

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
МИКОЛАЇВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ АГРАРНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Інженерно-енергетичний факультет
Кафедра агроінженерії

ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Методичні рекомендації

для виконання практичних робіт здобувачами першого «Бакалаврського»
рівня вищої освіти ОПП «Професійна освіта» спеціальності
015 «Професійна освіта (Аграрне виробництво, переробка
сільськогосподарської продукції та харчові технології)» денної форми
здобуття вищої освіти

МИКОЛАЇВ
2024

УДК 66-933
П84

Друкується за рішенням науково-методичної комісії інженерно-енергетичного факультету Миколаївського національного аграрного університету від «11» листопада 2024 р., протокол № 3.

Укладачі:

О. А. Горбенко – канд. техн. наук, доцент кафедри агроінженерії, Миколаївський національний аграрний університет.

М. С. Храмов – асистент кафедри агроінженерії, Миколаївський національний аграрний університет.

Рецензенти:

В. А. Грубань – канд. техн. наук, доцент кафедри тракторів та сільськогосподарських машин, експлуатації та технічного сервісу. Миколаївський національний аграрний університет.

О. І. Петрова – канд. с-г. наук, доцент кафедри переробки продукції тваринництва та харчових технологій. Миколаївський національний аграрний університет.

© Миколаївський національний аграрний університет, 2024

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	4
Розділ 1. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ	5
<i>Практична робота № 1. Обертання посудини з рідиною навколо вертикальної осі</i>	5
<i>Практична робота № 2. Експериментальна ілюстрація рівняння Бернуллі</i>	10
<i>Практична робота № 3. Визначення режимів руху у потоці</i>	17
<i>Практична робота № 4. Експериментальне визначення коефіцієнтів витікання рідини крізь отвори і насадки</i>	22
<i>Практична робота № 5. Випробування відцентрового насоса і складання його характеристик</i>	28
<i>Практична робота № 6. Осідання в гравітаційному полі і розрахунок тонкошарового відстійника</i>	34
Розділ 2. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ	41
<i>Практична робота № 7. Визначення основних характеристик процесу подрібнення на молотковій і валковій дробарках</i>	41
<i>Практична робота № 8. Дослідження адгезійних властивостей матеріалів методом тензометрування</i>	47
Розділ 3. ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ	54
<i>Практична робота № 9. Дослідження роботи пластинчастого теплообмінника</i>	54
<i>Практична робота № 10. Визначення теплових параметрів процесу виробництва пончиків в апараті АП-3М</i>	63
Розділ 4. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ	73
<i>Практична № 11. Вивчення кінетики процесу конвективного сушіння харчових матеріалів</i>	73
<i>Практична робота № 12. Дослідження кінетики процесу терморадіаційного сушіння харчових продуктів</i>	82
<i>Практична робота № 13. Дослідження роботи насадкової ректифікаційної колони періодичної дії</i>	88
<i>Практична робота № 14. Дослідження процесу насичення води вуглекислим газом на абсорбційній установці</i>	95
<i>Література</i>	107

ВСТУП

Курс «Процеси і апарати харчових виробництв» є спеціальним перехідним курсом від загальноінженерного циклу дисциплін до спеціального для інженерів-технологів і механіків харчових виробництв. Завдання курсу полягає у тому, щоб ознайомити студентів із тими процесами і апаратами, які є загальними для всіх харчових технологій. Сучасні знання про процеси та апарати опираються на міцний фундамент базисних дисциплін — хімії, фізики, математики, гідравліки, механіки, теплотехніки, електротехніки. Проте, як наука, вчення про процеси та апарати має чітко окреслений предмет, свої експериментальні та розрахункові методи і теоретичні закономірності.

Будь-який технологічний процес, не дивлячись на різницю методів, становить низку взаємопов'язаних типових технологічних стадій, які відбуваються в апаратах певного класу. Але високі вимоги до якості продукції та ефективності виробництва визначили специфіку, яка відрізняє ці технологічні стадії одержання харчових продуктів та апаратурно-технологічне забезпечення від подібних процесів у інших галузях народного господарства.

Процеси харчової технології переважно значно складніші та часто становлять поєднання гідродинамічних, теплових, масообмінних, біохімічних та механічних процесів. Курс є теоретичною основою харчової технології, яка дозволяє проаналізувати та розрахувати процес, визначити оптимальні параметри, розробити та розрахувати апаратуру для його здійснення.

Технологічні процеси у ресторанному господарстві та харчовій промисловості мало чим відрізняються один від одного. Відмінність полягає в тому, що на окремому підприємстві харчової промисловості займаються переробкою одного виду продуктів або кількох, а у ресторанному господарстві практично усіх. Таким чином, у курсі «Процеси і апарати харчових виробництв» вивчаються основні закономірності перебігу процесів із метою їх прогнозування, а також принципи створення та розрахунків апаратів, у яких ці процеси реалізуються.

Розділ 1. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

Практична робота № 1

Тема: Обертання посудини з рідиною навколо вертикальної осі

Мета роботи: дослідним способом визначити глибину воронки і частоту обертання посудини, аналітичним – форму поверхні цієї воронки.

Основні теоретичні положення

Розглянемо циліндричну наповнену рідиною посудину (рис.1.1), яка обертається навколо вертикальної осі зі сталою кутовою швидкістю ω . У цьому разі на рідину, крім сил тяжіння, діють ще відцентрові сили. Через деякий час унаслідок дії сил в'язкого тертя між рідиною і стінками посудини рідина почне обертатися з тією самою кутовою швидкістю ω , тобто буде у стані спокою відносно стінок посудини. У рідині утворюється воронка, на поверхні якої тиск в усіх точках буде однаковий. Для того щоб встановити форму поверхні цієї воронки, запишемо рівняння поверхні однакового тиску

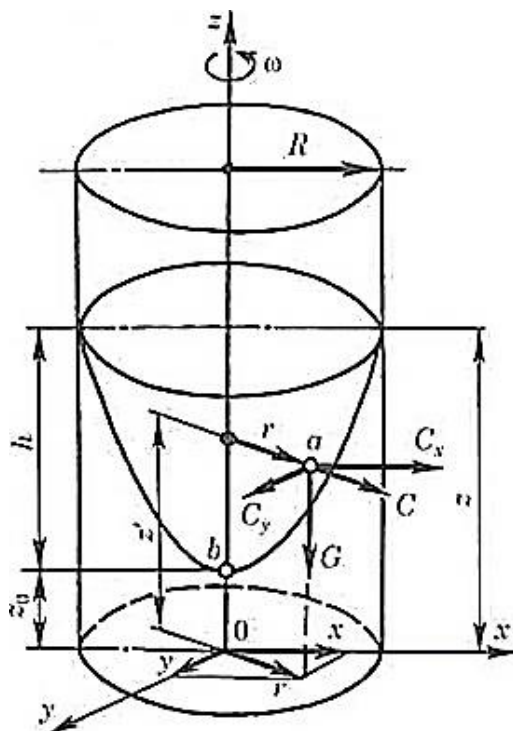


Рисунок 1.1 - Параболоїд обертання

$$Xdx + Ydy + Zdz = 0 \quad (1.1)$$

де X , Y , Z - проекції прискорення масових сил на осі x , y , z .

У довільно взятій на поверхні воронки частинки a з координатами x , y , z' (рис. 1.1) будуть діяти прискорення відцентрової сили $\omega^2 r$ і прискорення вільного падіння g . Проекції прискорення відцентрової сили на осі x і y

$$X = \omega^2 x \quad \text{і} \quad Y = \omega^2 y,$$

а прискорення вільного падіння на вісь z

$$Z = -g.$$

Ці вирази підставимо у рівняння (1.1) і дістанемо

$$\omega^2 x dx + \omega^2 y dy - g dz = 0$$

Усі члени цього рівняння поділимо на g і проінтегруємо:

$$\frac{\omega^2 x^2}{2g} + \frac{\omega^2 y^2}{2g} - z' = C \quad (1.2)$$

Винесемо за дужки $\omega^2/(2g)$ і з урахуванням того, що $x^2 + y^2 = r^2$ (рис. 1.1), отримаємо

$$\frac{\omega^2 r^2}{2g} - z' = C \quad (1.3)$$

Якщо $r=R$, то координата z' буде дорівнювати рівню рідини z і рівняння (1.3) матиме вигляд

$$\frac{\omega^2 R^2}{2g} - z' = C \quad (1.4)$$

Рівняння (1.4) описує форму поверхні параболоїда обертання.

Щоб обчислити глибину воронки цього параболоїда, визначимо сталу інтегрування C . Запишемо рівняння (1.2) для точки b (рис. 1.1) з координатами $x = 0$, $y = 0$ і $z = z_0$ й отримаємо $C = -z_0$. Підставивши цей вираз у рівняння (1.4), дістанемо

$$\frac{\omega^2 R^2}{2g} - z = -z_0$$

$$\frac{\omega^2 R^2}{2g} = z - z_0$$

Або

звідки

$$h = \frac{\omega^2 R^2}{2g} \quad (1.5)$$

Максимальна глибина воронки буде тоді, коли її вершина торкатиметься дна посудини. Це відбувається за певної максимальної кутової швидкості. Отже,

звідки

Розподіл гідростатичного тиску в рідині підпорядковується рівнянню Л. Ейлера

$$dp = \rho(Xdx + Ydy + Zdz). \quad (1.6)$$

Після розв'язання цього рівняння і визначення сталої інтегрування маємо

$$p = p_{ат} + \rho \frac{\omega^2 R^2}{2} + \rho g(z_0 - z). \quad (1.7)$$

Щоб побудувати поверхню воронки, слід розрахувати координату z' (рис. 1.2), змінюючи радіус r від 0 до R . З рівняння (1.3)

$$z' = \frac{\omega^2 r^2}{2} - C.$$

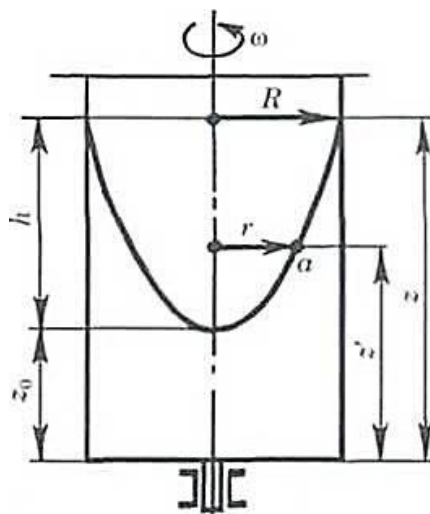


Рисунок 1.2 - До побудови вільної поверхні воронки

Оскільки стала $C = -z_0$, то це рівняння набуває вигляду

$$z' = \frac{\omega^2 r^2}{2} + z_0 \quad (1.8)$$

Опис схеми установки

Лабораторна установка (рис. 1.3) складається з корпусу 1, всередині якого на станині змонтовано електродвигун 2. На верхній площадці електродвигуна встановлено скляну циліндричну посудину 3 з водою.

У процесі обертання посудини глибина утвореної воронки вимірюється двома повзунами 5 на шкалі 4. Електродвигун вмикається у схему через лабораторний автотрансформатор 6, який дає змогу регулювати частоту обертання. При цьому напруга контролюється вольтметром 7.

Методика виконання роботи

1. Вимірюємо діаметр посудини D .
2. Автотрансформатором регулюємо напругу на електродвигун, щоб він працював за $U \leq 40$ В. Чекаємо встановлення стабільної частоти обертання.
3. За допомогою повзунів вимірюємо висоти нижнього z_0 і верхнього z країв воронки.

4. Автотрансформатором зменшуємо напругу до нуля і вимикаємо установку з електричної мережі.

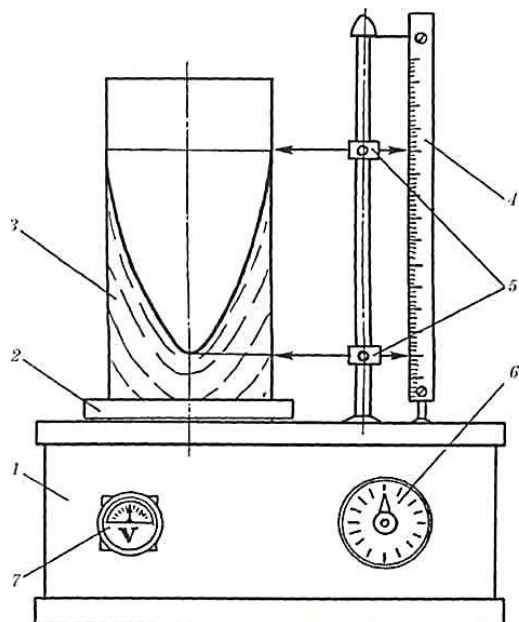


Рисунок 1.3 - Схема лабораторної установки

Опрацювання результатів роботи

1. Розраховуємо глибину воронки, м,

$$h = z - z_0.$$

2. Визначаємо кутову швидкість обертання посудини, c^{-1} ,

$$\omega = \frac{1}{R} \sqrt{2gh}$$

3. Розраховуємо частоту обертання посудини, xv^{-1} ,

$$n = \frac{30\omega}{\pi} = 9.54\omega$$

За рівнянням (1.8) обчислюємо висоту z , змінюючи радіус параболоїда кілька разів від $r = 0$ до $r = R$.

4. Результати розрахунків заносимо у табл. 1.1.

Таблиця 1.1

Діаметр посудини D , м	Край воронки		Глибина воронки h , м	Кутова швидкість ω , c^{-1}	Частота обертання n , xv^{-1}	Радіус воронки R , м	Висота рівня z' м, на рівні радіуса r
	нижній z_0	верхній z					

5. На основі розрахунків за п. 4 будемо форму поверхні воронки на міліметровому папері.

Контрольні запитання

1. Який вигляд має поверхня рідини в посудині, що обертається навколо вертикальної осі?
2. Як визначити глибину воронки параболоїда за частотою обертання n ?
3. Як розподіляється гідростатичний тиск у рідині в процесі обертання посудини?
4. Чому дорівнює тиск на дні посудини в її центрі під час обертання?
5. Чому дорівнює тиск на дні посудини біля її стінок під час обертання?
6. Як співвідносяться початковий рівень води і глибина воронки?

Практична робота № 2

Тема: Експериментальна ілюстрація рівняння Бернуллі

Мета роботи: експериментально підтвердити теоретичні положення на лабораторній установці та побудувати розподіл членів рівняння Бернуллі за перерізами за певної швидкості.

Основні теоретичні положення

Рівняння Бернуллі – основне рівняння руху рідини. Воно складається з трьох членів, сума яких є однаковою величиною для різних перерізів потоку ідеальної рідини відносно площини порівняння.

Для елементарної струминки ідеальної рідини це рівняння має вигляд

$$z + \frac{p}{\rho g} + \frac{U^2}{2g} = \text{idem} = H_d \quad (2.1)$$

де z – геометричний напір, або питома потенціальна енергія положення центра ваги живого перерізу відносно площини порівняння;

$p/(\rho g)$ – п'єзометричний напір, або питома потенціальна енергія тиску;

$U^2/(2g)$ – швидкісний напір, або питома кінетична енергія.

Сума цих трьох членів рівняння є величиною однаковою і називається *гідродинамічним напором* (H_d).

Якщо рухається реальна рідина, то гідродинамічний напір не залишається постійним у різних перерізах через втрати частини енергії на подолання різного роду гідравлічних опорів. Це втрати напору за довжиною від одного перерізу до другого на подолання внутрішнього тертя між частинками рідини і зовнішнього між рідиною та стінками труби – h_T , місцеві втрати – $h_{м.о.}$, загальні втрати $h_{втр} = h_T + h_{м.о.}$

Отже, рівняння Бернуллі для двох перерізів елементарної струминки реальної рідини матиме вигляд

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{U_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{U_2^2}{2g} + h_{втр} \quad (2.2)$$

де

$$h_{втр} = h_T + h_{м.о.} = \frac{U_2^2}{2g} \lambda \frac{l}{d} + \frac{U_2^2}{2g} \sum \xi$$

λ – коефіцієнт опору тертя по довжині;

l – відстань між перерізами, м;

d – діаметр труби, м;

ξ – коефіцієнт місцевого опору.

Місцеві швидкості U_1 і U_2 для елементарної струминки у відповідних перерізах

є величинами сталими. Якщо розглядати потік рідини, то швидкості в перерізах не залишаються сталими. Тому рівняння Бернуллі для двох перерізів потоку реальної рідини матиме вигляд

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \alpha_1 \frac{\omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \alpha_2 \frac{\omega_2^2}{2g} + h_{\text{втр}} \quad (2.3)$$

де ω_1, ω_2 – середні швидкості у відповідних перерізах, м/с;

α_1, α_2 – коефіцієнти нерівномірності розподілу швидкостей у перерізах.

Коефіцієнти α_1, α_2 відношенням дійсної кінетичної енергії до кінетичної енергії, визначеної за середньою швидкістю:

$$\alpha = E/E_{\text{ср}}.$$

Для ламінарного руху рідини в круглих трубах коефіцієнт $\alpha = 2$, для турбулентного – $\alpha = 1.03 \dots 1.1$. На практиці для турбулентного руху беруть $\alpha = 1$.

Розглянемо круглу трубу змінного перерізу (рис. 2.1). Перерізи *I, II* і *III* мають діаметри d_1, d_2, d_3 . Розглянемо на цьому рисунку зміну членів рівняння Бернуллі від першого перерізу до наступних. Запишемо рівняння для трьох перерізів труби

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \alpha_1 \frac{\omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \alpha_2 \frac{\omega_2^2}{2g} + h_{\text{втр}}^{1-2} = z_3 + \frac{p_3}{\rho g} + \alpha_3 \frac{\omega_3^2}{2g} + h_{\text{втр}}^{1-3}$$

Проведемо площину порівняння (завжди горизонтальна площина). Відстань від центрів ваги перерізів до площини порівняння – це геометричні напори $z_1 > z_2 > z_3$. Якби труба була горизонтальною, то $z_1 = z_2 = z_3$. Тоді площину порівняння доцільно було б провести по осі труби.

Для того щоб пояснити розподіл п'єзометричних $p/(\rho g)$ і гідродинамічних напорів H_d , до кожного перерізу підключимо п'єзометри – ліві трубки і гідродинамічні – праві трубки. П'єзометри підключимо таким чином, щоб їхні кінці розміщувалися на внутрішній поверхні труби. Гідродинамічні трубки входять усередину труби перпендикулярно до осі, повернуті назустріч потоку під кутом 90° і підключені в центрі ваги перерізів. Разом ці трубки становлять трубку Піто.

Застосуємо закони збереження енергії та суцільності потоку.

Припустимо, що за швидкості ω_1 у перерізі *I* напори $z_1, p_1/(\rho g)$ і $\omega_1^2/(2g)$ розподілилися так, як показано на рис. 2.1. У цьому перерізі втрати напору $h_{\text{втр}} = 0$ (початок відліку).

У перерізі *II* труба має найменший діаметр ($d_2 < d_1$). Відповідно до зазначених законів швидкість ω_2 підвищиться, а тиск зменшиться. Отже, $z_2 < z_1$ (труба має нахил), $p_2/(\rho g) < p_1/(\rho g)$, $\omega_2^2/(2g) > \omega_1^2/(2g)$ (відповідно відрізки k_2b і bb').

На відстані між *I* і *II* перерізами з'являються втрати напору $h_{\text{втр}}^{1-2}$, які на рис. 2.1 позначено відрізком $b'b''$.

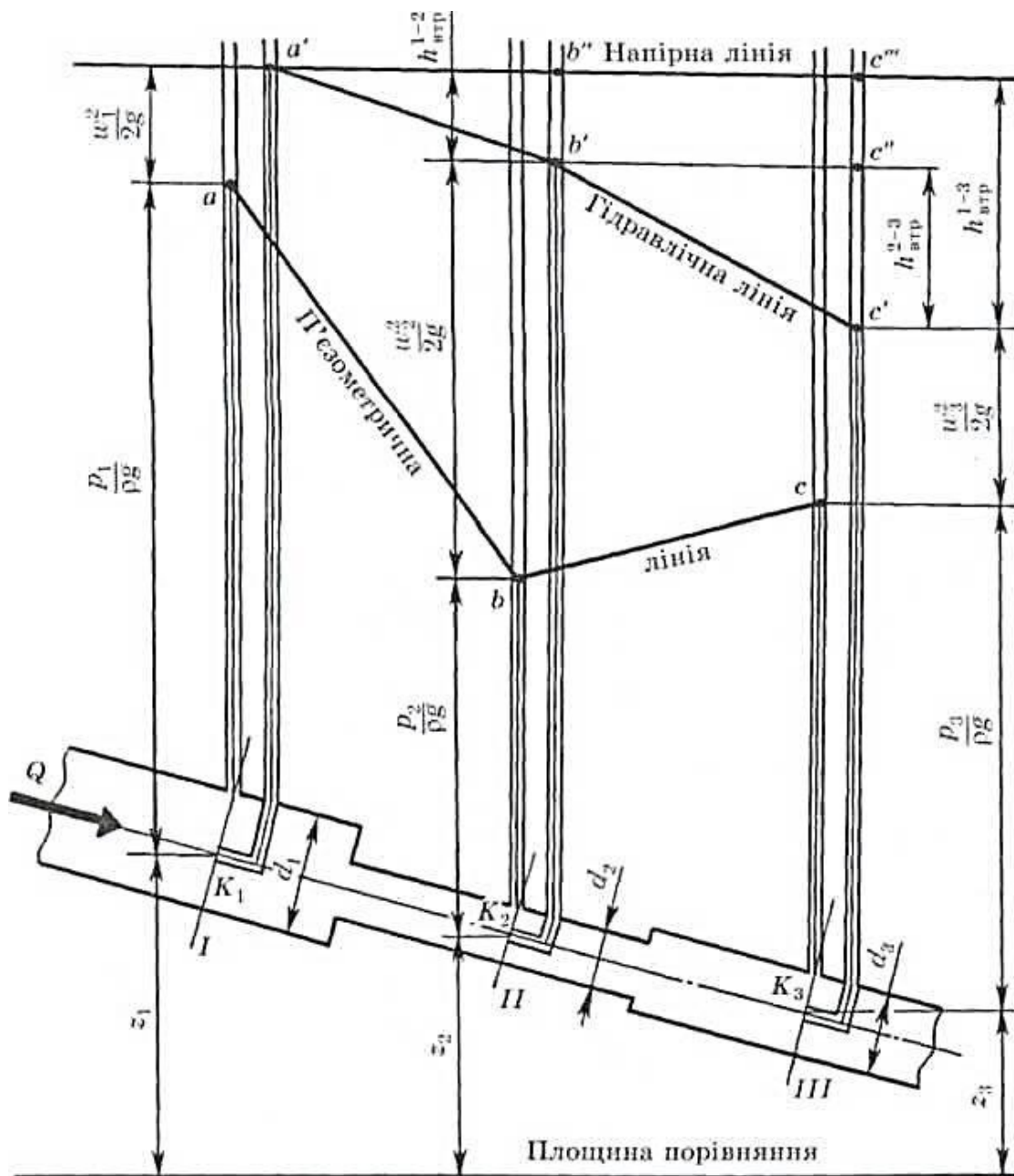


Рисунок 2.1 - Геометричне тлумачення рівняння Бернуллі

У перерізі III діаметр d_3 більший за діаметр d_2 , але менший за d_1 . Тому

$$z_3 < z_2, \quad p_3/(\rho g) > p_2/(\rho g) \quad \text{і} \quad p_3/(\rho g) < p_1/(\rho g)$$

$$\omega_3^2/(2g) < \omega_2^2/(2g) \quad \text{і} \quad \omega_3^2/(2g) > \omega_1^2/(2g)$$

Втрати напору від II до III перерізу $h_{\text{втр}}^{2-3}$ на рисунку позначено відрізком $c'c''$, а від I до III – відрізком $c'c'''$ ($h_{\text{втр}}^{1-3}$).

Ламана лінія abc є лінією зміни п'езометричного напору і називається п'езометричною лінією; лінія $a'b'c'$ означає зміну гідродинамічного напору і

називається *гідравлічною лінією*, або *лінією втрат напору*. Горизонтальна лінія *a'b''c'''* – *напірна лінія*.

Опис схеми установки

З великої посудини 1 (рис. 2.2) вода під напором h потрапляє в горизонтальний трубопровід 2, який складається з кількох прямих частин, має розширену частину 3 з місцевими опорами і вентиль 5 (також місцевий опір). На початку та в кінці кожної прямої частини труби, а також до і після місцевого опору підключено п'єзометри (ліва трубка) і гідродинамічні трубки (права трубка). П'єзометр покаже гідростатичний напір H_s , а гідродинамічна трубка – гідродинамічний H_d . Винятком є витратомір Вентурі 4, де встановлено три п'єзометри.

Вода з труби потрапляє у вимірювальну посудину 7, а з неї – на злив. Швидкість (або витрата рідини) регулюється вентиляем 6.

Методика виконання роботи

1. Відкриваємо вентиль 6 і встановлюємо довільну швидкість води в трубі. Для того щоб рух води був усталеним, вентиль 6 потрібно відкрити так, щоб рівень води в посудині 1 увесь час був однаковим ($h = \text{const}$). Спостерігати цей рівень слід за рівнеміром a .

2. Закриваємо вентиль 9. Коли рівень води в посудині 7 підніметься і його буде видно за рівнеміром 8, вмикаємо секундомір і подаємо сигнал про початок досліду.

3. Через кожні 30 с від початку досліду подаємо сигнал, за яким знімаємо показання з трубок усіх груп. Сигнали подаємо доти, доки в посудину 7 не набіжить запланований об'єм рідини. У цей момент секундомір зупиняємо.

Опрацювання результатів роботи

1. Визначаємо витрати рідини, $\text{м}^3/\text{с}$,

$$Q = V/\tau, \quad (2.4)$$

де V – об'єм рідини в посудині 7, який визначаємо за різницею показань рівнеміра 8 і площею поперечного перерізу посудини;

$$V = (h_1 - h_2)F_n;$$

h_1 – початковий і h_2 – кінцевий рівні води, м;

$$F_n = 0.785 D_n^2 = 0.785 \cdot 0.7^2 = 0.385 \text{ м}^2;$$

τ – час досліду.

2. Визначаємо швидкість руху рідини, $\text{м}/\text{с}$,

$$\omega = Q/F, \quad (2.5)$$

де F – площа живого перерізу потоку в трубі $d = 0.026$ м.

3. Обчислюємо середні показання кожної трубки окремо, які заносимо до табл. 2.1.

4. На рис. 2.2, накресленому на міліметровому папері формату А4, будуємо п'єзометричну і гідравлічну лінії за показаннями п'єзометричних та гідродинамічних трубок.

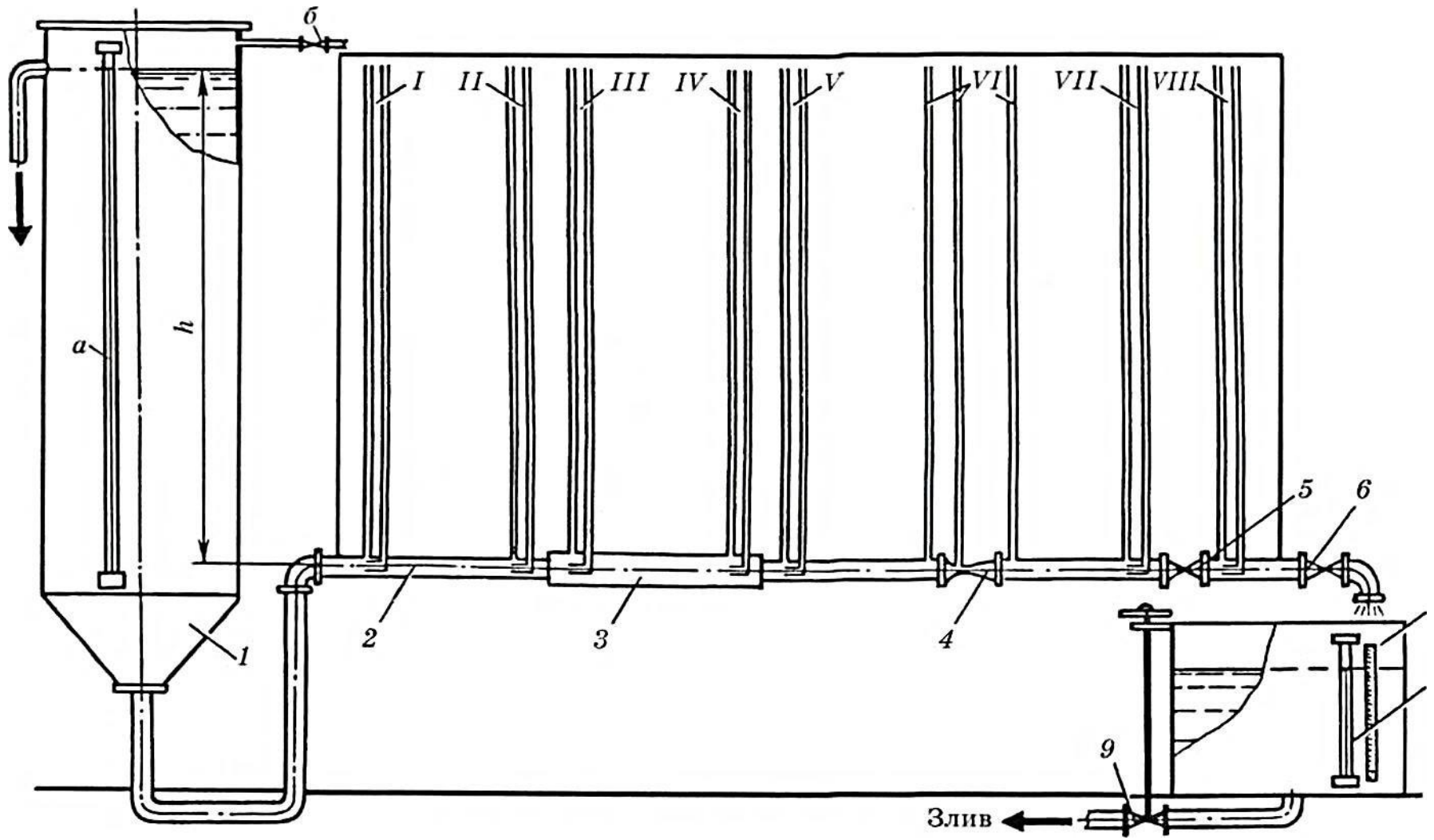


Рисунок 2.2 - Схема лабораторної установки

Таблиця 2.1

Напір	Середні показання трубок за групами								Рівень, м		Об'єм води V , m^3	Тривалість досліду τ , с	Витрати води Q , m^3/c	Площа перерізу труби F , m^2	Швидкість води o , m/c	
	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	h_1 ,	h_2						
H_s																
H_d																

Контрольні запитання

1. Що таке усталений і неусталений рух?
2. Чи можна застосовувати рівняння Бернуллі для неусталеного руху?
3. Які умови застосування рівняння Бернуллі?
4. Який вигляд матиме рівняння Бернуллі, якщо вода в трубі не буде рухатися?
5. Чому п'єзометр встановлюється одним кінцем на внутрішню поверхню труби?
6. Що показуватиме гідродинамічна трубка, якщо її кінець встановити за потоком рідини?
7. Що таке трубка Піто? Як нею визначити швидкість?

Практична робота № 3
Тема: Визначення режимів руху рідини у потоці

Мета роботи: візуально спостерігати ламінарний і турбулентний режими руху та дослідно визначити для них числа Рейнольдса.

Основні теоретичні положення

У 1869 р. німецький фізик Г. Хаген вперше зазначив, що рідини можуть рухатися по-різному. Подальші дослідження режимів руху рідин виконав англійський фізик О. Рейнольдс, результати яких опублікував у 1883 р.

Установлено два режими руху: ламінарний (від лат. *lamina* – шар), за якого спостерігається струминний рух рідини і частинки її не змішуються між собою; турбулентний (від лат. *turbulentus* – неупорядкований), за якого спостерігається неупорядкований рух рідини і частинки якої змішуються між собою. Перехід від ламінарного до турбулентного режиму руху відбувається в разі перевищення певної критичної швидкості $\omega_{кр}$.

Якщо швидкості менші за критичні, тобто за умови $\omega < \omega_{кр}$, частинки рідини рухаються паралельними траєкторіями і відбувається ламінарний режим руху (рис. 3.1). При цьому максимальна швидкість потоку встановлюється на осі труби. Епюра швидкості має форму параболи, а середня швидкість $\omega = 0.5U_{max}$. Середньою швидкістю в цьому перерізі потоку є така фіктивна, однакова в усіх точках перерізу швидкість, за якої через цей живий переріз проходить така сама кількість рідини, що й при дійсному розподілі швидкостей.

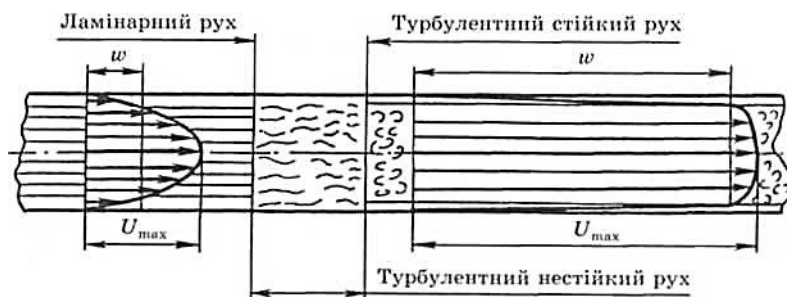


Рисунок 3.1 - Схеми режимів руху рідини

За умови $\omega > \omega_{кр}$ відбувається хвильовий рух окремих частинок рідини (рис. 3.1).

Подальше збільшення швидкості потоку ($\omega \gg \omega_{кр}$) породжує повністю хаотичний рух частинок рідини, тобто розвинений турбулентний рух (рис. 3.1). Епюра осереднених швидкостей характеризується такими закономірностями:

- ♦ швидкості на поверхні труби дорівнюють нулю внаслідок адгезії (властивість прилипання) частинок рідини зі стінкою;
- ♦ на незначній відстані від стінки (у пристінному шарі) швидкості стрімко зростають і на межі з ядром турбулентного потоку мало відрізняються від значень швидкості в ньому;

♦ у ядрі турбулентного потоку, більш віддаленому від поверхні стінки, швидкості змінюються незначно, що пояснюється турбулентним перенесенням частинок рідини.

Середня швидкість турбулентного потоку

$$\omega = (0.75 \dots 0.9) U_{max}.$$

Кожний з режимів руху характеризується критерієм Рейнольдса

$$Re = \omega l / \nu = \omega l \rho / \mu, \quad (3.1)$$

де l – характерний лінійний розмір, м;

ρ – густина рідини, кг/м³;

μ – динамічний коефіцієнт в'язкості, Па с;

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

Для труб круглого перерізу замість лінійного розміру l ставлять діаметр труби d , м.

Дослідами Рейнольдса встановлено, що за умови $Re \leq 2320$ у круглій гладенькій трубці відбувається стійкий ламінарний рух, за $Re > 13800$ – стійкий турбулентний і за $2320 \leq Re < 13800$ – нестійкий турбулентний рух. В ідеальних лабораторних умовах можна спостерігати ламінарний рух за значення $Re \approx 20\,000$, але при цьому режим руху нестійкий. Навіть незначних збурень у системі достатньо, щоб режим перейшов у турбулентний.

Вважається, що в промислових трубопроводах за $Re \leq 2300$ існує ламінарний рух, а за $Re > 10\,000$ – явно виражений турбулентний. У перехідній зоні ламінарний режим руху нестійкий і легко переходить у турбулентний, тому за критичне значення числа беруть $Re_{кр} = 2300$.

Для конкретних умов руху рідини завжди можна обчислити дійсне значення числа Re за залежністю (3.1) і, порівнюючи з критичним значенням, визначити режим руху: за $Re \leq Re_{кр}$ – ламінарний; за $Re > Re_{кр}$ – турбулентний.

Для відкритих каналів, лотків, труб некруглого чи круглого перерізу за безнапірного руху характерним лінійним розміром може бути гідравлічний радіус R .

Гідравлічним радіусом називають відношення площі живого перерізу потоку F до змоченого периметра χ : $R = F/\chi$. Для труб круглого перерізу

$$F = \pi d^2/4 \quad \text{і} \quad \chi = \pi d,$$

тоді

$$R = \frac{\pi d^2}{4\pi d} = \frac{d}{4},$$

Звідки $d=4R$.

Для руху рідини в трубах некруглого перерізу в залежності (3.1) як характерний лінійний розмір використовують еквівалентний діаметр

$$d_e = 4F/\chi$$

Опис схеми установки

Конструкцію дослідної установки показано на рис. 3.2. Для візуального спостереження режиму руху рідини установку обладнано великою відкритою посудиною 12, скляною трубою постійного діаметра 8 з краном 9 для регулювання кількості рідини, яка потрапляє з посудини в трубу через плавно виконаний вхід у вигляді воронки 7. Над посудиною 12 укріплено бачок 3 з трубкою 5, звужений кінець якої входить у воронку по осі труби 8. У бачок 3 наливають забарвлену рідину, яка через трубку 5 потрапляє в трубу 8. Витрату забарвленої рідини регулюють краном 4. Рідина, що проходить із посудини 12 через трубу 8, надходить у таровану посудину 10, встановлену на вагах 11. Температуру, від якої залежить в'язкість рідини, вимірюють термометром 6. Подачу води в посудину 12 регулюють краном 2, встановленим на підвідній трубі. Постійний рівень води в посудині 12 для створення усталеного руху в трубі 8 підтримують за допомогою переливного пристрою 1.

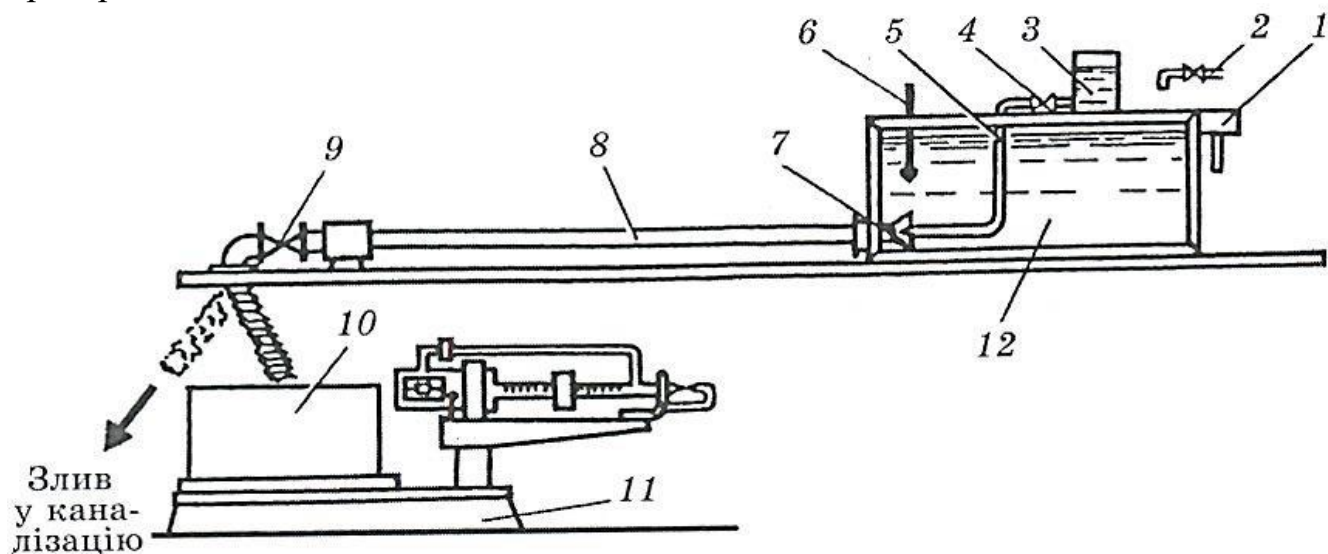


Рисунок 3.2 - Схема установки для визначення режимів руху рідини

Спочатку трохи відкривають кран 9, із посудини 12 почне витікати рідина через трубу 8; в ній устанавлюється середня швидкість, яка відповідає певним витратам. Потім трохи відкривають кран 4, щоб з верхнього бачка 3 витікала забарвлена рідина. За цих умов у трубі 8 почне рухатися тонка забарвлена прямолінійна струминка, яка не змішується з основною масою рідини, тобто відбувається ламінарний режим руху. Якщо кран 9 відкривають більше, то середня швидкість потоку зростає, внаслідок чого струминка стає хвилястою, розривається на окремих ділянках. За цих витрат наочно підтверджується наявність нестійкого руху рідини. У разі ще більшого відкривання крана 9 забарвлена струминка повністю руйнується, а вся маса рідини в скляній трубі 8 забарвлюється, тобто спостерігається турбулентний режим.

Методика виконання роботи

1. Трохи відкриваємо кран 9, створюючи незначні витрати води через трубу 8. При цьому воду спрямовуємо на злив у каналізацію.

2. Відкриваємо кран 4 на трубці 5 настільки, щоб отримати тонку струминку забарвленої рідини із бачка 3, що підтверджує наявність струминного, тобто ламінарного режиму руху.

3. Спрямовуємо воду з труби 8 у таровану посудину 10 і одразу вмикаємо секундомір. Набравши задану викладачем кількість води, зупиняємо секундомір.

4. Вимірюємо температуру води в посудині 12 термометром 6.

5. Зливаємо воду із тарованої посудини.

6. Дослід повторюємо за більшої швидкості води, яка відповідає турбулентному режиму руху.

Опрацювання результатів роботи

Для розрахунку числа Рейнольдса потрібно визначити значення всіх величин, які в нього входять, а саме: ω , d , ν .

1. Розраховуємо витрати рідини в кожному досліді, $\text{м}^3/\text{с}$,

$$Q = V/\tau,$$

де $V = m/\rho$ – об'єм води, який потрапляє в таровану посудину 10 за час досліді; м^3 ;

m – маса рідини в посудині 10, кг;

ρ – густина рідини, $\text{кг}/\text{м}^3$;

τ – тривалість досліді, с.

2. Обчислюємо площу живого перерізу скляної труби 8 за відомого діаметра d : $F = \pi d^2/4$.

3. Визначаємо середню швидкість руху води ω , $\text{м}/\text{с}$, для кожної встановленої витрати; $\omega = Q/F$, де Q – об'ємні витрати води для кожного досліді, $\text{м}^3/\text{с}$; F – площа живого перерізу труби 8, м^2 .

4. Залежно від температури визначаємо коефіцієнт кінематичної в'язкості води за дод. 3 [1].

5. Розраховуємо числа Рейнольдса для досліджених режимів руху і порівнюємо їх з критичними значеннями числа $Re = 2300$ і $Re = 10\,000$:

$$Re = \omega d/\nu.$$

6. Результати вимірювань і розрахунків заносимо до табл. 3.1.

Таблиця 3.1

Номер досліджу	Об'єм води $V, \text{ м}^3$	Тривалість досліджу $\tau, \text{ с}$	Витрати $Q, \text{ м}^3/\text{с}$	Діаметр труби $d, \text{ м}$	Площа перерізу $F, \text{ м}^2$	Швидкість течії $\omega, \text{ м/с}$	Температура $t, \text{ }^\circ\text{C}$	Кінематичний коефіцієнт в'язкості $\nu, \text{ м}^2/\text{с}$	Re	Режим руху

Контрольні запитання

1. Від яких фізичних величин, що характеризують потік, залежить режим руху рідини?
2. У чому відмінність між ламінарним і турбулентним режимами руху?
3. Схарактеризуйте епюри швидкостей ламінарного і турбулентного рухів.
4. Якими значеннями чисел Рейнольдса характеризуються ламінарний і турбулентний рухи?
5. Критичне число Рейнольдса, його фізичний зміст.
6. Гідралічний радіус, його визначення.
7. Еквівалентний діаметр, його визначення.
8. Порядок проведення досліджень на установці.
9. Порядок оброблення дослідних даних, визначення витрат ваговим методом і середньої швидкості потоку рідини.

Практична робота № 4

Тема: Експериментальне визначення коефіцієнтів витікання рідини крізь отвори і насадки

Мета роботи: експериментально визначити коефіцієнти: стиснення ε , витрати рідини μ , швидкості φ і опору отвору ξ , при витіканні рідини крізь отвір у тонкій стінці та зовнішній циліндричний насадок.

Основні теоретичні положення

Для витікання рідини застосовують отвори і насадки. Із отворів рідина може витікати за сталого чи змінного тиску в атмосферу або під рівень рідини (незатоплений або затоплений отвір).

Отвори за відносним розміром поділяють на малі й великі, за відносною товщиною стінки – на отвори в тонкій і товстій стінках. Малим вважається такий отвір, у якому можна знехтувати зміною тиску по висоті отвору, а його вертикальний розмір $z \leq 0.1h$ ($d < 0.1h$). Великим є отвір, розмір живого перерізу якого по вертикалі $z \geq 0.1h$ ($d \geq 0.1h$), де h – напір над центром тяжіння отвору.

Отвір у тонкій стінці – це отвір, який має гостру кромку, а товщина стінки не впливає на форму струменя та умови витікання. Товщина тонкої стінки не перевищує $0.2d$ (рис. 4.1), а товщина товстої стінки становить понад $3d$.

З отвору в тонкій стінці рідина витікає вільно і конфігурація струменя змінюється плавно. Найбільше струмінь стискується на відстані $0.5d$ від отвору, де лінії течії можна вважати майже паралельними.

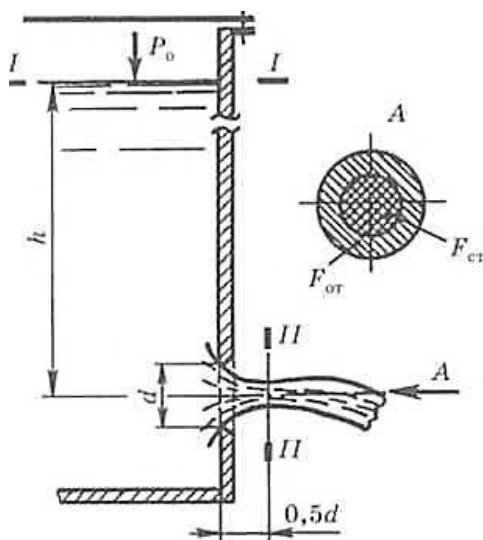


Рисунок 4.1 - Характер витікання рідини крізь отвір у тонкій стінці
Стиснення струменя характеризується коефіцієнтом стиснення

$$\varepsilon = \frac{F_{ст}}{F_{от}} = \frac{d_{ст}^2}{d_{от}^2}, \quad (4.1)$$

де $F_{ст}$, $F_{от}$ – площі перерізів відповідно стислого струменя та отвору; $F_{ст} = \varepsilon F_{от}$.

Витрату рідини в загальному випадку визначаємо за рівнянням

$$Q = \omega F,$$

де F – площа поперечного перерізу струменя, м²;

ω – швидкість руху рідини в цьому перерізі, м/с.

За допомогою рівняння Бернуллі можна вивести формулу як для дійсної, так і для теоретичної швидкості витікання рідини з отвору.

Запишемо рівняння Бернуллі для вільної поверхні I–I перерізу II–II (рис. 4.1):

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g} + h_r, \quad (4.2)$$

де ρ – густина рідини, кг/м³;

g – прискорення вільного падіння, м/с²;

h_r – втрати напору в отворі, м.

Аналізуємо кожний член рівняння відносно площини порівняння, яку проведено через центр ваги перерізу II–II:

$$\begin{aligned} z_1 = h; \quad p_1 = p_0; \quad \omega_1 = 0; \quad z_2 = 0; \\ p_2 = p_{ат}; \quad \omega_2 = \omega_{ст}; \quad h_r = \xi_{от} \omega_{ст}^2 / (2g), \end{aligned}$$

де $\xi_{от}$ – коефіцієнт опору отвору.

Ці величини підставляємо у рівняння (4.2):

$$h + \frac{p_0}{\rho g} = \frac{p_{ат}}{\rho g} + \frac{\omega_{ст}^2}{2g} + \xi_{от} \frac{\omega_{ст}^2}{2g}. \quad (4.3)$$

Звідси

$$\omega_{ст} = \sqrt{2g \left(h + \frac{p_0 - p_{ст}}{\rho g} \right)} \sqrt{\frac{1}{1 + \xi_{от}}}, \quad (4.4)$$

Де $\sqrt{\frac{1}{1 + \xi_{от}}} = \varphi$ – коефіцієнт швидкості

Тоді

$$\omega_{ст} = \varphi \sqrt{2g \left(h + \frac{p_0 - p_{ст}}{\rho g} \right)}. \quad (4.5)$$

За умови $p_0 = p_{ат}$

$$\omega_{ст} = \varphi \sqrt{2gh} \quad \text{або} \quad \omega_{ст} = \varphi \omega_0, \quad (4.6)$$

де h – напір над центром ваги отвору, м;

ω_0 – швидкість під час витікання ідеальної рідини, м/с.

Витрату рідини крізь малий отвір у тонкій стінці визначаємо за рівнянням

$$Q = \omega_{ст} F_{ст} = \varphi \sqrt{2gh} \varepsilon F_{от}.$$

Добуток коефіцієнтів швидкості та стиснення називають *коефіцієнтом витрати*

$$\mu = \varepsilon \varphi. \quad (4.7)$$

Остаточну витрату реальної рідини за постійного напору визначаємо за рівнянням

$$Q = \mu F_{от} \sqrt{2gh}. \quad (4.8)$$

З виразу (4.8) випливає, що коефіцієнт витрати дорівнює відношенню витрати реальної рідини до витрати ідеальної:

$$\mu = Q / (F_{от} \sqrt{2gh}).$$

Коефіцієнт опору отвору

$$\zeta_{от} = \frac{1}{\varphi^2}. \quad (4.9)$$

Якщо до тонкої стінки приладнати короткий патрубок завдовжки $l = (3 \dots 7)d_{от}$, то характер витікання істотно зміниться. Такі короткі патрубки називають *насадками*.

У разі витікання рідини із зовнішнього циліндричного насадка (рис. 4.2) струмінь при вході в насадок спочатку стискується ($d_{ст} = 0.8d$), потім поступово розширюється і заповнює весь поперечний переріз насадка.

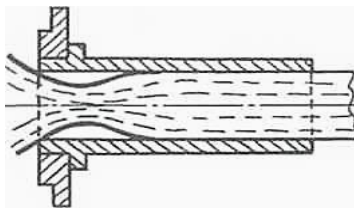


Рисунок 4.2 - Витікання рідини крізь зовнішній циліндричний насадок

При цьому коефіцієнт швидкості φ на виході дорівнює коефіцієнту витрати μ , оскільки на виході з насадка струмінь не стискується ($\varepsilon = 1$).

У середині насадка в місці стиснення струменя створюється кільцевий «мертвий» простір, повітря з якого виноситься потоком, унаслідок чого в цій зоні створюється вакуум, значення якого залежить від швидкості руху або напору. Малий тиск у стисненому перерізі зумовлює додаткове підсмоктування рідини і, отже, збільшення її витрати. Вакуум у насадку

$$p_{\text{вак}} / (\rho g) = 0.75 h.$$

Опис схеми установки

Установка для визначення коефіцієнтів витікання (рис. 4.3) складається з посудини Маріотта 1, на боковому патрубку 2 якої за допомогою болтів кріпиться фланець 3 з отворами у тонкій 10 і товстій 11 стінках.

Вода, що витікає з отвору, потрапляє в резервуар 5, встановлений на вагах 7. Напір контролюється п'єзометром 8. Дійсна швидкість витікання визначається координатоміром 4.

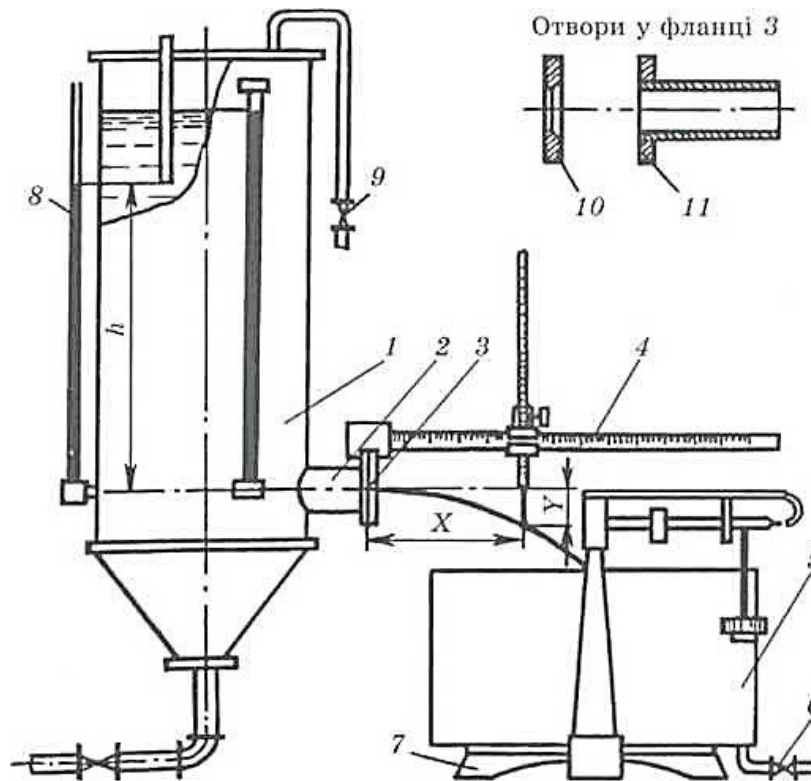


Рисунок 4.3 - Схема лабораторної установки

Методика виконання роботи

1. Наповнивши посудину 1 водою, закриваємо повітряний вентиль 9.
2. Відкриваємо отвір у тонкій стінці.
3. Після встановлення сталої швидкості витікання рідини за п'єзометром 8 визначаємо напір h , за допомогою штангенциркуля вимірюємо діаметр стисненого струменя $d_{ст}$.

4. Закриваємо вентиль 6 і резервуар 5 разом з водою, що в нього надходить, зрівноважуємо на вагах 7 за допомогою необхідної кількості гирь. У момент досягнення рівноваги вмикаємо секундомір, після чого на шальку ваг кладемо гирі, маса яких залежить від кількості води, яку потрібно пропустити крізь отвір. У момент наступної рівноваги секундомір зупиняємо. Під час досліду координатоміром 4 вимірюємо координати довільної точки струменя X і Y .

5. Відкриваємо отвір із зовнішнім циліндричним насадком і дослід повторюємо за пп. 1–4.

Опрацювання результатів роботи

1. Визначаємо дійсні витрати рідини, м³/с,

$$Q = V/\tau, \text{де } V - \text{об'єм рідини, що витекла крізь отвір, м}^3;$$

$$V = m/\rho;$$

τ – тривалість витікання рідини, с;

m – маса рідини, кг;

ρ – густина рідини, кг/м³.

2. Коефіцієнт стиснення

$$\varepsilon = F_{\text{ст}}/F_{\text{от}} = d_{\text{ст}}^2/d_{\text{от}}^2,$$

де $d_{\text{от}}$ – діаметр отвору, м;

$d_{\text{ст}}$ – діаметр струменя на виході його з отвору, м.

3. Коефіцієнт витрати

$$\mu = \frac{Q}{F_{\text{от}}\sqrt{2gh}}.$$

4. Швидкість витікання ідеальної рідини, м/с,

$$\omega_0 = \sqrt{2gh}.$$

5. Дійсна швидкість витікання, м/с,

$$\omega = X\sqrt{\frac{g}{2Y}}.$$

6. Коефіцієнт швидкості

$$\varphi = \omega/\omega_0.$$

7. Коефіцієнт опору отвору

$$\xi_{\text{от}} = \frac{1}{\varphi^2} - 1.$$

Результати вимірювань і розрахунків заносимо до табл. 4.1.

Таблиця 4.1

Тип отвору	Об'єм води V , м ³	Тривалість витікання τ , с	Витрати Q , м ³ /с	Напір h , м	Діаметр отвору $d_{\text{от}}$, м	Площа перерізу отвору F , м ²	Діаметр стисненого струменя $d_{\text{ст}}$, м
Тонка стінка Насадок							

Закінчення табл. 4.1

Тип отвору	Координати струменя, мм		Швидкість, м/с		Коефіцієнт			
	X	У	дійсна ω	ідеальної рідини ω_0	стиснення ϵ	витрати μ	швидкості φ	Опору $\xi_{от}$
Тонка стінка Насадок								

Контрольні запитання

1. Які отвори є малими, а які великими?
2. Які розміри мають тонка і товста стінки?
3. Чому діаметр струменя в стисненому перерізі менший від діаметра отвору?
4. Яка фізична суть коефіцієнтів стиснення, витрати і швидкості?
5. У чому перевага застосування насадків порівняно з отворами в тонкій стінці?
6. Чому коефіцієнти швидкості й витрати насадка не дорівнюють одиниці?
7. Чим відрізняється насадок від короткого трубопроводу?

Практична робота № 5

Тема: Випробування відцентрового насоса і складання його характеристик

Мета роботи: дослідним способом отримати характеристики насоса і визначити оптимальні умови його роботи.

Основні теоретичні положення

Відцентровий насос працює в нормальному режимі, тобто за заданої подачі Q , напору H і частоти обертання n , коли зовнішній напір, який він долає, дорівнює заданому. У разі зміни режиму роботи насоса (наприклад, зміни подачі Q) змінюються всі його параметри: напір H , потужність N і ККД η . Залежність між цими параметрами теоретично визначити неможливо з достатньою для практики точністю, тому насос випробовують на спеціальному стенді за постійної частоти обертання від повністю закритої до повністю відкритої засувки на нагнітальному патрубку. При цьому подачі мають змінюватися не менш як 21 раз.

Графічні залежності напору H , потужності N і ККД η від подачі Q називають *характеристиками насоса* (рис. 5.1).

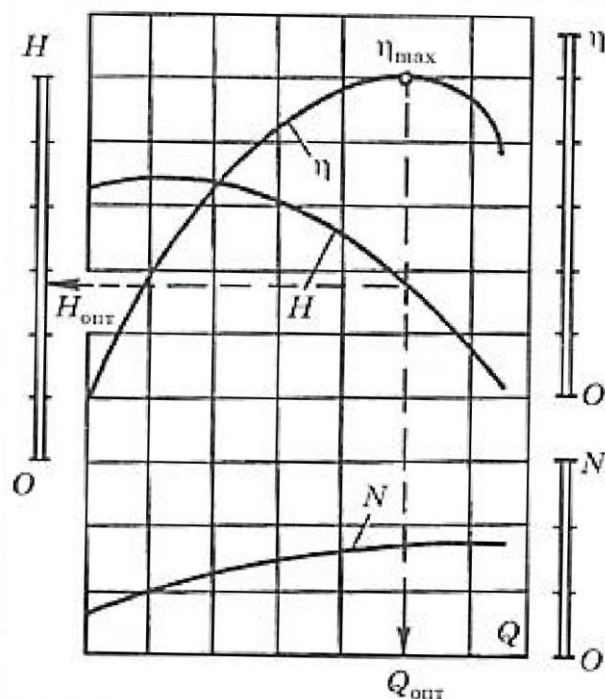


Рисунок 5.1 - Характеристики відцентрового насоса

Найекономніший режим роботи насоса буде за максимального ККД і відповідних йому напору $H_{\text{опт}}$ та подачі $Q_{\text{опт}}$. Такий режим називають оптимальним. Отже, щоб практично оцінити якість насосної установки і використання насоса в тих чи інших робочих умовах, потрібно мати дані про його випробування (тобто його характеристики). Під час випробувань слід у кількох положеннях засувки

зафіксувати подачу Q , напір H , потужність на валу N , частоту обертання n , а також розрахувати ККД η . Випробування, як правило, проводять на воді за звичайної температури.

Розглянемо параметри насоса.

Подача насоса – це об’ємна кількість рідини, яку подає насос за одиницю часу в нагнітальний трубопровід. Її вимірюють діафрагмою 8 (рис. 5.2) за різницею тисків до та після неї. Цю різницю вимірюють диференціальним манометром 9. Знаючи різницю Δh , за графіком $Q = f(\Delta h)$ (рис. 5.3) визначають подачу насоса.

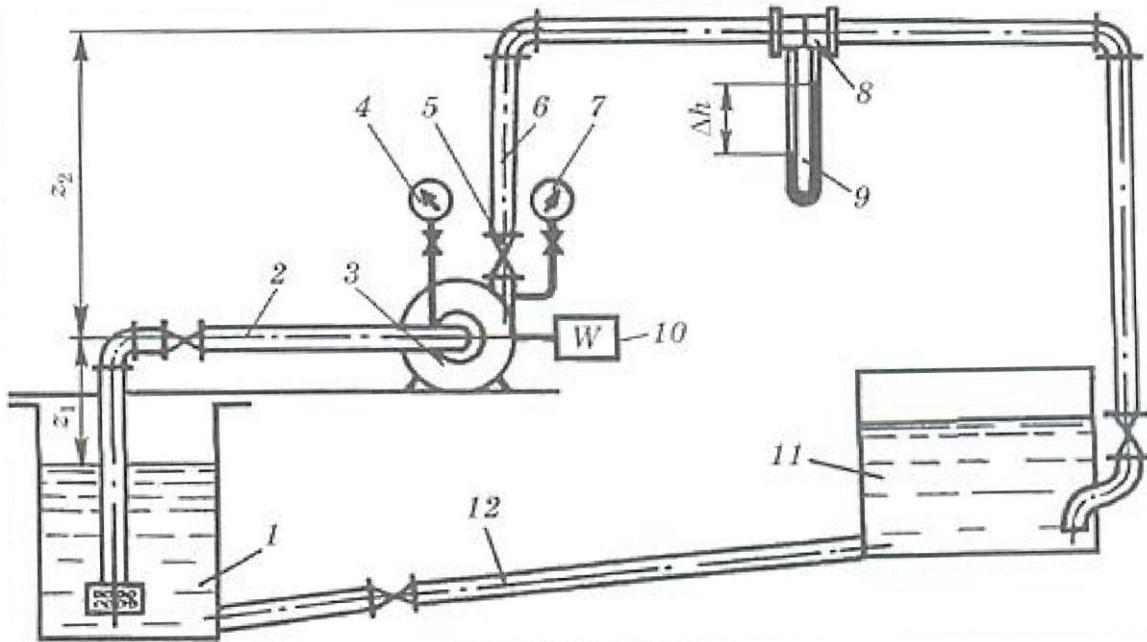


Рисунок 5.2 - Схема лабораторної установки

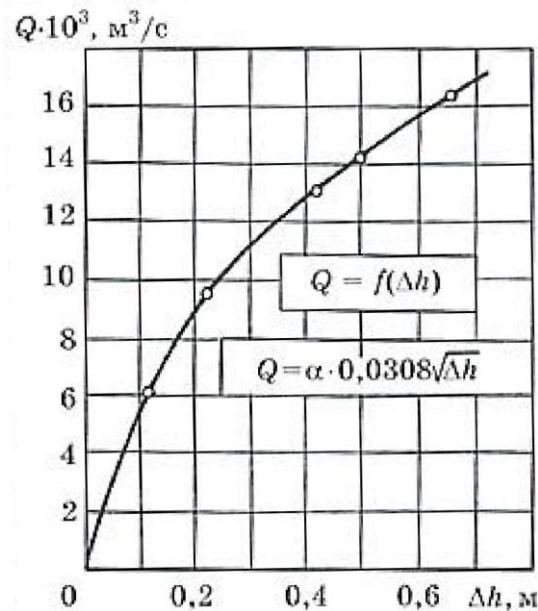


Рисунок 5.3 - Графік для визначення подачі насоса

Напір H – питома енергія, яка витрачається насосом на подолання геометричних висот всмоктування z_1 і нагнітання z_2 , різниці тисків на кінці нагнітальної й на початку всмоктувальної труб (мають на увазі тиски в збірниках I і II)

$$\frac{p_2 - p_1}{\rho g}$$

і гідравлічних опорів у всмоктувальному h_1 та нагнітальному h_2 трубопроводах:

$$H = z_1 + z_2 + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + h_1 + h_2. \quad (5.1)$$

У збірниках I і II (рис. 5.2) тиск однаковий і дорівнює атмосферному, тому член рівняння (5.1) $\frac{p_2 - p_1}{\rho g} = 0$, а напір насоса

$$H = z_1 + z_2 + h_1 + h_2. \quad (5.2)$$

У лабораторній установці енергію, яку насос витрачає на всмоктування, показуватиме вакуумметр 4 – це буде сума висоти всмоктування z_1 і втрат напору при всмоктуванні h_1 . Енергію, яку насос витрачає на нагнітання, показує манометр 7 – це відповідно буде сума висоти нагнітання z_2 і втрат напору h_2 .

Позначимо $z_1 + h_1 = \frac{p_B}{\rho g}$, а $z_2 + h_2 = \frac{p_H}{\rho g}$. Тоді рівняння (5.2)

матиме вигляд

$$H = \frac{p_B}{\rho g} + \frac{p_H}{\rho g}.$$

Рівняння (5.3) справджуватиметься тоді, коли вакуумметр і манометр будуть підключені безпосередньо на всмоктувальному і нагнітальному патрубках насоса. У лабораторній установці манометр 7 розміщено на $\Delta Z = 1$ м вище від точки його підключення, тому

$$H = \frac{p_B}{\rho g} + \frac{p_H}{\rho g} + \Delta Z. \quad (5.4)$$

У загальному випадку напір H – це різниця питомих енергій на кінці нагнітального і на початку всмоктувального патрубків насоса, тобто

$$H = \frac{p_H}{\rho g} - \frac{p_B}{\rho g}.$$

Оскільки насос встановлено вище від рівня води в збірнику 1, вакуумметр показуватиме розрідження, на створення якого витрачається енергія. Тому в рівнянні (5.4) $p_B/(\rho g)$ матиме додатне значення. Отже,

$$H = \frac{p_H}{\rho g} + \frac{p_B}{\rho g} + \Delta Z.$$

Потужність N – це енергія, яку витрачає насос за одиницю часу на піднімання і транспортування рідини:

$$N = \frac{\rho g H Q}{1000 \eta}, \quad (5.5)$$

де ρ – густина рідини, кг/м³;

Q – подача (витрата) рідини, м³/с;

H – напір, м;

η – загальний ККД насоса.

У лабораторній роботі потужність визначається електричним способом.

Насос працює на одному валу з електродвигуном, тому потужність на валу електродвигуна буде потужністю на валу насоса. Слід визначити потужність, яку електродвигун споживає з електричної мережі, та його ККД. Ця потужність вимірюється ватметром, який підключений в одну з фаз мережі (електричне навантаження вважається симетричним). Оскільки мережа трифазна, то показання ватметра потроюються. Тоді

$$N = \frac{3W a}{1000} \eta_{\text{ел}}, \quad (5.6)$$

де W – показання ватметра, поділок;

$a = 100$ – стала ватметра, Вт;

$\eta_{\text{ел}}$ – ККД електродвигуна.

З деякою похибкою в початкових точках випробування беремо $\eta = 0.87$. Тоді

$$N = \frac{3W \cdot 100}{1000} 0.87 = 0.261W. \quad (5.7)$$

Примітка. ККД електродвигуна – змінна величина, що залежить від його завантаження.

Загальний ККД насоса η визначається відношенням корисної потужності (потужності потоку рідини) до потужності споживаної (на валу насоса), яку матимемо з досліду:

$$\eta = \frac{N_T}{N} = \frac{\rho g H Q}{1000 N} = \frac{\rho H Q}{102 N}. \quad (5.8)$$

Випробування проводять за постійної частоти обертання вала насоса. Щоб переконатися в цьому, слід 2...3 рази під час випробування виміряти частоту обертання тахометром.

Опис схеми установки

Установка (рис. 5.2) складається з насоса 3, всмоктувального 2 і нагнітального 6 трубопроводів, збірника і, з якого насос всмоктує воду, та збірника 11, куди він її подає. Трубою 12 вода переливається зі збірника 11 у збірник 1.

Установка має всі необхідні контрольно-вимірювальні пристрої. Для вимірювання подачі Q у трубі 6 встановлено діафрагму 8 з підключеним до неї диференціальним манометром 9. подача змінюється засувкою 5. Тиск на напірному патрубку вимірюється манометром 7, а розрідження у всмоктувальному патрубку –

вакуумметром 4. Для вимірювання потужності, яка підводиться до електродвигуна, встановлено ватметр 10. Методика виконання роботи

1. Вмикаємо в роботу насос 3 при повністю закритій засувці 5 (рис. 5.3) і всіх вимкнених контрольно-вимірювальних приладах.
2. Вмикаємо контрольно-вимірювальні прилади і записуємо показання вакуумметра 4, манометра 7, ватметра 12, дифманометра 9.
3. Відкриваємо трохи засувку 5 і записуємо показання тих самих приладів. За правилами випробувань потрібно мати не менш як 21 подачу, яка регулюється засувкою 5. Остання точка відповідає повністю відкритій засувці.

Опрацювання результатів роботи

1. За графіком (рис. 5.3) визначаємо подачу насоса залежно від різниці тисків у діафрагмі 8, м³/с:

$$Q = f(\Delta h).$$

2. Підраховуємо напір під час всмоктування за показаннями вакуумметра 4, м: Визначаємо напір на нагнітання за показаннями манометра 7, м
3. Обчислюємо напір насоса H за умови $\Delta Z = 1$ м за формулою (5.4).
4. Маючи показання ватметра 10, визначаємо потужність N насоса за формулою (5.7).
5. Визначаємо ККД насоса за формулою (5.8).
6. Усі результати підрахунків записуємо в протокол випробувань (табл. 5.1).

Використовуючи дані протоколу, на міліметровому папері будуємо характеристики насоса (рис. 5.1) $H = f_1(Q)$, $N = f_2(Q)$, $\eta = f_3(Q)$ і визначаємо оптимальні умови його роботи.

Таблиця 5.1

Вимірювана і обчислена величина	Позначення	Одиниця вимірювання	Номер відліку												
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10			
Показання манометра	p'_H	кгс/см ²													
Напір при нагнітанні	$p_H/(\rho g)$	м вод. ст.													
Показання вакуумметра	p'_B	кгс/см ²													
Напір при всмоктуванні	$p_B/(\rho g)$	м вод. ст.													
Висота винесення манометра	ΔZ	м вод. ст.													
Напір насоса	H	м вод. ст.													
Різниця тисків біля діафрагми	Δh	м вод. ст.													
Подача насоса	$Q \cdot 10^3$	м ³ /с													
Показання ватметра	W	Поділки													
Потужність на валу насоса	N	кВт													
ККД насоса	η	—													
Частота обертання вала	n	хв ⁻¹													
Максимальний ККД	η_{\max}	—													
Оптимальна подача	$Q_{\text{опт}}$	м ³ /с													
Оптимальний напір	$H_{\text{опт}}$	м													

Контрольні запитання

1. З яких головних деталей складається насос?
2. Який принцип дії відцентрового насоса?
3. Що таке характеристики насоса?
4. Що таке оптимальний режим?
5. На що витрачається насосом енергія при всмоктуванні, при нагнітанні?
6. Що враховує загальний ККД і з чого він складається?
7. Як визначити потужність насоса за його відомих параметрів?

Практична робота № 6

Тема: Осідання в гравітаційному полі і розрахунок тонкошарового відстійника

Мета роботи: експериментально визначити фактичну швидкість осідання; теоретично розрахувати швидкість осідання і порівняти її з даними досліду та визначити продуктивність відстійника; розрахувати загальну площу осадження.

Основні теоретичні положення

Осідання в гравітаційному полі

Неоднорідні рідкі системи з більш-менш грубим подрібненням дисперсної фази розділяють під дією лише сили тяжіння. Відокремлення частинок від в'язкого середовища, в якому вони перебувають у завислому стані, під дією сили тяжіння називають *відстоюванням*, або *осіданням*.

Розрахунковою величиною при визначенні розмірів і продуктивності відстійних апаратів є швидкість осідання.

Теоретичну швидкість осідання визначають із загального закону опору руху тіла в середовищі

$$G - A = R, \quad (6.1)$$

де G – сила тяжіння, що діє на частинку кулястої форми в рідкому або газоподібному середовищі, Н;

A – виштовхувальна сила, Н;

$$G - A = \frac{\pi d^3}{6} g (\rho_1 - \rho_2);$$

$$R = \xi \frac{\pi d^2}{4} \frac{\omega_0^2}{2} \rho_2;$$

R – сила опору середовища для частинок кулястої форми, Н,

де ξ – коефіцієнт опору середовища, який визначають дослідним способом;

d – діаметр частинки, м;

ρ_1, ρ_2 – густина відповідно твердої частинки та середовища, кг/м³;

ω_0 – швидкість осідання, м/с.

Підставивши вирази для G і R у рівняння (6.1) і зробивши перетворення, дістанемо

$$\omega_0 = \sqrt{\frac{4gd(\rho_1 - \rho_2)}{3\xi\rho_2}}. \quad (6.2)$$

Коефіцієнт опору середовища ξ є функцією критерію Рейнольдса.

Дослідним способом встановлено:

а) для ламінарного режиму обтікання твердої частинки рідиною, тобто за умови $Re < 2.0$,

$$\xi = 24/Re;$$

б) у перехідній зоні обтікання частинок, тобто за умови $500 > Re > 2.0$,

$$\xi = 18.5/Re^{0.6};$$

в) для турбулентного режиму обтікання твердої частинки, тобто за умови $Re > 500$,

$$\xi = 0.44.$$

Щоб розрахувати швидкість осідання за формулою (6.2), потрібно знайти значення коефіцієнта який залежить від режиму обтікання частинки рідиною. Режим обтікання визначається критерієм Рейнольдса, в який входить і шукана швидкість осідання:

$$Re = \omega_0 d \rho_2 / \mu,$$

де μ – коефіцієнт динамічної в'язкості рідкої фази, Па с.

З огляду на це для визначення швидкості осідання користуються не рівнянням (6.2), а двома іншими методами: за допомогою рівняння Стокса або за критерієм Архімеда.

Розрахунок швидкості осідання за методом Стокса. Цей метод є окремим випадком застосування узагальненого рівняння (6.2). Він ґрунтується на положенні про те, що за ламінарного режиму руху тіла в рідині максимальне значення критерію $Re = 2$ і коефіцієнт опору середовища в цьому разі

$$\xi = \frac{24}{Re} = \frac{24\mu}{\omega_0 d \rho_2}.$$

Підставивши в рівняння (6.2) цей вираз для після перетворень дістанемо, м/с,

Отримане рівняння справедливе лише для ламінарного режиму і називається *рівнянням Стокса*. Тому після визначення швидкості осідання за цим рівнянням потрібно знайти значення критерію Re . Якщо $Re < 2$, то рівняння вибрано правильно.

Розрахунок швидкості осідання за критерієм Архімеда. Якщо в рівнянні (6.2) швидкість осідання ω_0 подати через критерій Re , а динамічну в'язкість як добуток кінематичної в'язкості на густину, то після нескладних перетворень цього рівняння дістанемо

$$\frac{3}{4} \xi Re^2 = \frac{gd^3 \rho_1 - \rho_2}{v^2 \rho_2}, \tag{6.3}$$

де v – коефіцієнт кінематичної в'язкості, м²/с.

Права частина рівняння (6.3) є критерієм Архімеда

$$Ar = \frac{gd^3 \rho_1 - \rho_2}{v^2 \rho_2}. \tag{6.4}$$

Тоді рівняння (6.3) можна записати так:

$$Ar = \frac{3}{4} \xi Re^2. \tag{6.5}$$

Із рівняння (6.5) визначаємо критичні (граничні) значення критерію Ar відповідно для трьох випадків режиму обтікання твердих частинок рідиною:

а) для ламінарного режиму, коли $Re = 2$ і коефіцієнт опору $\xi = 24/Re$,

$$Ar = \frac{3}{4} \frac{24}{Re} Re^2 = 18Re = 18 \cdot 2 = 36;$$

б) у перехідній зоні, коли $Re = 500$ і коефіцієнт опору середовища $\xi = 18.5/Re^{0.6}$,

$$Ar = \frac{3}{4} \frac{18.5}{Re^{0.6}} Re^2 = 13.9 \cdot Re^{1.4} = 13.9 \cdot 500^{1.4} = 83500;$$

в) для турбулентного режиму, коли $Re > 500$ і коефіцієнт опору $\xi = 0.44$,

$$Ar = \frac{3}{4} 0.44 Re^2 = 0.33 Re^2;$$

$$Ar > 83500.$$

Використовуючи цей метод, швидкість осідання визначаємо так:

а) з рівняння (6.4) обчислюємо значення критерію Ar . У цей критерій входять величини, які не залежать від швидкості й режиму осідання, а тому його значення можна легко розрахувати. Для цього потрібно знати розміри частинок, що осідають, їхню густину, а також густину й в'язкість середовища;

б) за значенням критерію Ar визначаємо числове значення критерію Re :

♦ за умови $Ar \leq 36$

$$Re = Ar/18;$$

♦ за умови $83500 > Ar > 36$

$$Re = (Ar/13.9)^{1/1.4};$$

♦ за умови $Ar > 83500$

$$Re = \sqrt{Ar/0.33};$$

в) за значенням критерію Re визначаємо швидкість осідання, м/с,

$$\omega_0 = Re\mu/(d\rho_2).$$

Розрахункове значення швидкості стосується частинок кулястої форми, що осідають у нерухомому середовищі.

Розрахунок тонкошарового відстійника

Під час відстоювання в тонкому рухомому шарі суспензії слід дотримуватися таких умов:

$$Re = \frac{\omega_l R \rho}{\mu} \leq 500; \quad Fr = \frac{\omega_l^2}{gH} \geq 10^{-5}$$

де Re , Fr – критерії відповідно Рейнольдса і Фруда;

ω_l – швидкість руху суспензії вздовж каналу, м/с (рис. 9.1);

R – гідравлічний радіус каналу, м (у цьому разі $R = H/2$, де H – найкоротша відстань між поверхнями, які утворюють канал);

ρ – густина суспензії, кг/м³;

μ – коефіцієнт динамічної в'язкості суспензії, Па·с;

g – прискорення вільного падіння, м/с².

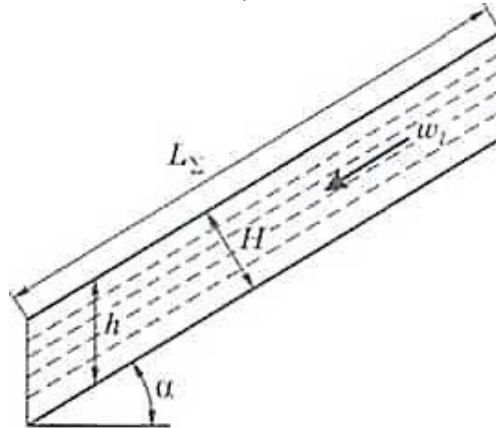


Рисунок 6.1 - Схема каналу тонкошарового відстійника

Перша умова забезпечує спокійний рух суспензії без турбулентних струмин, що перешкоджають осадженню. Занадто повільний рух суспензії може спричинити нерівномірність в її русі в перерізі каналу. Друга умова не передбачає такої можливості.

На підставі зазначених двох умов можна розрахувати найбільшу ω_{lmax} і найменшу ω_{lmin} швидкості руху суспензії:

$$\omega_{lmax} = 10^3 \frac{\mu}{\rho H}; \quad (6.6)$$

$$\omega_{lmin} = 4.95 \cdot 10^{-3} \sqrt{H}. \quad (6.7)$$

Значення ω_l беруть між значеннями ω_{lmax} і ω_{lmin} .

Відомо, що між тривалістю осадження τ_{oc} дисперсної фази і тривалістю перебування суспензії в зоні осадження $\tau_{п}$ існує співвідношення

$$\tau_{oc} \leq \tau_{п} \quad (6.8)$$

Водночас

$$\tau_{п} = L/\omega_l, \quad (6.9)$$

де L – довжина зони осадження, м.

Із рівнянь (9.3) і (9.4) маємо

$$L \geq \tau_{oc} \omega_l. \quad (6.10)$$

Загальна довжина каналу (рис. 9.1)

$$L_{\Sigma} = L + \Delta L, \quad (6.11)$$

де $\Delta L = 0.2 \dots 0.5$ м.

Продуктивність відстійника, що має n каналів b завширшки, $\text{м}^3/\text{с}$,

$$V = \omega_l H b n. \quad (6.12)$$

Загальна площа осадження, м^2 ,

$$F = n b L_{\Sigma} \cos \alpha.$$

Опис схеми установки

Експериментальна установка для дослідження процесу осідання (рис. 6.2) складається з двох відстійних прозорих циліндрів 1 , заповнених рідиною. На циліндрах є позначки 2 для реєстрації початку і кінця осідання. Діаметр циліндра може бути різний, але такий, щоб сили поверхневого натягу не впливали на процес осідання частинок. Висоту циліндрів бажано вибирати порівняно велику – при цьому дослід буде точнішим. Для дослідів слід використовувати в'язкі рідини (соняшникову, бавовняну олії), оскільки за малої в'язкості рідини важко реєструвати тривалість дослідів.

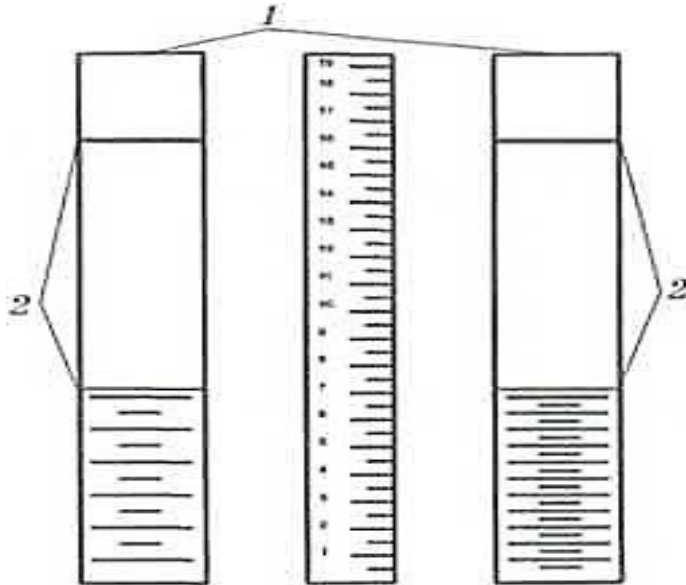


Рисунок 6.2 - Схема установки для дослідження процесу осідання

Методика виконання роботи

1. У відстійні циліндри заливаємо рідину на рівень, вищий від верхньої позначки.
2. Вимірюємо температуру рідини.
3. Вибираємо кульки з різного матеріалу й різного діаметра, визначаємо діаметри штангенциркулем і зважуємо кульки на аналітичних терезах.
4. Розраховуємо густину матеріалу частинок.
5. Опускаємо кульку в циліндр і визначаємо тривалість осідання, тобто час

проходження кульки по циліндру від верхньої позначки до нижньої.

Для кожного типу кульки і для кожної рідини дослід проводимо кілька разів. Дані спостережень і розрахункові величини записуємо у табл. 6.1.

Таблиця 6.1

Номер дослід	Рідина				Кулька			Відстань між позначками, м	Тривалість осідання, с	Швидкість осідання, м/с		Ar	Re
	Назва	Температура, °C	Густина, кг/м ³	Коефіцієнт динамічної в'язкості, Па·с	Діаметр, м	Густина, кг/м ³	Маса, кг			практична	теоретична		

Процес осадження в тонкошаровому відстійнику моделюється осадженням у «вертикальній вирізці» каналу, наприклад, у циліндрі (рис. 6.3), висота якого має бути не менша, ніж h ($h = H/\cos\alpha$), а діаметр якомога більший (не менш як 50 мм), щоб уникнути впливу стінок на процес осадження.

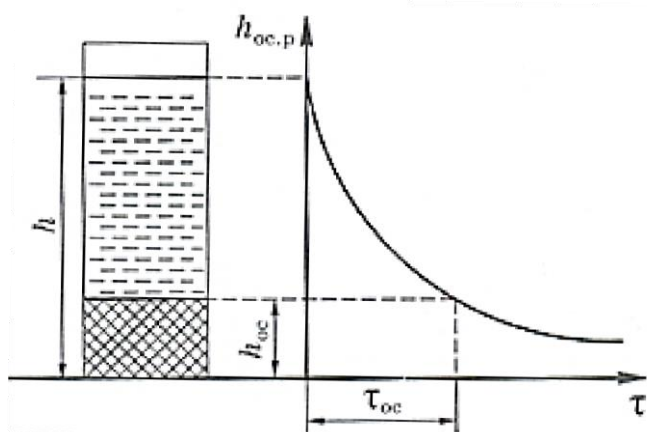


Рисунок 6.3 - «Вертикальна вирізка» відстійника та графік залежності $h_{ос}$ від $\tau_{ос}$

У циліндр наливаємо суспензію, в той самий момент починаємо фіксувати зміну положення $h_{ос}$ – поверхні розділу між освітленою рідиною та осадом у часі. Процес осадження відображаємо графічно (рис. 6.3).

Опрацювання результатів роботи

1. Визначаємо густину і в'язкість рідини за довідником залежно від температури.

2. Розраховуємо густину матеріалу кульки, кг/м³,

$$\rho_2 = m \cdot 6 / \pi d^3,$$

де m – маса кульки, кг;

d – діаметр кульки, м.

3. Визначаємо фактичну швидкість осідання, м/с,

$$\omega_{\phi} = H/\tau,$$

де H – відстань між позначками на циліндрі, м;

τ – тривалість осідання, с.

4. Розраховуємо критерій Архімеда за рівнянням (6.4).
5. Обчислюємо критерій Рейнольдса.
6. Визначаємо теоретичну швидкість осідання.
7. Вибираємо висоту каналу H і кут його нахилу до горизонту α .
8. Експериментально отримуємо залежність бажаного розподілу суспензії на освітлену рідину та осад від тривалості процесу (рис. 6.3).
9. Розраховуємо ω_{lmax} і ω_{lmin} та вибираємо ω_l .
10. Вибране за допомогою рис. 6.3 значення τ_{oc} використовуємо для розрахунку L і L_{Σ} (рівняння (6.10) і (6.11)).
11. Вибираємо ширину каналу b .
12. За допомогою рівняння (6.12) визначаємо n , якщо задано V , або V , якщо задано n .

У тому разі, коли співвідношення між L_{Σ} , b і n не є зручним, змінюємо ω_l або b і розрахунок повторюємо.

Контрольні запитання

1. Під дією якої сили відбувається осідання у відстійниках?
2. У якому разі частинки спливають?
3. Що характеризує критерій Ar ?
4. Чому частинки осідають в основному зі сталою швидкістю?
5. У чому полягають недоліки рівняння (6.2) для визначення швидкості осідання?
6. Яке обладнання застосовують для розділення неоднорідних систем осадженням?
7. У чому полягає розрахунок відстійників?
8. Як відбувається процес осадження в тонкошаровому відстійнику?
9. Що називають продуктивністю відстійника і як її розраховують?

Розділ 2. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

Практична робота № 7

Тема: Визначення основних характеристик процесу подрібнення на молотковій і валковій дробарках

Мета роботи: ознайомитися з конструкцією і принципом роботи молоткової й валкової дробарок; визначити середній розмір частинок початкового матеріалу і готового продукту та ступінь подрібнення; визначити продуктивність і витрату енергії на подрібнення та емпіричний коефіцієнт для розрахунку потужності електродвигуна.

Основні теоретичні положення

Подрібнення твердих тіл на частинки силами механічного впливу застосовують у борошняному, комбікормовому, цукровому, консервному, спиртовому, пивоварному виробництвах. Для подрібнення зерна використовують молоткові й валкові дробарки.

У молоткових дробарках зерно спочатку руйнується під час вільного падіння внаслідок ударів по ньому сталевих молотків (бияків), які обертаються з коловою швидкістю 60...80 м/с. Подальше подрібнення відбувається частково від ударів частинок об корпус дробарки, а в основному це пов'язано з розтиранням частинок об сталеву штамповану решітку. Подрібнені до розмірів отворів сита частинки проходять крізь сито і видаляються з дробарки.

Для одержання обойного борошна застосовують підвішені на дисках молотки, що мають вигляд прямокутних пластин завтовшки 1.5 – 2.5 мм із термообробленої хромистої сталі.

У валкових дробарках зерно подрібнюється під час проходження крізь зазор між двома паралельними циліндричними валками, що обертаються назустріч один одному. Подрібнення відбувається переважно внаслідок роздавлювання (для гладеньких валків), розколювання (для рифлених валків), а також розтирання (для диференціальних валків, які обертаються з різною коловою швидкістю). Якщо в дробарку потрапляють занадто міцні сторонні предмети, то рухомий валок запобіжним пристроєм відводиться від нерухомого і предмет випадає із дробарки, що дає змогу уникнути поломки апарата.

Ефективність подрібнення на дробарках оцінюють ступенем подрібнення, продуктивністю та витратами питомої енергії на проведення процесу.

Ступінь подрібнення матеріалу визначають за формулою

$$i = F_{\Pi}/F_M, \quad (7.1)$$

де F_{Π} , F_M – сумарна поверхня частинок відповідно подрібненого продукту і первинного матеріалу, м².

Ураховуючи складність визначення сумарної поверхні частинок первинного і подрібненого матеріалів, частіше ступінь подрібнення визначають простішим способом

$$i = d_{\text{перв}}/d_{\text{подр}}, \quad (7.2)$$

де $d_{\text{перв}}$, $d_{\text{подр}}$ – середній розмір частинок відповідно первинного матеріалу і подрібненого продукту, м.

Для визначення середнього розміру частинок до та після подрібнення середню пробу матеріалу просіюють крізь набір сит з отворами різних розмірів, зважують сходові фракції та розраховують розміри частинок за формулою

$$d = \sum_1^k d_i x_i / \sum_1^k x_i, \quad (7.3)$$

де d_i – середній розмір частинок i -ї сходової фракції матеріалу, що визначається як півсума розмірів отворів сита, з якого отримали схід матеріалу, та найближчого сита, крізь яке пройшов цей матеріал, мм;

x_i – маса i -ї сходової фракції матеріалу, кг або % до маси просіюваного матеріалу.

Продуктивність молоткової однороторної дробарки Q , м³/с, або G , кг/с, приблизно визначають за формулою

$$Q = \frac{K_1 D_p^2 L_p n_p}{i-1},$$

або

$$G = \frac{K_1 D_p^2 L_p n_p \rho}{i-1}, \quad (7.4)$$

де K_1 – емпіричний (дослідний) коефіцієнт, що залежить від типу та розмірів отворів решітки, а також від властивостей матеріалу;

D_p , L_p – відповідно діаметр і довжина ротора, м;

n_p – частота обертання ротора, с⁻¹;

ρ – густина подрібнюваного матеріалу, кг/м³;

i – ступінь подрібнення.

Частоту обертання ротора визначають за формулою

$$n_p = n_{\text{дв}} D_{\text{дв}} / D_{\text{др}}, \quad (7.5)$$

де $n_{\text{дв}}$ – частота обертання електродвигуна, с⁻¹;

$D_{\text{дв}}$, $D_{\text{др}}$ – діаметр шківів на валу відповідно електродвигуна і дробарки, м.

Потужність на валу молоткової дробарки N , кВт, можна орієнтовно розрахувати за емпіричною формулою

$$N = K_{N1} G_i, \quad (7.6)$$

де K_{N1} – емпіричний розмірний коефіцієнт, який залежить здебільшого від фізико-механічних властивостей подрібнюваного матеріалу.

Продуктивність валкової дробарки розраховують через об'єм продукту, що виходить

із агрегату за один оберт валків. Цей об'єм відповідає об'єму паралелепіпеда з основою, що дорівнює площі зазору, і висотою, що дорівнює довжині кола (πD_B) валка, тобто

$$V = \pi D_B L_B,$$

де D_B, L_B – відповідно діаметр і довжина валка, м;

S – ширина зазору між валками, м.

За частоти обертання валків n і густини подрібнюваного матеріалу ρ продуктивність дробарки

$$G = \pi n D_B L_B S \rho \mu, \quad (7.7)$$

де $\mu = 0.2 \dots 0.3$ – коефіцієнт розпушення матеріалу, що виходить із дробарки.

Потужність, потрібну для дробіння валковою дробаркою, розраховують за емпіричною формулою

$$N = K_{N2} G, \quad (7.8)$$

де K_{N2} – емпіричний розмірний коефіцієнт, який визначають за показаннями ватметра.

Отже, продуктивність дробарок і витрати енергії на подрібнення істотно залежать від дисперсності отриманого продукту. Дисперсність розмелу в молоткових дробарках обмежується розміром і формою отворів решітки, а у валкових – шириною зазору між валками. Що менші ці розміри, то дрібніший продукт одержують після подрібнення.

Опис схеми установки

Експериментальна установка з молотковим подрібнювачем (рис. 7.1) складається з таких елементів: чавунного корпусу 1 з кришкою, по боках якої встановлено деку 2, ротора 3 з молотками 4, бункера 5, засувки 6, решітки 7, електродвигуна 8, ватметра 9, лабораторної місткості 10. Решітки 7 змінні діаметр отворів 1, 2, 3, 4, 5 мм.

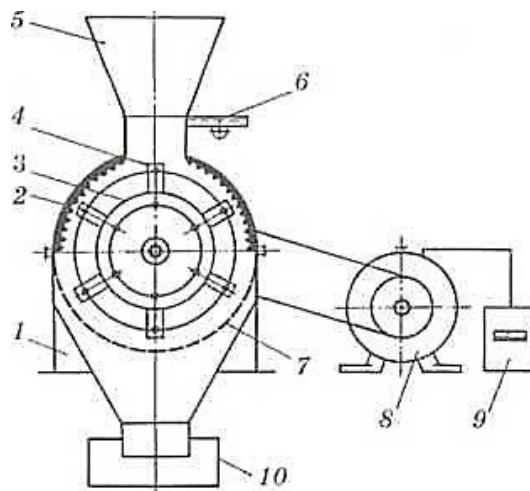


Рисунок 7.1 - Схема молоткового подрібнювача

Сировина (зерно) з бункера 5 надходить у робочу камеру дробарки, де в результаті дії молотків 4 та ударів частинок матеріалу об деку 2, а також унаслідок розтирання матеріалу об деку та решітку, відбувається інтенсивне його руйнування. Подрібнені до потрібного розміру частинки продукту проходять крізь решітку 7 і зсипаються у місткість 10. Витрата енергії від електродвигуна фіксується ватметром 9.

До складу експериментальної установки входить лабораторний розсіювач-аналізатор, три колонки набору штампованих сит діаметрами 0.1; 0.2; 0.4; 0.6; 0.8; 1.0; 2.0; 3.0; 4.0 і 5.0 мм та технічні ваги.

Валкова дробарка (рис. 7.2) складається з двох установлених із зазором валків 1, і використовується переважно для подрібнення зерна та солоду. Один з валків прикріплено до рухомих підшипників 3 з пружинами 4, що дає змогу регулювати зазор між валками і відводити сторонні тверді предмети, які випадково потрапили між валками.

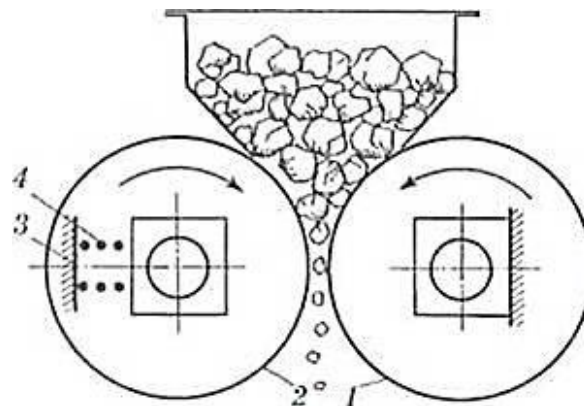


Рисунок 7.2 - Схема експериментального валкового подрібнювача

Залежно від ступеня подрібнення і властивостей подрібнюваного матеріалу елементами робочої поверхні валків можуть бути рифлі, нанесені різцями, зубці серпоподібної або іншої форми, а на гладеньких валках – мікрошорсткості, утворені за допомогою абразивного шліфування або електроіскрової обробки. Рифлі виконують під кутом $2 \dots 10^\circ$ до твірної циліндра валка з кроком 0.8 – 2.5 мм. Під час обертання валків з різною частотою досягається не тільки роздавлювання матеріалу, а й розрив і розтирання його.

Валки з гладенькою поверхнею використовують для одержання тонкого помелу, з рифленою поверхнею – для середнього подрібнення, із зубцями – для подрібнення плодів і овочів.

Для підвищення зносостійкості валки виготовляють двошаровими: зовнішній поверхневий шар завтовшки 20...25 мм відливають із хромонікелевого чавуну, внутрішній – зі звичайного сірого чавуну.

Методика виконання роботи

1. З неподрібненого зернового матеріалу відбираємо три наважки по 0.1кг

кожна, які просіюємо протягом 300 с (5 хв). Залишок на кожному ситі зважуємо на технічних вагах, перераховуємо у відсотках до загальної маси наважки. Результати заносимо у табл. 7.1 протоколу випробувань і визначаємо середнє значення сходів з однакових сит.

Таблиця 7.1

Номер досліду і повторність	Дно x_1	Залишок на ситі, %, з діаметром отворів, мм				
		1	2	3	4	5
		x_2	x_3	x_4	x_5	x_6
1						
2						
3						
Середнє значення						

За формулою (7.3), що для цього випадку має вигляд

$$d_{cp} = (0.5x_1 + 1.5x_2 + 2.5x_3 + 3.5x_4 + 4.5x_5 + 5.5x_6)/100, \quad (7.9)$$

де x_1 – середній залишок на дні, %;

x_2, x_3, x_4, x_5, x_6 – середні залишки на ситі з отворами діаметром відповідно 1, 2, 3, 4, 5 мм, % %, визначаємо середній розмір частинок початкового матеріалу.

2. Наважку сировини масою 5 ... 10 кг засипаємо у бункер молоткової дробарки, в якому встановлено решітку з найменшим діаметром отворів (або в бункер валкової дробарки).

3. Вмикаємо двигун дробарки і за допомогою ватметра визначаємо його потужність холостого ходу $N_{х.х}$, кВт.

4. Поступово відкриваючи засувку бункера, завантажуюємо дробарку до значення продуктивності, близької до оптимальної, і також визначаємо потужність.

5. Протягом 40...90 с відбираємо подрібнений продукт, що виходить із дробарки (після відбирання слід виробити весь матеріал, що залишився у дробарці), зважуємо і дані досліду записуємо у табл. 7.2 протоколу випробувань.

Опрацювання результатів роботи

1. Дійсну продуктивність дробарки G_d , кг/с, визначаємо за формулою

$$G_d = m/\tau, \quad (7.10)$$

де m – маса відібраної наважки подрібненого продукту, кг;

τ – тривалість відбирання наважки, с.

2. За описаною вище методикою з рівняння (7.9) визначаємо середній розмір частинок подрібненого продукту.

3. За формулою (7.2) визначаємо ступінь подрібнення матеріалу.

4. За формулами (7.4), (7.6) і (7.8) обчислюємо коефіцієнти K_I , K_N і K_{N2} для даного матеріалу і дробарки.

5. Питому витрату енергії $N_{\text{пит}}$ на подрібнення, кВт с/кг, визначаємо за формулою

$$N_{\text{пит}} = (N_{\text{роб}} + N_{\text{х.х}})/G_{\text{д}}, \quad (7.11)$$

де $N_{\text{роб}}$, $N_{\text{х.х}}$ – потужності, споживані електродвигуном дробарки відповідно за робочого навантаження та режиму холостого ходу (визначаємо за показаннями ватметра), кВт.

Результати експериментів та розрахунків заносимо до табл. 7.2 протоколу випробувань.

Таблиця 7.2

Номер дослід	Діаметр отворів решітки молоткової дробарки $D_{\text{р}}$, мм, або ширина зазору між В	Маса наважки m , кг	Тривалість відбирання наважки τ , с	Потужність дробарки $G_{\text{р}}$, кг/с	Потужність, кВт		Питомі витрати енергії на подрібнення $N_{\text{под}}$, кВт·с/кг	Дисперсність $d_{\text{ср}}$, кг	Ступінь подрібнення i	Коефіцієнт		
					на холостий хід $N_{\text{х}}$	на подрібнення $N_{\text{роб}}$				K_1	K_{N1}	K_{N2}

Лабораторна робота № 8

Тема: Дослідження адгезійних властивостей матеріалів методом тензометрування

Мета роботи: Оволодіти методикою визначення адгезійних властивостей харчових продуктів, експериментальним шляхом визначити адгезію різних видів сільськогосподарської сировини.

Основні теоретичні положення

Під *адгезією* (лат. *adhaesio* - прилипання, зчеплення, притягання) розуміють явище прилипання різних за структурою матеріалів при їх поверхневому контакті, внаслідок чого утворюється так званий адгезійний зв'язок. Це явище дуже широко розповсюджено в техніці, з ним у більшості випадків борються як з небажаним, хоча в деяких процесах бажають прилипання збільшити.

Здатність матеріалів виявляти певні зусилля взаємодії з іншим матеріалом або контактуючими з ними поверхнями з металу або тканини називають *адгезією*. За визначенням теорії адгезії досліджуваний матеріал носить назву *адгезиву*, а матеріал, з яким він контактує - *субстрату*.

Крім явища *адгезія* існують супутні явища когезія і аутогезія. Термін *когезія* характеризує міжмолекулярну взаємодію усередині однієї фази - явище зчеплення атомів, молекул або іонів даної речовини. Термін *аутогезія* означає зв'язок між собою часток сипучих мас.

На формування адгезійного зв'язку між харчовими масами і конструкційними матеріалами вирішальний вплив здійснюють їх реологічні властивості, шорсткість поверхні субстрату, тривалість і напруження контакту, температура адгезиву і субстрату, спосіб і швидкість відриву, а також наявність між адгезивом і субстратом граничного шару, нанесеного за допомогою мастила, напилення або покриття.

Саме адгезія визначає зв'язок харчових мас з поверхнями технологічного обладнання (ємності, транспортери, трубопроводи, арматура, ін.).

Сила взаємодії між тілами на межі їх контакту визначається за рівнянням:

$$F = f(F_k + p_0 S_0) \quad (8.1)$$

де f - дійсний коефіцієнт зовнішнього тертя;

F_k - нормальне навантаження, Н;

F_0 - питома зусилля прилипання. Па;

S_0 - площа контакту двох тіл, м².

Уведене поняття „ефективний коефіцієнт зовнішнього тертя“ f_{ef} , який обчислюється за формулою:

$$f_{\text{ef}} = p_{\text{mp}}/p_k, \quad (8.2)$$

де p_{mp} і p_k , - відповідно, напруження тертя і контакту, Па.

Ефективний коефіцієнт може бути пов'язаний з істинним коефіцієнтом наступним співвідношенням:

$$f_{\text{сф}} = f(1 + F_0/F_k). \quad (8.3)$$

Відрив пластини від продукту:

$$1/p_0 = h/2a + C/w_c, \quad (8.4)$$

де p_0 - адгезійне напруження, Па.

h - товщина продукту між пластинами, м;

a - коефіцієнт, аналогічний коефіцієнту поверхневого натягу, Н/м;

C - коефіцієнт пропорційності, який характеризує темп убування площі контакту, м²/с;

w_c - швидкість збільшення відриву, Н/с.

З урахуванням методів оцінки і особливостей різних видів адгезії, способів визначення її величини і властивостей харчових мас розрізняють адгезію сипучих, пружно-пластичних і рідких продуктів (табл. 8.1).

У таблиці перелічені тільки деякі основні харчові маси. Адгезія спостерігається на усіх стадіях технологічного процесу: при транспортуванні і переробці сировини, на проміжних стадіях, при упакуванні і зберіганні готового продукту і т.д.

Наведена класифікація адгезії у залежності від властивостей харчових продуктів оснований на наступних уявленнях.

Адгезія, як поверхнєве явище, виникає на межі розділу фаз різнорідних конденсованих тіл: харчові маси - одна фаза, поверхня контакту - друга фаза. Тобто, мова йде про межу розділу рідина-тверде тіло ($P-T$) і тверде тіло - тверде тіло (T_1-T_2).

Таблиця 8.1 - Класифікація харчових мас з урахуванням особливостей їх адгезії

Харчові маси	Межа фаз	Площа контакту	Представники продуктів
Рідкі	P-T	Безперервна	Олія рослинна, винно-горілчані вироби, безалкогольні напої, соки, молоко, харчові емульсії (майонез), рідкі добавки
Пружно-пластичні	T ₁ -T ₂	Безперервна	Тісто, конфетні маси, креми, пасти, м'ясо і його вироби, риба і її вироби, сир, вершкове масло, маргарин, джеми, варення, овочі, фрукти
Сипучі	T ₁ -T ₂	Переривчаста	Борошно, крупа, цукор, сіль, кофе, крохмаль, чай, какао, ячний порошок, сухе молоко, дитяче харчування
Плівкові	T ₁ -T ₂	Безперервна	Сир, ковбасні вироби, молочні продукти та ін.

У зв'язку з тим, що адгезія харчових матеріалів являє собою перш за все поверхнєве явище, тому можливі наступні напрями впливу на характеристики поверхні субстрату „конструкційного матеріалу" і поверхні адгезиву „харчового продукту":

- підбір матеріалу субстрату в залежності від його функціонального призначення для ослаблення або посилення адгезійної взаємодії з харчовим

об'єктом, застосування антиадгезійних матеріалів і покриттів або матеріалів, які мають підвищену адгезійну спроможність;

- створення пограничного (проміжного) шару шляхом нанесення твердого або рідиноподібного покриття на поверхню контакту (змащення маслом або борошняною заваркою, посипка борошном або крохмалем, створення плівки конденсату, тощо.)

- направлене змінення фізичного стану поверхні адгезиву (наприклад, попередній обдув повітрям, підсушування або ж будь-яка термічно-вологісна обробка);

- внесення у харчовий продукт добавок (незначна зміна рецептури введенням, наприклад, поверхнево-активних модифікаторів);

- змінення енергетичних рівнів поверхонь контакту адгезиву і субстрату (наприклад, створення у зоні контакту подвійного електричного шару шляхом накладення постійного електричного поля).

Для зниження адгезії харчових мас у промисловості широко використовуються різні полімерні матеріали, покриття облицювання і напилювання, внаслідок чого підвищуються ефективність технологічних процесів та якість виробів. Застосування полімерних матеріалів на харчових підприємствах знижує прилипання харчової маси, зменшує витрати часу на обслуговування обладнання, покращує зовнішній вигляд виробів і т.д.

Прилади і методи вимірювання адгезійних характеристик засновані на руйнуванні адгезійного з'єднання шляхом прикладення зовнішнього зусилля. За способом прикладення зусилля розрізняють методи відриву рівномірного і нерівномірного та зсуву.

На величину адгезії, окрім технологічних властивостей самого продукту (температура, вологість, склад, ступінь подрібнення, тощо) і марки конструкційного матеріалу, впливають умови вимірювання - геометричні, кінематичні і динамічні параметри приладу. Тому до адгезіометрів пред'являються особливі вимоги:

- 1) Перед вимірюванням продукт потрібно притиснути до субстрату для встановлення контакту і видалення з нього повітряних пухирців. Чим більше зусилля і тривалість контакту, тим краще продукт заповнює мікрорельєф поверхні. У результаті він контактує з усією поверхнею, площа якої може бути більше геометричної. Таким чином, зусилля і тривалість попереднього контакту повинні змінюватися у широкому діапазоні;

- 2) Вимірювання, проведені на пластинах субстрату, які мають різну площу при різній товщині шару, дають різні числові значення адгезійних характеристик за інших рівних умов. Тому повинен бути застосований певний шаблон для нанесення продукту заданої товщини на пластину;

3) Різні марки матеріалу пластин, ступінь і якість його обробки впливають на міцність молекулярних контактів. У приладі повинна бути передбачена можливість заміни пластин, які виготовлені з різного матеріалу при різній шорсткості поверхні;

4) Тривалість і кінетика прикладення зусилля відриву по різному виливають на розподіл деформацій і зусиль між пластинами, тому прилади повинні допускати варіювання швидкості прикладання сили відриву або зсуву в широкому діапазоні. Прилади для визначення адгезійних характеристик за способом прикладення навантаження ділять на адгезіометри з поступовим відривом, адгезіометри з миттєвим відривом, а також зсувометри.

При рівномірному відриві навантаження прикладається перпендикулярно до площини субстрату, при цьому адгезія характеризується нормальною силою, віднесеною до одиниці площі контакту, тобто, нормальним напруженням. При зсуві визначаються дотичні напруження, які виникають при відносному зсуві шарів адгезиву відносно субстрату.

Для дослідження адгезії харчових в'язко-пластичних матеріалів використовуються, в основному, прилади, засновані на способі нормального відриву. На таких приладах визначають адгезійні характеристики м'ясних напівфабрикатів, тіста, борошна, кондитерських мас та багатьох харчових продуктів.

Опис схеми установки

При дослідженні адгезійних характеристик застосовується прилад, який використовує принципи, що реалізують нормальний розрив двох плоско-паралельних поверхонь, між якими перебуває продукт.

При проведенні лабораторної роботи досліди проводяться на приладі, у якому зусилля відриву пластини вимірюється за деформацією тензометричної балки з фіксацією результатів на стрілочному приладі або з записом сигналу на стрічці осцилографа. Балка встановлена так, що допускає тарування до і після дослідів.

Прилад (рис. 8.1) працює наступним чином: для закріплення зразка служать затискачі 2.

Гайка 7, на якій закріплена тензометрична балка 5, утворює із ходовим гвинтом різьбове сполучення. При обертанні ходового гвинта 6 у ту або іншу сторону гайка 7 із закріпленою тензометричною балкою 5 переміщається угору або донизу. Обертання гвинта здійснюється вручну рукояткою 8.

До тензометричної балки 5 кріпиться пластина 4, яка повинна контактувати з продуктом, що досліджується.

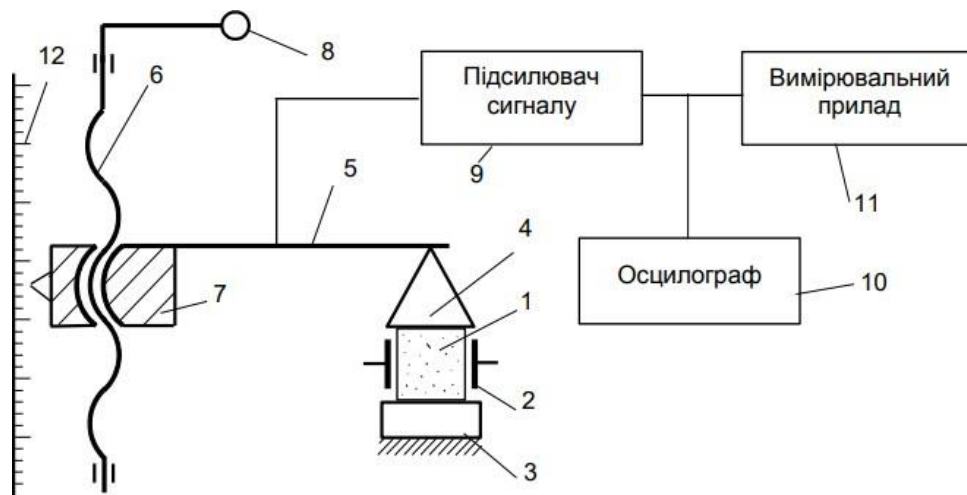


Рисунок 8.1 – Лабораторний прилад для вимірювання адгезії

1 - зразок; 2 - затискач; 3 - нерухома площина; 4 - пластина; 5 - тензометрична балка; 6 - гвинт; 7 - гайка; 8 - рукоятка; 9 - тензометричний підсилювач; 10 - осцилограф; 11 - вимірювальний прилад; 12 - лінійка

Пластини 4 виготовляються з вуглецевої сталі Ст. 3 та нержавіючої сталі 1Х18Н9Т.

Перед контактом пластини 4 з продуктом вона повинна бути ретельно очищена, знежирена та просушена.

У якості вимірювальної апаратури використовується тензометричний підсилювач „Топаз“, осцилограф Н-115, гальванометр (рис.8.2).



Рисунок 8.2 - Фото лабораторного місця вивчення явища адгезії

Методика виконання роботи

- Перед проведенням дослідів провести тарування пластини і побудувати тарувальний графік.
- Закріпити зразок у затискачах 2. Опустити пластину за допомогою ходового гвинта 6 до утворення контакту з матеріалом.
- Виміряти площу контакту на пластині S_0 , м²;
- Для створення попереднього контакту на пластину 4 встановити вантажі залежно від того, яке значення тиску попереднього контакту необхідно створити. Тривалість витримки попереднього контакту прийняти 30, 60, 180, 300 і 600 с.д) За

допомогою ходового гвинта 6 повільно підняти пластину. За показаннями гальванометра за допомогою тарувального графіка (рис. 8.3) визначити навантаження і силу відриву.

Повторність дослідів трикратна.

е) Результати дослідів занести в табл. 8.2.

Таблиця 8.2 - Результати дослідів

Тривалість витримки, с	Сила відриву, Н	Адгезія, Па
30		
60		
180		
300		
600		

є) Визначити залежність адгезії від тиску попереднього контакту.

Результати занести в табл.8.3.

Таблиця 8.3 - Результати дослідів

Величина навантаження, Н	Сила відриву, Н	Адгезія, Па

ж) Обчислити значення адгезії і занести їх у табл. 8.2 і 8.3;

з) За результатами дослідів і розрахунків побудувати графіки залежності адгезії від тривалості попереднього контакту і величини навантаження (рис. 8.3 і 8.4).

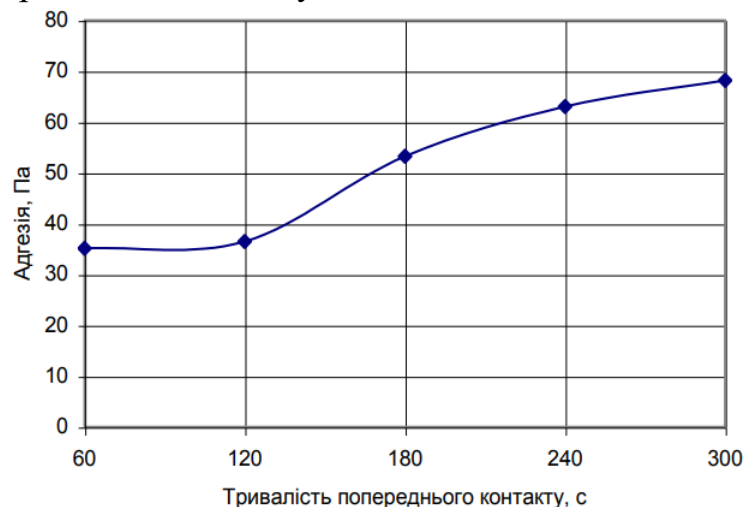


Рисунок 8.3 - Приклад оформлення залежності адгезії від тривалості попереднього контакту

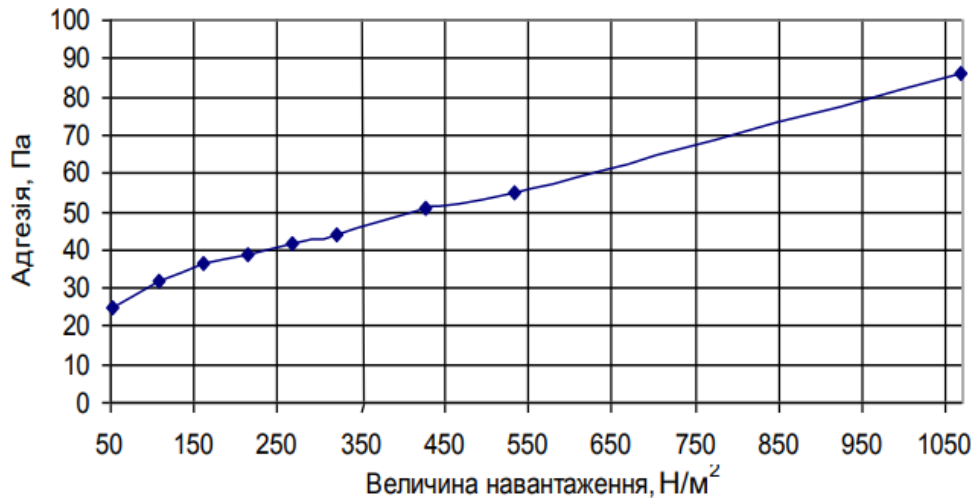


Рисунок 8.4 – Приклад оформлення залежності адгезії від величини навантаження

Вимоги техніки безпеки

Під час проведення роботи додержуватись загальної інструкції з охорони праці, наведених у розділі „Загальні вимоги безпеки”.

Опрацювання результатів роботи

Адгезія p_0 (Па) визначається як питома сила нормального відриву від пластини:

$$p_0 = F_0/S_0, \quad (8.5)$$

де F_0 - сила відриву, Н;

S_0 - геометрична площа пластини, м².

Контрольні запитання

- 1 Яке явище розуміється під адгезією?
- 2 Поясніть поняття „адгезія“, „когезія” і „аутогезія”.
- 3 Які чинники впливають на формування адгезійного зв’язку між харчовими продуктами і конструктивними матеріалами?
- 4 Які Ви знаєте способи впливу на адгезію харчових продуктів?
- 5 Вимоги, що ставляться до адгезіометрів.
- 6 Види адгезіометрів за способом прикладення навантаження.
- 7 Охарактеризуйте спосіб визначення зусиль методом тензометрії.

Розділ 3. ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ

Практична робота № 9

Тема: Дослідження роботи пластинчастого теплообмінника

Мета роботи: ознайомитися з будовою і принципом роботи пластинчастого теплообмінника; визначити теоретичний (при чистій поверхні теплообміну) і дослідний коефіцієнти теплопередачі; визначити коефіцієнт використання поверхні теплообміну; визначити гідравлічний опір теплообмінника.

Основні теоретичні положення

Основними розрахунковими рівняннями для теплових процесів є рівняння теплового балансу і основне рівняння теплопередачі.

Якщо знехтувати втратами теплоти в навколишнє середовище, які практично не перевищують 5 %, то у разі теплообміну без зміни агрегатного стану рівняння теплового балансу матиме вигляд

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 \quad (9.1)$$

де Q_1 – витрата теплоти, яка надходить з гарячим теплоносієм, Вт; $Q_1 = m_1 c_1 t_{1п}$;
 Q_2 – витрата теплоти, яка надходить з холодним теплоносієм, Вт; $Q_2 = m_2 c_2 t_{2п}$;
 Q_3 – витрата теплоти, винесеної з гарячим теплоносієм, Вт; $Q_3 = m_1 c_1 t_{1к}$;
 Q_4 – витрата теплоти, винесеної з холодним теплоносієм, Вт; $Q_4 = m_2 c_2 t_{2к}$;
 m_1, m_2 – масова витрата відповідно гарячого і холодного теплоносіїв, кг/с;
 c_1, c_2 – питома теплоємність теплоносіїв, Дж/(кг·К);
 $t_{1п}, t_{2п}, t_{1к}, t_{2к}$ – температура теплоносіїв на вході в теплообмінник та на виході з нього, °С.

Користуючись цими позначеннями і зробивши деякі перетворення, після підстановки в рівняння (9.1) виразів для Q_1, Q_2, Q_3, Q_4 отримуємо *рівняння теплового балансу* в такому вигляді:

$$Q = m_1 c_1 (t_{1п} - t_{1к}) = m_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п}), \quad (9.2)$$

де Q – теплове навантаження апарата, Вт.

З рівняння (9.2) можна знайти одне зі значень витрат теплоносіїв m_1 чи m_2 або їхніх кінцевих температур $t_{1к}$ чи $t_{2к}$, якщо відоме значення решти величин під час теплообміну. Зв'язок між тепловим навантаженням Q і площею поверхні теплообміну F описується *основним рівнянням теплопередачі*, яке для усталених процесів передачі теплоти має вигляд

$$Q = kF\Delta t_{ср} \quad (9.3)$$

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

$\Delta t_{ср}$ – середня різниця температур між теплоносіями, К.

Середню різницю температур $\Delta t_{ср}$, що є рушійною силою процесу теплопередачі, можна розрахувати за такими рівняннями:

♦ за умови $\Delta t_{\delta}/\Delta t_{\text{м}} \leq 2$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\text{м}}}{2} \quad (9.4)$$

♦ за умови $\Delta t_{\delta}/\Delta t_{\text{м}} > 2$

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln(\Delta t_{\delta}/\Delta t_{\text{м}})}, \quad (9.5)$$

де Δt_{δ} , $\Delta t_{\text{м}}$ – відповідно більша та менша різниці температур між теплоносіями на кінцях теплообмінника, К.

Значення Δt_{δ} , $\Delta t_{\text{м}}$ знаходять за графіками, зображеними на рис. 9.1. Характер зміни температури теплоносіїв уздовж поверхні нагрівання залежить від схеми взаємного їх руху. Раціональніше теплоносії використовуються в разі протитечії. При цьому середнє значення температурного напору більше, ніж у разі прямотечії. Крім того, кінцева температура холодного теплоносія може бути вищою від кінцевої температури гарячого теплоносія.

Коефіцієнт теплопередачі k є основною величиною, що характеризує інтенсивність роботи теплообмінних апаратів. Практичне значення коефіцієнта теплопередачі за відомих значень Q , F і $\Delta t_{\text{ср}}$ визначають з рівняння (9.3).

Розрахункове значення коефіцієнта теплопередачі k для плоскої стінки без урахування впливу забруднень на ній визначають за рівняння

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (9.6)$$

де α_1 , α_2 – коефіцієнт тепловіддачі відповідно для гарячого і холодного теплоносіїв, Вт/(м² К); $\delta_{\text{ст}}$ – товщина стінки, м; $\lambda_{\text{ст}}$ – коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки, Вт/(м·К).

Коефіцієнт k завжди менший від найменшого з коефіцієнтів тепловіддачі.

Завдяки гофрованій поверхні пластин досліджуваного теплообмінника, яка зумовлює інтенсивну турбулізацію потоку рідини в каналах між пластинами, перехід до турбулентного режиму відбувається за значень $Re > 100$. Коефіцієнти тепловіддачі α_1 , α_2 для таких пластинчастих теплообмінників пропонується визначати з рівняння

$$Nu = 0.13 Re^{0.7} Pr^{0.43} (Pr/Pr_{\text{ст}})^{0.25}, \quad (9.7)$$

де Nu – критерій Нуссельта; $Nu = ad_e/\lambda$;

Re – критерій Рейнольдса; $Re = \omega d_e \rho / \mu$;

Pr – критерій Прандтля; $Pr = \mu c / \lambda$;

ω – швидкість руху теплоносія в каналі, м/с;

d_e – еквівалентний діаметр каналу, м;

λ – коефіцієнт теплопровідності теплоносія, Вт/(м·К);

μ – коефіцієнт динамічної в'язкості теплоносія, Па с;
 ρ – густина теплоносія, кг/м³.

Для критеріїв Nu , Re і Pr за визначальну температуру i беруть середньоарифметичну температуру гарячого та холодного теплоносіїв на вході у теплообмінник $t_{1п}$ і виході з нього $t_{1к}$:

$$\overline{t_1} = \frac{t_{1п} + t_{1к}}{2}, \quad \overline{t_2} = \frac{t_{2п} + t_{2к}}{2}, \quad (9.8)$$

а для критерію $Pr_{ст}$ – середню температуру стінки:

$$\overline{t_{ст}} = \frac{\overline{t_1} + \overline{t_2}}{2}. \quad (9.9)$$

Швидкість руху теплоносіїв у каналі визначають на підставі рівняння нерозривності потоку

$$\omega = \frac{m}{\rho n f} = \frac{m}{\rho n b h}, \quad (9.10)$$

де m – витрата теплоносія, кг/с;
 n – кількість каналів у пакеті;
 f – площа поперечного перерізу потоку в каналі, м²; $f = bh$;
 b – ширина проточної частини каналу, м;
 h – відстань між пластинами в каналі, м.

Як визначальний геометричний розмір для розрахунку критеріїв беруть еквівалентний діаметр потоку

$$d_e = \frac{4f}{\Pi} = \frac{4bh}{2b} = 2h. \quad (9.11)$$

де Π – змочений периметр стінок у поперечному перерізі потоку теплоносія в каналі, м.

Величину, обернену коефіцієнту теплопередачі, називають термічним опором теплопередачі й визначають за формулою

$$R = \frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2} = R_1 + R_{ст} + R_2. \quad (9.12)$$

Рівняння (9.12) видно, що термічний опір теплопередачі дорівнює сумі термічних опорів тепловіддачі та стінки. Якщо на поверхні теплообміну є забруднення, то при визначенні термічного опору стінки $R_{ст}$ потрібно враховувати і термічний опір забруднень:

$$R_{ст} = \sum \delta = \left(\frac{\delta_1}{\lambda_1}\right)_3 + \left(\frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}}\right) + \left(\frac{\delta_2}{\lambda_2}\right)_3, \quad (9.13)$$

де δ_1, δ_2 – товщина шару забруднення відповідно з боку гарячого і холодного теплоносіїв, м;

λ_1, λ_2 – коефіцієнт теплопровідності забруднень відповідно з боку гарячого і холодного теплоносіїв, Вт/(мК).

Найчастіше вплив забруднень враховують за допомогою коефіцієнта використання поверхні теплообміну відношення дослідного коефіцієнт теплопередачі k_3 (при забрудненій поверхні нагрівання) до теоретичного коефіцієнта теплопередачі (при чистій поверхні):

$$\varphi = k_3/k. \tag{9.14}$$

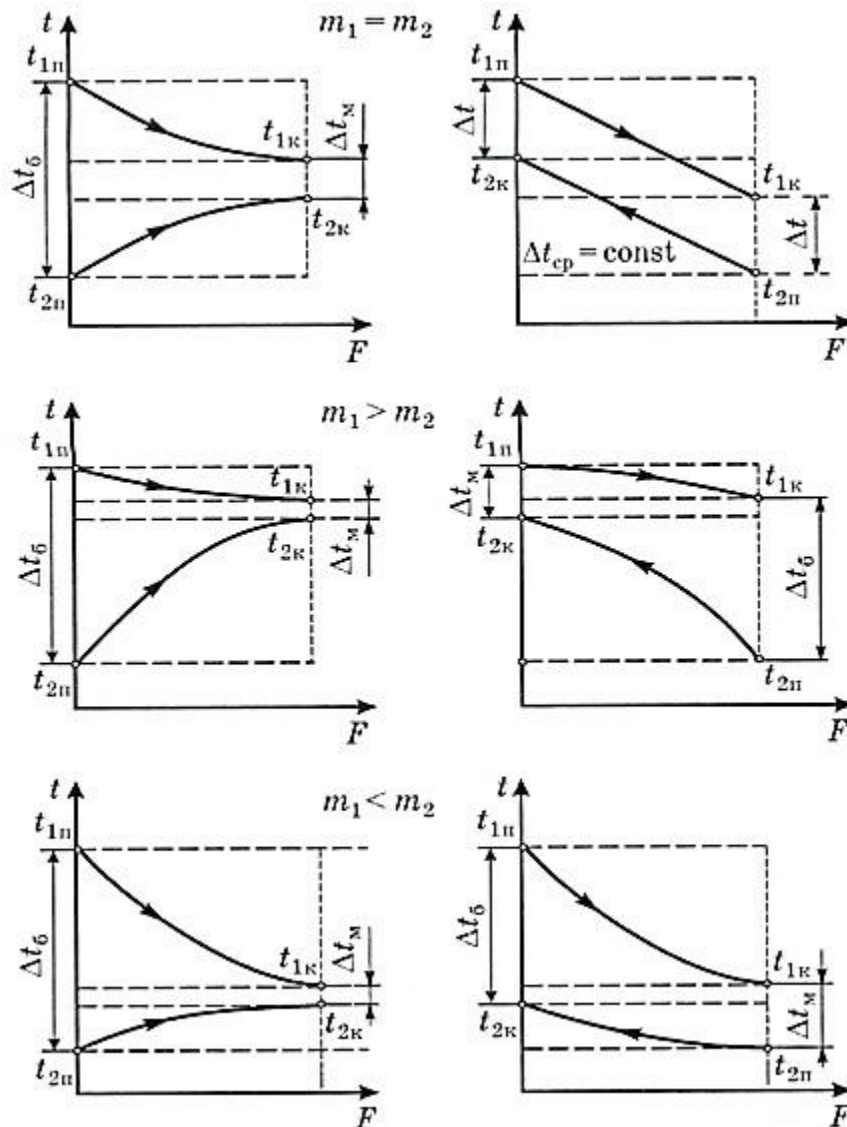


Рисунок 9.1 - Графіки зміни температури теплоносіїв уздовж поверхні теплообміну за різних співвідношень їхніх витрат

Значення величини e_p визначають дослідним способом і беруть як середньо експлуатаційну для конкретних умов процесу теплообміну.

Швидкість руху теплоносія істотно впливає на коефіцієнт тепловіддачі. Підвищення швидкості посилює турбулентність потоку і запобігає утворенню накипу, забруднень, що сприяє зростанню коефіцієнта теплопередачі в теплообміннику. Проте вибір швидкості в процесі експлуатації або проектування теплообмінників має важливе значення, оскільки її підвищення призводить до збільшення гідравлічного опору руху теплоносія, а отже, до підвищеної потужності насоса. Тому оптимальну швидкість вибирають виходячи з техніко економічних міркувань.

Гідравлічний опір теплообмінника Δp складається з опорів тертя по довжині каналів Δp_T і місцевих опорів $\Delta p_{м.о.}$

$$\Delta p = \Delta p_T + \Delta p_{м.о.} \quad (9.15)$$

У розрахунках пластинчастих теплообмінників обидва види гідравлічних опорів враховуються узагальненим коефіцієнтом опору одиниці відносної довжини каналу ξ . Для досліджуваного типу платини

$$\xi = 11.2Re^{-0.25}. \quad (9.16)$$

Загальний гідравлічний опір теплообмінника, Па,

$$\Delta p = \xi \frac{L_{зв} \rho \omega^2}{d_e} a, \quad (9.17)$$

де $L_{зв}$ – зведена довжина міжпластинчастого каналу, м;
 a – кількість пакетів.

Потужність N , Вт, потрібну для переміщення теплоносія об'ємною витратою V , м³/с, через теплообмінник, розраховують за рівнянням

$$N = \frac{V \Delta p}{\eta}, \quad (9.18)$$

де η – ККД насоса.

Опис схеми установки

Пластинчастий теплообмінник (рис. 9.2) для нагрівання холодної води гарячою водою складається з 32 штампованих пластин (рис. 9.3) з нержавійної сталі ($\delta_{ст} = 0.001$ м, $\lambda_{ст} = 17.5$ Вт/(м·К)). Площа поверхні теплопередачі однієї пластини $F_1 = 0.136$ м², теплообмінника – $F = 4.35$ м².

Пластини встановлено на горизонтальних штангах 11, 17, кінці яких закріплено в нерухомій плиті 9. За допомогою рухомої натискної плити 13 і стяжок 14 пластини щільно притискаються одна до одної. Герметичність зібраного апарата забезпечують гумові прокладки 1 (рис. 9.3), приклеєні по периферії пластин і навколо відповідних отворів для проходження теплоносіїв. Після складання і стискання пластин в апараті виникають дві системи герметичних каналів прямокутного перерізу: одна – для холодної води, інша – для гарячої. Плити 9 і 13

використовуються також для створення двох крайніх каналів. Ширина проточної частини каналу $b = 0.195$ м, відстань між пластинами в каналі $h = 0.004$ м, зведена довжина міжпластинчастого каналу $L_{зв} = 0.7$ м.

Схему руху теплоносія в каналі, який утворюється між пластинами, показано на рис. 9.3: теплоносій входить у канал крізь отвір 2 і виходить з нього крізь отвір 3. На плитах 9 і 13 розміщено штуцери для підведення теплоносіїв у тепло обмінник та відведення їх. Гаряча і холодна вода рухається в теплообміннику протитечією.

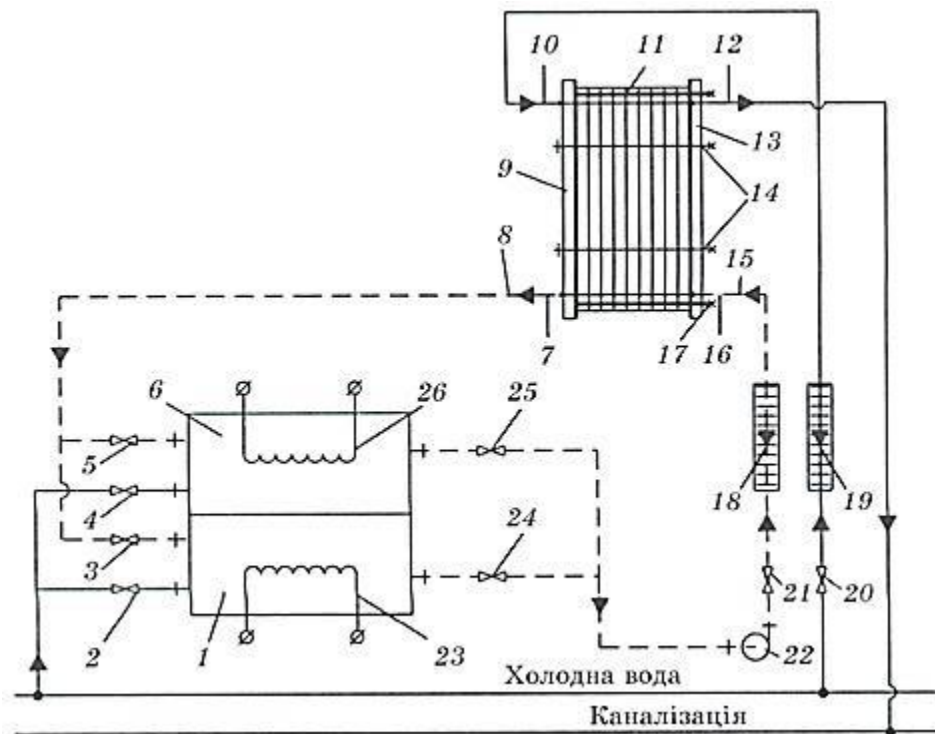


Рисунок 9.2 - Схема лабораторної установки

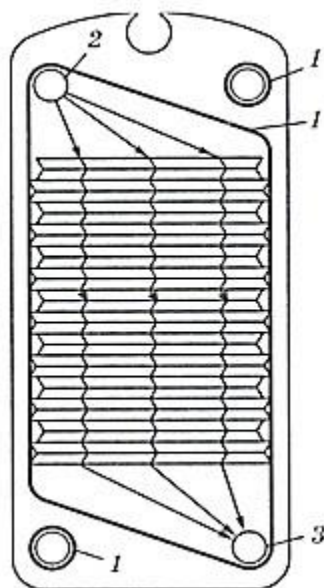


Рисунок 9.3 - Пластина та схема руху теплоносія в каналі

На рис. 9.4 показано схему компоновки пластин у теплообміннику в пакети, яку можна подати у вигляді формули

$$C = \frac{4+4+4+4}{4+4+4+4}, \quad (9.19)$$

де C – кількість пластин у теплообміннику.

Кількість чисел у чисельнику й знаменнику означає відповідно кількість пакетів для гарячої та холодної води. Кожне таке число відповідає кількості каналів у пакеті, де теплоносій рухається в одному напрямку. З формули (8.19) випливає, що теплообмінник складається з чотирьох пакетів по чотири канали як для холодної, так і для гарячої води ($a_1 = a_2 = 4$; $n_1 = n_2 = 4$).

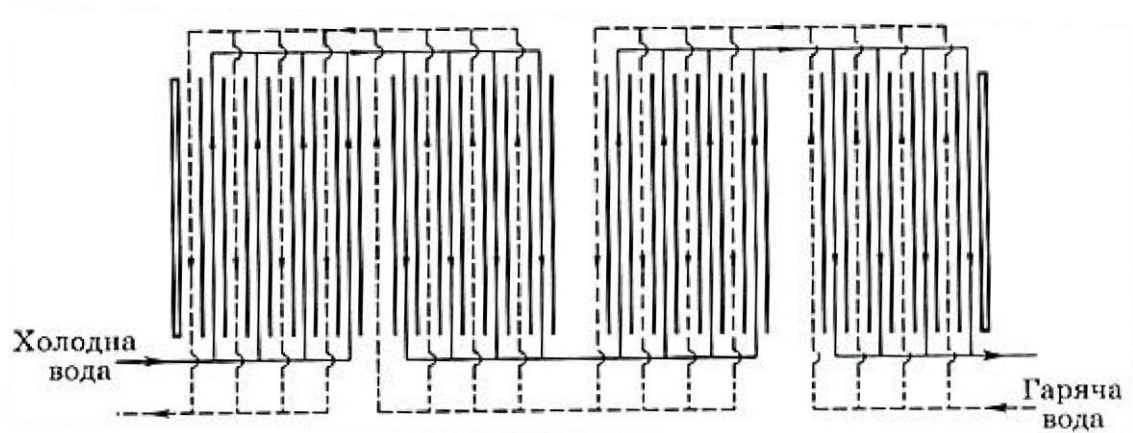


Рисунок 9.4 - Схема компоновки пластин у теплообміннику в пакети

На кінцевих пластинах кожного пакета на відміну від пластини, зображеної на рис. 9.3, відповідні кутові отвори заглушені, завдяки чому теплоносій потрапляє в наступний пакет.

Холодна вода надходить у теплообмінник з водопровідної мережі через вентиль 20, яким регулюється її витрата. Кількість холодної води, яка подається на нагрівання, V_2 , л/хв, визначається ротаметром 19, а її початкова і кінцева температури – термометрами 10 і 12 відповідно на підвідному та відвідному трубопроводах. Підігріта вода виходить з теплообмінника в каналізацію.

Гаряча вода подається в теплообмінник насосом 22 зі збірника 1 або 6 об'ємом по 200 л кожний відповідно через вентиля 24 і 25 на всмоктувальному трубопроводі й через вентиль 21 – на нагнітальному трубопроводі. Кількість гарячої води V_1 , л/хв, вимірюється ротаметром 18, а її температура на вході й виході – відповідно термометрами 15 і 8. Для приготування гарячої води збірники 1, 6 обладнано відповідно електронагрівниками 23, 26. Потрібна температура гарячої води, яка подається в теплообмінник, підтримується автоматично. Дослідне значення перепаду тиску гарячої води Δp_d , Па, на вході у теплообмінник і виході з нього вимірюється відповідно манометрами 16 та 7.

Якщо гарячу воду готують у збірнику 1, то після теплообмінника вона

відводиться через вентиль 5 у збірник 6, а якщо в збірнику 6 – у збірник 1 через вентиль 3. Для початкового заповнення збірників 2, 6 водою з водопровідної мережі використовують вентиля 2, 4. Рівень води в збірниках контролюється за допомогою водомірного скла, а її надлишок відводиться у каналізацію.

Методика виконання роботи

1. Ознайомлюємося з установкою і отримуємо завдання від викладача: витрати теплоносіїв V_1 і V_2 , л/хв (у межах 8 ...13 л/хв та співвідношень $V_1/V_2 = 0.7 \dots 1.3$).

2. За допомогою тарувальних графіків визначаємо поділки S_1 і S_2 на корпусі ротаметрів, які відповідають заданим витратам теплоносіїв.

3. Нагріваємо воду до початкової температури $t_{1п} = 40 \dots 60$ °С в одному зі збірників 1 або 6, для чого:

а) заповнюємо збірник холодною водою, спостерігаючи при цьому за рівнем води в ньому крізь водомірне скло;

б) на контрольному щиті встановлюємо потрібну початкову температуру гарячої води і вмикаємо електронагрівник;

в) після досягнення заданої температури відкриваємо вентиля 24 або 25 і вмикаємо насос 22.

4. Відкриваємо вентиля 20 та 21 і за поділками S_1 і S_2 ротаметрів 19 та 18 встановлюємо потрібні витрати холодної й гарячої води.

5. Після досягнення сталих температур гарячої й холодної води на вході у теплообмінник і виході з нього записуємо показання термометрів 8, 10 у 12 і 15 та манометрів 7 і 16. При цьому потрібно весь час підтримувати рівень поплавків у ротаметрах за допомогою вентилів 20 і 21, підтримуючи задані витрати теплоносіїв.

Опрацювання результатів роботи

Дослідні дані: гаряча вода – S_1 ; V_1 , л/хв; $t_{1п}$, $t_{1к}$, °С; холодна вода – S_2 ; V_2 , л/хв; $t_{2п}$, $t_{2к}$, °С.

Дослідний коефіцієнт теплопередачі k_3 розраховуємо за рівнянням (9.3), а теоретичний k (для пластини без забруднень) – за рівнянням (9.6). Коефіцієнт використання поверхні теплообміну визначаємо з рівняння (9.14).

Попередньо виконуємо такі розрахунки. Теплове навантаження теплообмінника Q визначаємо як середньоарифметичну величину між Q_1 і Q_2 , використовуючи рівняння (9.2):

$$Q = 0.5(Q_1 + Q_2).$$

де $Q_1 = m_1 c_1 (t_{1п} - t_{1к})$; $Q_2 = m_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п})$.

Масові витрати теплоносіїв m_1 і m_2 , кг/с, визначаємо на підставі V_1 і V_2 за формулою

$$m = \frac{V \cdot 10^{-3} \rho}{60}$$

де ρ – густина води за температур $t_{1п}, t_{2п}$, кг/м³.

За температурами \bar{t}_1, \bar{t}_2 з таблиці фізичних властивостей води (дод. 3) знаходимо ρ, c, μ, λ , і Pr для обох теплоносіїв, а за $\bar{t}_{ст} - Pr_{ст}$.

Швидкість теплоносіїв ω_1 і ω_2 визначаємо за рівнянням (9.10), а еквівалентний діаметр d_e – за рівнянням (9.11). Загальний гідравлічний опір теплообмінника Δp розраховуємо за рівнянням (9.17) і порівнюємо з дослідним значенням $\Delta p_{л}$.

Потужність N обчислюємо за рівнянням (9.18).

У звіті потрібно навести:

- а) короткий виклад мети роботи і основних теоретичних положень;
- б) схему установки;
- в) дослідні дані;
- г) розрахунки $m_1, m_2, \bar{t}_1, \bar{t}_2, \bar{t}_{ст}, \Delta t_{ср}$ з відповідним графіком (рис. 9.1), $Q_1, Q_2, Q, k_3, \omega_1, \omega_2, d_e, Re_1, Re_2, Nu_1, Nu_2, \alpha_1, \alpha_2, k, \varphi, \zeta, \Delta p$ і N ;
- д) висновок.

Контрольні запитання

1. Що є рушійною силою теплових процесів?
2. Як складається тепловий баланс теплообмінника?
3. За якої схеми взаємного руху теплоносіїв (прямотечії чи протитечії) теплоносії використовуються найповніше і чому?
4. Який фізичний зміст коефіцієнтів теплопровідності, тепловіддачі й теплопередачі?
5. Які фактори впливають на значення коефіцієнтів тепловіддачі й теплопередачі?
6. Що таке канал і пакет у пластинчастому теплообміннику?
7. Які гідравлічні опори долає теплоносій під час руху в пластинчастому теплообміннику?
8. Які переваги і недоліки мають пластинчасті теплообмінники порівняно з кожухотрубними в конструктивному плані та з погляду гідродинаміки й теплопередачі?

Практична робота № 10

Тема: Визначення теплових параметрів процесу виробництва пончиків в апараті АП-3М

Мета роботи: Визначити основні параметри робочої камери і нагрівальних елементів апарата для виробництва пончиків, дослідити температурні режими процесу обсмажування. Провести тепловий розрахунок апарата.

Основні теоретичні положення

При обробці продуктів смаженням проміжним теплоносієм, що контактує з продуктом, є рослинний або тваринний жир. У свою чергу, жир розігрівається парою або нагрівачами інших видів. Обробка ведеться при порівняно високій температурі 120... 160 °С. У продукті під дією теплоти протікає ряд пов'язаних між собою фізичних та фізично-хімічних процесів, у результаті чого відбуваються виділення і видалення частини вологи, вбирання олії, об'ємна усадка продукту, збільшення пористості, а також зміна щільності і теплоємності продукту.

Швидкість процесів, що протікають у продукті, залежить від форми і розмірів продукту, температури олії, умов теплообміну між олією і продуктом та інших факторів.

Процес обсмажування поділяють на два періоди. При рівновазі процесу, коли теплота, що надійшла від пари до олії, дорівнює теплоті, відданої олією продукту, інтенсивність теплообміну можна описати так:

Для першого періоду:

$$k \cdot S \cdot \tau(t_n - t_0)\beta = \alpha_3 S_{\text{пр}} \cdot \tau(t_0 - t_{\text{вин}})$$

Для другого періоду:

$$k \cdot S \cdot \tau(t_n - t_0)\beta = (\lambda_k / \delta_k) \cdot S_{\text{пр}} \cdot \tau(t_0 - t_{\text{вин}}).$$

де k - коефіцієнт теплопередачі; Вт/(м²·°С);

S - площа поверхні нагрівання, м²;

τ - тривалість теплообміну, с;

t_n і t_0 - відповідно температури пари і олії, °С;

β - коефіцієнт, що враховує теплоту, сприйняту продуктом ($\beta = 0.6 \dots 0.7$);

α_3 - коефіцієнт тепловіддачі від олії до продукту, Вт/(м²·°С);

$S_{\text{пр}}$ - площа поверхні продукту, що контактує з олією, м²;

$t_{\text{пр}}$ - температура поверхні продукту, °С;

λ_k - коефіцієнт теплопровідності скоринки продукту, Вт/(м²·°С);

δ_k - товщина скоринки продукту, м;

$t_{\text{вин}}$ - температура випаровування вологи в продукті, °С ($t_{\text{вин}}=100^\circ$).

При обсмажуванні видаляється, головним чином, вільна волога, що виділилася з клітин після їх плазмолізу під дією високої температури. Максимальна кількість

вологи видаляється у перший період, тобто, в період нагрівання шматочків продукту.

Видалення з продукту вологи назовні відбувається, в основному, під дією градієнта загального тиску. При цьому в перший період обсмажування рух вологи назовні дещо гальмується через рух частини рідини до центру зразка під дією градієнта температури. З підвищенням температури олії швидкість виділення вологи з виробу збільшується.

Аналіз рівнянь показує, що швидкість руху олії уздовж поверхні продукту інтенсифікує теплообмін тільки в перший період обсмажування, коли ще немає скоринки і при передачі теплоти здійснюється головним чином, конвекція, а випаровування вологи відбувається у поверхневих шарах продукту.

У другій період, коли утворюється скоринка, яка являє собою значний термічний опір, швидкість олії уздовж поверхні продукту дуже мало впливає на інтенсивність теплообміну.

Тривалість обсмажування залежить від багатьох чинників і, насамперед, від виду продукту, ступеня подрібнення (розмірів шматочків), температури олії, способу обсмажування, початкового і кінцевого вологовмісту продукту, швидкості видалення вологи, товщини скоринки та ін.

Опис схеми установки

Автомат для приготування та смаження пончиків АП-3М входить до групи технологічних автоматів для приготування виробів з рідкого тіста, таких як автомати для приготування та смаження пиріжків АЖ-2П та АЖ-3П, автомат для випікання млинців АВП та ін.

Апарат АП-3М призначений для формування пончиків з рідкого тіста та обсмажування їх у фритюрі.

Апарат складається з таких основних вузлів (рис.1): каркаса, встановленого на чотирьох стійках 2, бака для обсмажування, закритого двома кришками 15, редуктора 4, приводного диска 5 з лопатками 6, дозатора 7, привода дозатора 8, бака для тіста 9, бака доливання олії 10, компресора 12. В середині каркаса 1 встановлений щит керування 13, пульт керування розташований у передній частині бака 10.

Робота апарата здійснюється наступним чином. Двигун 16 через клинопасову передачу передає обертаючий момент на редуктор 4, що має дві черв'ячні пари. На вхідному кінці проміжного вала насаджений кулак 17. На вихідному кінці редуктора закріплений диск 5 з лопатками 6, що мають можливість обертатися навколо шарніра. Лопатки 6 рухаються у внутрішньому кільці бака для смаження 3, заповненого фритюром. У камері ванни розташований корпус нагрівача. У зоні також є отвір з увареним патрубком, через який здійснюється злив олії. Для видалення крихт тіста в нього встановлюється фільтр.

Тісто, завантажене у бак, під дією своєї ваги та тиску повітря потрапляє у дозатор 7 та заповнює внутрішню порожнину корпусу дозатора. При підйомі відсікача тісто відсікається, утворюючи кільцевидну заготовку пончиків. Тиск повітря створюється компресором 11. З ресивера повітря по повітропроводу 25 потрапляє у бак для тіста 9. Регулювання величини тиску в пневмосистемі проводиться дроселем 26, а контроль - манометром 27.

Нагрівання фритюру здійснюється теплоелектронагрівачами (ТЕНами) вузла нагрівача 18.

На внутрішньому кільці бака для смаження передбачені гірка 19 та склиз 20. На гірці 19 виконується перевертання пончиків на 180°, тобто необжареним боком донизу, а на склизі 20 - здійснюється викидання готового пончика з бака у приймальну тару 21. За допомогою бака підтримки рівень олії, вона автоматично залишається постійним.

Лопатки, що підходять до гірки 19 та склизу 20, наїжджають на них та коливаються навколо своїх осей. Дозатор вмикається відкриванням шибери і тістові заготовки пончиків з нього потрапляють між лопатками, переміщуючись ними по баку для смаження. Пружини утримують лопатки диска у нижньому положенні. До диска кріпиться скребок, який видаляє з дна ванни крихти тіста у фільтр. Бак має відстійник 22 та зливний кран 23.

Температура олії та її рівень у баку контролюється та підтримується електричною схемою автоматично.

На рисунку 2 і 3 показані фотографії загального вигляду і робочого простору автомата АП-3М.

Технічна характеристика апарата АП-3М

Продуктивність, шт/год.	500-580
Маса випеченого пончика, г	40-50
Місткість ванни, для смаження, л	10
Місткість бака для тіста, л	20
Місткість бака доливання олії, л	13,5
Межі регулювання дозатора, г	35-55
Тиск повітря у бачку для тіста, МПа	0,02-0,07
Температура олії, С°	175-190
Час розігріву олії до робочої температури,	35...40
Потужність електродвигуна, кВт	0,27
Маса, кг	250

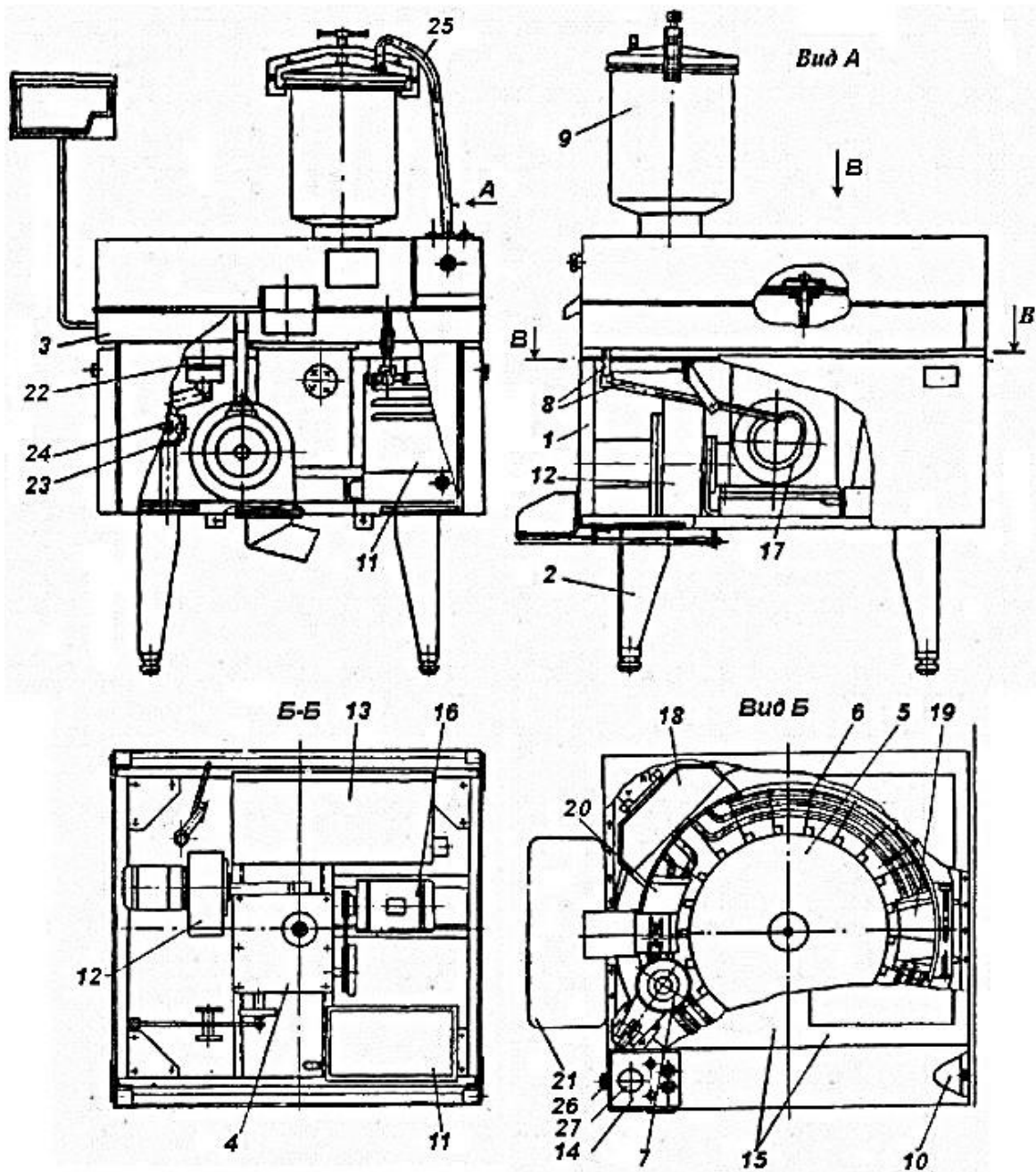


Рисунок 10.1 - Схема автомата для смаження пончиків АП-3М

1 – каркас; 2 – стійки; 3 – бак для смаження; 4 – редуктор; 5 – приводний диск; 6 – лопатка; 7 – дозатор; 8 – важільна система; 9 – бак для тіста; 10 – бак доливання олії; 11 – компресор; 12 – вентилятор; 13 – щит керування; 14 – пульт керування; 15 – кришка; 16 – двигун; 17 – кулак; 18 – нагрівач; 19 – гірка; 20 – склиз; 21 – приймальна тара; 22 – відстійник; 23 – зливний кран; 24 – відрізний стакан дозатора; 25 – повітропровід; 26 – дросель; 27 – манометр



Рисунок 10.2 - Фото загального вигляду автомата АП-3М



Рисунок 10.3 - Фото робочого простору автомата АП-3М

Вимоги безпеки

Під час проведення роботи додержуватись правил загальної інструкції з охорони праці, наведених у розділі „Загальні вимоги безпеки“. Забороняється відкривати кришки робочої зони автомата під час його роботи. Усунення

несправностей та регулювання механізмів проводити тільки після остигання олії до кімнатної температури.

Методика виконання роботи

1. Визначення геометричних параметрів робочої камери апарата.

Прийняти поперечний перетин камери прямокутної форми.

Заміряти лінійкою (0...500 мм) радіус внутрішньої стінки робочої камери й визначити її внутрішній діаметр

$$d_k = 2r_k \quad (10.1)$$

Заміряти лінійкою (0...500 мм) радіус зовнішньої стінки робочої камери і визначити її зовнішній діаметр

$$D_k = 2R_k \quad (10.2)$$

Заміряти глибину робочої камери h_k глибиноміром штангенциркуля (0... 125 мм).

Визначити об'єм робочої камери:

$$V_k = 0.25 \pi h_k (D_k^2 - d_k^2). \quad (10.3)$$

Отримані параметри занести до табл. 10.1.

Таблиця 10.1 - Геометричні параметри робочої камери

Позначення параметрів	d_k (м)	D_k (м)	h_k (м)	V_k (м)
Числове				

2. Визначення геометричних параметрів нагрівальних елементів (електричних ТЕНів).

Нагрівальні елементи розташовані в робочій камері по колу, огинаючи диск у три ряди.

Заміряти діаметри трьох ТЕНів D_m лінійкою (0...500 мм), заміри виконувати від осі симетрії ТЕНа, м.

Заміряти зовнішній діаметр спіралі ТЕНа d_m штангенциркулем (0... 125мм), м.

Визначити довжину кожного ТЕНа, м

$$L_{mi} = \pi \cdot D_{mi} + 2l_{mi} - \delta_{mi}. \quad (10.4)$$

Визначити поверхню тепловіддачі кожного ТЕНа

$$S_{mi} = \pi \cdot d_{mi} \cdot L_{mi}. \quad (10.5)$$

Отримані параметри занести в табл. 10.2.

Таблиця 10.2 - Геометричні параметри нагрівальних елементів

Позначення параметрів	$D_m, \text{м}$	$d_m, \text{м}$	$L_m, \text{м}$	$S_m, \text{м}^2$
ТЕН №1				
ТЕН №2				
ТЕН №3				

3. Визначення електричних параметрів тенів.

Заміряти опір ТЕНів тестером R_{mi} .

Заміряти напругу на кожному ТЕНі тестером U_{mi} .

Заміряти силу струму I_{mi} під час розігріву олії тестером.

Визначити потужність ТЕНів:

$$P_{mi} = U_{mi}^2 / R_{mi}. \quad (10.6)$$

Отримані параметри занести в табл.10.3.

Таблиця 10.3 - Енергетичні параметри електронагрівачів

Позначення параметрів	R_{mi}	U_{mi}	I_{mi}	P_{mi}
ТЕН №1				
ТЕН №2				
ТЕН №3				

4. Експериментальне визначення технічних і технологічних показників апарата для приготування пончиків

Визначення маси транспортуючих пристроїв, кг.

Від'єднати одну транспортуючу лопатку від приводного диска.

Зважити лопатку на електронних вагах.

Полічити кількість лопаток, $K_{лоп}$.

Визначити масу усіх лопаток $M = g_{лоп} K_{лоп}$ (10.7)

Заміряти частоту обертання приводного диска n , об/хв. Отримані параметри занести в табл.10.4.

Таблиця 10.4- Основні параметри транспортуючих пристроїв

Позначення	$g_{лоп}$	$K_{лоп}$	M ,	n ,
Числове				

5. Визначити продуктивність апарата.

На діючому апараті визначити кількість пончиків, приготованих за 1 хвилину.

Зважити кількість пончиків, приготованих за 1 хвилину G' Розрахувати продуктивність апарата, кг/с.

$$G = G' / 60 \quad (10.8)$$

Порахувати кількість пончиків приготованих за 1 хвилину $K_{\text{пон}}$. Визначити середню масу одного пончика

$$g_{\text{пон}} = G/K_{\text{пон}} \quad (10.9)$$

Зважити 10 заготовок з тіста.

Визначити вагу однієї заготовки тіста.

Визначити продуктивність апарата по тісту

$$G_{\text{м3}} = g_{\text{м3}}K_{\text{пон}}. \quad (10.10)$$

Отримані параметри занести в табл.10.5

Таблиця 10.5 - Експлуатаційні показники апарата для пончиків

Позначення параметрів	П, шт/хв.	G', кг/хв.	G, кг/с	$K_{\text{пон}}$, шт/хв.	$g_{\text{пон}}$, кг	$g_{\text{м3}}$, кг	$G_{\text{м3}}$, кг
Числове значення							

6. Заміряти температурні дані продукту і апарата електронним термометром:

Температура тіста, t_m .

Температура пончика t_n .

Температура олії t_o .

Температура стінки камери для обсмажування $t_{\text{кам}}$.

Температура лопаток транспортуючого механізму до нагріву $t'_{\text{мм}}$.

Температура лопаток після нагрівання $t_{\text{мм}}$.

Отримані параметри занести в табл.10.6.

Таблиця 10.6 - Температурні режими процесу смаження пончиків

Позначення параметрів	t_m , °C	t_n , °C	t_o , °C	$t_{\text{кам}}$, °C	$t'_{\text{мм}}$, °C	$t_{\text{мм}}$, °C
Числове значення						

7. Розрахунок кількості теплоти, які виділяють нагрівачі

7.1 Розрахунок потужності однієї спіралі нагрівача (ТЕНа) виконується за формулою:

$$P_m = U^2/R_c, \quad (10.11)$$

де P_m - потужність одного ТЕНа, Вт;

U - напруга в мережі, В;

R_c - опір спіралі нагрівача, Ом.

Кількість тепла Q_m , яку виділяють нагрівачі:

$$Q_m = P \cdot \tau = \frac{U^2}{R_c} \cdot \tau, \quad (10.12)$$

де τ – тривалість нагріву олії, с.

7.2 Розрахунок теплоти на нагрів продукту, Дж/с

$$Q_1 = G C (t_{\text{п}} - t_{\text{м}}), \quad (10.13)$$

де G - продуктивність апарата за сировиною кг/с;

$t_{\text{м}}$ - температура тіста °С;

$t_{\text{п}}$ - температура пончика °С.

7.3 Витрата тепла на випаровування вологи при обжарюванні, Дж/с

$$Q_2 = 0.01 G x_{\text{п}} r \quad (10.14)$$

де $x_{\text{п}}$ - дійсний процент ужарювання %;

r - теплота випарювання ($r = 2130$ кДж/кг).

7.4. Втрата тепла через стінки камери, Дж/с = Вт

$$Q_3 = \frac{\lambda}{\delta} S_k (t_0 - t_{\text{кам}}), \quad (10.15)$$

де λ - коефіцієнт теплопровідності ізоляційного матеріалу (або стінки), Вт/м·К;

δ - товщина стінки, м;

S_k - площа поверхні камери, м²;

t_0 - робоча температура олії, °С;

$t_{\text{кам}}$ - температура ізоляції або зовнішньої сторони стінки камери, °С.

$$S_k = S_{1\text{бок}} + S_{2\text{бок}} + S_{\text{дна}}. \quad (10.16)$$

$$S_k = \pi D_k h + \pi d_k h + 0.25(\pi D_k^2 - \pi d_k^2). \quad (10.17)$$

Витрати тепла на нагрівання транспортуючих пристроїв, Дж/с

$$Q_4 = G M C_{\text{м}} (t''_{\text{mn}} - t'_{\text{mn}}), \quad (10.18)$$

де M - маса транспортуючих пристроїв, кг;

$C_{\text{м}}$ - питома теплоємність сталі, Дж/кг·К;

t''_{mn} , t'_{mn} - температура транспортуючого пристрою до і після нагріву.

7.5 Витрати тепла тепловими потоками від вільної поверхні олії

$$Q_5 = C_0 \cdot E \cdot S_{\text{вільн.нов.}} \cdot (0.01 T_0), \quad (10.19)$$

де $C_0 = 5.67 \cdot 10^8$ (Вт/м²к) - постійна Стефана - Больцмана;

E - коефіцієнт теплового випромінювання, $E \approx 1$;

$S_{\text{вільн.нов.}}$ - поверхня випромінювання, м².

$$S_{\text{вільн.нов.}} = 0.25 \pi (D_k^2 - d_k^2) \quad (10.20)$$

7.6 Загальні витрати тепла на виробництво пончиків, Дж/с

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 \quad (10.21)$$

При правильному виконанні розрахунків повинна бути виконана умова теплового балансу.

$$Q_T \approx Q. \quad (10.22)$$

7.8 Кількість енергії, втраченої на виробництво одного пончика.

$$Q_{\text{понч.}} = Q/n \quad (10.23)$$

Вартість одного пончика.

$$B_{\text{п}} = B_0 + B_{\text{ел}} + B_6 + B_{\text{дод}}, \quad (10.24)$$

де B_0 - вартість соняшникової олії, грн.;

$B_{\text{ел}}$ - вартість електроенергії, грн.;

B_6 - вартість борошна, грн.;

$B_{\text{дод}}$ - вартість додаткових матеріалів, грн.

Контрольні запитання

- 1 Яким способом на автоматі АП-ЗМ формується пончик?
- 2 Як передається тепло від поверхні електричного нагрівача до тістової заготовки пончика?
- 3 Назвіть способи передачі теплоти і укажіть складові витрат теплоти при виробництві пончиків.
- 4 Поясніть фізичну сутність питомої теплоємності матеріалу?
- 5 За якою формулою визначаються витрати теплоти на нагрівання продукту, назвіть складові формули.
- 6 Укажіть з яких основних вузлів складається автомат для виробництва пончиків.
- 7 Назвіть основні складові конструкції привода автомата для виробництва пончиків.
- 8 Яка кількість рослинної олії заливається в автомат для виробництва пончиків і яка кількість олії може доливатися у процесі роботи?
- 9 Назвіть основні експлуатаційні показники автомата для виробництва пончиків.

Розділ 4. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ

Практична робота № 11

Тема: Вивчення кінетики процесу конвективного сушіння харчових матеріалів

Мета роботи: вивчити будову і принцип роботи конвективної циркуляційної сушильної установки, а також закономірності зміни вологовмісту матеріалу і швидкості сушіння; визначити швидкості процесу та коефіцієнти сушіння в першому і другому періодах процесу.

Основні теоретичні положення

Сушіння – це тепло- і масообмінні процеси видалення вологи з матеріалів (їх зневоднення) підведенням до них теплоти (конвекцією, теплопровідністю, випромінюванням або певним комбінованим способом).

Зокрема, у повітряній конвективній сушарці, яка є, як правило, камерною конструкцією, нагріте в калорифері до технологічно допустимої температури рухоме атмосферне повітря (сушильний агент) контактує з матеріалом, розміщеним на транспортних або носійних засобах. За різницею температур поверхні матеріалу й нагрітого повітря відбувається теплообмін між ними і, отже, розпочинається й надалі протягом певного часу триває випаровування з поверхні матеріалу вільної вологи.

Різниця парціальних тисків водяної пари в примежовому пароповітряному шарі матеріалу і в зовнішньому повітряному потоці, яка є рушійною силою процесу сушіння, забезпечує видалення фізико-механічно зв'язаної вологи і незмінну швидкість цього процесу, тобто постійну масу випаровуваної вологи за одиницю часу з одиниці поверхні матеріалу. Цей етап зневоднення матеріалу називають першим періодом сушіння, або періодом сталої швидкості сушіння, а сам процес явище переміщення вологи (її маси) з поверхні матеріалу в потік повітря – зовнішньою дифузиею. Тому перший період сушіння називають також *періодом зовнішньої дифузії*.

Після видалення вільної вологи (вологи змочування) починається процес переміщення вологи від внутрішніх шарів до поверхні матеріалу завдяки різниці концентрацій вологи у глибинних і вже частково зневоднених зовнішніх шарах, тобто починається й розвивається процес внутрішньої дифузії, але вже не фізико-механічно зв'язаної вологи, а так званої фізико-хімічно зв'язаної (адсорбційно і осмотично зв'язана волога, структурна волога та ін.).

Коли маса вологи, що надходить із внутрішніх шарів до поверхні матеріалу, стає меншою від маси вологи, яка може випаровуватися з поверхні (для сталих умов процесу), швидкість сушіння починає зменшуватися.

Початок зменшення швидкості сушіння характеризують так званим першим критичним вологовмістом матеріалу $W_{к1}$, а наступний період видалення фізико-хімічно зв'язаної вологи називають другим періодом, або *періодом спадної*

швидкості сушіння (періодом внутрішньої дифузії вологи). Цей період може тривати доти, доки матеріал не досягне рівноважного значення W_{k_2} або так званого другого критичного вологовмісту. З досягненням W_{k_2} кількість видаленої вологи з матеріалу в навколишнє середовище (повітря) і кількість вологи, яка повертається з нього в матеріал (за одиницю часу), стають майже однаковими. У цьому разі процес сушіння стає неможливим і його припиняють.

Якщо досягнуте значення W_{k_2} більше від технологічно потрібного або замовленого кінцевого вологовмісту матеріалу W_2 , то рушійні сили зовнішньої ΔP і внутрішньої ΔC дифузій вологи відновлюють, як правило, підвищенням температури сушильного агента (якщо це технологічно допустимо), зниженням його вологовмісту (кондиціонуванням) або зниженням загального тиску в сушильній камері.

Слід зауважити, що на швидкість процесу сушіння може значно впливати внутрішнє перенесення вологи в матеріалі завдяки так званій термодифузії – потоку вологи під дією температурного градієнта, спрямованого від поверхні або шару матеріалу з більшою температурою до внутрішніх шарів з меншою температурою. В умовах конвективного сушіння це явище термовологопровідності може бути впливовим лише в другому періоді – періоді внутрішньої дифузії. Негативному впливу термодифузії можна запобігти, енергійно прогріваючи всю товщу матеріалу до сталої температури ще до закінчення першого періоду або під час другого періоду, періодично припиняючи подачу сушильного агента, тим самим охолоджуючи поверхню матеріалу. Внаслідок цього змінюється напрямок термоградієнта. У такому разі напрямки переміщення вологи, спричинені термодифузійною та концентраційною дифузійною, збігаються, що зумовлює зростання потоку вологи від внутрішніх до зовнішніх шарів матеріалу, тобто зростання швидкості сушіння.

Характер зміни вологовмісту матеріалу під час його сушіння ілюструють так званою кривою сушіння, графік якої будують за дослідними даними. З рис. 11.1 видно, що після досить невеликого часу τ_0 – періоду підігрівання поверхні матеріалу до температури мокрого термометра настає сталий період зовнішньої дифузії (перший період) тривалістю τ_1 . У цей період вологовміст матеріалу знижується за лінійним законом до досягнення першого критичного вологовмісту W_{k_1} (перша критична точка K_1), після чого починається період внутрішньої дифузії (другий період): вологовміст матеріалу протягом часу τ_2 зменшується за експоненціальним законом і асимптотично досягає рівноважного вологовмісту (другого критичного вологовмісту W_{k_2} ; друга критична точка K_2) або необхідного (технологічного) кінцевого вологовмісту W_2 , а температура матеріалу наближається до температури сушильного агента.

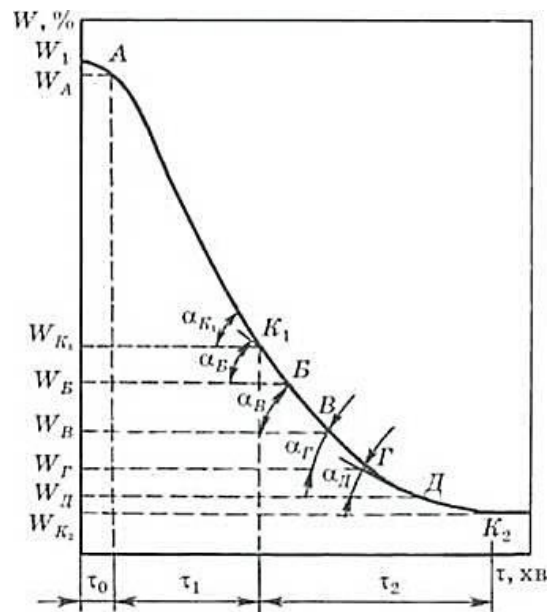


Рисунок 11.1 - Дослідна крива сушіння

Ефективність кожного з двох періодів сушіння, а саме швидкість процесу, визначається зменшенням вологовмісту матеріалу dW_i за нескінченно малий інтервал часу $d\tau_i$, %/хв (тобто на i -й час сушіння):

$$U_i = dW_i/d\tau_i. \quad (11.1)$$

Якщо в першому періоді швидкість процесу зумовлюється температурою і певною мірою швидкістю руху (об'ємними питомими витратами) сушильного агента в сушильній камері, то в другому періоді вона залежить від кількості й масового співвідношення різних форм фізико-хімічно зв'язаної вологи в матеріалі та від впливу термодифузії.

Швидкість процесу сушіння в кожному з двох періодів визначають одним з доступних методів – графічним диференціюванням кривої сушіння. На графіку дослідної кривої сушіння (рис. 11.1) з різних її точок, вибраних довільно (наприклад, з однаковим кроком по ординаті W_i), проводять дотичні й визначають тангенси кутів нахилу цих дотичних до кривої сушіння, значення яких і становлять у масштабі значення швидкостей U_i процесу у вибраних точках, тобто

$$U_i = dW_i/d\tau_i = \operatorname{tg}\alpha_i, \quad (11.2)$$

де i – номер вибраної часової точки.

Для першого періоду швидкість сушіння визначають за формулою

$$U_1 = \operatorname{const} = \operatorname{tg}\alpha_i = (W_A - W_{K1})/\tau_1, \quad (11.3)$$

де W_A – вологовміст матеріалу на початку першого періоду сушіння, %.

Якщо на міліметровому папері відкладати на осі абсцис значення вологовмісту матеріалу W_i а на осі ординат – відповідні їм швидкості сушіння (у попередньо вибраних масштабах), то, з'єднавши точки перетину відповідних значень абсцис і ординат, дістають графік зміни швидкості процесу сушіння, або так звану криву

швидкості сушіння, $U_i = dW_i/d\tau_i = f(W_i)$ (рис. 11.2). Таке зображення кривої швидкості сушіння дає змогу аналізувати фізичний зміст процесу сушіння, оскільки міра кривизни графіка залежить від структури відповідного матеріалу, від наявності та співвідношення мас води різних форм зв'язку в матеріалі.

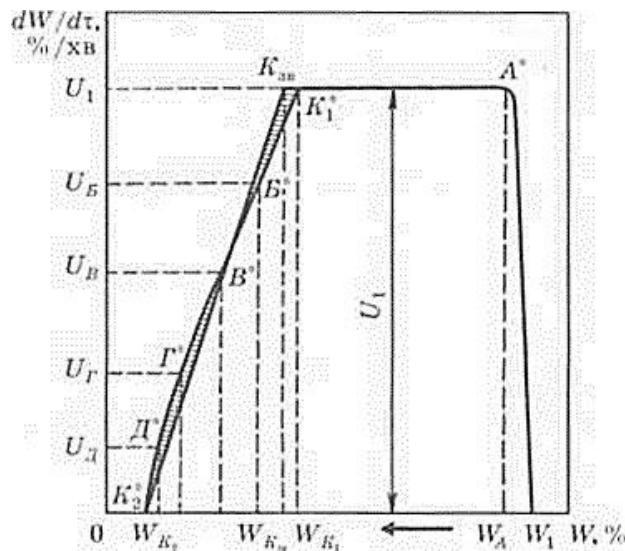


Рисунок 11.2 - Дослідна крива швидкості сушіння

На рис. 11.3 як приклад для другого періоду наведено графіки $U_i = f(W_i)$ для матеріалів різної структури: 1 – для грубопористих тонких матеріалів (картон, папір тощо); 2, 5 – для капілярно-пористих та колоїдно-капілярних матеріалів (хліб, тісто, ковбаси, буряк, морква, картопля тощо); 3 – для більшості керамічних матеріалів; 4 – для тонколистових матеріалів (шкіра, тканина тощо).

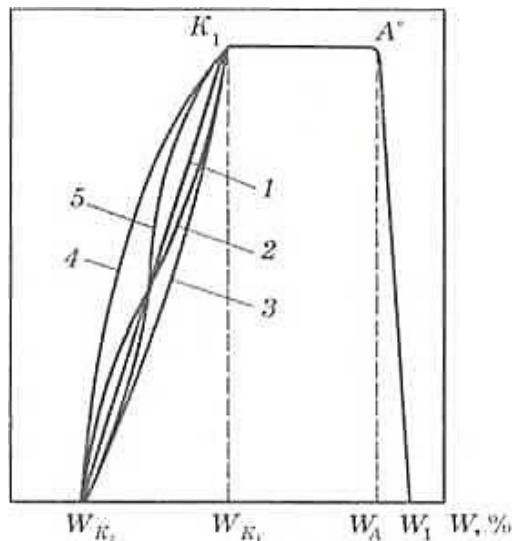


Рисунок 11.3 - Криві швидкості сушіння деяких матеріалів

Тривалість сушіння, яка характеризує енергетичну ефективність процесу, для першого періоду τ_1 , хв, визначають за формулою

$$\tau_1 = (W_A - W_{K1}) / U_1, \quad (11.4)$$

де W_A , W_{K1} – відповідно початковий у першому періоді та перший критичний вологовміст матеріалу, %;

U_1 – швидкість сушіння в першому періоді, % /хв.

Тривалість сушіння в другому періоді τ_2 , хв,

$$\tau_2 = \frac{W_{K3B} - W_2}{U_1} \ln \frac{W_{K3B} - W_{K2}}{W_2 - W_{K2}}, \quad (11.15)$$

де W_2 – заданий (або фактично отриманий) кінцевий вологовміст матеріалу, %;

W_{K3B} – зведений критичний вологовміст матеріалу, %;

W_{K2} – рівноважний (другий критичний) вологовміст матеріалу, %.

Значення зведеного критичного вологовмісту W_{K3B} отримують, замінюючи криву швидкості сушіння другого періоду прямою $W_{K2} - W_{K3B}$ (рис. 11.2) так, щоб вона відсікала рівні площі з обох боків кривої. Саме зведеній критичній точці K_{3B} на графіку відповідає зведений перший критичний вологовміст W_{K3B} . Тангенс кута нахилу прямої $W_{K2} - W_{K3B}$, хв^{-1} ,

$$\text{tg}\varphi = \frac{U_1}{W_{K3B} - W_{K2}} = k_2, \quad (11.6)$$

називають коефіцієнтом швидкості сушіння в другому періоді. Він характеризує інтенсивність масообміну протягом другого періоду.

Коефіцієнт швидкості сушіння в першому періоді k_1 , хв^{-1} , визначають як відношення швидкості процесу в першому періоді до зміни вологовмісту матеріалу в цьому періоді:

$$k_1 = \frac{U_1}{W_A - W_{K1}}. \quad (11.7)$$

Значення рівноважного вологовмісту W_{K2} для різних матеріалів отримують дослідним способом у лабораторних умовах. Так, для прикладу в табл. 11.1 наведено значення W_{K2} для деяких рослинних матеріалів залежно від відносної вологості φ_1 сушильного агента – атмосферного повітря на вході в сушильну камеру; величину φ_1 визначають за допомогою психрометричних таблиць.

Для розрахунку початкового (перед сушінням) будь-якого поточного значення W_i (на i -й час сушіння) вологовмісту матеріалу використовують експериментальні значення вмісту сухої речовини – масову частку сухої речовини в матеріалі (СР), % (табл. 11.1).

Таблиця 11.1

Матеріал	$W_{к2}$, %, за відносної вологості сушильного агента – повітря ϕ_1 , %, на вході в сушильну камеру									
	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Картопля	5,6	7,2	8,4	9,4	10,6	11,7	13,2	15,7	20,0	42
Буряк столовий	6,5	7,8	10,3	11,0	11,3	15,4	19,7	28,7	60,0	-
Морква	2,4	3,7	6,0	8,3	14,0	17,7	22,8	30,5	47,0	-
Яблука	2,4	3,4	4,8	6,4	10,2	14,3	18,7	24,2	27,6	-

Таблиця 11.2

Матеріал	Масова частка сухої речовини, %	Допустима температура нагрівання, °C (на початку сушіння/в кінці сушіння)
Картопля	15... 20	95/65
Буряк столовий	20	90/70
Морква	10... 15	100/70
Яблука	10... 15	60/70
Хліб пшеничний	53... 55	60/120

Опис схеми установки

Сушильна установка (рис. 11.4) має вигляд теплоізовованого металевого циркуляційного контуру 1, в якому потік повітря переміщується під дією лопатей вентилятора 2, проходить послідовно через електричний калорифер 3 і сушильну камеру 6, в якій контактує з матеріалом, підводячи до нього теплоту й відводячи випаровану вологу.

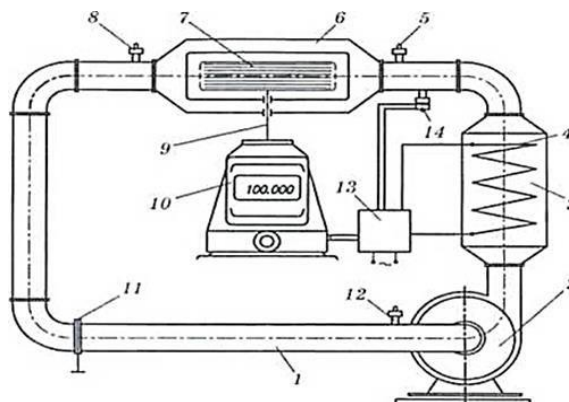


Рисунок 11.4 - Схема експериментальної циркуляційної сушильної установки. Із сушильної камери відпрацьоване повітря знову переміщується на вхід вентилятора 2, який забезпечує циркуляцію повітря у циркуляційному контурі сушарки.

Висушуваний матеріал розміщено у коробчастому сітчастому кошику 7 (у внутрішньому просторі сушильної камери), сполученому через штангу 9 з електричними вагами 10. Сам сітчастий кошик 7 знімний, тобто його можна

від'єднати від штанги і вийняти із сушильної камери через боковий люк-отвір, закритий рухомим склом-шибером. Через цей шибер під час сушіння можна спостерігати за станом матеріалу.

Витрати і відповідну швидкість руху нагрітого повітря в сушильній камері регулюють шибером 11 і контролюють анемометром. Температури повітря до калорифера t_0 , після калорифера t_1 і після сушильної камери t_2 контролюють термометрами 5, 8, 12. Задану (потрібну) температуру повітря t_1 на вході в камеру регулюють електроконтактним термометром 14 за допомогою блока реле 13, з'єднаного з теплоелектронагрівником (ТЕН) 4 калорифера 3.

Методика виконання роботи

1. Протягом 10...15 хв прогріваємо установку. Для цього фіксуємо задану температуру t_1 на термометрі 14, відкриваємо на заданий ступінь шибер 11, послідовно вмикаємо вентилятор 2 і калорифер 3 (ТЕН 4).

2. Висушуваний матеріал (картопля, буряк, морква тощо) масою 100 г (50 г) подрібнюємо на тонку стружку завтовшки 2 ... 4 мм.

3. Вимикаємо калорифер 3 і вентилятор 2, виймаємо з камери 6 кошик 7, завантажуюємо в нього 100 г (50 г) стружки матеріалу і закріплюємо у сушильній камері на штанзі 9; щільно закриваємо скло-шибер сушильної камери.

4. Послідовно вмикаємо вентилятор 2 та калорифер 3 і негайно записуємо час початку сушіння.

5. Фіксуємо зміну маси матеріалу під час сушіння (за циферблатом ваг 10) і заносимо до табл. 11.3. Для цього протягом перших 15 хв сушіння записуємо у табл. 11.3 показання ваг кожні 2 хв, а далі – кожні 5 хв, і так доти, доки показання ваг не перестануть змінюватися, тобто до досягнення матеріалом рівноважного вологовмісту $W_{\text{к2}}$.

6. Послідовно вимикаємо електроживлення калорифера 3 і вентилятора 2, виймаємо з камери кошик 7, ознайомлюємося зі станом висушеного матеріалу.

Опрацювання результатів роботи

1. Визначаємо поточну масу вологи в матеріалі на початку і в ході сушіння, г,

$$M_{\text{вi}} = M_i - M_{\text{с,р}}, \quad (11.8)$$

де $M_{\text{вi}}$ – маса вологи в матеріалі на i -й час дослідження, г;

M_i – маса матеріалу на i -й час дослідження, г;

$M_{\text{с,р}}$ – постійна для всього дослідження маса сухої речовини в матеріалі, г;

$$M_{\text{с,р}} = M_0 \cdot X_{\text{с,р}} / 100, \quad (11.9)$$

де M_0 – початкова маса наважки матеріалу перед сушінням, г;

$X_{\text{с,р}}$ – масова частка сухої речовини, яку визначаємо з табл. 11.2 або з відповідного довідника.

Наприклад, у 100 г стружки картоплі на початку дослідження ($M_0 = 100$ г, $\tau = 0$,

$X_{c,p}=15\%$) маса вологи становить

$$M_{в0} = M_0 - M_{c,p} = M_0 - M_0 \cdot X_{c,p}/100 = \\ = 100 - 100 \cdot 15/100 = 100 - 15 = 85 \text{ г.}$$

Послідовно, відповідно до номера спостереження та наведеного прикладу, за рівнянням (21.8) розраховуємо маси $M_{вi}$ і заносимо їх до графі 4 табл. 11.3.

Таблиця 11.3

Номер спостереження	Час спостереження τ_i , хв	Показання ваг M_i , г	Маса вологи у матеріалі $M_{вi}$, г	Поточний вологовміст матеріалу $W_{вi}$, %	Швидкість процесу сушіння U_i , %/хв

2. Визначаємо вологовміст матеріалу на i -й час сушіння, %,

$$W_i = \frac{M_{вi}}{M_{c,p}} 100. \quad (11.10)$$

Для спостереження 1 (на початку сушіння)

$$W_0 = \frac{M_{в0}}{M_{c,p}} 100 = \frac{85}{15} 100 = 566.6\%.$$

Послідовно, відповідно до номера спостереження та наведеного прикладу, за рівнянням (11.10) розраховуємо значення W_i і заносимо їх до графі 5 табл. 11.3.

3. Креслимо графік залежності вологовмісту матеріалу від часу W_i сушіння (криву сушіння) $W_i = f(\tau_i)$ (рис. 11.1). Для цього на міліметровому папері в прийнятному масштабі знаходимо точки перетину відповідних значень τ_i і W_i (відповідно до номерів спостережень: графі 2 і 5 табл. 11.3; приклад – рис. 11.1).

4. Визначаємо швидкість сушіння U_1 у першому періоді за рівнянням (11.3).

5. Будуємо графік залежності швидкості сушіння від вологовмісту матеріалу в першому періоді $U_i = dW_i/d\tau_i = f(W_i)$ (рис. 11.2 та графі 5 і 6 табл. 11.3) і швидкості сушіння в другому періоді способом графічного диференціювання кривої сушіння (рис. 11.1 та супровідний текст). Отримані значення швидкостей заносимо до графі 6 табл. 11.3.

6. Визначаємо зведений критичний вологовміст $W_{кзв}$. Для цього (рис. 11.2) з точки $W_{к2}$ (або W_2) проводимо пряму $W_{к2} - K_{зв}$ так, щоб площі над і під кривою швидкості сушіння в другому періоді відносно цієї прямої були однаковими. Вологовміст, що відповідає одержаній точці $K_{зв}$, і буде шуканим $W_{кзв}$.

7. Визначаємо розрахункові тривалості першого τ_1^* і другого τ_2^* періодів сушіння за рівняннями (11.4) та (11.5).

Порівнюємо розраховані значення τ^* і τ^* з експериментальними τ_1 і τ_2 взятими безпосередньо з графіка, зображеного на рис. 11.1.

Визначаємо відносні похибки розрахунку тривалості сушіння, %:

- ◆ для першого періоду

$$\delta_1 = \left| \frac{\tau_1 - \tau_1^*}{\tau_1} \right| 100;$$

◆ для другого періоду

$$\delta_1 = \left| \frac{\tau_2 - \tau_2^*}{\tau_2} \right| 100.$$

Значення отриманих похибок не мають перевищувати 5 % відносних.

8. Визначаємо коефіцієнти швидкості сушіння k_2 для другого та k_1 для першого періодів сушіння за рівняннями (11.6) і (11.7).

Контрольні запитання

1. Чому розглянутий спосіб сушіння називають конвективним, а сушарку – циркуляційною?
2. З якою метою частину або все відпрацьоване повітря спрямовують із сушильної камери знову до вентилятора, калорифера і т.д., тобто організовують його циркуляцію в сушарці?
3. Якими параметрами характеризують стан сушильного агента – вологого повітря і як їх визначають за допомогою діаграми $I-x$?
4. Яка відмінність між такими характеристиками, як «вологість» і «вологівміст» матеріалу?
5. Чому виокремлюють два періоди сушіння? Чим розрізняються механізми та рушійні сили процесу сушіння в першому та другому періодах?
6. Як будують графік залежності вологовмісту матеріалу від тривалості сушіння (криву сушіння) та які його складові й характерні точки?
7. Як будують графіки зміни швидкості сушіння, які його складові й характерні точки?
8. Яка мета побудови кривих сушіння та швидкості сушіння?
9. Чому швидкість сушіння в першому періоді стала, а в другому періоді – зменшується?
10. Як аналітично визначити тривалість першого та другого періодів сушіння?
11. Як аналітично визначити швидкість сушіння в першому періоді та на будь-який час другого періоду?
12. Що характеризують коефіцієнти сушіння для другого та першого періодів сушіння? Як їх визначають?

Практична робота № 12

Тема: Дослідження кінетики процесу терморадіаційного сушіння харчових продуктів

Мета роботи: вивчити будову і принцип роботи інфрачервоної сушильної установки, а також закономірності зміни вологовмісту матеріалу і швидкості інфрачервоного сушіння; порівняти швидкості процесу та коефіцієнти сушіння в першому і другому періодах з конвективним сушінням.

Основні теоретичні положення

Термін «інфрачервоний» походить від латинського слова *infra*, що відповідає українському слову «під» або «внизу» (німецькою – *interhalb*). Існує теорія, що термін «інфрачервоний» у 1869 р. ввів французький фізик Е.Беккерель аналогічно терміну «ультрафіолетовий», який у 1852 р. запропонував англійський вчений Дж. Стокс. У німецькій фізичній літературі використовується термін «ультрачервоний». Під час нагрівання і сушіння вологих матеріалів інфрачервоним випромінюванням промениста енергія перетворюється на теплоту. При цьому тепло- і масообмін відбувається як поза матеріалом – у робочій камері апарата, так і всередині матеріалу.

Як відомо, при конвективному висушуванні повітря є носієм теплоти від калорифера до продукту, що більш енергозатратно, ніж у разі терморадіаційного сушіння, за якого повітря не виконує функцію носія теплоти, а лише відводить вологу.

Молекули води, які містяться в продукті, поглинають інфрачервоні промені, тобто енергія підводиться безпосередньо до води продукту, чим досягається високий ККД. За такого підведення теплоти не потрібно значно підвищувати температуру під час сушіння продукту, тобто сушіння можна здійснювати за температури 40...60 °С. При цьому максимально зберігається якість продукту: не рвуться клітини, зберігаються вітаміни, не карамелізується цукор. Крім того, за низьких температур не нагрівається сушильне обладнання, а отже, немає втрат теплоти через стінки і вентиляцію. Водночас інфрачервоне випромінювання за температури 40...60 °С дає змогу знищувати всю мікрофлору на поверхні продукту, роблячи сухопродукт практично стерильним.

Недоліками ІЧ сушіння є те, що енергія ІЧ випромінювання поглинається в основному поверхнею матеріалу, що висушується. Щоб запобігти його розтріскуванню і деформації, тобто погіршенню якості готового продукту, доводиться зменшувати кількість енергії, що підводиться. Ці показники погіршує також безперервне підведення енергії ІЧ випромінювання, що створює градієнт температур і термодифузію, спрямовану всередину нарізаного шматочками продукту. Зазначені недоліки перешкоджають тепло- і масоперенесенню, погіршуючи умови переміщення вологи з внутрішніх шарів до зовнішніх. Для харчових продуктів глибина проникнення енергії інфрачервоних променів досягає 6...

12 мм. На цю глибину проникає невелика частина енергії випромінювання, але температура шару, що лежить на відстані 6...7 мм від поверхні матеріалу, зростає значно інтенсивніше, ніж при нагріванні конвективним способом.

До інфрачервоної зони належать промені з довжиною хвилі від 0.77 до 340 мкм. Під час термічного оброблення матеріалів використовуються інфрачервоні промені з довжиною хвилі до 5...6 мкм, при цьому велике значення мають короткохвильові промені (довжина хвилі близько 1 мкм).

Для сушіння колоїдних капілярно-пористих матеріалів, якими є більшість харчових продуктів, важливу роль має поглинальна і пропускна здатність (проникність) поверхневих шарів. Між цими характеристиками існує зворотна залежність: якщо поверхневий шар матеріалу має велику поглинальну здатність, то його проникність невелика, і навпаки.

Для забезпечення інтенсивнішого нагрівання і сушіння матеріалу бажано, щоб поверхневі шари його мали велику пропускну здатність, тобто, щоб зона максимальної температури значно поглиблювалася всередину матеріалу.

Ефективність нагрівання і сушіння інфрачервоними променями залежить від інтенсивності променистого теплообміну між джерелом випромінювання і опромінюваним матеріалом, що підлягає сушінню.

Для зручності вивчення генератори доцільно класифікувати за довжиною хвилі максимального випромінювання, що залежить від температури випромінювача, на:

- ◆ світлі (короткохвильові) випромінювачі з $T=1773...2073\text{K}$ ($1500...1800\text{ }^\circ\text{C}$) і вище, в спектрі випромінювання яких частина енергії припадає на видиму область; максимум випромінювання припадає на область $\lambda_{max} \leq 1.3\text{ мкм}$ (приблизно);

- ◆ темні (довгохвильові) випромінювачі, в спектрі випромінювання яких переважають невидимі інфрачервоні промені ($\lambda_{max} > 1.3\text{ мкм}$); за температури випромінювача, нижчої від $673 \dots 623\text{ K}$ ($400...350\text{ }^\circ\text{C}$), променів видимого світла взагалі немає.

Застосування ІЧ випромінювання у технологічних процесах харчової промисловості є одним із способів не тільки підвищення якості продуктів, а й методом інтенсифікації процесу. Ефективне використання методу ІЧ випромінювання має ґрунтуватися на аналізі процесу з позиції сучасної фізичної теорії впливу електромагнітного проміння на об'єкт термообробки. Для термообробки різних матеріалів використовують проміння, що припадає в основному на інфрачервону область спектра.

У разі взаємодії електромагнітного випромінювання з речовиною змінюється температура, вологовміст, структура та інші властивості матеріалу, що опромінюється. Одночасно змінюються й основні характеристики опромінення – об'ємна та поверхнева густина поглинутого матеріалом потоку теплової енергії. Змінюються також оптичні властивості матеріалу, зокрема поглинальна здатність матеріалу до ІЧ променів. Дослідження показали, що для різних матеріалів експериментальні оптичні характеристики є індивідуальними. Тому ІЧ нагрівання ефективно використовується у технологічному процесі за умов вивчення та

узгодження оптичних властивостей об'єкта сушіння зі спектральними та енергетичними характеристиками ІЧ генераторів.

Оптичні властивості продуктів рослинного походження визначаються не тільки наявністю у них води, а і їхніми властивостями, а також характером зв'язку вологи з матеріалом. У продуктах рослинного походження вода не є звичайним інертним наповнювачем, а відіграє структурно-функціональну роль у рослинних клітинах і біохімічних процесах, що безперервно в них відбуваються.

Опис схеми установки

Сушильна установка (рис. 12.1), яку розробили І.В. Дубковецький і Т.В. Бурлака, має вигляд камери 1, виготовленої з листів полірованого алюмінію з високим коефіцієнтом відбивання ІЧ променів 0.86 (наприклад, золото – 0.98; срібло – 0.97; хромово поверхня – 0.72), що поліпшує умови створення рівномірності опромінення об'єкта сушіння. Потік повітря переміщується під дією лопатей вентилятора 4, проходить послідовно через електричний калорифер 7 і сушильну камеру 1, в якій контактує з матеріалом, підводячи до нього теплоту і відводячи випаровувану вологу.

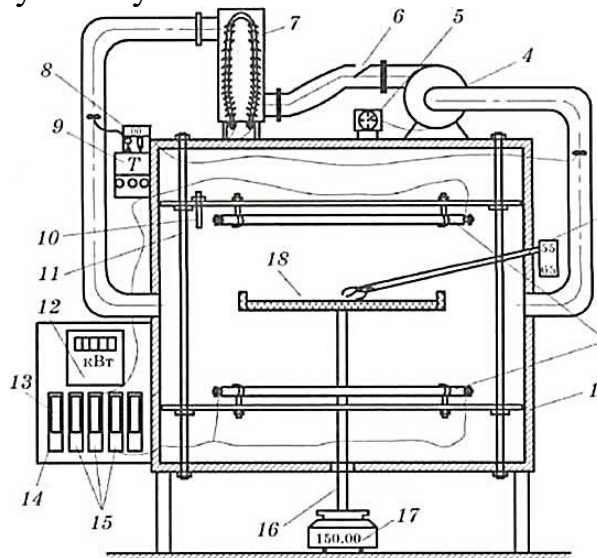


Рисунок 12.1 - Схема експериментальної сушильної установки

1 – камера сушіння; 2 – ІЧ - генератори; 3 – термометр з термопарами; 4 – вентилятор; 5 – варіатор швидкостей; 6 – шибер рециркуляції повітря; 7 – калорифер; 8 – регулятор відносної вологості; 9 – контролер температури; 10 – контактний датчик температури; 11 – регулювальний пристрій положення вузлів 14 генераторів; 12 – лічильник електроенергії; 13 – автоматичний вимикач вентилятора; 14 – реле увімкнення і вимкнення 14 генераторів; 15 – автоматичні вимикачі калорифера, верхніх і нижніх 14 генераторів; 16 – штанга; 17 – аналітичні ваги; 18 – коробчастий сітчастий кошик

Матеріал (сировину), що піддається сушінню, заздалегідь миють, подрібнюють, формують шар розкладанням на спеціальній сітці-підставці у коробчастому сітчастому кошику 18, який встановлюють у корпус сушильної камери 1.

Усередині сушильної камери по вертикальних напрямних 11 можуть переміщуватися та фіксуватися у різних положеннях вузли ІЧ генераторів 2, що дає змогу змінювати величину опроміненості зразків і об'єм робочої камери. Конструкція вузла 14 випромінювача передбачає для сушіння продуктів застосування як «світлих», так і «темних» ІЧ генераторів.

В установці застосовується комбінований радіаційно-конвективний спосіб сушіння харчових продуктів. Для цього нагріте в калорифері повітря подається над об'єктом сушіння з певною швидкістю, яка регулюється варіатором швидкостей 5 електровентилятора 4.

Вузол реєстрації зменшення маси матеріалу, що висушується, є видозміненою конструкцією фотоваги, виконаної на основі аналітичних ваг 17, що з'єднані через штангу 16 з коробчастим сітчастим кошиком 18.

На блоці керування 9 встановлюють температуру теплоносія і діапазон увімкнення і вимкнення ТЕН, за допомогою якого змінюється час опромінення продукту. Витрати енергії на кілограм готової продукції чи кілограм випареної вологи визначають за допомогою лічильника 12. Рециркуляцію повітря регулюють за допомогою шибера 6. Зміну відносної вологості повітря на вході у сушильну камеру та виході з неї фіксують і регулюють за допомогою регулятора 8. Знеструмлювати калорифер і 14 генератори можна автоматичними вимикачами 15, а вентилятора – вимикачем 13. Зміну температури в поперечному перерізі продукту вимірюють термометром з термопарами 3.

Сушіння здійснюють в імпульсному режимі нагрівання-охолодження. При цьому нагрівання виконують ІЧ променями до заданої вологості з довжиною хвилі 1.2...4.0 мкм зі щільністю потоку 6 ... 15 кВт/м² протягом 3.0...110 с до досягнення граничної температури в камері 55...60 °С, а охолодження – протягом 9.0...330 с. Температура фіксується контактним датчиком температури 10, сигнал від якого направляє на реле 14 для увімкнення чи вимкнення ТЕН. Як тільки температура сушіння досягне вказаного значення, випромінювачі 2 вимикаються і матеріал починає охолоджуватися. З охолодженням матеріалу до значення температури 45...50 °С випромінювачі автоматично вмикаються і процес сушіння продовжується аналогічно описаному вище до досягнення матеріалом заданої вологості.

Методика виконання роботи

1. Протягом 10 ... 15хв прогріваємо установку. Для цього задаємо температуру на контролері пульта керування 9 у відкриваємо на заданий ступінь шибера 6, послідовно вмикаємо вентилятор 4, калорифер 7 і ІЧ генератори 2.

2. Висушуваний матеріал (картопля, буряк, морква тощо) масою 100 г (50 г) подрібнюємо на тонку стружку завтовшки 2 ... 5 мм.

3. Вимикаємо калорифер 7, ПЧ генератори 2 і вентилятор 4 виймаємо з камери 1 кошик 18, завантажуюємо в нього 100 г (50 г) стружки матеріалу і закріплюємо у сушильній камері на штанзі 16; щільно закриваємо сушильну камеру.

4. Послідовно вмикаємо вентилятор 4 та калорифер 7 і негайно записуємо час початку сушіння.

5. Фіксуємо зміну маси матеріалу під час сушіння (за циферблатом ваг 17) і заносимо до табл. 12.1. Для цього протягом перших 15 хв сушіння у табл. 12.1 записуємо показання ваг кожні 2 хв, а далі – кожні 5 хв, і так доти, доки показання ваг не перестануть змінюватися, тобто до досягнення матеріалом рівноважного вологовмісту.

6. Послідовно вимикаємо електроживлення калорифера 7, ПЧ генераторів 2 і вентилятора 4, виймаємо з камери кошик 18, ознайомлюємося зі станом висушеного матеріалу.

Опрацювання результатів роботи

1. Визначаємо поточну масу вологи в матеріалі на початку і в ході сушіння, г,

$$M_{\text{вi}} = M_i - M_{\text{с,р}}, \quad (12.1)$$

де $M_{\text{вi}}$ – маса вологи в матеріалі на i -й час, г;

M_i – маса матеріалу на i -й час досліду, г;

$M_{\text{с,р}}$ – постійна для всього досліду маса сухої речовини в матеріалі, г;

$$M_{\text{с,р}} = M_0 \cdot X_{\text{с,р}} / 100, \quad (12.2)$$

де M_0 – початкова маса наважки матеріалу перед сушінням, г;

$X_{\text{с,р}}$ – масова частка сухої речовини.

Послідовно, відповідно до номера спостереження та наведеного прикладу, розраховуємо масу $M_{\text{вi}}$ і заносимо її до графі 3 табл.12.1.

2. Визначаємо вологовміст матеріалу на i -й час сушіння, %,

$$(12.3)$$

$$W_i = \frac{M_{\text{вi}}}{M_{\text{с,р}}} \cdot 100.$$

Послідовно, відповідно до номера спостереження, за рівнянням (12.3) розраховуємо значення W_i і заносимо до графі табл. 12.1.

Таблиця 12.1

Час спостереження τ_i , хв	Показання ваг, г	Маса вологи у матеріалі $M_{\text{в}}$, г	Поточний вологовміст матеріалу W_i , %	Температура матеріалу t_i , °С	Швидкість сушіння U_1 , %/хв

3. Будуємо графік залежності вологовмісту W_i матеріалу від часу τ_i сушіння (криву сушіння) $W_i = f(\tau_i)$. Для цього на міліметровому папері в прийнятому масштабі знаходимо точки перетину відповідних значень τ_i і W_i (відповідно до

номерів спостережень: графи 1 і 4 табл. 12.1).

4. Визначаємо швидкість сушіння U_1 в першому періоді за рівнянням (21.3).

5. Будуємо графік залежності швидкості сушіння від вологовмісту матеріалу в першому періоді $U_1 = dW_i / (d\tau_i) = f(\tau_i)$ і швидкості сушіння в другому періоді способом графічного диференціювання кривої сушіння. Отримані значення швидкостей заносимо до графи 6 табл. 12.1.

6. Будуємо графік залежності температури t_i матеріалу від часу τ_i сушіння (термограми продукту) $t_i = f(\tau_i)$. Для цього на графіку кривої сушіння справа будуємо шкалу температур і в прийнятому масштабі знаходимо точки перетину відповідних значень τ_i і t_i (відповідно до номерів спостережень: графи 1 і 5 табл. 12.1).

Контрольні запитання

1. Які переваги і недоліки має інфрачервоний спосіб сушіння порівняно з конвективним?

2. Як класифікують інфрачервоні сушарки за довжиною хвиль випромінювання?

3. Яку функцію виконує повітря при інфрачервоному сушінні?

4. Як впливає товщина шару опромінюваного продукту на його якість?

5. Яка відмінність між такими характеристиками, як вологість, відносна вологість і вологовміст теплоносія?

6. Як будують графік залежності температури матеріалу від тривалості сушіння (термограми продукту) та які його складові й характерні точки?

7. Як впливають інфрачервоні промені на якісні характеристики продукту і його мікрофлору

Практична робота № 13

Тема: Дослідження роботи насадкової ректифікаційної колони періодичної дії

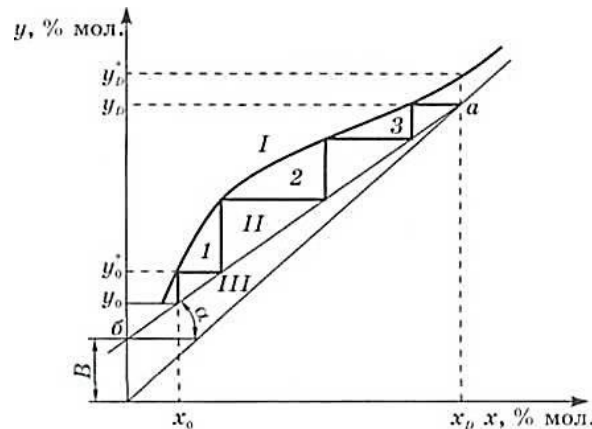
Мета роботи: ознайомитися з процесом розділення суміші етанол – вода в насад новій ректифікаційній колоні; визначити ефективність розділення суміші етанол – вода в колоні, а також ефективність насадки.

Основні теоретичні положення

У ректифікаційній установці періодичної дії, яка має лише концентраційну частину, вміст легколеткого компонента x_0 в кубі безперервно зменшується, внаслідок чого процес ректифікації є нестационарним у часі. Якщо колона установки працює за сталого флегмового числа R , то вміст легколеткого компонента в дистиляті x_D також безперервно зменшується. *Примітка.* Флегмове число є відношенням кількості рідини, що стікає з будь-якої тарілки в концентраційній секції колони (від місця введення сировини до відбору верхнього продукту - дистиляту), до кількості дистиляту (готового продукту), що відбирається. Якщо потрібно підтримувати постійну концентрацію легколеткого компонента в дистиляті ($x_D = \text{const}$), то слід постійно збільшувати флегмове число у процесі ректифікації.

Ефективність насадкової колони можна виразити числом теоретичних тарілок n або числом одиниць перенесення m .

Кількість теоретичних тарілок у колоні в кожний момент часу можна визначити графічно, викреслюючи їх між лінією фазової рівноваги і лінією робочих концентрацій у межах від x_0 до x_D (рис. 13.1).



I – крива рівноваги; II – робоча лінія; III – діагональ

Рисунок 13.1 - Графічний розрахунок кількості теоретичних тарілок у колоні

Рівняння лінії робочих концентрацій

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} \text{ або } y = Ax + B, \quad (13.1)$$

де $A = R/(R+1)$ – тангенс кута нахилу до осі абсцис;

$B = x_D/(R+1)$ – відрізок, що відсікає робоча лінія від початку координат на осі

ординат.

Під час роботи колони за умови $R = \text{const}$ значення величини A не змінюється, а величини B безперервно зменшується, оскільки зі зменшенням x_0 зменшується і x_D . При цьому лінія робочих концентрацій переміщується паралельно самій собі, наближаючись до осі абсцис.

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

Для аналітичного розрахунку кількості теоретичних тарілок (ступенів зміни концентрацій) у ректифікаційній колоні криву фазової рівноваги бінарної системи етанол – вода виражають у вигляді емпіричного рівняння

$$y = \frac{14.501 \cdot x}{1.25 + 21.927 \cdot x + 28.862 \cdot x^2} + 0.5 \cdot x + 0.21 \cdot x^3, \quad (13.2)$$

де y, x – молярні частки етанолу відповідно в парі й рідині.

Використовуючи поперемінно рівняння фазової рівноваги і рівняння робочої лінії концентраційної колони, виражене відносно x ,

$$x = \frac{R+1}{R} y - \frac{x_D}{R}, \quad (13.3)$$

визначають кількість теоретичних тарілок за зміни концентрації спирту від x_0 (концентрація спирту в кубі колони) до x_D (концентрація спирту в дистилаті).

Схему алгоритму аналітичного розрахунку кількості теоретичних тарілок у концентраційній ректифікаційній колоні наведено на рис. 13.2.

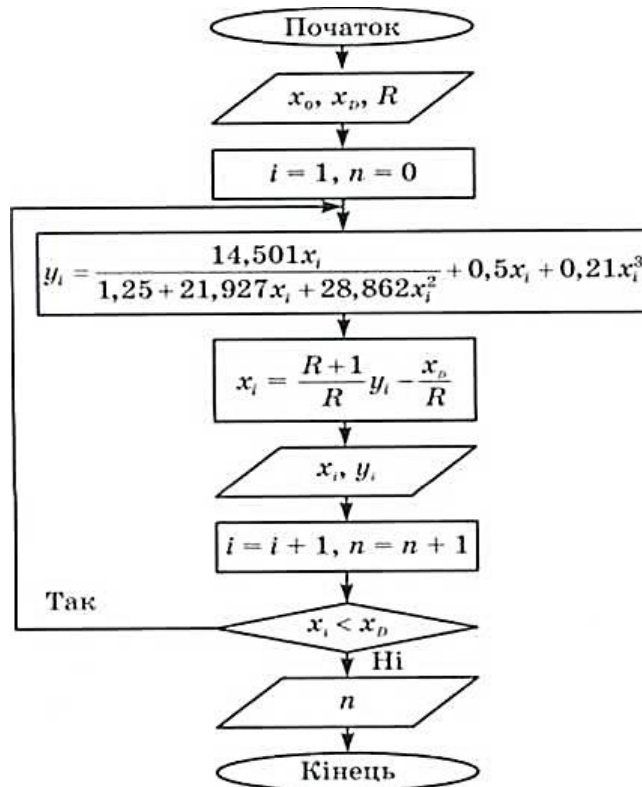


Рисунок 13.2 - Схема алгоритму розрахунку кількості теоретичних тарілок у концентраційній ректифікаційній колоні

Розрахунок кількості теоретичних тарілок у концентраційній колоні починається від x_0 і закінчується, коли поточне значення x стає таким, що дорівнює молярній частці етанолу x_D в дистилаті або більше від неї.

Кількість одиниць перенесення m_y , що є відношенням зміни концентрації легколеткого компонента в одній із фаз до середньої рушійної сили процесу, на відрізку від x_0 до x_D визначають за рівняння

$$m_y = \int_{y_0}^{y_D} \frac{dy}{y^* - y}, \quad (13.4)$$

де y^* – вміст легколеткого компонента у паровій фазі, рівноважний з рідиною у розглядуваному перерізі колони;

y_0, y_D – вміст легколеткого компонента в парі у нижньому і верхньому перерізах колони.

Рівняння (13.4) розв’язують графічним інтегруванням (рис. 13.3). Рівноважний вміст легколеткого компонента у парі визначають для кількох значень y , від y_0 до y_D . Наприклад, величині y_0 відповідає y^* (рис. 13.1), величині $y_D - y_D^*$, а кожному проміжному значенню y_i – певне значення y^* . Для всіх вибраних значень y знаходять $1/(y^* - y)$. Площа під кривою $1/(y^* - y) = f(y)$, знайдена з урахуванням масштабу графіка, і є інтегралом.

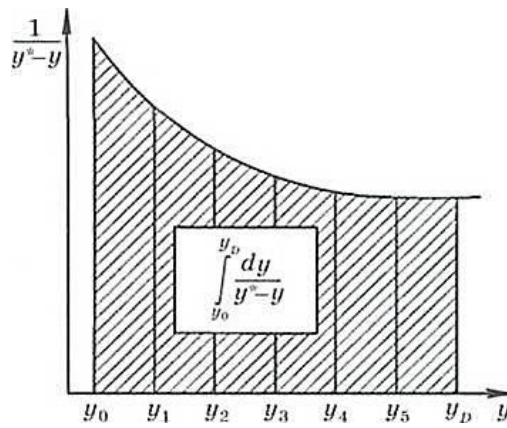


Рисунок 13.3 - Графічне визначення інтеграла

Ефективність насадки може бути представлена висотою шару насадки, що еквівалентна одній теоретичній тарілці або одній одиниці перенесення.

Опис схеми установки

Насадкова колона (рис. 13.4) складається з кубової частини *1*, що має обігрівний циркуляційний контур *3*, мірне скло *2* і термометр *4*. Над кубом крізь решітку *5* встановлено колону *6* (діаметр 30 мм) з насадкою *7* (кільця Рашига). Висота шару насадки 800 мм. У верхній частині колони встановлено термометр *8*. Колона з'єднана зі збірником дистиляту *11* через дефлегматор *9*. Для регулювання процесу зміни флегмового числа у контурі відбору дистиляту встановлено кран *10* та лічильник крапель флегми *12*.

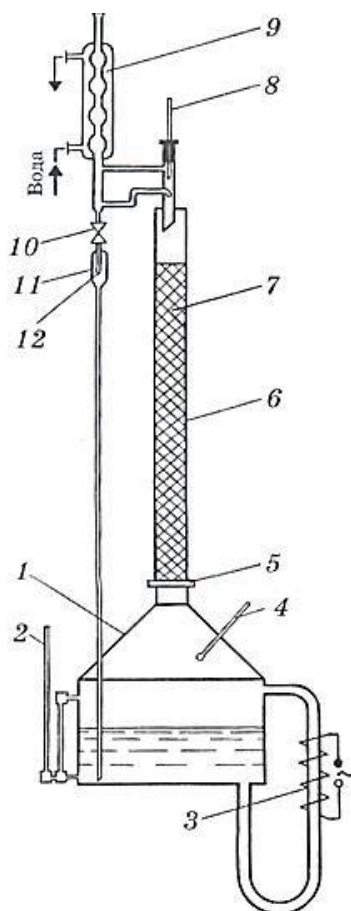


Рисунок 13.4 - Схема установки насадковою концентрувальною колоною
 Характеристика насадки: кільця Рашига 6x8x1 мм; питома поверхня $s = 735$ $\text{м}^2/\text{м}^3$; вільний об'єм $V = 0,5$ $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Методика виконання роботи

Ректифікації підлягає суміш етанол – вода. Перед початком роботи слід перевірити наявність початкової суміші у кубі. Потім вмикаємо електронагрівник і стежимо за показаннями термометра 4. Як тільки температура в кубі підвищиться до 75 °С, відкриваємо подачу води в дефлегматор 9. При цьому кран відбору дистиляту 10 має бути закритим.

Після того як колона прогріється, спиртоводна пара почне надходити в дефлегматор. У цьому весь конденсат надходитиме на зрошення колони (колона працює «на себе», $R = \infty$). Як тільки температура у кубі й у верхній частині колони стабілізується (через 15...20 хв), а це означає, що стабілізувався процес у колоні, записуємо у табл. 13.1 температури, які показують нижній та верхній термометри.

Потім встановлюємо флегмове число. Для цього за допомогою крана 10 встановлюємо потрібне співвідношення потоків флегми і дистилляту (значення R має бути в межах 1...5). Через 15...20 хв процес стабілізується в заданому режимі. Потрібно записати показання термометрів і тиск у кубі. Заміри і запис повторюємо 2...3 рази.

Опрацювання результатів роботи

1. Результати замірів подаємо у вигляді табл. 13.1.

Таблиця 13.1

Показник	Замір			
	1	2	3	4
Температура, °С				
у кубі				
у верхній частині колони				
Концентрація ЛЛК, % (мол.):				
у кубі x_0				
у верхній частині колони x_D				
Флегмове число R				
Опір шару насадки руху пари p , мм вод. ст.				

2. Виконуємо графічний розрахунок загальної кількості теоретичних тарілок колони n_k . Для цього на міліметровому папері розміром 250x250 мм креслимо діагональ і криву фазової рівноваги $x - y$ за даними табл. 13.2 (рис. 13.1). У цих самих координатах креслимо робочу лінію концентраційної колони, використовуючи отримані значення x_D і R .

Між x_0 і x_D будуюмо ступені зміни концентрації (тобто теоретичні тарілки).

Таблиця 13.2

Вміст етанолу у фазі, % (мол.)		Температура кипіння, °С	Вміст етанолу у фазі, % (мол.)		Температура кипіння, °С
рідкій x	паровій y		рідкій x	паровій y	
2	18,00	95,5	50	64,75	79,90
4	29,05	91,1	55	67,10	79,70
6	35,45	88,9	60	69,80	79,40
8	39,90	87,5	65	72,55	79,20
10	43,70	86,0	70	75,30	78,89
12	46,75	85,3	72	76,50	78,80
14	49,00	84,6	74	77,70	78,71
16	50,55	83,9	76	78,90	78,60
18	51,75	83,4	78	80,15	78,53
20	52,80	82,9	80	81,55	78,47
25	55,05	82,1	82	83,00	78,40
30	57,25	81,6	84	84,70	78,34
35	59,20	81,2	86	86,45	78,28
40	61,02	80,7	88	88,06	78,21
45	62,80	80,3	90	89,90	78,20

3. Обчислюємо кількість теоретичних тарілок аналітичним методом за рівняннями (13.2) і (13.3).

4. Порівнюємо результати розрахунків графічним та аналітичним методами.

5. Відповідно до результатів розрахунків визначаємо висоту шару насадки, еквівалентну одній теоретичній тарілці (ВЕТТ), мм:

$$\text{ВЕТТ} = H/n.$$

6. Графічним інтегруванням визначаємо кількість одиниць перенесення (за наявності часу).

7. Кількість теоретичних тарілок (n) у спиртовій колоні можна визначити за схемою алгоритму (рис. 13.2).

Контрольні запитання

1. У чому полягає принцип ректифікації?
2. Який принцип взаємодії між парою та рідиною на різних типах контактних пристроїв (тарілчастих, ковпачкових, насадкових)?
3. Як визначити кількість теоретичних тарілок реактоколони?
4. Рівняння лінії робочих концентрацій.
5. Чому під час розрахунку кількості теоретичних тарілок матеріальні потоки подають у молярних відсотках або у молярних частках?
6. Що таке флегмове число?
7. Як визначити розміщення ліній робочих концентрацій на діаграмі рівноваги $x - y$?
8. Як флегмове число впливає на процес ректифікації?
9. Як працює схема насадкової ректифікаційної установки?

Практична робота № 14

Тема: Дослідження процесу насичення води вуглекислим газом на абсорбційній установці

Мета роботи: Визначити основні параметри і ступінь їх впливу на процес насичення води вуглекислим газом на експериментальній абсорбційній установці для газування напоїв.

Основні теоретичні положення

Загальні відомості про насичення рідини газом

1 Процес абсорбції та його основні закономірності

Абсорбцією називають процес поглинання газу рідким поглиначом, у якому газ розчинний у тому або іншому ступені.

У абсорбційних процесах беруть участь дві фази - рідка і газова та відбувається перехід речовини з газової фази в рідку. Таким чином, абсорбційні процеси є одним з видів процесів масопередачі.

На практиці абсорбції піддають здебільшого не окремі гази, а газові суміші, складові частини яких (одна або декілька) можуть поглинатися даним поглиначом у певних кількостях. Складові частини, що абсорбуються називають абсорбативами або просто компонентами, а складові частини, які не поглинаються – інертами.

Рідка фаза складається з поглинача (абсорбенту) і компонента, що абсорбується. У багатьох випадках поглинач являє собою розчин активного компонента, що вступає в хімічну реакцію з компонентом, що абсорбується, при цьому речовина, в якій розчинений активний компонент є розчинником.

Протікання абсорбційних процесів характеризується їх статикою і кінетикою.

Статика абсорбції, тобто рівновага між рідкою і газовою фазами, визначає стан, який встановлюється при досить тривалому контакті фаз. Рівновага між фазами визначається термодинамічними властивостями компонента та поглинача і залежить від складу однієї з фаз, температури та тиску.

Кінетика абсорбції, тобто швидкість процесу масообміну, визначається рушійною силою процесу (тобто ступенем відхилення системи від рівноважного стану), властивостями поглинача, компонентів і інертного газу, а також способом контактування фаз (будовою абсорбційного апарата і гідродинамічним режимом його роботи).

У абсорбційних апаратах рушійна сила, як правило, змінюється по їх довжині і залежить від характеру взаємного руху фаз (пряма течія, протитечія, перехресні струмені і т. д.). При цьому можливе здійснення безперервного або ступеневого контакту. У абсорбера з безперервним контактом характер руху фаз не змінюється по довжині апарата і зміна рушійної сили відбувається безперервно. Абсорбери зі ступінчастим контактом складаються з кількох ступенів.

Розрізняють хімічну абсорбцію і фізичну.

При фізичній абсорбції розчинення газу у воді не супроводжується хімічною реакцією (або, принаймні, ця реакція не робить помітного впливу на процес).

У даному випадку над розчином існує більш-менш значний рів рівноважний тиск компонента і поглинача, у останнього відбувається лише до тих пір, поки його парціальний тиск в газовій фазі вищий за рівноважний тиск над розчином. Повний витяг компонента з газу при цьому можливий тільки при протитоку і подавання до абсорбера чистого поглинача, який не містить інших компонентів.

При хімічній абсорбції компонент, що абсорбується зв'язується в рідкій фазі у вигляді хімічної сполуки. При незворотній реакції рівноважний тиск компонента над розчином мізерно малий і можливе повне його поглинання. При оборотній реакції над розчином існує помітний тиск компонента, хоча і менший, ніж при фізичній абсорбції.

2 Вимоги, що пред'являються до питної води

Для отримання якісної мінеральної газованої води треба щоб вода відповідала наступним фізико-хімічними властивостям:

Колір. Забарвлення води може вказувати на характер порід, по яких вона рухається. Чиста питна вода не повинна мати забарвлення.

Прозорість. Це одна з вимог, яка висувається до питної води. Згідно з нею, питна вода може містити завислі речовини в дуже незначній кількості. Оскільки всяке помутніння впливає на смакові якості, мутна вода шкідлива для здоров'я.

За ступенем прозорості воду умовно поділяють на прозору, слабо прозору, слабо каламутну, каламутну і сильно каламутну. Прозорість води, яка використовується для лікувальних ванн, так само, як і колір, нормами не регламентується.

Запах. Запах води має важливе значення. Він вказує на можливе забруднення її різними речовинами органічного і мінерального походження, на більший вміст в ній заліза; запах сірководню свідчить про те, що вода піднімається з великих глибин. Питна вода не повинна мати ніякого запаху, особливо запаху гнилі, оскільки він робить її непридатною для споживання. Неприємний також болотний, рибний запах і багато інших. Ці вимоги висуваються звичайно до води, яка використовується з метою питного водоспоживання.

Смак. Смак води має велике значення для пізнання генезису підземних вод. Солонуваті або солені підземні води дають можливість говорити про їх зв'язок з соленосними відкладами або з породами, які містять підвищений вміст солей, чи показують на глибинне походження вод. Кислий смак води може вказувати на наявність у воді вільних кислот (сіркової або вугільної).

Густина, як відомо, дистильована вода при температурі 4°C має густину, рівну одиниці.

Але природна підземна вода завжди містить в собі деяку кількість мінеральних речовин, які попадають в неї з повітря разом із атмосферними опадами і в результаті розчинення і вилуговування порід, з якими вона стикається при русі в надрах земної

кори. Тому її густина завжди більша за одиницю, причому чим більше в ній розчинених речовин, тим більша її густина.

Температура. Температура води має велике значення. Постійна температура підземної води вказує на те, що вода піднімається з досить великих глибин, на які не впливають зміни температури повітря за порами року; дуже низька температура підземної води характерна для областей розвитку зон багаторічних мерзлих порід; температура води, близька до температури повітря певного пункту, вказує на неглибоке її залягання від поверхні землі. Виходи на поверхню теплих або гарячих підземних вод майже завжди свідчать про походження на схожих ділянках зон розривних порушень. Нарешті, температура підземної води, близька до температури поверхневих водотоків, вказує на тісний взаємозв'язок їх між собою і на живлення ґрунтових вод річковими.

Питна вода вважається смачною і має освіжаючі властивості, якщо її температура в межах 7 ... 11°C, не нижча за 5°C і не вища за 15°C.

Концентрація водневих іонів (pH). Концентрація водневих іонів в підземних водах невелика, але її значення велике. Вона дозволяє визначати форми стану у воді вуглецевої, кремнієвої, сірководневої і фосфорної кислот, насиченість води слабкими основами; з'ясувати умови розвитку біологічних і хімічних процесів, які відбуваються у водомістких товщах земної кори.

Концентрація водневих іонів залежить від температури води, ступеня її мінералізації, характеру розчинених в ній речовин, від співвідношення кількості вугільної кислоти та іонів HCO_3 та CO_3 , дисоціації органічних кислот. У водах, які мають нейтральну реакцію, pH дорівнює 7, при кислій реакції pH менше 7, при лужній більше 7. За стандартну температуру при експериментальних визначеннях pH приймають 18°C, при якій нейтральна вода має $pH=7.07$.

Окислювально-відновлювальний потенціал (Eh) показує інтенсивність окислювальної чи відновлюваної дії системи і таким чином дає уявлення про природні умови формування підземних вод.

Для вод, які, без сумніву, мають лікувальний ефект, характерні від'ємні значення Eh , що вказує на розвиток в них анаеробних процесів бактеріального руйнування органічної речовини, особливо процесу сульфатредукції, який обумовлює появу у воді сірководню.

Води, які характеризуються слабкими лікувальними властивостями, мають позитивне значення Eh (близько 100...300 мВ). Це вказує на те, що ці води формуються в перехідних окисно-відновних умовах.

Крім того, мінеральні води характеризуються вмістом макроелементів (CaCl , CaSO_4 , CaCO_3 , MgCO_3 , FeCO_3 , глинозем, SiO_2) та мікроелементів (Li^+ , Ba^{2+} , Sr^{2+} , Fe^{2+} , Fe^{3+} , Br^- , I^- , F^- , As , Mn , HPO_4 , HVO_2 , SiO_2 , Ra , Rn та ін.) хімічного складу; вмістом органічних речовин (вуглеводні, феноли, бітуми, лізини, гумінові речовини, жирні кислоти та ін.), мікрофлори (бактерії), газів (CO_2 , O_2 , N_2 , H_2S , CH_4 та ін.).

3 Теоретичні основи процесу абсорбції при газування води

У виробництві газованих вод абсорбція здійснюється у протитечійних апаратах безперервної дії, в яких газ і рідина наводяться в тісний контакт (рис.14.1).

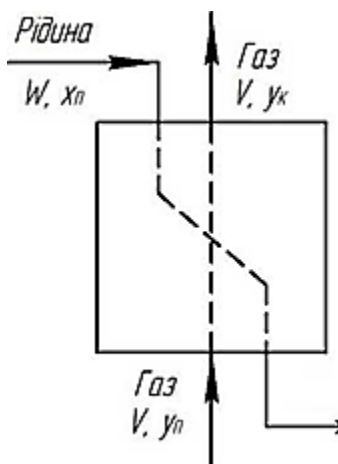


Рисунок 14.1 - Схема взаємодії рідини і газу в процесі абсорбції

Інертний газ, що не поглинається (V в кмоль/с), при вході в апарат містить деяку кількість компонента, який поглинається. Позначимо його концентрацію y_n (у кіломолях на 1 кмоль інертного газу).

При проходженні газової суміші через абсорбер кількість інертного газу не змінюється, а концентрація компонента, що поглинається зменшується до y_k кмоль/кмоль.

Рідкий поглинач надходить в абсорбер в кількості W кмоль/год. Вміст компонента, що поглинається в рідині: при її вході в абсорбер - x_n кмоль/кмоль чистого абсорбенту; при виході з апарату - x_k .

На підставі закону збереження речовини можна скласти рівняння матеріального балансу абсорбційного процесу для компонента, що поглинається

$$V \cdot y_n + W \cdot x_n = V \cdot y_k + W \cdot x_k. \quad (14.1)$$

При складанні цього балансу ми нехтуємо можливими втратами при проведенні процесу.

З рівняння (1) маємо:

$$V(y_n - y_k) = W(x_k - x_n) = M, \quad (14.2)$$

де M - кількість компонента переданого з однієї фази в іншу кмоль/с.

З рівняння (2) випливає, що питома витрата абсорбенту (кмоль/кмоль)

$$m = \frac{W}{V} = \frac{y_n - y_k}{x_k - x_n} \quad (14.3)$$

де m - питома витрата абсорбенту;

W - кількість рідкого поглинача (абсорбенту), яка надходить в апарат кмоль/год.;

V - кількість газу, що не поглинається, яка проходить через апарат (кмоль/с);

y_n - концентрація компонента, що поглинається, в газі на початок процесу;

y_k - концентрація компонента, що поглинається, на виході з апарата;
 x_n - концентрація поглиненого компонента в рідині на вході в апарат;
 x_k - концентрація поглиненого компонента в рідині на виході з апарата.

Рівняння (2) графічно зображується прямою лінією, побудованою в координатах x - y , на рисунку 2 ця лінія позначена AB . Кутівий коефіцієнт цієї лінії дорівнює m тобто $\operatorname{tg}\alpha = m$.

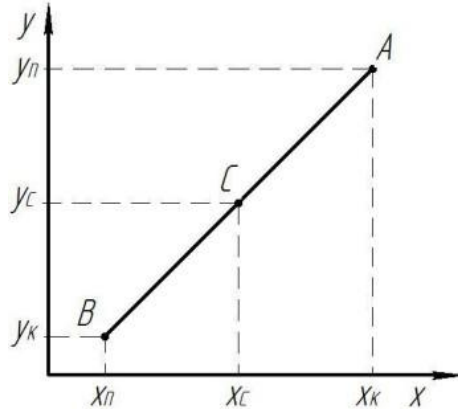


Рисунок 14.2 - Графік робочої лінії абсорбції

Лінія AB називається робочою лінією. За допомогою цієї лінії встановлюється зв'язок між складом рідини і складом газу для будь-якого перетину апарата. Так, якщо в якомусь перерізі апарата вміст в газі компонента, що поглинається y_c , то вміст цього компонента в рідині буде складати x_c . Робоча лінія дозволяє встановити умови, за яких процес абсорбції стане можливим.

Розглянемо рівновагу газу і абсорбенту (рідини).

Застосуємо для цього правило фаз

$$S = K - f + 2, \quad (14.4)$$

де S - число ступенів свободи;

K - число компонентів системи;

f - число фаз системи.

У розглянутому випадку ми маємо дві фази (газ і рідина) і три компоненти (компонент, що поглинається, інертний газ і рідина). Визначальними параметрами будуть тиск, температура і концентрація. Поглинається один компонент газової суміші.

$$S = 3 - 2 + 2 = 3$$

Цими трьома ступенями свободи є склад однієї з фаз, тиск і температура. Вміст компонента в іншій фазі не може бути вибраний довільно. Він визначається трьома обраними параметрами.

Для ідеальних розчинів, в яких сили взаємодії між молекулами компонентів системи однакові, умови рівноваги визначаються законом Генрі „При постійній температурі розчинність газу в даній рідині прямо пропорційна парціальному тиску цього газу над розчином“.

$$P = E \cdot X, \quad (14.5)$$

де P - парціальний тиск газу, рівноважний з розчином, що мають концентрацію X ;
 E - константа Генрі (константа газової рівноваги)

або
$$X = P/E \quad (14.6)$$

При розгляді виробничих апаратів (абсорберів) нас цікавлять, перш за все, кількості речовини, які передається з однієї фази в іншу за одиницю часу.

Основне рівняння масопередачі при абсорбції можна представити в наступному вигляді:

$$M = K \cdot S \Delta C \tau, \quad (14.7)$$

де M - маса речовини передається з газової фази в рідку, кг;

S - площа поверхні контакту фаз, м²;

K - коефіцієнт абсорбції, визначається експериментально;

ΔC - рушійна сила, що виражається як різниця концентрації або як різниця тисків, Па;

τ - тривалість процесу, год.

4 Основи процесу виробництва газованих напоїв

Одним з основних показників, що характеризують якість газованих безалкогольних напоїв, є вміст в них двоокису вуглецю. Напої, ним насичені, мають чудовий смак та ефективно угамовують спрагу.

Двоокис вуглецю вигідно доповнює смак напоїв, підсилює виділення ароматичних речовин і, крім того, є прекрасним консервантом, пригноблюючим розвиток мікроорганізмів і рідині.

Для насичення напоїв зазвичай вживають рідкий двоокис вуглецю і проводять цю операцію в спеціальних апаратах сатураторах та установках синхронного змішування.

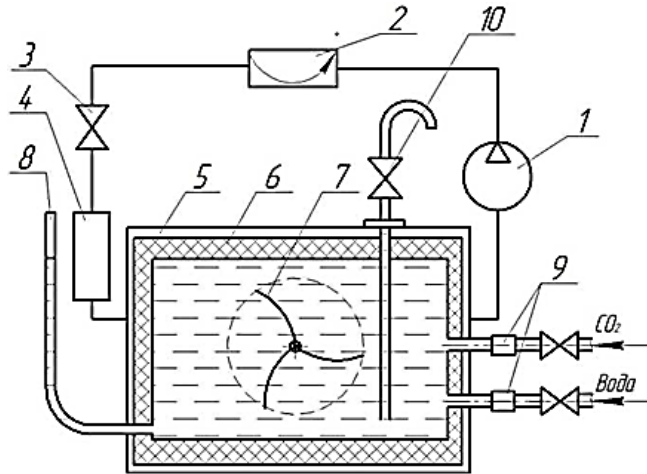
Міра насичення напоїв і води двоокисом вуглецю залежить від його спроможності розчинятися в компонентах напою, від температури напою, тиску, при якому проводиться процес насичення, тривалості контакту, поверхні обміну, наявності повітря у двоокисі вуглецю і воді, конструкції обладнання, яке вживається для насичення.

Вводити діоксид вуглецю в напої можна двома способами: 1) насиченням охолодженої і деаерованої води з подальшим введенням її в пляшки, залиті певною дозою купажного сиропу, і 2) насиченням суміші деаерованої води і купажного сиропу з подальшим розливом вже насиченого напою.

Температура води (або напою) в процесі насичення її двоокисом вуглецю не повинна перевищувати 6 °С. Охолоджена вода повинна проходити найбільш коротку дорогу від холодильника до сатуратора щоб уникнути нагрівання.

Опис схеми установки

Для проведення дослідження за темою заняття застосовується установка, яка дає можливість змінювати температуру води при її газуванні, схема якої показана на рис.14.3.



1 - компресор; 2 - конденсатор; 3 - терморегулюючий вентиль; 4 - фільтр; 5 - випарник; 6 - термоізоляція; 7 - мішалка; 8 - показчик рівня води; 9 - зворотній клапан, 10 - кран газованої води

Рисунок 14.3 - Схема установки для газування води

Працює установка за принципом холодильної машини, але її головною відмінністю є те, що у випарнику 5 встановлений резервуар з водою, у який подається вуглекислий газ і вода по трубах через зворотні клапани 9. Також у випарнику встановлена мішалка 8, яку приводить в дію електродвигун. Вона дозволяє рівномірно розподіляти газ по об'єму води.

Для зручності експлуатації з резервуару виведена, трубка рівня, за допомогою якої визначають ступень насичення резервуара водою. Також резервуар оснащений краном для газованої води.

Для виміру тиску води в баку установки використовується манометр індукційно-трансформаторного типу з границею виміру 6 МПа.

Температура води вимірюється за допомогою універсального цифрового мультиметра марки БТ838, оснащеного термопарою (рис. 14.4). Електроди термопари поміщені в герметичний гнучкий кабель з мінеральною ізоляцією. Точність вимірів температури мультиметром $\pm 0,5 \%$.



Рисунок 14.4 - Цифровий мультиметр БТ838

Методика виконання роботи

Відкрити кран підведення води до фільтра і заповнити його водою.

1) Відкрити вентиль випуску повітря з камери для газування.

2) Відкрити жовтий кран подачі води в камеру для газування і заповнити її до встановленого рівня. Рівень води в камері перевіряється за допомогою трубки 8 (рис.14.4). Рівень води встановлюється з таким розрахунком, щоб над поверхнею води в сатураторі утворилася газовий простір, рівний 10% об'єму сатуратора.

3) Ввімкнути холодильну установку і охолодити воду до необхідної температури t °С.

4) Закрити вентиль випуску повітря з сатуратора.

5) Ввімкнути мішалку за допомогою тумблера розташованого на панелі установки.

6) Відкрити вентиль газового балона і подавати газ до тих пір поки тиск у сатураторі не досягне 0.3 ... 0.4 МПа. Після цього вимкнути подачу вуглекислого газу. Зафіксувати час газування τ .

7) Вимкнути мішалку через 1 ... 2 хвилини після відключення подачі вуглекислого газу.

8) Встановити пляшку з газованою водою в пристосуванні для вимірювання тиску в газовому середовищі над напосм (рис. 14.6).

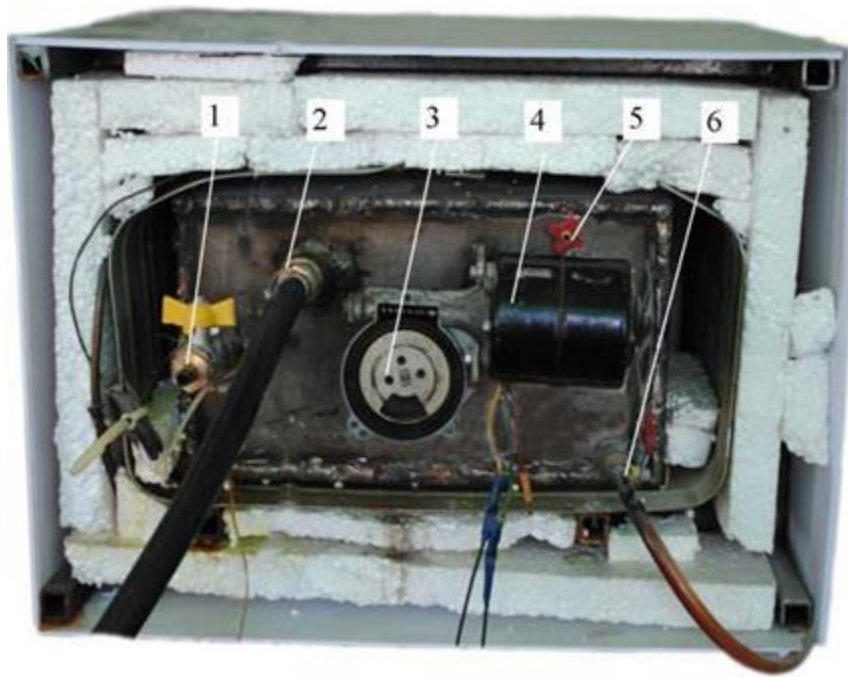


Рисунок 14.5 - Установа для газування води

1 - кран для подачі води; 2 - вихід підключення термопари; 3 - редуктор мішалки; 4 - електродвигун мішалки; 5 - кран випуску повітря та газу; 6 - кран для подачі газу в установку

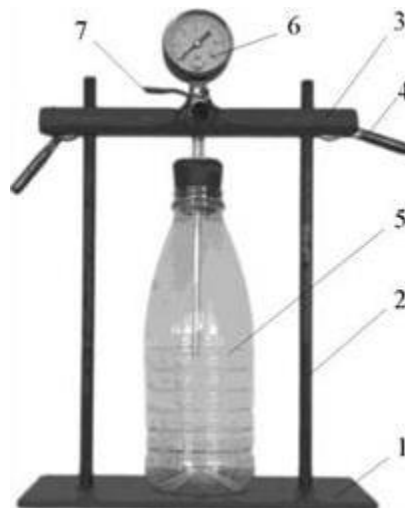


Рисунок 14.6 - Пристосування для визначення тиску в пляшці

1 - підставка; 2 - стійка; 3 - траверса; 4- фіксатор; 5 - пляшка; 6 - кран; 7 - манометр

Для визначення ступеня насичення води вуглекислим газом використовується метод заснований на вимірюванні тиску в газовому середовищі над напоєм в закритій пляшці і розрахунком масової частини двоокису вуглецю CO_2 в залежності від вимірюного тиску і температури напою згідно ГОСТ-6687.0.

1) З'єднати кран для заправки пляшки газованою водою краном подачі води з сатуратора за допомогою трубки і затискачів.

2) Відкрити краник випуску повітря з пляшки і заповнити пляшку газованою водою до певного рівня. Закрити кран подачі газованої води і краник випуску повітря з пляшки.

3) Визначити тиск вуглекислого газу над напоєм в пляшці за манометром пристосування.

4) Послабити натиснення траверси пристрою на пляшку і знизити тиск на манометрі до нуля. Зняти пляшку з пристрою.

5) За визначеним тиском і температурі напою визначити масову частку двоокису вуглецю в газованій воді (додаток А, табл. А1).

6) Експериментальні дані занести в табл. 14.1.

7) Привести установку у вихідне положення, прибрати робоче місце.

Таблиця 14.1 - Експериментальні параметри процесу насичення води вуглекислим газом.

Номер досліду	Час подачі газу τ , хв	Температура води t , °C	Тиск газованої води p , Па	Масова частка двоокису вуглецю CO_2 , %
1				
2				
3				
4				
5				

Вимоги безпеки

Під час проведення роботи додержуватись загальної інструкції з охорони праці, наведених в розділі „Загальні вимоги безпеки“.

Опрацювання результатів роботи

1) За результатами дослідів побудувати графіки залежності тиску газу над напоєм від температури води $p = f(t)$ та часу насичення $P = f(\tau)$ (рис.14.7 і 14.8)

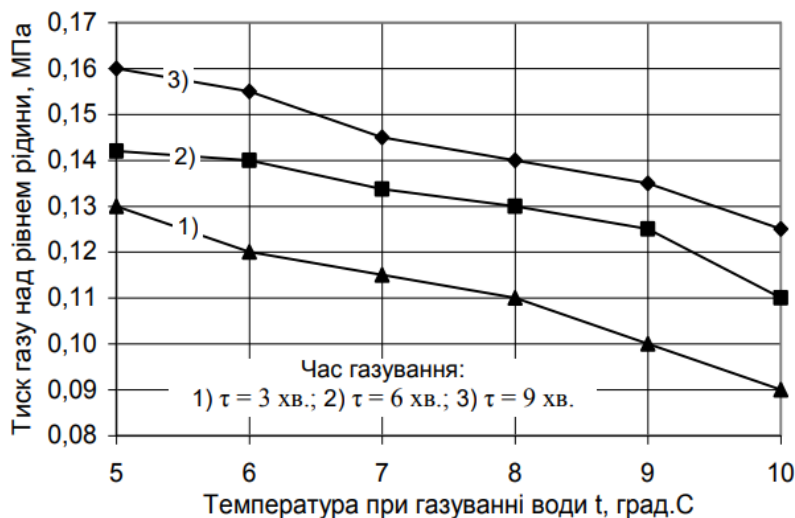


Рисунок 14.7 - Приклад оформлення графіка залежності тиску газу над рівнем води від часу газування

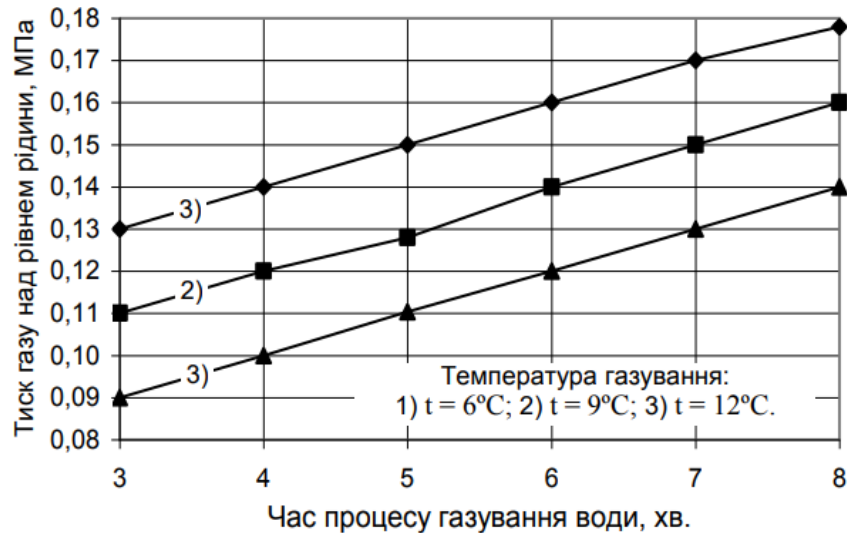


Рисунок 14.8 - Приклад оформлення графіка залежності тиску газу над рівнем води від температури води при газуванні

- 2) Провести докладний аналіз результатів досліджень.
- 3) Оформити звіт з роботи згідно з переліком етапів, рекомендованих у розділі „Загальні організаційно-методичні передумови“.

Контрольні запитання

- 1 На якому явищі базується процес абсорбції?
- 2 У яких технологіях харчового виробництва використовується процес абсорбції?
- 3 Який процес називають процесом десорбції і як його можна використовувати у виробництві?
- 4 Як називають газ, який розчиняється в рідкому поглиначі?
- 5 З яких основних елементів складається експериментальна установка для газування води?
- 6 Якими приладами вимірюється тиск газу і температура води при її газуванні?
- 7 Яким способом охолоджується вода в установці для газування?
- 8 Назвіть послідовність операцій при газуванні води.
- 9 Для чого використовують мішалку і на якій стадії процесу газування її вмикають?
- 10 Яким чином вимірюється тиск газу в пляшці?

Додаток А (довідковий)

Таблиця А1 - Визначення масової долі двоокису вуглецю

Т, °С	Тиск, МПа																
	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6
0	0,32	0,35	0,38	0,41	0,44	0,47	0,51	0,54	0,57	0,60	0,63	0,66	0,69	0,72	0,75	0,78	0,81
1	0,31	0,34	0,37	0,40	0,43	0,45	0,51	0,54	0,57	0,60	0,63	0,66	0,69	0,72	0,75	0,78	0,81
2	0,30	0,32	0,35	0,38	0,41	0,44	0,47	0,50	0,52	0,55	0,58	0,61	0,64	0,67	0,70	0,72	0,75
3	0,29	0,31	0,34	0,37	0,40	0,42	0,45	0,48	0,51	0,53	0,56	0,59	0,62	0,64	0,67	0,70	0,73
4	0,27	0,30	0,33	0,35	0,38	0,41	0,43	0,46	0,49	0,51	0,54	0,57	0,59	0,62	0,65	0,67	0,70
5	0,27	0,29	0,32	0,34	0,37	0,39	0,42	0,45	0,47	0,50	0,52	0,55	0,57	0,60	0,62	0,65	0,68
6	0,26	0,28	0,31	0,33	0,36	0,38	0,41	0,43	0,45	0,48	0,51	0,53	0,56	0,58	0,60	0,63	0,65
7	0,25	0,27	0,30	0,32	0,34	0,37	0,39	0,42	0,44	0,40	0,49	0,51	0,54	0,56	0,58	0,61	0,63
8		0,26	0,29	0,31	0,33	0,35	0,38	0,40	0,42	0,45	0,47	0,49	0,52	0,54	0,56	0,59	0,61
9		0,25	0,28	0,30	0,32	0,34	0,37	0,39	0,41	0,43	0,45	0,48	0,50	0,52	0,54	0,56	0,59
10			0,26	0,28	0,30	0,32	0,34	0,36	0,38	0,40	0,42	0,44	0,46	0,49	0,51	0,53	0,55
11			0,25	0,27	0,29	0,31	0,33	0,35	0,37	0,39	0,41	0,43	0,45	0,47	0,49	0,51	0,53
12				0,26	0,28	0,30	0,32	0,34	0,36	0,38	0,40	0,41	0,44	0,46	0,48	0,50	0,51
13				0,25	0,27	0,29	0,31	0,33	0,35	0,37	0,39	0,40	0,42	0,44	0,46	0,48	0,50
14					0,26	0,28	0,30	0,32	0,34	0,36	0,37	0,39	0,41	0,43	0,45	0,47	0,48
15					0,26	0,27	0,29	0,31	0,33	0,34	0,36	0,38	0,40	0,41	0,43	0,45	0,47
16					0,25	0,26	0,28	0,30	0,32	0,33	0,35	0,37	0,39	0,40	0,42	0,44	0,45
17						0,26	0,27	0,29	0,31	0,32	0,34	0,36	0,37	0,39	0,41	0,43	0,44
18						0,25	0,27	0,28	0,30	0,32	0,33	0,35	0,36	0,38	0,40	0,41	0,43
19							0,26	0,27	0,29	0,31	0,32	0,34	0,35	0,34	0,35	0,40	0,42

Література

1. Бойко В.С., Самойчук К.О., Тарасенко В.Г. Процеси і апарати харчових виробництв. Теплообмінні процеси : Підручник. Мелітополь, 2020. 300 с.
2. Малежик І.Ф., Немирович П.М., Зав'ялов В.Л. Процеси і апарати харчових виробництв: приклади і задачі: навч. посіб. за ред. І.Ф.Малежика. Нац. ун-т харч. технолог. К.: НУХТ, 2017. 386 с.
3. Миронов О.С., Брижа М.Р., Бойко В.Б., Золотовська О.В. Теплотехніка: основи термодинаміки, теорія теплообміну, використання тепла в сільському господарстві. Навчальний посібник. Дніпропетровськ: ТОВ "ЕНЕМ", 2019. 424 с.
4. Черевко О.І., Поперечний А.М. Процеси і апарати харчових виробництв: підручник. Харків: ХДАТОХ, 2018. 420 с.

Навчальне видання

ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ
Методичні рекомендації

Укладачі: **Горбенко** Олена Андріївна
Храмов Микита Сергійович

Формат 60×84 1/16. Ум. друк. арк. 4,5,
Тираж 20 прим. Зам. № __.

Надруковано у видавничому відділі
Миколаївського національного аграрного університету
54020, м. Миколаїв, вул. Георгія Гонгадзе, 9
Свідоцтво суб'єкта видавничої справи ДК № 4490 від 20.02.2013 р.