технічний університет
імені Івана Пулюя

Кафедра обладнання харчових технологій

Кравець Олег Ігорович

Куц Віктор Петрович

МЕТОДИЧНИЙ ПОСІБНИК

до виконання лабораторних робіт з курсу: “Процеси та апарати харчових виробництв” для студентів денної та заочної форм навчання спеціальностей 133 «Галузеве машинобудування» та 181 «Харчові технології»

Папір офсетний. Гарнітура «Таймс». Умов.друк.арк.

Наклад 20 прим.