

О. І. ЧЕРЕВКО
А. М. ПОПЕРЕЧНИЙ

**ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ
ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ**

ПІДРУЧНИК

Харків
Світ Книг
2014

УДК 641.5.06:643(075)
ББК 36.81
Ч-46

*Копіювання, сканування, запис на електронні носії і
тому подібне, книжки в цілому, або будь-якої її частини
заборонено*

Рекомендовано Міністерством освіти і науки України, як підручник для студентів
вищих навчальних закладів (лист № 1/11-1442 від 03.02.2014 р.)

Рецензенти:

О. Г. Бурдо — д-р техн. наук, професор, зав. кафедрою процесів та апаратів Одеської національної академії харчових технологій ;
О. В. Богомолів — д-р техн. наук, професор, директор Навчально-наукового інституту переробних і харчових виробництв Харківського національного технічного університету сільського господарства ім. П. Василенка ;
В. І. Маяк — д-р техн. наук, професор, кафедри процесів, апаратів та автоматизації харчових виробництв ХДУХТ

О. І. Черевко, А. М. Поперечний

Ч-46 Процеси і апарати харчових виробництв: підручник / О. І. Черевко,
А. М. Поперечний. — 2-е видання, доп. та випр. — Х.: Світ Книг, 2014. —
495 с.

ISBN 978-9662678-15-4

Друге доповнене видання підручника «Процеси і апарати харчових виробництв» розкриває основні поняття, класифікацію, моделювання процесів та апаратів харчової галузі, ретельно описуються гідравлічні, гідромеханічні, механічні, теплові, масообмінні та біохімічні процеси, що мають важливе значення у виготовленні продукції харчових виробництв. Особлива увага приділяється питанням оптимізації процесів та збереженню енергетичних ресурсів. Дане видання доповнене розділом «Біохімічні процеси».

Підручник розраховано для навчального процесу під час підготовки магістрів та спеціалістів кваліфікації інженер-механік та інженер-технолог підприємств ресторанного господарства і харчових виробництв. Даний підручник стане у нагоді для аспірантів, наукових співробітників і широкого кола спеціалістів, які займаються питаннями переробки харчової сировини.

УДК 641.5.06:643(075)
ББК 36.81

ISBN 978-9662678-15-4

© О. І. Черевко, 2014
© А. М. Поперечний, 2014
© Світ Книг

ЗМІСТ І ЗАВДАННЯ КУРСУ

Насьогодні апаратурне оформлення харчових виробництв досягло значної технічної досконалості на базі останніх наукових досліджень, загального технічного прогресу і автоматизації виробничих процесів; особливо широко стали використовуватись у харчовій технології досягнення фізики. Техніка високих тисків, високого вакууму, глибокого охолодження, ультразвуку, струмів НВЧ, мембранного розділення міцно зайняла місце у харчовій промисловості. Все це висуває необхідність наукового обґрунтування різноманітних проблем, пов'язаних із виробництвом харчових продуктів. Ці завдання успішно вирішуються на основі даних науки про процеси та апарати харчової технології.

Курс «Процеси та 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.

Стислий історичний нарис розвитку курсу. Спроби класифікації технологічних процесів хімічної промисловості неодноразово приймалися декілька століть тому назад. Проте потреба у створенні науки про процеси та апарати була сформульована тільки наприкінці XIX століття Д. І. Менделєєвим у його праці «Основи фабрично-заводської промисловості» (1897 р.). У книзі викладено принципи побудови курсу процесів та апаратів, які у подальшому одержали розвиток у працях А. К. Крупського, І. О. Тищенка, трохи пізніше О. А. Кірова, К. Ф. Павлова, П. Г. Романкова, А. Г. Касаткіна та ін. учених.

У Росії першу книгу з цього курсу під назвою «Основні процеси та апарати хімічної технології» було написано і видано у 1913 р. професором І. О. Тищенком. У США аналогічна праця Уокера, Льюїса і Мак-Адамса «Принципи науки про процеси та апарати» вийшла в світ у 1923 р. У цьому ж році було видано книгу професора Київського політехнічного інституту О. А. Кірова, який працював у галузі харчової промисловості, «Апаратура та основні процеси хімічної технології». У ній автор відмічає різноманітність процесів та апаратів, що використовуються у харчовій промисловості, та вказує на велике значення цієї науки для розвитку харчової промисловості.

У разі розвитку науки про процеси та апарати головне завдання її визначилось як узагальнення закономірностей хіміко-технологічних виробничих процесів, які базуються на основних законах фундаментальних наук (математики, фізики, хімії, гідравліки, теплотехніки).

Фундаментальною працею у галузі науки про процеси та апарати є підручник А. Г. Касаткіна «Основні процеси та апарати хімічної технології», який витримав 9 видань (перше видання вийшло у 1935 р.).

Перший підручник, присвячений основам харчової технології «Процеси та апарати харчових виробництв», був підготовлений і виданий у 1959 р. українськими вченими під керівництвом професора Київського технологічного інституту харчової промисловості В. М. Стабникова.

Серед великої кількості вчених, що плідно працювали у галузі розвитку окремих розділів науки про процеси та апарати в останні десятиріччя необхідно назвати О. М. Плановського, М. М. Ліпатова, О. В. Ликова, А. С. Гінзбурга, С. М. Гребенюка, М. О. Гришина, Г. А. Аксельруда, М. І. Беляєва та ін.

Наука про процеси та апарати — це послідовна наукова дисципліна, яка відіграє велику роль у розвитку технології харчових

продуктів. Вона невинно розвивається завдяки появі принципово нових процесів та бурхливому розвитку обчислювальної техніки.

Поняття процесу, апарата та класифікація основних процесів харчової технології

Процес — це послідовні закономірні зміни стану будь-якого тіла або явища, які відбуваються у природі. У курсі «Процеси та апарати» розглядаються промислові або технологічні процеси, які пов'язані з переробкою продуктів природи (сировини) у засоби виробництва і засоби споживання. Необхідною умовою протікання процесу є наявність рушійної сили.

Апарат — це пристрій, призначений для здійснення того чи іншого технологічного процесу (наприклад — стравоварильний котел, стерилізатор).

Машина — це механізм, призначений для перетворення механічної енергії в корисну роботу (наприклад — дробарка, мішалка).

Характерною ознакою апарата є наявність реакційної робочої камери, а машини — наявність рухомих частин. Проте майже всі апарати мають низку механічних пристроїв (для завантаження, розвантаження, транспортування, перемішування тощо), тому для спрощення термінології у курсі «Процеси та апарати» умовно прийнято машини відносити до апаратів.

Виділяють три основні класифікації процесів харчових виробництв:

- 1 — за основними закономірностями перебігу та рушійною силою;
- 2 — за способом організації процесу або структурою робочого

циклу;

- 3 — за зміною параметрів процесу в часі.

За першою ознакою виділяють процеси:

- гідромеханічні;
- механічні;
- теплові;
- масообмінні (дифузійні);
- хімічні та біохімічні;
- мікробіологічні;
- електрофізичні.

До гідромеханічних процесів відносять ті процеси, які відбуваються у рідинних (або газових) системах під зовнішнім впливом. Швидкість цих процесів визначається законами гідро- та аеродинаміки. Рушійною силою гідромеханічних процесів є перепад тиску.

Гідромеханічні процеси поділяються на процеси утворення неоднорідних рідинних та газових систем (перемішування, диспергування,

піноутворення, псевдозрідження, емульгування, гомогенізація) та їх розділення (осадження, фільтрування, центрифугування, мембранні методи, електроосаджування).

Механічні процеси описуються і підпорядковуються законам механіки твердих тіл. Рушійною силою механічних процесів є різниця зусиль у різних точках оброблюваного об'єкта. Сюди відносять процеси подрібнення, пресування, просіювання, перемішування.

До теплових процесів відносяться процеси, які підпорядковані законом теплопереносу (термодинаміки). Рушійною силою цих процесів є різниця температур. Теплові процеси поділяються на процеси:

- без зміни агрегатного стану (нагрів, охолодження);
- зі зміною агрегатного стану (кипіння, конденсація, заморожування, плавлення);
- специфічні процеси (стерилізація, пастеризація, варіння, смаження).

Масообмінні процеси характеризуються переносом (переходом) одного або кількох компонентів вихідної речовини з однієї фази в іншу. Рушійною силою масообмінних процесів є різниця концентрацій.

Виділяють такі масообмінні процеси: адсорбція, абсорбція, ректифікація, екстракція, розчинення, кристалізація, сушіння.

Хімічні та біохімічні процеси — процеси, які пов'язані зі зміною хімічного складу і властивостей речовин, їх швидкість протікання визначається законами хімічної кінетики.

Мікробіологічні процеси підпорядковуються біологічним законам життєдіяльності мікроорганізмів. Приклади таких процесів — сквашування молока, виготовлення дріжджів тощо.

Електрофізичні процеси здійснюються під впливом електричного струму. Рушійною силою цих процесів є різниця електричних потенціалів.

Електрофізичні процеси розглядаються у відповідних розділах підручника, де описуються ті чи інші основні процеси, для проведення яких використані електростатичні або електродинамічні явища.

Хімічні, біохімічні та мікробіологічні процеси розглядаються у спеціальних курсах.

Якщо процес характеризується ознаками двох основ (наприклад, масообміну і термодинаміки), то належність до того чи іншого класу визначається його цілеспрямованістю. Наприклад, сушіння — одночасно масообмінний і тепловий процес, проте мета його полягає у дифузійному видаленні вологи, тому сушіння відносять до класу масообмінних процесів.

За способом організації всі процеси поділяють на три класи:

- періодичний;
- безперервний;
- комбінований.

Періодичні процеси проводяться в апаратах, які працюють у циклічному режимі. Цикл починається із завантаження апарата вихідними речовинами. В апараті ведеться процес переробки, і через визначений проміжок часу, достатній для закінчення процесу, готовий продукт вивантажується з апарата. Періодичні процеси характеризуються тим, що всі їх стадії протікають в одному місці, але у різний час; при цьому стан матеріалу, що обробляється, і параметри процесу міняються за часом.

Безперервні процеси відбуваються у проточних апаратах, у яких надходження вихідної сировини та вивантаження готової продукції відбувається безперервно. Усі стадії безперервного процесу відбуваються одночасно, але вони роз'єднані у просторі.

Комбіновані процеси — це процеси, які на окремих стадіях відбуваються безперервно, а на інших стадіях — періодично.

Для більш чіткої характеристики періодичних і безперервних процесів використовують такі поняття і визначення.

Тривалість процесу (τ) — час, необхідний для завершення всіх стадій процесу, починаючи із завантаження вихідних матеріалів та закінчуючи вивантаженням готових продуктів.

Період процесу ($\Delta\tau$) — час, який проходить від початку завантаження вихідних матеріалів даної партії до початку завантаження вихідних матеріалів наступної партії.

Ступінь безперервності процесу ($\tau/\Delta\tau$) — відношення тривалості до періоду процесу.

Періодичний процес характеризується періодом процесу $\Delta\tau > 0$, ступенем безперервності $\tau/\Delta\tau < 1$ та єдністю місця здійснення окремих стадій.

Безперервний процес характеризується періодом процесу $\Delta\tau \rightarrow 0$, ступенем безперервності $\tau/\Delta\tau \rightarrow \infty$ та єдністю часу здійснення окремих стадій.

Організація виробництва за безперервною схемою має низку переваг: стабільність якості готового продукту, відсутність витрат часу на завантаження та вивантаження апаратів, компактність обладнання, зниження енергетичних витрат. Крім цього, безперервні процеси легше піддаються автоматичному контролю та управлінню. З цієї причини всі багатотоннажні виробництва організовуються як безперервно діючі. Періодичні процеси використовуються у виробництвах невеликого масштабу під час одержання окремих

дослідних партій, та великим асортиментом продукції, яка випускається.

За третьою ознакою — за змінами параметрів процесу (температури, швидкості, концентрації, консистенції) у часі всі процеси поділяються на усталені (стаціонарні) та неусталені (нестационарні).

В усталених процесах значення кожного з параметрів, що їх характеризують, є постійними у часі та залежать лише від положення даної точки системи у просторі. У загальному вигляді це представляється так:

$$P = f(x, y, z),$$

де P — будь-який параметр системи, який є значущим для процесу;
 x, y, z — координати системи.

У неусталених процесах параметри, що їх характеризують, залежать не лише від положення точки системи у просторі, а також від часу:

$$P = f(x, y, z, \tau),$$

де τ — час процесу.

Більшість періодичних процесів належить до неусталених. Як правило, безперервні процеси є стаціонарними, тому що у кожному мить часу у кожній конкретній точці системи параметри процесу залишаються постійними.

Розділ 1

ОСНОВНІ ПОЛОЖЕННЯ ТА НАУКОВІ ОСНОВИ КУРСУ

1.1 ВЛАСТИВОСТІ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ

У харчовій промисловості для переробки продуктів використовують різноманітну апаратуру. Для технічних розрахунків апаратів, у яких повинні відбуватися технологічні процеси, необхідно знати і враховувати фізичні властивості харчових продуктів. Фізичні властивості продукту значною мірою визначають вимоги до розміру і конструкції апарата, а також режиму роботи, продуктивності та матеріалу для його виготовлення.

Для характеристики властивостей тіл, речовин, матеріалів, продуктів використовують фізичні величини.

Фізична величина — це властивість, якісно загальна для багатьох фізичних об'єктів, але кількісно індивідуальна для кожного з них. Значення (розмір) фізичної величини визначається оцінкою фізичної величини у вигляді деякої кількості прийнятих для неї одиниць.

Існують основні та похідні фізичні величини. Для всіх галузей науки й техніки зараз прийнято міжнародну систему одиниць СІ, основними одиницями якої є: довжини — метр (м), маси — кілограм (кг), часу — секунда (с), температури — кельвін (К), сили електричного струму — ампер (А), сили світла — кандела (кд), кількості речовини — моль. Крім того передбачено дві допоміжні одиниці: плоского кута — радіан (рад) і об'ємного кута — стерadian (ср).

До технічних властивостей харчових продуктів в основному відносять фізичні (густина, питома вага, поверхневий натяг тощо), теплофізичні (питома теплоємність, теплопровідність, температуропровідність та ін.) та структурно-механічні. Дані про ці властивості для різних речовин і розчинів залежно від температури, тиску та інших чинників наведено в довідниках.

Розглянемо стисло деякі, досить важливі в практиці основні властивості робочих тіл.

1.1.1 Основні фізичні властивості

Густина. Густиною ρ (кг/м³) називається маса одиниці об'єму речовини. Для однорідної системи:

$$\rho = m/V, \quad (1.1)$$

де m — маса, кг; V — об'єм, м³.

Густина газів і пари дуже мала в порівнянні з густиною твердих тіл та рідин. Тому для характеристики газів і пари часто користуються питомим об'ємом — величиною, зворотною густині:

$$\nu = 1/\rho = V/m. \quad (1.2)$$

Густина розчинів залежить від концентрації розчиненої речовини і температури розчину. У довідникових таблицях наводять густину залежно від цих параметрів.

Густина неоднорідної системи ρ_c (кг/м³), яка складається із декількох компонентів, визначається за рівнянням:

$$\rho_c = \frac{1}{\frac{x_1}{\rho_1} + \frac{x_2}{\rho_2} + \dots + \frac{x_n}{\rho_n}}, \quad (1.3)$$

де $x_1, x_2, \dots, x_n$ — масові частки (концентрації) компонентів системи у суміші, кг/кг; $\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ — густини відповідних компонентів, кг/м³. Густина більшої частини харчових продуктів близька до 1 000 кг/м³.

Для характеристики сипких матеріалів (зерна, цукру-піску, картопляної крупки, тощо) введено поняття насипної густини, яку можна обчислити з рівняння:

$$\rho_n = (1 - \varepsilon)\rho, \quad (1.4)$$

де ρ_n — насипна густина сипкого матеріалу, кг/м³; ρ — справжня (фізична) густина частинок матеріалу, кг/м³; ε — пористість сипкого матеріалу. Пористість визначається за формулою

$$\varepsilon = V_n/V, \quad (1.5)$$

де V_n — об'єм пустот (проміжків) між частинами сипкого матеріалу, м³; V — об'єм, який займає вільно насипаний матеріал, м³.

Питоною вагою γ (Н/м³) називають вагу одиниці об'єму речовини. Для однорідної системи:

$$\gamma = mg/V, \quad (1.6)$$

де g — прискорення вільного падання, м/с².

В'язкість. В'язкістю називається властивість рідин (або газів) чинити опір взаємному переміщенню їх частинок під впливом застосованої до них сили. Вона впливає на режим руху рідин або газів, процеси фільтрації, осідання, перемішування, тепло- і масообміну.

Якщо уявити собі два шари рідини площею S , які віддалені один від одного на відстань Δn і рухаються зі швидкостями v і $v + \Delta v$, тобто

шари рухаються один відносно одного зі швидкістю Δv (рис. 1.1), то для переміщення одного шару відносно іншого необхідно прикласти силу T , яку називають силою внутрішнього тертя.

Дослідження показує, що дотична сила T тим більша, чим більший приріст швидкості на одиницю відстані між шарами Δn і чим більша поверхня S стикання шарів:

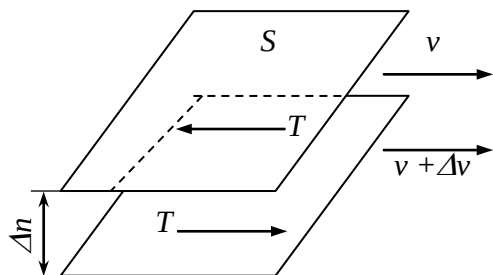


Рисунок 1.1 — До визначення в'язкості

$$T = \eta S \frac{dv}{dn}, \quad (1.7)$$

де T — сила внутрішнього тертя, Н;
 S — площа дотику двох шарів рідини, м²;
 $\frac{dv}{dn}$ — градієнт швидкості руху рідини (або швидкість зсуву), 1/с;
 η — постійний для даного стану рідини

коефіцієнт пропорційності, який називається динамічним коефіцієнтом в'язкості, Па·с.

Сила внутрішнього тертя, яка припадає на 1 м² площі контакту стикання шарів рідини, або напруження тертя τ , виразиться так (у Па):

$$\tau = \frac{T}{S} = \eta \frac{dv}{dn}, \quad (1.8)$$

У курсі «Процеси та апарати харчових виробництв» для характеристики в'язкості рідин частіше користуються не динамічним коефіцієнтом в'язкості, а так званим кінематичним коефіцієнтом в'язкості (у м²/с), який виражається відношенням динамічного коефіцієнта в'язкості до густини продукту:

$$\vartheta = \eta / \rho. \quad (1.9)$$

Величина η не підлягає теоретичному розрахунку, а визначається експериментальним шляхом; таблиці значень η для більшості рідин і газів наведені в довідниках і спеціальній літературі. З підвищенням температури в'язкість рідин зменшується, а газів (наприклад, повітря), навпаки збільшується.

Формула (1.7) виражає закон Ньютона про тертя всередині рідини. Рідини, які підпорядковані цьому закону, називаються нормальними або ньютонівськими. До них відносяться всі гази, вода, спирти і багато інших рідин, які зустрічаються в практиці та розглядаються в гідравліці. В'язкість цих рідин — це функція температури і тиску, яка не залежить від швидкості зсуву dv/dn .

Деякі рідини та більшість харчових продуктів (густі суспензії, пасти, патоки, продукти кондитерського та хлібопекарного виробництв,

борошняне тісто, м'ясний і ковбасний фарші, сир, сметана та ін.), які більш чи менш відхиляються від закону Ньютона, називаються неньютонівськими або пластичними чи псевдопластичними. Їх властивості вивчає фізико-хімічна механіка та реологія — наука про плинність і деформацію реальних тіл. Реологія суміжна з теорією пружності (пластичності) та гідродинамікою, запозичила із кожної науки відповідні закономірності для опису процесів руху.

За характером відхилень від закону Ньютона можна виділити три основні групи неньютонівських рідин.

До першої групи відносяться в'язкі (або стаціонарні) неньютонівські рідини, для яких функція (1.8) не залежить від часу (рис. 1.2). За видом кривих течії розрізняють такі рідини цієї групи: бінгамівські, псевдопластичні та ділатантні. На рис. 1.2 також наведено схему аналогічної лінійної залежності для ньютонівської рідини (крива 1).

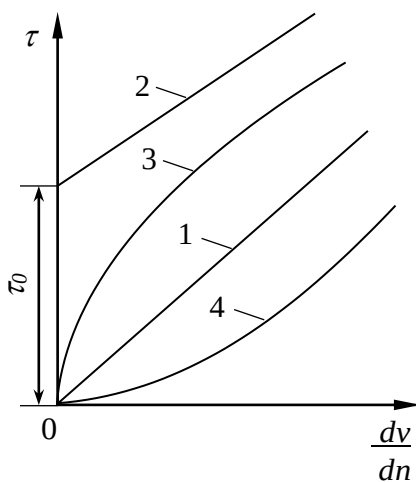


Рисунок 1.2 — Реологічні характеристики рідин

Бінгамівські рідини, до яких, наприклад, належать томатна і шоколадна пасти, густі суспензії, борошняне тісто (рис. 1.2, крива 2), починають текти тільки після застосування напруження, яке перевищує межу плинності

τ_0 (τ_0 — початкове напруження зсуву, або межа плинності). При цьому структура пластичної рідини руйнується, і вона веде себе як ньютонівська, тобто залежність τ від dv/dn для них також прямо пропорційна.

Рівняння кривої течії бінгамівської рідини має вигляд:

$$\tau = \tau_0 + \eta_n \frac{dv}{dn}, \quad (1.10)$$

де η_n — кутовий коефіцієнт, який називається пластичною в'язкістю, Па·с.

Псевдопластичні рідини (рис. 1.2, крива 3) не мають межі плинності; вони, як і ньютонівські, починають текти за найменших значень τ . До них належать розчини полімерів, целюлози, концентровані фруктові соки та пюре.

Ділатантні рідини (рис. 1.2, крива 4) подібно до псевдопластичних не мають межі плинності, але їх в'язкість зростає зі збільшенням швидкості зсуву. Рідини даного типу рідко зустрічаються в харчовій промисловості. Прикладом їх може бути водяна суспензія крохмалю.

Неньютонівські рідини другої групи, характеристики яких залежать від часу, поділяються на два класи: 1) тіксотропні, уявна в'язкість яких із часом зменшується; 2) реопектичні, уявна в'язкість яких із часом

збільшується. До тіксотропних рідин належать такі харчові продукти, як маргарин, мед, кисляк, кефір, в'язкість яких знижується під час збовтування. До реопектичних рідин можна віднести майонез, колоїдні розчини. У продовж інтенсивного перемішування в'язкість суміші зростає, і утворюється густа рідина.

До третьої групи відносяться в'язкопружні або максвелівські рідини. Уявна в'язкість цих рідин зменшується під впливом напружень, а після їх зняття частково відновлюють свою форму. Типова максвелівська рідина — це тісто.

Нелінійність кривих течій неньютонівських рідин означає, що в'язкість таких систем не має визначеного значення, а зі збільшенням градієнта швидкості спадає або зростає за деяким законом (є позірною в'язкістю).

1.1.2 Теплофізичні властивості

Теплофізичні властивості харчових середовищ, в основному, характеризуються теплоємністю, теплопровідністю і температуро-провідністю.

Питома теплоємність — кількість теплоти, яка потрібна для нагрівання одиниці маси речовини на один градус у будь-якому процесі. Теплоємність необхідна під час розрахунків теплових балансів, ентальпій течій та під час різних теплових розрахунків.

У технологічних розрахунках, як правило, використовують масову ізобарну теплоємність. Одиницею виміру теплоємності є Дж/(кг·К).

Питома теплоємність харчових продуктів залежить від багатьох чинників, найважливіші з яких температура та концентрація сухих речовин (або вологи).

Теплоємність c харчових продуктів (з невеликим вмістом жиру) можна визначити, знаючи кількість води G_v і сухих речовин $G_{c.p.}$, за формулою:

$$c = \frac{c_{c.p.} \cdot G_{c.p.} + c_v G_v}{G}, \quad (1.11)$$

де $c_{c.p.}$ — теплоємність сухої речовини, дорівнює $\approx 1\,680$ Дж/(кг·К); c_v — теплоємність води, дорівнює $\approx 4\,190$ Дж/(кг·К); G , $G_{c.p.}$, G_v — відповідно маса продукту, сухої речовини та води, кг.

Питомі теплоємності рідин змінюються в діапазоні від 800 до 4 190 Дж/(кг·К), газів — від 500 до 2 200 Дж/(кг·К), твердих речовин — від 130 до 1 800 Дж/(кг·К).

Питому теплоємність неоднорідної системи можна визначити за рівнянням:

$$c = c_1 \cdot m_1 + c_2 \cdot m_2 + \dots + c_n \cdot m_n, \quad (1.12)$$

де $c_1, c_2, \dots, c_n$ — масові питомі теплоємності компонентів, Дж/(кг·К);
 $m_1, m_2, \dots, m_n$ — масові частки відповідних компонентів у суміші, кг/кг суміші.

Теплопровідність. Усередині різних тіл теплота поширюється з різною інтенсивністю. Цю особливість матеріалів характеризує коефіцієнт теплопровідності λ , одиниця виміру якого Вт/(м·К). Відомо, що найбільша теплопровідність у металів. Для них $\lambda = 15 \dots 380$ Вт/(м·К). Краплинні рідини мають низьку теплопровідність, для них $\lambda = 0,06 \dots 0,7$ Вт/(м·К).

Теплопровідність харчових середовищ залежить від їх фізичного стану, складу, густини, тиску, вологості та температури. З відомими значеннями кількості води G_v і сухих речовин $G_{c.p.}$ теплопровідність харчового продукту λ можна визначити за формулою:

$$\lambda = \frac{\lambda_{c.p.} \cdot G_{c.p.} + \lambda_v \cdot G_v}{G}, \quad (1.13)$$

де $\lambda_{c.p.}$ — коефіцієнт теплопровідності сухої речовини, в середньому приймається рівним $\approx 0,26$ Вт/(м·К); λ_v — коефіцієнт теплопровідності води, $\lambda_v \approx 0,6$ Вт/(м·К). Під час технічних розрахунків значення коефіцієнтів теплопровідності беруть із довідкових таблиць. Їх можна також розрахувати за відповідними емпіричними формулами.

Температуропровідність визначає здатність матеріалу сприймати і віддавати теплоту та характеризується коефіцієнтом температуропровідності:

$$a = \lambda / (c\rho), \quad (1.14)$$

де a — коефіцієнт температуропровідності, м²/с; λ — коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К); ρ — густина, кг/м³; c — питома теплоємність, Дж/(кг·К).

Чим вищий коефіцієнт температуропровідності, тим швидше може бути нагрітий або охолоджений даний продукт.

1.1.3 Структурно-механічні властивості

Ці властивості зумовлюють зберігання форми і розмірів, від них залежить зовнішній вигляд виробів, які виготовлені з харчової сировини. До структурно-механічних властивостей належать: пружність, пластичність, міцність, пористість тощо.

Пружність — це властивість матеріалу швидко відновлювати початкові розміри після припинення дії сил, які викликають деформацію матеріалу.

Пластичність — властивість матеріалу зберігати залишкову деформацію та збільшувати її з часом після припинення дії зовнішньої сили. Пластичність визначає здатність матеріалу розтікатись і є важливою характеристикою тістоподібних харчових продуктів.

Сукупність властивостей — в'язкість, густина, пружність — визначають консистенцію продукту.

Більш докладно структурно-механічні властивості харчової сировини буде розглянуто в підрозділі 4.2.

Запитання до підрозділу 1.1

1. Що називають параметром?
2. Які параметри стану ви знаєте?
3. Що таке в'язкість, якими одиницями вона вимірюється?
4. Чим відрізняються неньютонівські рідини від нормальних, неньютонівських?
5. На які групи розділяють неньютонівські рідини?
6. Де виявляється поверхневий натяг?
7. Якими одиницями вимірюється теплопровідність?
8. Чим відрізняється питома теплоємність рідини від питомої теплоємності газів?
9. Як розрахувати питому теплоємність суміші?

1.2 ЗАГАЛЬНІ ЗАКОНОМІРНОСТІ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ

Технологічні процеси харчових виробництв відбуваються відповідно до загальних фізичних, хімічних та фізико-хімічних законів. Застосування цих законів до того чи іншого процесу дозволяє створити теорію цього процесу і методи проектування апаратів для його проведення.

Під час розгляду процесів харчової технології можна виділити такі основні узагальнення, закони та принципи:

- закон збереження маси;
- закон збереження енергії;
- закони перенесення маси та енергії і принцип рушійної сили;
- закони рівноваги;
- закони масштабного переходу та моделювання;
- принцип оптимізації проведення процесу.

Закон збереження маси в науці про процеси та апарати набуває форми матеріального балансу: кількість матеріалів, що надходить в апарат, повинна дорівнювати кількості кінцевих продуктів, отриманих у

результаті проведення процесу. Якщо в апарат (рис. 1.3) надходять компоненти А, В, С, а виходять із нього — Д і Е, то матеріальний баланс можна записати у такому вигляді:

$$m_A + m_B + m_C = m_D + m_E, \quad (1.15)$$

де m_A, m_B, m_C, m_D, m_E — маси компонентів А, В, С, Д і Е.

Якщо під час проведення процесу мають місце втрати речовин (наприклад, з вологою), то m_D — маса речовини, отриманої внаслідок процесу (готового продукту), а m_E — маса втраченої під час процесу речовини.

На основі матеріального балансу визначають вихід продукту Z , тобто відношення маси готового продукту до маси вхідних продуктів, виражений у відсотках:

$$Z = 100 m_D / (m_A + m_B + m_C), \% \quad (1.16)$$

Матеріальний баланс можна обчислити сумарно для всіх сировинних компонентів або окремо для будь-якого з них. Матеріальний баланс складають як для одного, так і для групи апаратів.

Для систем, які рухаються (поточних систем), закон збереження маси виражається рівнянням нерозривності:

$$S_1 v_1 = S_2 v_2, \quad (17)$$

де S_1, S_2 — площі перерізу апарата, m^2 ; v_1, v_2 — швидкості потоку у відповідних перерізах, m/c .

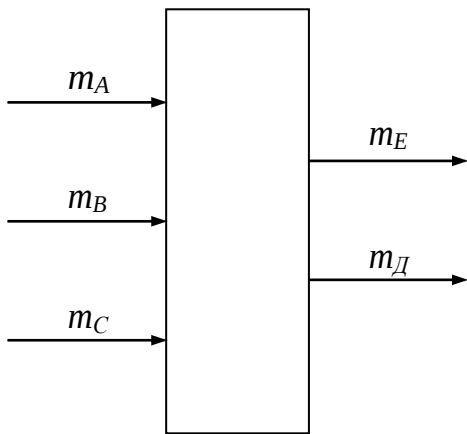


Рисунок 1.3 — Схема матеріального балансу

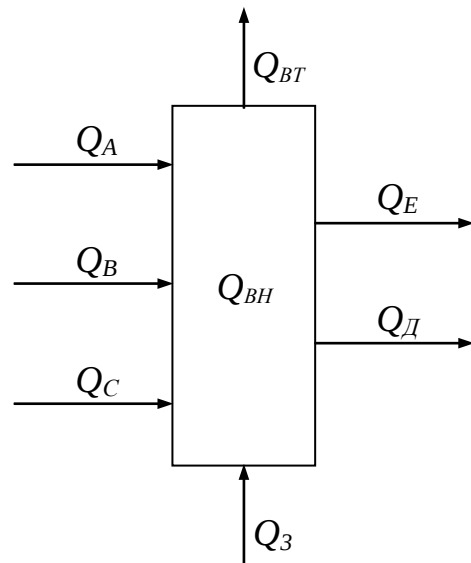


Рисунок 1.4 — Схема теплового балансу

Закон збереження енергії. Енергетичний баланс складають на основі закону збереження енергії: кількість енергії, введеної в процес

(прихід енергії) дорівнює кількості виділеної енергії (витрата). При цьому мається на увазі теплова, механічна, електрична та інші види енергії. Найчастіше у практиці складають енергетичний баланс на прикладі теплового (рис. 1.4).

Якщо позначити кількість теплоти, введеної в процес з вихідними продуктами A , B і C у вигляді фізичної теплоти через Q_A , Q_B , Q_C ; теплоту, яка вводиться в процес з теплоносієм через Q_3 ; тепловий ефект фізичних або хімічних перетворень через Q_{BH} ; фізичну теплоту, виведену з процесу з компонентами D і E через Q_D і Q_E ; витрати теплоти (в основному — у навколишнє середовище) через Q_{BT} , то енергетичний (тепловий) баланс може бути представлений рівнянням:

$$Q_A + Q_B + Q_C + Q_3 \pm Q_{BH} = Q_E + Q_D + Q_{BT}. \quad (1.18)$$

З цього рівняння, як правило, визначають кількість теплоти Q_3 , яку необхідно підвести в процес для його реалізації.

Закони перенесення маси та енергії та принцип рушійної сили. Під час різних технологічних операцій головна роль належить процесам перенесення. У гідромеханічних процесах об'єктом перенесення є рухома маса речовин, у теплових — теплова енергія, у масообмінних — той чи інший компонент, що переходить із однієї фази в іншу. Ефективність перенесення маси та енергії у цих процесах залежить від їх швидкості. Швидкість процесу — це об'єм рідини або газу, кількість теплоти або речовини, що передається в апараті через одиницю площі за одиницю часу.

Усі процеси можуть протікати лише під дією певної рушійної сили, яка завжди є різницею потенціалів, характерних для даного виду процесів.

Розглядаючи процеси різного характеру (гідромеханічні, теплові, дифузійні), не важко помітити, що їх кінетичні закономірності характеризуються загальною залежністю: швидкість процесу прямо пропорційна рушійній силі та обернено пропорційна опору.

Відповідно до цього закону можна написати аналогічні кінетичні рівняння.

Кінетичне рівняння гідромеханічних процесів, наприклад фільтрування:

$$dV/(Sd\tau) = \Delta p/R_1 = K_1 \Delta p, \quad (1.19)$$

де V — кількість відфільтрованої рідини, м³; S — площа фільтра, м²; τ — час, с; Δp — перепад тисків в апараті — рушійна сила гідромеханічних процесів, Па; R_1 — гідравлічний опір в апараті (фільтра і осаду); $K_1 = 1/R_1$ — коефіцієнт швидкості процесу (проникнення фільтрувального середовища).

Кінетичне рівняння теплових процесів:

$$dQ/(Sdt) = \Delta t/R_2 = K_2 \Delta t, \quad (1.20)$$

де Q — кількість теплоти, що передається в апараті, Дж; S — площа поверхні теплообміну, m^2 ; Δt — різниця температур між середовищами, що обмінюються теплотою — рушійна сила теплових процесів, К; R_2 — термічний опір, $(m^2 \cdot K)/Вт$; $K_2 = 1/R_2$ — коефіцієнт теплопередачі, $Вт/(m^2 \cdot K)$.

Кінетичне рівняння масообмінних процесів:

$$dM/(Sdt) = \Delta C/R_3 = K_3 \Delta C, \quad (1.21)$$

де M — кількість речовини, що передається в апараті, кг; S — площа поверхні контакту фаз, m^2 ; ΔC — різниця концентрацій компонента, який переміщується з однієї фази в іншу — рушійна сила масообмінних процесів, $кг/кг$; R_3 — опір масопередачі, $(m^2 \cdot c)/кг$; $K_3 = 1/R_3$ — коефіцієнт масопередачі, $кг/(m^2 \cdot c)$.

Загальний вигляд кінетичного рівняння перенесення буде такий:

$$I = L \cdot X, \quad (1.22)$$

де I — швидкість процесу; L — проникність (обернена опору); X — рушійна сила процесу.

Аналіз кінетичних рівнянь дозволяє визначити загальний принцип інтенсифікації процесів: для прискорення процесу потрібно збільшити рушійну силу і зменшити опір або збільшити проникність.

Якщо в одному і тому ж апараті декілька процесів протікають одночасно (наприклад нагрівання продукту під час сушіння), то швидкість кожного з процесів прямо пропорційна відповідній рушійній силі, але залежить також і від інших сил. Теоретично цей взаємний вплив суміжних процесів визначається теоремою Онзагера:

«Якщо i -й процес відчуває вплив суміжного процесу k із потенціалом X_k , то k -й процес відчуває вплив процесу i з потенціалом X_i ». З урахуванням цієї теореми кінетичні рівняння для обох процесів набувають вигляду:

$$\begin{aligned} \text{для } i\text{-го процесу } I_i &= L_i X_i + L_{ik} X_k, \\ \text{для } k\text{-го процесу } I_k &= L_k X_k + L_{ki} X_i, \end{aligned}$$

де I_i, I_k — швидкість процесів i та k ; X_i, X_k — потенціали (рушійні сили) процесів i та k ; L_i, L_k — кінематичні коефіцієнти процесів i та k ; L_{ik}, L_{ki} — кінематичні коефіцієнти взаємного впливу процесів («взаємні» коефіцієнти).

Наявність взаємного впливу суміжних процесів ускладнює розрахунки їхніх параметрів, тому на практиці їх розраховують шляхом експериментів на фізичних або інших моделях. Зазвичай із цих процесів

виділяють головний, від інтенсифікації якого залежать кінцеві результати процесу.

Закони рівноваги. Сукупність тіл, що взаємодіють, називають системою. Якщо система знаходиться у рівновазі, то ніяких процесів у ній не відбувається. Процес виникає тоді, коли система виходить зі стану рівноваги. Якщо в апараті знаходиться рідина, температура якої дорівнює температурі навколишнього повітря, то теплообміну між стінкою апарата, рідиною і повітрям не буде, поки по обидва боки стінок апарата температура буде однаковою. Теплообмін виникне тоді, коли в апарат налити рідину, температура якої вища за температуру навколишнього повітря. Причиною виникнення процесу теплообміну є різниця температур рідини і стінок апарата. У цьому випадку система виходить зі стану рівноваги і з'являється рушійна сила, яка прагне повернути цю систему до рівноваги. Коли система наближається до рівноваги, рушійна сила зменшується. У стані рівноваги вона дорівнює нулю і процес припиняється, тобто:

$$\Delta t = 0 \text{ і } Q = 0.$$

Умови рівноваги важливо знати для правильного вибору параметрів процесу і для визначення напрямку змін у системі умов зовнішнього впливу. Вказівки на характер цих змін дають два закони термодинаміки: принцип Ле Шательє і правило фаз Гіббса.

Принцип Ле Шательє формулюють так: у системі, яку виведено зі стану рівноваги дією зовнішніх сил, відбуваються зміни, напрямки яких протилежні силам, що вивели систему з рівноваги. Застосовуючи цей принцип до конкретних процесів, можна встановити, які параметри потрібно змінити, щоб спричинити потрібні для виробництва зміни у системі.

Правило фаз Гіббса записують так:

$$S = K - f + 2, \quad (1.23)$$

де S — кількість ступенів вільності, тобто кількість параметрів, що визначають стан системи; K — кількість компонентів у системі; f — кількість фаз системи.

Закони масштабного переходу і моделювання. Під час проектування та експлуатації апаратури суттєву роль відіграє одне з основних положень науки про процеси та апарати — положення про вплив розмірів апарата на процес, який у ньому відбувається. Дослідження процесів та апаратів із економічних міркувань проводяться звичайно на лабораторних стендах та апаратах невеликих розмірів. Результати цих досліджень можна переносити на великорозмірні апарати тільки з урахуванням масштабності. Звідси виникає потреба у

моделюванні процесів та апаратів. Теорія моделювання впливає з теорії подібності, яка широко використовується в науці про процеси і апарати. Теорія подібності, основи якої розглядаються в підрозділі 1.4, дає вказівки з принципів фізичного і масштабного моделювання процесів та апаратів. Під час фізичного моделювання вивчення даного процесу відбувається на фізичній моделі, а математичне моделювання передбачає математичний опис моделі процесу, який вивчається.

Теорія подібності та моделювання дає можливість подолати труднощі, які виникають під час масштабного переходу, а також передбачити його вплив на протікання процесу.

Принцип оптимізації проведення процесу. Для проведення будь-якого процесу в його апаратурному оформленні завжди виникає можливість вибору декількох варіантів вирішення. Один із них є найбільш раціональним. Вибір найбільш доцільного варіанта набув назву оптимізації. Для оцінки оптимуму процесу, перш за все, необхідно обрати критерій оптимізації. Залежно від конкретних умов за критерій оптимізації можна взяти технологічний критерій, наприклад максимальний вихід продукції з одиниці об'єму апарата; економічний критерій — мінімальна вартість продукції за заданої продуктивності та ін. Частіше за все за критерій оптимізації приймають мінімум часу і затрат на виробництво продукції. Цього мінімуму досягають доцільним напрямком процесу і його апаратурним оформленням.

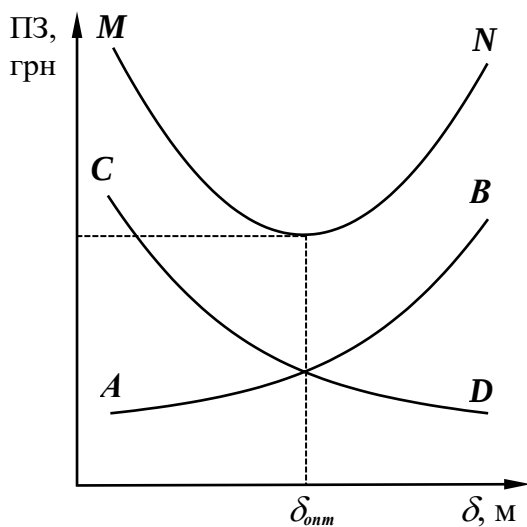


Рисунок 1.5 — Графічне визначення товщини шару ізоляції

Як приклад, визначимо оптимальну товщину шару ізоляції теплообмінного апарата. На рис. 1.5 показано графічний розрахунок оптимальної товщини шару ізоляції. Графік побудовано у координатах з горизонтальною віссю (абсцис) «товщина шару δ » і вертикальною віссю (ординат), на якій відкладені питомі затрати ПЗ у гривнях.

Під час визначення оптимальної товщини шару ізоляційної конструкції теплообмінного апарата необхідно врахувати дві обставини. Зі збільшенням товщини шару теплової ізоляції зменшуються витрати теплоти у навколишнє

середовище і, внаслідок цього, збільшується економія гріючої пари. Одночасно зі збільшенням товщини шару ізоляції зростають затрати, які пов'язані з її експлуатацією. Тому найбільш вигідна така товщина ізоляції, коли сумарна величина затрат на ізоляцію і затрат, які пов'язані з витратами теплоти у навколишнє середовище, мінімальна.

Крива **CD** характеризує вартість теплових затрат; зі збільшенням δ ці затрати зменшуються. Крива **AB** характеризує затрати на установку, амортизацію та обслуговування ізоляції. Сумарна крива **MN** (побудована по ординатах кривих **CD** і **AB**) відображає загальні витрати на ізоляцію. Мінімум на кривій **MN** відповідає оптимальній товщині шару ізоляції теплообмінного апарата, коли будуть найменші сумарні затрати.

Кожний технологічний процес потребує індивідуального підходу, але є загальні, універсальні рішення оптимізації для багатьох процесів, які можуть бути сформульовані таким чином, як наведено нижче.

1. Безперервність процесу. Процеси технології харчових продуктів поділяють на періодичні та безперервні. Як вже було зазначено раніше безперервні процеси у порівнянні з періодичними забезпечують більш високу продуктивність апарата, одержання однорідного продукту високої якості, рівномірність споживання теплоти, води і електроенергії, більш безпечні умови праці та можливість автоматизації процесу. Тому можна постулювати принцип: оптимально організований — це, як правило, безперервний, автоматично керований процес.

2. Протитечійність потоків обміну. На практиці у безперервних теплових та масообмінних процесах зустрічаються такі схеми руху взаємодіючих середовищ: протитечія, прямотечія, перехресна та змішана течія. Аналіз процесів обміну теплотою і масою показує, що найсприятливішим є протитечійний процес. Тому можна сформулювати таке твердження: під час проведення обмінних процесів у безперервному потоці оптимальним є процес, що відбувається у протитечії.

3. Оновлення поверхні контакту фаз. В апаратах для переносу теплоти або маси оптимальним є варіант, який передбачає турбулентний режим і забезпечує максимальне зіткнення контактуючих середовищ при безперервному поновленні контакту фаз.

4. Максимальна рекуперація теплоти. Найбільш поширеним теплоносієм у харчових виробництвах є водяна пара. Позитивною властивістю її є практична сталість тепловмісту зі змінним тиском. Ця властивість водяної пари (як теплового агента) дає можливість багаторазово і оптимально використовувати її енергію у серії апаратів із тиском, що поступово спадає. Так, наприклад, у багатокорпусних випарних установках пара, яка використовується для обігріву, надходить тільки на обігрівання першого корпусу, інші корпуси обігріваються вторинною парою попередніх. Необхідно використовувати й інші теплові відходи, які утворюються під час того чи іншого процесу (наприклад, утилізувати теплоту продуктів згоряння, що відходять у процесах сушіння). Ці заходи дають значну економію теплової енергії.

Запитання до підрозділу 1.2

1. Якої форми набуває рівняння матеріального балансу для потоку рідини?
2. Що таке рушійна сила процесу?
3. Як виражається рушійна сила процесу?
4. Чим визначається рівновага системи?
5. Напишіть основне кінетичне рівняння фільтрування.
6. Що є рушійною силою процесів масопереносу?
7. У чому сутність принципу оптимізації проведення процесу?

1.3 ОСНОВИ РАЦІОНАЛЬНОЇ ПОБУДОВИ АПАРАТІВ

1.3.1 Основні вимоги до апаратів

До апаратів, що розробляються і використовуються у харчовій промисловості та ресторанному господарстві, висувають такі загальні вимоги: технологічні, експлуатаційні, конструктивні, енергетичні, економічні, з охорони праці та техніки безпеки, санітарно-гігієнічні, технічної естетики та захисту навколишнього середовища. Всі ці вимоги між собою пов'язані та взаємозумовлені: одна група вимог визначається іншою.

Під технологічними вимогами мають на увазі перш за все те, що конструкція апарата повинна забезпечити оптимальні умови проведення технологічного процесу та одержання продукту високої якості. Під технологічними умовами мають на увазі температуру і тиск в апараті, швидкість руху продукту через апарат, а також нагрівання, охолодження, подрібнення і перемішування продуктів, які обробляються в апараті та ін. Апарат не повинен мати застійних зон, у яких міг би накопичуватись продукт. Апарати повинні характеризуватись високими техніко-економічними показниками, під час аналізу яких необхідно враховувати досягнення вітчизняної та зарубіжної науки та техніки.

Експлуатаційні вимоги до апарата визначаються зручністю і простотою складання, розбирання, ремонту і обслуговування, надійністю у роботі, а також невеликим штатом обслуговуючого персоналу. До експлуатаційних вимог відносять також стійкість матеріалів, з яких побудований апарат, проти корозії, яка може виникнути під дією миючих засобів, навколишнього середовища і продукту, що переробляється. В свою чергу продукти взаємодії середовища і матеріалу не повинні володіти шкідливими властивостями у тому випадку, якщо продукт використовується для харчування. До експлуатаційних показників апарата належить і енергоємність — витрата енергії на одиницю сировини, що

переробляється, або готової продукції. Зрозуміло, що чим ця величина менша, тим апарат вважається більш досконалим. Необхідно також поліпшувати надійність апарата — здатність виконувати задані функції, зберігати свої експлуатаційні показники у заданих межах протягом потрібного проміжку часу. Обладнання повинно бути виготовлене для визначених умов роботи і не бути непомірно міцним. Напруження в деталях конструкції повинні бути тільки незначно нижче допустимих, інакше маса і вартість конструкції будуть невиправдано великі. Конструкцію в цілому, як правило, роблять рівномічною, хоча цей принцип інколи свідомо порушують. Наприклад, у конструкції дробарок передбачається одна деталь, яка легко замінюється і має міцність меншу за міцність всіх інших деталей. Якщо у дробарку випадково потрапить особливо міцний матеріал, то зламається тільки ця деталь. Таким чином ремонт всієї складної машини зведеться до заміни однієї простої деталі. Строки довговічності апарата повинні бути оптимальні — не менші та не більші. У першому випадку апаратура проходить капітально-відновлювальні ремонти. Надлишкова довговічність також не може бути оправданою, тому що з часом обладнання морально застаріває і з цієї причини потребує заміни.

Конструктивні вимоги до апаратів пов'язані з їх проектуванням, виготовленням, транспортуванням і монтажем. Основні з них: стандартність і замінність деталей апарата; найменша трудомісткість під час складання; зручність транспортування, розбирання і ремонту; мінімальна маса апарата і його окремих частин. Конструктивна досконалість характеризується простотою будови, малою масою і габаритами, невеликими затратами дорогих дефіцитних матеріалів, технологічністю виготовлення. Під технологічністю (з точки зору машинобудування) мають на увазі відповідність конструкції вимогам оптимальних технологічних процесів виготовлення апаратів за заданих масштабів виробництва, і максимальної економії матеріалів на їх виготовлення. Показниками технологічності апаратів харчових виробництв можуть бути загальна трудомісткість, матеріалоемність і маса апарата. Загальна трудомісткість виготовлення апарата включає трудомісткість заготівельних операцій, механічної, термічної та інших видів обробки, складання і випробування апарата.

Під час конструювання апаратів необхідно враховувати, що зниженню трудомісткості сприяють уніфікація та нормалізація деталей і вузлів апарата; це дозволяє також скоротити в експлуатаційних умовах номенклатуру необхідних запасних деталей і полегшити ремонтні роботи.

Для зменшення маси апарата обирають таку форму його, коли відношення бокової поверхні до об'єму буде мінімальним. Таке

відношення мають апарати кулястої форми, а для апаратів циліндричної форми з пласким дном ця вимога витримується за відношенням $H/D = 2$. З таким відношенням мінімальною буде і маса металу, яка витрачається на побудову циліндричного апарата.

Апарат повинен мати, за можливістю, естетичний вигляд — приємну форму і забарвлення, відповідність основним ергономічним параметрам середньої людини.

Вимоги техніки безпеки і промислової санітарії.

Безпека роботи апаратів і зручність їх експлуатації є важливими вимогами, які висувуються до апаратів. Тому апарати розраховують і виготовляють із необхідним запасом міцності, обладнують тепловою ізоляцією, захисними та запобіжними пристроями. У цьому відношенні найбільш безпечні герметично закриті апарати безперервної дії, в яких контроль і керування процесом автоматизовані.

Автоматизація забезпечує сталість заданого технологічного режиму в апараті, спрощує його обслуговування і веде до зменшення чисельності обслуговуючого персоналу.

Апарати харчових виробництв повинні відповідати і санітарно-гігієнічним вимогам, невиконання яких зумовлює бактеріальне, механічне або хімічне забруднення продуктів харчування. При цьому апарати повинні бути герметичні, легкодоступні для миття та стерилізації.

Енергетичні вимоги. Енергоємність апарата характеризується витратами енергії на одиницю сировини, яка перероблюється, або готової продукції. За інших однакових умов апарат буде досконалішим, якщо менше енергії буде витрачатися на одиницю сировини або продукції.

Економічні вимоги зводяться до того, що вартість проектування, виготовлення, монтажу та експлуатації апарата повинна бути, за можливістю, мінімальною. Апарат повинен мати високі техніко-економічні показники. До їх числа належать продуктивність, витратні коефіцієнти, витрати на експлуатацію апарата, вартість апарата і собівартість продукції, яка одержується в ньому. Апарат повинен мати високу продуктивність і низькі витратні коефіцієнти, які визначають витрати сировини і енергетичних засобів (паливо, пара, вода, електроенергія) на одиницю готової продукції.

Очевидно, що експлуатаційні витрати, які пов'язані з ремонтом і обслуговуванням апарата, повинні бути мінімальними. Невисока вартість обладнання є його перевагою. Проте у деяких випадках під час впровадження нової техніки слід віддати перевагу більш дорогому апарату, який має більшу продуктивність, низькі витратні коефіцієнти і невеликі витрати на експлуатацію. Подібний апарат зможе забезпечити великий вихід готової продукції, яка має невисоку собівартість.

Вимоги, що пов'язані з захистом навколишнього середовища, можна стисло сформулювати так: відходи (рідинні, газоподібні, тверді), які одержують під час проведення процесів і викидають у навколишнє середовище, не повинні його забруднювати.

Під час розробки нових, досконалих машин і апаратів усі вище зазначені вимоги необхідно розглядати в єдиному комплексі.

1.3.2 Матеріали для виготовлення апаратів

Під час вибору матеріалів для виготовлення апаратів враховуються такі характеристики, як міцність, теплофізичні властивості, вартість, корозійна стійкість, легкість обробки. До характеристик міцності входять допустимі напруження на стискання і розтягування, ударна в'язкість, жаростійкість. Важливою характеристикою матеріалів, котрі використовуються для виготовлення теплообмінної апаратури, є теплопровідність, у деяких випадках вона є вирішальним показником під час вибору матеріалу. Вибір того чи іншого матеріалу залежить також від його вартості та доступності. Однією з основних вимог, що висуваються до матеріалів апаратів харчових виробництв є хімічна (корозійна) стійкість, тому що від неї залежить якість харчового продукту.

Основні матеріали, що використовуються для виготовлення харчової апаратури, — різноманітні метали і сплави (вуглецеві та нержавіючі сталі, титан, чавун, мідь і її сплави, алюміній і його сплави та ін.), неметалеві матеріали (пластмаси, скло, дерево та ін.) та захисні покриття.

Сталь — сплав заліза з вуглецем (вміст вуглецю 0,2...1,5%), основна й найважливіша група конструкційних матеріалів на основі заліза. Таке виняткове значення сталі здобули завдяки міцності, в'язкості, здатності витримувати динамічні навантаження, зварюватись, добре оброблятись різанням і прокатуванням. Вони також дешеві та доступні. Найширше застосування для виготовлення апаратів і машин знайшли вуглецеві сталі марок Ст. 0 (для відкритих апаратів), Ст. 2 (для теплообмінних апаратів), Ст. 3 (для апаратів із підвищеним тиском), Ст. 4 (вали мішалок, барабани центрифуг).

З точки зору корозійної стійкості особливе значення у харчовому машинобудуванні мають нержавіючі високолеговані хромонікелеві сталі. Вони мають властивість високої корозійної стійкості до агресивних середовищ, жаротривкості та високої міцності. Вони немагнітні, добре штампуються, зварюються. Найбільш розповсюджена сталь марки 1X18H9T має склад (у %): вуглецю — менше 1, хрому — 18, нікелю — 9, титану — менше 1.

Чавун широко використовується у харчовому апаратобудуванні для відливання фільтропресових рам, деталей насосів, компресорів, поршне-

вих кілець, труб, зубчатих коліс. Чавун добре витримує навантаження, тиск а погано — згинання і розривання, а також розколювання. Обираючи чавун, необхідно знати, що сірка, котра є в його складі, може переходити у продукт і надавати йому неприємного запаху.

Кольорові метали, в основному алюміній, мідь, титан, нікель, свинець, а також сплави на їх основі широко використовуються у харчовому машинобудуванні.

Алюміній — досить міцний, має низьку густину, високу теплопровідність (більшу в 4,5 рази ніж сталь), легко штампується і прокатується. Проте погана зварюваність і погані ливарні властивості обмежують його застосування. Чистий алюміній має високу електрохімічну активність, але в умовах роботи апаратів поверхня його швидко покривається окисною захисною плівкою, котра запобігає його руйнуванню. Алюміній широко використовується для виготовлення апаратів харчових виробництв, особливо пивоварного і молочного. Крім алюмінію використовується також його сплав із міддю — дюралюміній. Антикорозійні властивості цього сплаву нижчі, ніж чистого алюмінію.

Мідь і її сплави (бронза та латунь) мають високу корозійну стійкість, теплопровідність, добре прокатуються, тягнуться, штамнуються, але мають невисокі механічні властивості та погано обробляються різанням із-за великої в'язкості. Мідь широко використовується для виготовлення ректифікаційних апаратів спиртового виробництва, випарних апаратів кондитерського та рафінадного виробництв, випарних і перегінних апаратів лікеро-горілчаного виробництва.

З неметалевих матеріалів для виготовлення апаратів та їх вузлів використовують залізобетон, скло, пластмаси (вініпласт, поліетилен, фторопласти, текстоліт тощо). Слід відзначити, що фторопласти стійкі до агресивних середовищ і в цьому відношенні переважають благородні метали і їх сплави. Для виготовлення різноманітних деталей використовують фторопласт-4, а для захисних покриттів — фторопласт-3. Особливо широко використовується фторопласт-4, який стійкий до жирів, масел, вологи, кислот; не має запаху, не має адгезійних властивостей. Його використовують для покриття розкатувальних і формуючих пристроїв у хлібопекарному, макаронному і кондитерському виробництвах. З нього роблять мембрани, сильфони, тонкостінні втулки, прокладки та гранули, що використовуються як інертний матеріал розпилювальних сушильних установок.

Як захисне покриття від корозії найчастіше застосовують емалі (емалювання) та олово (лудження). Так, наприклад, луджена листова сталь використовується для виготовлення тари у консервному, молочному та рибному виробництвах. Як покриття знаходять використання також пластмаси, лаки та смоли.

Запитання до підрозділу 1.3

1. У чому полягають експлуатаційні вимоги до апарата?
2. Що мають на увазі під технологічністю виготовлення апаратів?
3. Які рішення гарантують мінімальну масу апарата, який проектується?
4. Що таке сталь та чавун?
5. Які захисні покриття від корозії використовують під час виготовлення апаратів харчових виробництв?

1.4 ОСНОВИ ТЕОРІЇ ПОДІБНОСТІ ТА МОДЕЛЮВАННЯ

1.4.1 Методи дослідження та аналізу процесів

Вирішення будь-якого інженерного завдання, особливо пов'язаного з науково-технічним прогресом у виробництві, базується на точному розрахунку, який переконливо доводить можливість і доцільність створення нового процесу, апарата або внесення в них змін. Змінювання в процесі та апараті, які можуть привести до нових, більш високих якісних і кількісних результатів проведення процесу, часто пов'язані з необхідністю врахування нових геометричних і фізичних величин, а також характеру взаємозв'язків між ними і величинами, які раніше використовувались. Це, у свою чергу, приводить до необхідності виведення нових розрахункових формул, а нерідко і до створення нових методів розрахунку.

Відомо три методи дослідження процесу і одержання кількісних взаємозв'язків між істотними для нього фізичними та геометричними величинами: аналітичний, експериментальний та синтетичний.

Найбільш бажаний шлях дослідження — аналітичний чи теоретичний. Використовуючи загальні закони фізики, хімії, можна математично описати будь-який технологічний процес у вигляді диференціальних рівнянь. Після розв'язання цих математичних залежностей (диференціальних рівнянь) можна одержати аналітичні рівняння, необхідні для аналізу і розрахунку процесів. Прикладом такого методу дослідження є одержання одного з найбільш важливих і широко використовуваних рівнянь гідродинаміки — рівняння Бернуллі з диференціальних рівнянь Ейлера для сталого потоку рідини.

Використовуючи систему рівнянь Ейлера:

$$\begin{aligned}\rho \cdot d v_x / d \tau &= -dp / dx, \\ \rho \cdot d v_y / d \tau &= -dp / dy, \\ \rho \cdot d v_z / d \tau &= -\rho g - dp / dz,\end{aligned}\tag{1.24}$$

отримаємо рівняння Бернуллі:

$$Z + p / (\rho g) + v^2 / (2g) = \text{const}, \quad (1.25)$$

згідно з яким «для всіх поперечних перерізів сталого потоку ідеальної рідини повний гідродинамічний напір залишається незмінним». Більш докладно ці залежності будуть розглянуті у підрозділі 2.2. Оскільки диференціальні рівняння описують цілий клас однорідних за своєю сутністю явищ, то під час розгляду конкретного явища їх необхідно обмежувати додатковими умовами — умовами однозначності. Умови однозначності включають геометричні, фізичні, початкові та граничні умови.

Проте, багато процесів харчової технології характеризуються великою кількістю перемінних і настільки складні, що диференціальні рівняння, які їх описують, не можуть бути вирішені відомими в математиці методами. Теоретичне виведення розрахункових залежностей, необхідних для проектування апаратури, в даному випадку є неможливим. У деяких випадках, наприклад, для такого поширеного у різних галузях промисловості процесу як перемішування, повна система диференціальних рівнянь ще не складена. Прикладом таких процесів є також процеси тепло- і масообміну в турбулентних потоках.

У таких випадках для знаходження зв'язку між величинами, що характеризують процес, вдаються до експериментального методу досліджень, тобто до проведення дослідів. При цьому проводять експериментальні дослідження і на основі дослідних даних одержують емпіричні рівняння. Ці рівняння використовуються в інженерній практиці. Так, наприклад, залежність питомої теплоємності молока від температури і вмісту сухих речовин виражається формулою:

$$c = 41,87\omega + [13,73 + 0,113(T - 273)]n, \quad (1.26)$$

де ω — вологість молока, %; T — температура, К; n — вміст сухих речовин, %.

Наведена формула справедлива за умов:

$$8 < n < 40\% \text{ і } 313 < T < 353 \text{ К.}$$

Проте, отримані емпіричні рівняння є частковими і не можуть бути поширені на умови, відмінні від тих, для яких вони отримані. У зв'язку з цим виникає необхідність мати велику кількість таких емпіричних рівнянь для різних умов. Крім цього метод прямого експерименту має недолік, який полягає в тому, що встановлення взаємозв'язку між окремими, як правило, чисельними фізичними та геометричними величинами у досліді виявляється настільки громіздким і трудомістким, що це може загальмувати розвиток техніки, тому що до моменту

одержання результатів виникнуть нові завдання та проблеми і стануть необхідними нові рішення.

Найбільш розповсюдженим під час дослідження процесів та апаратів є синтетичний метод, що поєднує аналітичний і експериментальний. Це досягається шляхом використання для обробки дослідних даних методів теорії подібності. Теорія подібності дозволяє узагальнити результати досліджень і поширити їх на широке коло явищ, які подібні вивченому, але відрізняються чисельним значенням характерних параметрів.

1.4.2 Етапи створення нових процесів та апаратів.

Фізичне та математичне моделювання

Для вибору режиму процесу, сировини, реагентів, конструкції апарата треба заздалегідь, як можна точніше уявити собі, як буде організовано нове виробництво у промислових умовах.

Розробка нового харчового виробництва і нових конструкцій апаратів і машин для його реалізації здійснюється в декілька стадій (етапів).

Перша стадія є доказом принципової можливості такого виробництва. Він виражається у вигляді хімічних формул, які показують можливу течію реакцій, і у формі інших попередніх даних, із яких виходить необхідність пошукових робіт. На цій стадії необхідно виявити, які фундаментальні закони, гіпотези лежать у основі процесів, які планується розробити. Наприклад, доказ можливості електроконтактного способу нагріву бісквітного тіста полягає у перетворенні електричної енергії в теплову під час проходження змінного електричного струму промислової частоти 50 Гц крізь продукт, як крізь провідник, що має опір.

Наступним етапом є розробка схеми виробництва — послідовності технологічних операцій (хімічних реакцій). Цей етап виконується у дослідних лабораторіях на дослідних установках мінімальних розмірів. Лабораторні дослідження дають спосіб виробництва у вигляді принципової схеми, без достатніх даних для проектування промислових установок.

Наступною стадією є моделювання процесів, яке проводиться на лабораторних експериментальних установках, що є моделями майбутніх машин і апаратів, їх елементів та вузлів. Моделюванням називається метод дослідження існуючого чи створюваного об'єкта, коли замість об'єкта (оригіналу) вивчається модель (другий об'єкт, що замінює оригінал), а результати кількісно переносяться на оригінал. Масштаб моделей визначається залежно від характеру процесу і вимог законів

моделювання; у низці випадків дослідні установки повинні відтворювати майбутній процес у напіввиробничому (так званому пілотному) масштабі, а інколи і в натуральну величину. Етап моделювання дозволяє вирішити низку найважливіших питань про розміри конструкції, вартість промислових установок, вихід продуктів, питомої витрати сировини, енергії; про умови рівноваги і основні напрями розвитку процесів тощо. Метод моделювання дозволяє уникнути великих помилок під час реалізації виробництва і прискорює його освоєння. Багато процесів неможливо вивчати у промислових апаратах унаслідок неможливості довільної зміни режиму їх роботи, труднощів роздільного вивчення спільно діючих чинників, можливого псування великої кількості продуктів. Під час досліджень на моделі експериментатор може за власним розсудом змінювати режим роботи апарата, виявляти вплив окремих параметрів (температури, тиску, концентрації, швидкості потоків тощо) на протікання досліджуваного процесу. Моделі оснащують контрольно-вимірювальними приладами, роблять із прозорими стінками або вікнами, що дає можливість вести візуальне спостереження за процесом, використовувати фото- та кінознімальну апаратуру. Крім цього, дослідження на моделях можна проводити не з робочими (інколи небезпечними, дорогими чи дефіцитними) речовинами і не у жорстких (високі температури, агресивні середовища) умовах реального виробничого процесу, а з іншими (модельними) речовинами в умовах, які відрізняються від промислових. Так, наприклад, багаторазові дослідження показали, що універсальним моделюючим об'єктом для багатьох харчових продуктів є бентонітова глина, стан якої за різних концентрацій у воді може поступово змінюватись від колоїдного до твердого типу.

Ми розглянули, головним чином, основи фізичного моделювання, під час якого у дослідах на моделі змінюються (у порівнянні з виробничими умовами) лише масштаб установки, робочі речовини, температурні умови тощо, але фізична сутність процесу в моделі, що вивчається, залишається такою ж, як і в натурі.

Обробка результатів фізичного моделювання звичайно призводить до найважливіших теоретичних узагальнень і практичних висновків про раціональну конструкцію промислових апаратів.

Наступний етап досліджень включає проектування, виготовлення і випробування головних промислових зразків нової апаратури у схемах технологічних установок і випробування всієї машинно-апаратної системи виробництва. При цьому перевіряють і уточнюють результати попереднього моделювання. Оскільки масштаб апарата істотно впливає на перебіг процесу, зараз під час дослідження процесів почали використовувати проміжну ланку — «напіввиробничі» експериментальні установки, які дістали назву «пілотних», тобто весь процес вивчають у

три головні стадії: лабораторне дослідження, напіввиробничі та виробничі випробування.

Заключним етапом є виготовлення серійних промислових апаратів на основі всього попереднього досвіду теоретичних, проектно-конструкторських і експериментальних робіт.

Аналогічний шлях створення нових машин і апаратів, наукове дослідження є неминучим елементом практичного вирішення інженерних завдань.

Крім фізичного моделювання, яке нами розглянуто на прикладі розробки нових конструкцій апаратів, сучасне моделювання включає також гідравлічне, математичне та аналогове.

Гідравлічне моделювання виконують на спеціальних стендах, які включають фрагменти основних робочих елементів у натуральну величину. Під час гідравлічного моделювання виявляють закономірності, які визначають величину опору і продуктивність апарата для контактних устроїв різних типів, і різні способи взаємодії фаз. Використовуючи дані фізичного та гідравлічного моделювання, можна обрати оптимальні умови процесу і розміри апарата.

Математичне моделювання одержало розвиток у зв'язку з широким використанням електронно-обчислювальних машин (ЕОМ). Моделювання цього виду є цінним доповненням до фізичного та гідравлічного моделювання і дозволяє на базі основних закономірностей виявити оптимальні сполучення параметрів процесу і конструкції апарата.

Під математичним моделюванням мають на увазі розробку і аналіз систем рівнянь процесу з відповідними початковими і граничними умовами для визначення оптимальних умов проведення процесу або роботи апарата. Математичне моделювання включає такі основні етапи: а) складання системи рівнянь, початкових і граничних умов; б) аналіз системи рівнянь із використанням ЕОМ (деформація або аналіз моделі); в) коригування параметрів рівнянь моделі на основі даних фізичного та гідравлічного моделювання; г) перевірку відповідності моделі реальному об'єкту (перевірка адекватності моделі та об'єкта).

Ми вже відмічали аналогічність кінетичних рівнянь перенесення гідродинамічних, теплових та масообмінних процесів. Аналогія існує також між електричними, тепловими і масообмінними процесами. Тому під час дослідження теплових, масообмінних або гідродинамічних процесів можна використовувати більш прості та, в деякій мірі, більш зручні, ніж натура, моделі, в яких протікає зовсім інший фізичний процес. Єдиною умовою використання такого способу досліджень, яке одержало назву аналогового моделювання, полягає в тому, що обидва процеси повинні описуватись однаковими за видом диференціальними рівняннями. При введенні відповідних перерахованих коефіцієнтів

будь-який із перелічених процесів можна змодельовати переносом електрики. Аналогові обчислювальні машини, робота яких основана на дослідженнях електричних моделей, дозволяють моделювати фізико-хімічні та біохімічні процеси різної природи. Завдяки значно більшій швидкості перенесення електричного струму в порівнянні зі швидкістю перенесення теплоти або речовини використання електричних моделей дозволяє значно прискорити проведення досліджень на моделях.

1.4.3 Основи теорії подібності. Види подібності

Сутність теорії подібності може бути достатньо глибоко та повно з'ясована тільки після визначення понять про подібність фізичних явищ і узагальнені (безрозмірні) параметри процесу. Подібними явищами називають такі явища, для яких відношення схожих і величин, що їх характеризують, постійні.

Розрізняють подібність: геометричну, часову, фізичних величин, початкових і граничних умов.

Геометрична подібність апаратів (систем), в яких відбувається процес, дотримується, якщо відношення всіх подібних розмірів двох порівнювальних апаратів є величиною постійною (при цьому відповідні кути мають бути рівними), тобто (рис. 1.6):

$$l''_1/l'_1 = l''_2/l'_2 = \dots = K_l,$$

де K_l — константа лінійної (геометричної) подібності.

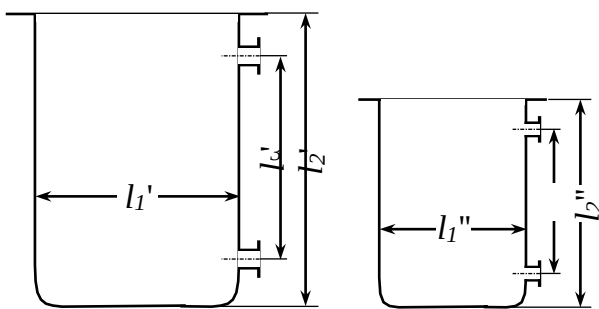


Рисунок 1.6 — Геометрично подібні апарати

Часова подібність зберігається, якщо відношення між подібними інтервалами часу процесу зберігає постійне значення. Подібними інтервалами часу вважають інтервали, протягом яких завершуються аналогічні стадії порівнювальних процесів. Часова постійність характеризується співвідношенням:

$$\tau'_1/\tau'_2 = \tau'_2/\tau'_3 = \dots = K_\tau,$$

де K_τ — константа часової подібності; $\tau'_1, \tau'_2, \tau'_3$ — інтервали часу в першому процесі; $\tau''_1, \tau''_2, \tau''_3$ — інтервали часу в другому процесі, подібному першому.

Якщо $K_\tau = 1$, то процеси протікають одночасно або синхронно.

Подібність фізичних величин, що характеризують процес, зберігається, якщо відношення значень цих величин для подібних процесів у просторі та в часі (тобто з дотриманням геометричної та

часової подібності) є величиною постійною, тобто:

$$\rho'_1/\rho'_2 = \rho''_2/\rho'_2 = \rho'_3/\rho'_3 = \dots = K_\rho,$$

де $\rho'_1, \rho'_2, \rho'_3$ — значення фізичних величин (у даному випадку — густини) у першому процесі; $\rho''_1, \rho''_2, \rho''_3$ — їхні значення у другому процесі, подібному до першого; K_ρ — константа подібності фізичної величини (густини).

Подібність початкових і граничних умов припускає, що відношення основних параметрів на початку та на межі натури і моделі є відповідно величинами постійними. Іншими словами, для початкових і граничних умов повинні дотримуватись геометрична, часова і фізична подібності.

Відношення схожих величин у межах кожної системи (натури і моделі) при їх подібності буде також постійним і безрозмірним, тобто відношення геометричних розмірів, часу і фізичних констант у даній системі дорівнюють відношенням тих же величин у подібній системі.

Можна записати:

$$l''_1/l''_2 = l'_1/l'_2 = inv = idem = i_l,$$

що означає інваріантне, чи «те саме». Величина i_l називається інваріантом геометричної подібності. Аналогічно визначаються інваріанти часової подібності та подібності фізичних величин.

Інваріанти подібності, які являють відношення простих однорідних величин, називаються симплексами. Якщо інваріанти подібності виражені відношенням складних різномірних величин, то вони називаються критеріями (ознаками) подібності.

Критерії подібності становлять безрозмірні узагальнені характеристики процесу, які складаються з розмірних фізичних величин, що відображають явища з різних боків. Критерії одержують із рівнянь, що описують фізичну сутність явищ. Будь-яка комбінація критеріїв подібності є також критерієм подібності. Критерії, як правило, позначаються двома першими літерами прізвищ учених, відомих своїми працями у відповідних галузях науки.

1.4.4 Теорема подібності

Теорія подібності базується на трьох теоремах подібності, що відповідають на три основних практичних запитання, які виникають під час модельних чи натурних досліджень:

1) які величини необхідно виміряти під час проведення досліджень?

2) у якій формі треба представляти одержані кількісні результати досліджень?

3) на які промислові апарати і явища можна поширити результати досліджень? (як побудувати модель апарата?).

Перша теорема подібності Ньютона формулюється двояко:

а) за Ньютоном: «Подібні між собою явища мають чисельно однакові критерії подібності»;

б) за М. В. Кирпичовим: «У подібних явищ індикатор подібності дорівнює одиниці».

Теорема відповідає на запитання, які величини треба виміряти під час проведення досліджень. Цими величинами будуть ті, які входять до визначальних критеріїв подібності.

В основу теореми покладено загальний закон механіки — другий закон Ньютона: сила дорівнює добутку маси на прискорення:

$$f = m \cdot a = m \frac{dv}{d\tau}.$$

Виділимо у двох подібних системах (натурі та моделі) дві частинки, які рухаються подібно. Нехай у натурі на частинку маси m_1 діє сила f_1 , яка надає їй прискорення $dv_1/d\tau_1$,

$$f_1 = m_1 dv_1/d\tau_1. \quad (1.27)$$

У моделі відповідно:

$$f_2 = m_2 dv_2/d\tau_2. \quad (1.28)$$

Константи подібності будуть виражені відношеннями:

$$K_f = f_1 / f_2; \quad K_m = m_1 / m_2; \quad K_v = v_1 / v_2; \quad K_\tau = \tau_1 / \tau_2.$$

Розділимо вихідні рівняння (1.27) і (1.28) двох систем одне на одне:

$$\frac{f_1}{f_2} = \frac{m_1}{m_2} \cdot \frac{dv_1}{dv_2} \cdot \frac{d\tau_2}{d\tau_1}.$$

Відношення збільшення величин, що входять у константи подібності, можна замінити відношенням самих величин, тобто знаки диференціалів можуть бути відкинуті. Таким чином:

$$\frac{f_1}{f_2} = \frac{m_1 v_1 \tau_2}{m_2 v_2 \tau_1} \quad \text{або} \quad K_f = \frac{K_m \cdot K_v}{K_\tau}.$$

Звідки

$$C = \frac{K_f \cdot K_\tau}{K_v \cdot K_m} = 1. \quad (1.29)$$

Величину C , складену з констант подібності називають індикатором подібності. Замінюючи в рівнянні (1.29) константи подібності відношеннями відповідних величин і переносючи ліворуч всі величини для натури, а праворуч — для моделі, знаходимо:

$$\frac{f_1 \tau_1}{m_1 v_1} = \frac{f_2 \tau_2}{m_2 v_2}.$$

Таким чином отримано безрозмірний комплекс величин, значення якого однакові для натури і моделі. Цей комплекс є критерій Ньютонa:

$$\frac{f \tau}{mv} = idem = Ne.$$

Враховуючи, що $\tau = l/v$ можна записати:

$$\frac{f l}{mv^2} = Ne. \quad (1.30)$$

Отже очевидно, що у правильно виконаних дослідженнях доцільно вимірювати тільки ті фізичні величини, що входять у критерій подібності процесу, який досліджується.

Друга теорема подібності (Федермана-Бекінгема) стверджує: будь-яку залежність між змінними, що характеризують будь-яке явище, може бути подано у вигляді залежності між критеріями подібності (узагальненого або критеріального рівняння). Це означає, що коли під час дослідження якогось процесу одержано залежність між кількома фізичними та геометричними величинами, то її можна виразити критеріальним рівнянням, до якого входить кілька критеріїв, складених із цих самих величин. Друга теорема подібності дає відповідь на запитання про те, як обробляти експериментальні дані, а саме — у формі узагальнених критеріальних рівнянь.

Критерій подібності π_1 , який включає досліджувану величину, має бути виражений як функція інших критеріїв $\pi_2, \pi_3, \dots, \pi_n$, що висвітлюють процес із різних сторін, а саме:

$$\pi_1 = f(\pi_2, \pi_3, \dots, \pi_n). \quad (1.31)$$

Теорія подібності не може вказати конкретного виду цієї функції, остання визначається експериментальним шляхом. Проте теорія подібності дає найважливіші практичні вказівки між якими критеріями подібності варто шукати зв'язок під час оброблення дослідів.

Загальна залежність (1.31) в обробці результатів дослідів набуває звичайно вигляду степеневі функції:

$$\pi_1 = A \cdot \pi_2^m \cdot \pi_3^n \cdot \pi_4^p \dots, \quad (1.32)$$

де A , m , n , p — постійні (дослідні величини), знайдені під час оброблення дослідів.

Методику визначення дослідних величин у загальному вигляді пояснимо на наступному прикладі.

Розглянемо рівняння:

$$y = f(x) = A \cdot x^n.$$

Прологарифмувавши його, одержимо рівняння прямої у логарифмічних осях:

$$\lg y = \lg A + n \lg x.$$

За отриманою таблицею дослідних даних, в якій для кожного значення x одержано відповідне значення y , в логарифмічних координатах наносять логарифми значень x і y та одержують низку точок, через які проводять пряму при найменшому розкиді точок (рис. 1.7). Пряма відсікає на осі ординат відрізок $\lg A$, а тангенс кута нахилу прямої α є показник ступеня n , який визначають як ab/bc .

Третя теорема подібності (М. В. Кирпичова і А. А. Гухмана) відповідає на запитання, які умови необхідні та достатні, щоб явища були подібними.

Вона є обернена першій: явища є подібними, якщо їхні визначальні критерії є чисельно однакові. Очевидно, що критеріальне рівняння справедливе тільки у межах дотримання подібності, що характеризується визначеними інтервалами зміни критеріїв π_2 , π_3 , π_4 у виразі (1.32). За межами досліджених інтервалів зміни критеріїв узагальнення втрачає силу. При кожному критеріальному рівнянні повинно бути зазначено, в яких межах зміни критеріїв ним можна користуватись.

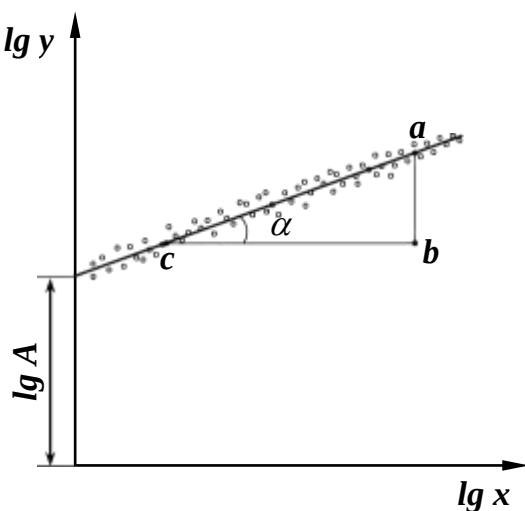


Рисунок 1.7 — Обробка результатів дослідів $y = f(x)$

Третя теорема подібності дає основні правила моделювання.

1.4.5 Критерії подібності

Зусиллями багатьох учених подібність різних фізичних явищ у даний час достатньо вивчена. Виявлено велику кількість критеріїв, які визначають цю подібність. Основні критерії гідромеханічної, теплової та дифузійної подібності, що найбільш часто трапляються у розрахунках, наведено у табл. 1.1, запропонованій професором В. М. Стабниковим із співробітниками.

Таблиця 1.1

Основні критерії подібності

Критерій	Символ і формула	Позначення величин	Основна фізична сутність
1	2	3	4
ГІДРОМЕХАНІЧНА ПОДІБНІСТЬ			
Ньютона	$Ne = F\tau / mv = Fl / (mv^2)$ (1.30)	F — сила, Н; τ — час, с; m — маса, кг; v — швидкість, м/с; l — характерний лінійний розмір, м	Враховує діючі та протидіючі сили
Рейнольдса	$Re = vl / \vartheta = vl \rho / \eta = Pe / Pr$ (1.33)	ϑ — кінематичний коефіцієнт в'язкості, м ² /с; η — динамічний коефіцієнт в'язкості, Па.с; ρ — густина, кг/м ³ ; Pe — критерій Пекле; Pr — критерій Прандтля	Характеризує режим руху рідини, враховуючи вплив сил внутрішнього тертя у потоці
Фруда	$Fr = v^2 / (gl) = Re^2 / Ga$ (1.34)	g — прискорення вільного падання, м ² /с; Ga — критерій Галілея	Характеризує співвідношення сил інерції та тяжіння у потоці
Галілея	$Ga = gl^3 / \vartheta^2 = Re^2 / Fr$ (1.35)		Характеризує співвідношення сил тяжіння та молекулярного тертя (в'язкості) у потоці
Ейлера	$Eu = \Delta p / (\rho v^2)$ (1.36)	Δp — перепад тиску, Па	Характеризує співвідношення сил тиску та інерції у потоці
Архімеда	$Ar = (gl^3 / \vartheta^2) \cdot [(\rho_1 - \rho_2) / \rho_1] = Ga \cdot (\Delta \rho / \rho)$ (1.37)	ρ_2, ρ_1 — густина рідини (газу) в двох точках потоку, кг/м ³	Характеризує взаємодію архімедової сили, що виникає за різниці густини середовища, і сили в'язкого тертя
ТЕПЛОВА ПОДІБНІСТЬ			
Нуссельта	$Nu = \alpha l / \lambda$ (1.38)	α — коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м ² ·К); λ — коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К)	Характеризує процес теплообміну між поверхнею стінки і вільним або змушеним потоком рідини або газу

Продовження таблиці 1.1

1	2	3	4
Пекле	$Pe=vl/a=vlc\rho/\lambda=Re\cdot Pr$ (1.39)	a — коефіцієнт теплопроводності, m^2/c ; c — питома теплоємність, $Dж/(кг\cdot K)$	Характеризує співвідношення між теплою, що переноситься шляхом конвекції та шляхом теплопроводності під час конвективного теплообміну
Прандтля	$Pr=\eta/a=\eta c\rho/\lambda=c\eta/\lambda=Pe/Re$ (1.40)		Характеризує фізичні властивості рідини (газу)
Фур'є	$Fo=a\tau/l^2$ (1.41)		Характеризує зв'язок між швидкістю зміни температурного поля, фізичними властивостями та розмірами тіла
Грасгофа	$Gr=(gl^3/\eta^2)\beta\Delta T=Ga\cdot\beta\Delta T$ (1.42)	β — коефіцієнт об'ємного розширення рідини (газу), $1/K$; ΔT — різниця між температурами твердої стінки і потоку на відстані від стінки, K	Характеризує режим вільної теплової конвекції (співвідношення сил в'язкості та підйімальної сили за різних густин в окремих точках потоку)
Кутателадзе	$Ku=r/(c\Delta T)=r/\Delta i$ (1.43)	r — питома теплота пароутворення (конденсації), $Dж/кг$; Δi — різниця питомої ентальпії під час пароутворення (конденсації) рідини (газу), $Dж/кг$	Характеризує стан фазового перетворення (співвідношення теплоти фазового перетворення до теплоти перегрівання або переохолодження однієї з фаз відносно до температури насичення)
Біо	$Bi=al/\lambda T$ (1.44)	λT — коефіцієнт теплопроводності твердого тіла, $Вт/(м\cdot K)$	Характеризує зв'язок між полем температур у твердому тілі та умовами теплопередачі на його поверхні

Продовження таблиці 1.1

1	2	3	4
ДИФУЗІЙНА ПОДІБНІСТЬ			
Нуссельта (дифузій- ний)	$Nu' = \beta l / D$ (1.45)	β — коефіцієнт масовід- дачі, м/с; D — коефіцієнт дифузії, м ² /с	Характеризує про- цес масопередачі
Прандтля (дифузій- ний)	$Pr' = \eta / D$ (1.46)		Характеризує фі- зичні властивості середовища

1.4.6 Метод аналізу розмірностей

Складні процеси залежать від великої кількості чинників. Для багатьох таких процесів не вдається скласти диференційні рівняння, які їх описують. У цих випадках необхідно досконало розглянути процес і визначити чинники, які на нього впливають, а потім дати математичну залежність між чинниками у загальному вигляді як невизначену функцію величини, яку шукають, від низки інших величин, які на останню впливають:

$$a = f(b, c, d, e, \dots). \quad (1.47)$$

Так, наприклад, під час дослідження течії рідини у трубі виявилось, що на перепад тиску в трубі впливають діаметр d і довжина l труби, густина ρ , в'язкість η і швидкість руху v рідини, тобто

$$\Delta p = f(d, l, \rho, \eta, v). \quad (1.48)$$

Вирішити таке рівняння можна, якщо скласти критеріальне рівняння методом аналізу розмірностей, основою якого є π -теорема. Відповідно до π -теорема загальна функціональна залежність, яка пов'язує між собою n величин за m первинних одиниць виміру, може бути наведена у вигляді залежності між $n-m$ безрозмірними відношеннями цих величин, а за наявності подібності — у вигляді критеріального рівняння, яке складається із $n-m$ критеріїв.

У наведеному прикладі до рівняння (1.48) входять шість величин ($n = 6$), які у системі СІ мають такі одиниці виміру та розмірності:

$$\Delta p = [Pa] = \frac{H}{m^2} = \frac{K\gamma}{m \cdot c^2} = \left[\frac{F \cdot L^{-1} \cdot T^{-2}}{L} \right];$$

$$d = [m] = [L]; \quad l = [m] = [L]; \quad \rho = \frac{K\gamma}{m^3} = [F \cdot L^{-3}];$$

$$\eta = [Pa \cdot c] = \frac{H \cdot c}{m^2} = \frac{K\gamma}{m \cdot c} = [F \cdot L^{-1} \cdot T^{-1}]; \quad v = \frac{m}{c} = [L \cdot T^{-1}].$$

Під час складання розмірностей цих шести величин було використано три первинних одиниці виміру ($m = 3$): м, с, кг. На основі π -теорему рівняння (1.48) може бути представлене у вигляді критеріального рівняння, в яке входять $n - m = 6 - 3 = 3$ критерії подібності.

Зобразимо загальну функціональну залежність у вигляді степеневі функції

$$\Delta p = A \cdot d^a \cdot l^b \cdot \rho^c \cdot \eta^e \cdot v^k. \quad (1.49)$$

Замінімо величини, які входять до рівняння (1.49), на формули розмірностей цих величин:

$$[F \cdot L^{-1} \cdot T^{-2}] = L^a L^b [FL^{-3}]^c \cdot [FL^{-1}T^{-1}]^e \cdot [L \cdot T^{-1}]^k$$

або, розкривши дужки, одержимо:

$$[F \cdot L^{-1} \cdot T^{-2}] = L^{a+b-3c-e+k} \cdot F^{c+e} \cdot T^{-e-k}.$$

Зрівняємо показники степенів за однакових символів розмірностей і одержимо три рівняння з п'ятьма невідомими:

$$\left. \begin{aligned} a + b - 3c - e + k &= -1 \\ c + e &= 1 \\ -e - k &= -2 \end{aligned} \right\}. \quad (1.50)$$

Оскільки ця система рівнянь не може бути вирішена, тому що в ній не вистачає двох рівнянь, виразимо всі невідомі величини, наприклад, через e і b : з другого рівняння (1.50) $c = 1 - e$, з третього — $k = 2 - e$.

Після підставляння c і k у перше рівняння (1.50) одержимо:

$$a = -b - e.$$

Одержані значення a , c , і k підставимо до рівняння (1.49):

$$\Delta p = A \cdot d^{-b-e} \cdot l^b \cdot \rho^{1-e} \cdot \eta^e \cdot v^{2-e}.$$

Згрупуємо величини за показниками степенів і одержимо критеріальне рівняння у вигляді:

$$\frac{\Delta p}{\rho v^2} = A \cdot \left(\frac{l}{d} \right)^b \left(\frac{\eta}{v d \rho} \right)^e. \quad (1.51)$$

Рівняння (1.51) являє собою критеріальне рівняння, яке описує течію рідини по трубі. До цього рівняння входять три критерії, які називаються критеріями гідродинамічної подібності:

$$\text{критерій Ейлера} \quad Eu = \Delta p / (\rho v^2); \quad (1.36)$$

$$\text{критерій Рейнольдса} \quad Re = v d \rho / \eta; \quad (1.33)$$

параметричний критерій геометричної подібності $\Gamma = l/d$. (1.52)

Ці критерії будуть використані під час розглядання різноманітних процесів у наступних розділах курсу. Таким чином функціональна залежність (1.48) перетворюється на критеріальне рівняння $Eu = f(Re, \frac{d}{l})$.

Постійні A , b і e у рівнянні (1.51) визначаються на основі експерименту. При цьому відомо, що $b = 1$, а A і e залежать від режиму руху рідини у трубопроводі.

Слід відмітити, що під час використання методу аналізу розмірностей не вдається сформулювати умови однозначності, а отже, розділити критерії подібності на визначальні та невизначальні.

Запитання до підрозділу 1.4

1. Чим відрізняються аналітичні й експериментальні методи досліджень процесів і апаратів?
2. Що таке інваріант подібності?
3. Сформулюйте три теореми подібності.
4. Який фізичний зміст критерію Рейнольдса?
5. Що таке умови однозначності?
6. У чому сутність методу аналізу розмірностей?

Розділ 2

ОСНОВИ ГІДРАВЛІКИ

Гідравлікою називають науку, що вивчає закони рівноваги та руху краплинних рідин і взаємодію рідин, що стикаються з нерухомими або рухомими твердими тілами. У гідравліці під єдиним поняттям рідини прийнято об'єднувати звичайні (краплинні) рідини, а також пару, гази та пластично-в'язкі тіла, які не мають, на відміну від твердих тіл, здатності зберігати форму. Вони набувають форму посудини, яку заповнюють. Краплинні та пластично-в'язкі тіла зберігають об'єм. Пара та гази не мають власного об'єму; вони займають весь об'єм посудини, в якій знаходяться. Краплинні рідини характеризуються великим опором стисканню (майже повною нестисливістю) і малим опором розтягуванню і дотичним зусиллям. Це — вода, бензин, спирт, нафта та ін. Газоподібні рідини (гази, пара) мають велику стисливість, не чинять опору ні розтягувальним, ні дотичним зусиллям і мають малу в'язкість.

У гідравліці рідина розглядається як суцільне матеріальне середовище.

Під час виведення основних закономірностей у гідравліці вводять поняття про ідеальну рідину, яка на відміну від реальної рідини є абсолютно нестискувана під дією навантаження і у ній відсутні сили тертя між частинками. У дійсності ідеальних рідин не існує — всі рідини в малих межах стискувані та мають властивість опору розтягуванню і зсуву, тобто властивість в'язкості. Поняття ідеальної рідини введено у гідравліці для спрощення вивчення законів реальної рідини.

Гідравліка складається з двох частин: гідростатики та гідродинаміки. Гідростатика вивчає закони рівноваги рідин та їхню дію на обмежувальні стінки, гідродинаміка — закони руху рідин та їхню взаємодію з обмежувальними стінками (стичними тілами).

2.1 ГІДРОСТАТИКА

2.1.1 Гідростатичний тиск

У гідростатиці вивчається рівновага рідин, які знаходяться у стані відносного або абсолютного спокою. Під відносним спокоєм мають на увазі такий стан, коли у рідині, що рухається, окремі частини не переміщуються відносно одна одної. Відсутність такого переміщення дозволяє вважати будь-яку рідину в стані спокою ідеальною, тому що сили внутрішнього тертя відсутні. У стані відносного спокою форма

об'єму рідини не змінюється і вона переміщується як єдине ціле (подібно твердому тілу). Так, рідина знаходиться у стані відносного спокою у цистерні, яка рухається, у барабані центрифуги, який обертається з постійною частотою, і т.п. У подібних випадках спокій розглядається відносно стінок посудини, яка рухається. Рідина всередині нерухомої посудини знаходиться в абсолютному спокої відносно поверхні землі.

Незалежно від виду спокою на рідину діють сили тяжіння і тиску. Сила тяжіння, що діє на певний об'єм рідини, дорівнює добутку маси m цього об'єму рідини на прискорення вільного падання g :

$$G = m \cdot g. \quad (2.1)$$

Сила тяжіння завжди направлена вертикально донизу.

Рідина, яка знаходиться у стані спокою у посудині, чинить тиск на стінки і дно посудини. Тиск з боку рідини зазнає також будь-яке тіло, занурене у рідину. При цьому сили тиску на окремі елементи поверхні тіла відрізняються як за значенням, так і за напрямком.

Нехай посудина заповнена деякою кількістю рідини, яка знаходиться у стані спокою (рис. 2.1 а).

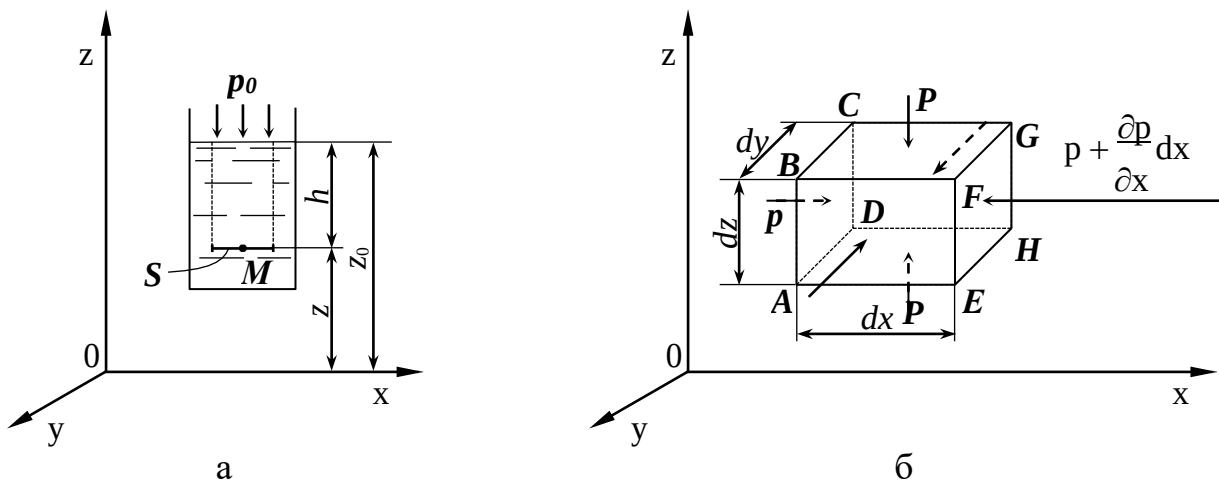


Рисунок 2.1 — До визначення гідростатичного тиску

Виділимо об'єм рідини з прямокутною основою на дні посудини. На площу S діє сила гідростатичного тиску P_0 , яка дорівнює вазі (у Н) виділеного стовпа рідини:

$$P_0 = mg = \rho Shg, \quad (2.2)$$

де $m = \rho Sh$ — маса стовпа рідини густиною ρ (кг/м³) при висоті стовпа h (м) і площі його основи S (м²); g — прискорення вільного падання, м/с².

Гідростатичним тиском p називається сила, яка діє на одиницю поверхні:

$$p = P_0/S = \rho gh. \quad (2.3)$$

Гідростатичному тиску p ідеальної рідини притаманні три властивості:

- 1) гідростатичний тиск завжди направлений по внутрішній нормалі (перпендикулярно) до поверхні, на яку він діє;
- 2) гідростатичний тиск діє однаково у всіх напрямках (інакше виникло б переміщення рідини);
- 3) гідростатичний тиск у точці залежить від її координат у просторі; у міру збільшення глибини занурення точки під рівень рідини, тиск у ній зростатиме і навпаки.

Одиницею вимірювання тиску в СІ є паскаль ($1 \text{ Па} = 1 \text{ Н/м}^2$).

Атмосферний тиск, який вимірюється барометром, називається барометричним. На практиці його вимірюють у міліметрах ртутного стовпа.

Багато процесів протікають із тиском вище атмосферного. У такому випадку кажуть про надмірний тиск, який вимірюється манометром. Сума атмосферного та надмірного тисків називається абсолютним тиском.

$$p_{\text{абс}} = p_{\text{ат}} + p_{\text{надм}} . \quad (2.4)$$

Якщо процеси протікають при розрідженні (вакуумі), то абсолютний тиск — є різницею атмосферного тиску і розрідження:

$$p_{\text{абс}} = p_{\text{ат}} - p_{\text{вак}} , \quad (2.5)$$

де $p_{\text{вак}}$ — розрідження, що виміряне вакуумметром.

2.1.2 Основне рівняння гідростатики

З рівняння (2.3) виходить, що тиск у рідині, яка знаходиться у спокої, змінюється по вертикалі, залишаючись однаковим у всіх точках будь-якої горизонтальної площини. Тому для визначення тиску в довільній точці нерухомої однорідної рідини достатньо знати тиск у будь-якій іншій точці та глибину занурення однієї точки відносно іншої.

Абсолютний гідростатичний тиск у точці M (рис. 2.1 а) нерухомої рідини визначається за рівнянням

$$p_{\text{абс}} = p_{\text{ат}} + \rho g h . \quad (2.6)$$

Рівняння (2.6) інколи називають основним рівнянням гідростатики. Воно дозволяє визначати тиск у будь-якій точці рідини в залежності від тиску на вільній поверхні рідини, глибини занурення і густини рідини. Як видно з рівняння (2.6) величина тиску не залежить від площі поверхні, на яку він діє.

Якщо уявити собі, що посудина на рис. 2.1 а закрита і тиск p_0 над поверхнею рідини відрізняється від атмосферного, то основне рівняння гідростатики (2.6) набуде вигляду:

$$p = p_0 + \rho g h . \quad (2.7)$$

Розділивши усі члени рівняння (2.7) на ρg та замінивши h на $z_0 - z$, отримаємо:

$$\frac{p}{\rho g} + z = \frac{p_0}{\rho g} + z_0 . \quad (2.8)$$

Величина z називається геометричною висотою або геометричним напором, а $p/\rho g$ — п'єзометричною висотою або статичним напором.

Таким чином, основне рівняння гідростатики можна сформулювати так: для кожної точки нерухомої рідини сума геометричного і статичного напорів є величиною сталою.

2.1.3 Диференціальне рівняння рівноваги Ейлера

Для одержання закону розподілення гідростатичного тиску за об'ємом нерухомої рідини, виділимо у цьому об'ємі елементарний прямокутний паралелепіпед із ребрами dx , dy і dz та розглянемо його рівновагу (рис. 2.1 б). На паралелепіпед об'ємом $dV = dx dy dz$ у стані рівноваги діють масові та поверхневі сили оточуючої рідини. Наприклад, на нижню грань паралелепіпеда діє сила, що дорівнює $p dx dy$, а на верхню $(p + \frac{dp}{dz} dz) dy dx$. Сила тяжіння $\rho g dx dy dz$ об'ємом dV спрямована униз. Елементарний об'єм dV буде знаходитись у рівновазі, якщо сума проєкцій діючих сил на кожну вісь координат дорівнюватиме нулю. В іншому випадку відбувалось би переміщення рідини. Баланс сил можна записати для осі x :

$$p dy dz - (p + \frac{dp}{dx} dx) dy dz = 0;$$

для осі y :

$$p dx dz - (p + \frac{dp}{dy} dy) dx dz = 0;$$

для осі z :

$$p dx dy - (p + \frac{dp}{dz} dz) dx dy - \rho g dx dy dz = 0 .$$

Спростуємо одержані рівняння:

$$- \frac{dp}{dx} dx dy dz = 0 ;$$

$$- \frac{dp}{dy} dy dx dz = 0 ;$$

$$- \frac{dp}{dz} dz dx dy - \rho g dx dy dz = 0 .$$

Так як $dx dy dz = dV \neq 0$, то

$$-\frac{dp}{\delta x} = 0; \quad -\frac{dp}{\delta y} = 0; \quad -\frac{dp}{\delta z} - \rho g = 0. \quad (2.9)$$

Ми одержали систему диференціальних рівнянь рівноваги Ейлера. Як видно з рівнянь (2.9), два перших рівняння дорівнюють нулю. Отже, тиск у нерухомій рідині змінюється тільки по вертикалі, залишаючись однаковим у всіх точках горизонтальної площини. У результаті інтегрування третього рівняння (при $\rho = \text{const}$ та $g = \text{const}$) одержимо:

$$-p = \rho g z + C, \quad (2.10)$$

де C — константа інтегрування.

Рівняння (2.10), записане у вигляді:

$$\frac{p}{\rho g} + z = \text{const},$$

нам уже відоме як основне рівняння гідростатики (2.8).

2.1.4 Висновки основного рівняння гідростатики

Помноживши кожний член рівняння (2.8) на величину g , отримаємо:

$$\frac{p}{\rho} + z g = \frac{p_0}{\rho} + z_0 g. \quad (2.11)$$

Члени цього рівняння мають енергетичне значення. Так, $z \cdot g$ — питома потенційна енергія положення даної точки над поверхнею рівня; p/ρ — питома енергія тиску в даній точці. Сума енергій є загальною потенційною енергією, що припадає на одиницю маси рідини. Тоді можна стверджувати: повна питома потенційна енергія в усіх точках рідини є величина постійна.

Повернемось до балансу сил під час виведення диференціального рівняння рівноваги Ейлера. Для елементарного об'єму ΔV , який знаходиться у рівновазі, баланс сил по осі z ми записали у вигляді:

$$p dx dy - \left(p + \frac{dp}{dz} dz \right) dx dy - \rho g dx dy dz = 0,$$

тобто $P - P_1 - G = 0$.

Оскільки різниця сил P і P_1 є піднімальною (виштовхуючою) силою, то

$$\Delta P = P - P_1 = G = \rho g dx dy dz = \rho g \Delta V, \quad (2.12)$$

тобто виштовхуюча сила дорівнює вазі рідини в об'ємі, що розглядається.

Формула (2.12) є математичний вираз закону Архімеда.

Якщо тиск на вільній поверхні рідини p_0 змінити на величину Δp_0 , то на основі рівняння гідростатичного закону (2.7) одержимо:

$$p = p_0 + \Delta p_0 + \rho g h. \quad (2.13)$$

Отже, на цю величину зміниться тиск у будь-якій точці нерухомої рідини. Це рівняння виражає закон Паскаля: тиск на поверхню рідини, яка знаходиться у стані рівноваги, передається без зміни величини однаково за всіма напрямками. На основі закону Паскаля діють багато гідравлічних машин, однією з яких є гідравлічний прес.

Гідравлічний прес (рис. 2.2) використовується для одержання великих зусиль у процесах пресування матеріалів.

Він складається з двох сполучених циліндрів із поршнями малого d і великого D діаметрів. Перший поршень (насос) сполучений з важелем, який дає додатковий вигравш у силі. Якщо до важеля прикладемо силу P_0 , то на малий поршень передається сила,

$$P_1 = P_0 a / b.$$

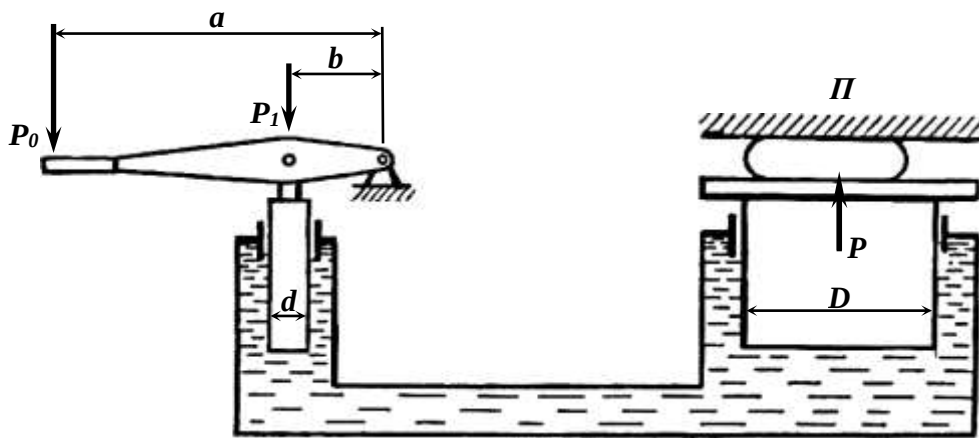


Рисунок 2.2 — Схема гідравлічного преса

Матеріал, який пресується, знаходиться на столі преса (поршня великого діаметра). Циліндр преса, циліндр насоса і трубопровід, який їх поєднує, заповнені рідиною (найчастіше — мінеральним маслом). Сила тиску P_1 , яка діє на малий поршень, створює тиск p у рідині, що дорівнює $p = P_1 / S_1$, де S_1 — площа поперечного перерізу малого поршня, яка дорівнює $S_1 = \pi d^2 / 4$. Цей тиск, відповідно до закону Паскаля, передається трубою у циліндр преса і діє на торець великого поршня з площею поперечного перерізу $S_2 = \pi D^2 / 4$. Сила, з якою великий поршень діє на матеріал, знаходиться таким чином:

$$\text{Якщо } p = \frac{P_1}{S_1} = \frac{P}{S_2}, \quad \text{то } P = p S_2 = P_1 \frac{S_2}{S_1} = P_1 \frac{D^2}{d^2} \quad (2.14)$$

Таким чином, з формули (2.14) видно, що відношення зусиль на великому і малому поршнях пропорційне відношенню квадратів їх

діаметрів. Наприклад, коли діаметр великого поршня в 10 разів більше діаметра малого, то зусилля на великому поршні буде в 100 разів більше ніж на малому.

Прес аналогічного устрою, але без нерухомої плити **II** являє собою гідравлічний підйомач.

За законом Паскаля також обґрунтована ущільнююча дія манжет у пресах. Манжета — це кільце з гуми, яке має кільцевий паз і повністю охоплює поршень. Під дією тиску масла у циліндрі манжета обтискує поршень і не дає можливості маслу витікати вздовж поверхні поршня, який рухається, і, тим самим, забезпечує герметичність циліндра.

Основне рівняння гідростатики лежить в основі закону сполучених посудин. Розглянемо принцип сполучених посудин. Нехай дві відкриті сполучені посудини (рис. 2.3 а) заповнені однаковою рідиною з густиною ρ . Проведемо горизонтальну площину порівняння О-О так, щоб вона перетинала сполучені посудини у точках А і В. Запишемо тиск рідини у цих точках:

$$p_A = p_0 + \rho g h_1,$$

$$p_B = p_0 + \rho g h_2.$$

Рівновага рідини у посудинах можлива, якщо

$$p_A = p_B ,$$

що здійсниться, якщо $h_1 = h_2$.

Рівні рідин із однаковою густиною у сполучених посудинах однакові.

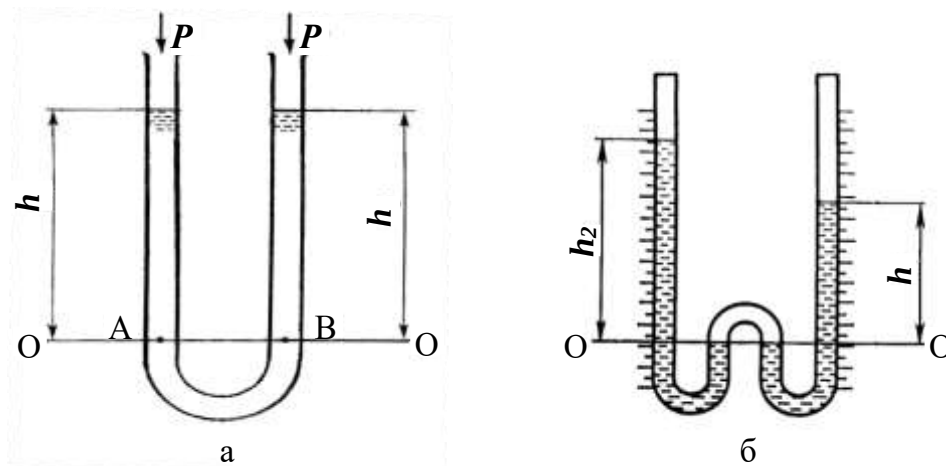


Рисунок 2.3 — Сполучені посудини

Для сполучених посудин, заповнених рідинами, які мають різну густину, співвідношення нівелірних висот буде виражатися рівністю

$$h_1/h_2 = \rho_2/\rho_1. \quad (2.15)$$

Спосіб сполучених посудин (рис. 2.3 б) — один із найбільш доступних і простих способів визначення густини м'ясних, молочних та

інших рідких продуктів. Він ґрунтується на зазначеному вище співвідношенні між висотами стовпів рідин у розгалуженнях трубки та їх густинами з рівністю тисків над вільними поверхнями. Для визначення густини в одне з колін наливають рідину, яку досліджують, а в друге — рідину з відомою густиною в таких кількостях, щоб рівні у середніх колінах знаходились в одній горизонтальній площині, на нульовій поділці шкали приладу.

З рівності (2.15) одержуємо

$$\rho_1 = \rho_2 (h_2/h_1),$$

де ρ_1 — невідома густина, кг/м³; ρ_2 — відома густина, кг/м³; h_1 — висота стовпа рідини, яка досліджується, м; h_2 — висота стовпа рідини з відомою густиною, м.

Закон сполучених посудин лежить в основі роботи рідинних манометрів — приладів, за допомогою яких визначають тиск у рідинах. Найпростішим рідинним манометром є U-подібна скляна трубка, заповнена ртуттю (рис. 2.4).

Під впливом тиску в посудині ртуть у U-подібній трубці підніметься на висоту h і буде знаходитись у рівновазі. Отже, тиски у горизонтальній площині О-О будуть рівні:

$$p + \rho g h_0 = p_{at} + \rho_{рт} g h ,$$

де ρ — густина рідини в посудині, кг/м³; $\rho_{рт}$ — густина ртуті, кг/м³.

Звідси:

$$p_{надм} = p - p_{at} = g (\rho_{рт} h - \rho h_0). \quad (2.16)$$

Знаючи h_0 і вимірявши h , легко визначити тиск у рідині за допомогою ртутного манометра за цим рівнянням.

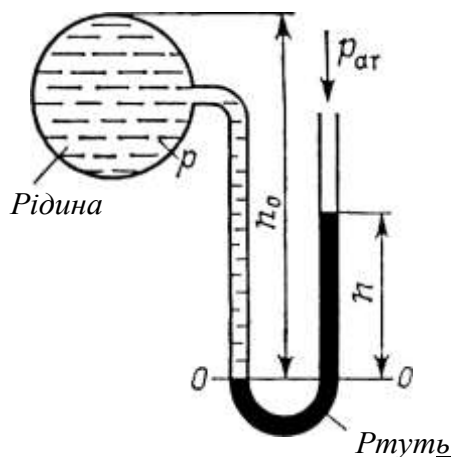


Рисунок 2.4 — Ртутний манометр

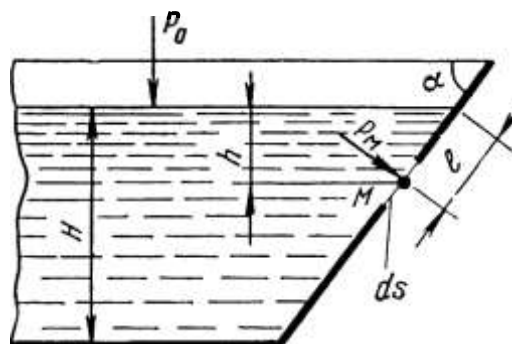


Рисунок 2.5 — До визначення сили тиску на дно та стінки посудини

Якщо кінці U-подібної трубки приєднати до двох порожнин із різними тисками, то за різницею рівнів рідини у трубці можна

визначити різницю тисків у порожнинах. Манометр, який служить для виміру різниці тисків, називається диференціальним.

Сила гідростатичного тиску на дно та стінки посудини. Як витікає з основного рівняння гідростатики (2.7) на дно посудини, площа якого S , (рис. 2.5) буде діяти тиск $p = p_0 + \rho g H$.

Тоді сила тиску на дно посудини визначиться як:

$$P = pS = (p_0 + \rho g H)S. \quad (2.17)$$

Якщо зовнішній тиск дорівнює атмосферному ($p_0 = p_{am}$), то формула для визначення сили тиску може бути одержана з (2.17) у вигляді:

$$P = \rho g H S,$$

тобто сила тиску на горизонтальну площу S відповідає вазі стовпа рідини над нею висотою H . Вона залежить при $g = \text{const}$ від густини рідини ρ , висоти наповнення H та площі дна посудини, але не залежить від форми та об'єму посудини. Отже, для посудини різної форми з однаковими площами дна, які заповнені однією і тією ж рідиною на однакову висоту (рис. 2.6) сила тиску на дно однакова.

У цьому полягає так званий гідростатичний парадокс.

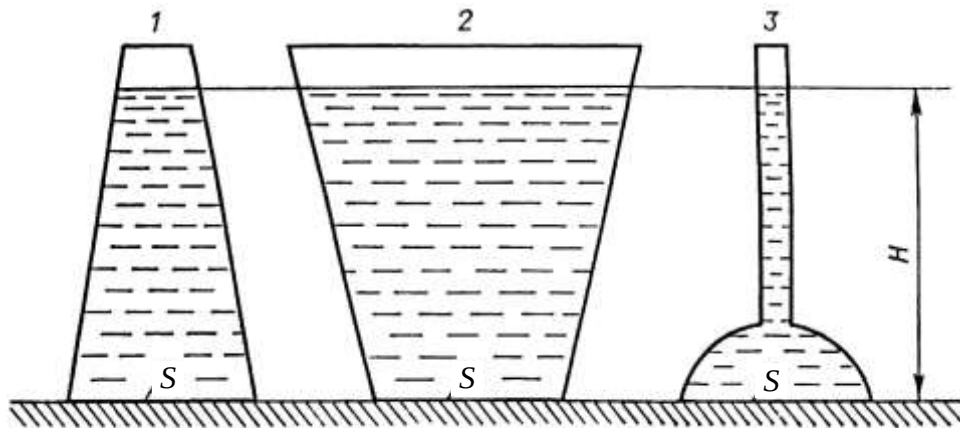


Рисунок 2.6 — До пояснення гідростатичного парадоксу

Гідростатичний тиск на бокову стінку посудини у точці M (рис. 2.5) відповідно до закону Паскаля дорівнює:

$$p_M = p_0 + \rho g h = p_0 + \rho g l \sin \alpha. \quad (2.18)$$

Отже, сила повного сумарного тиску на елементарну площу ds буде дорівнювати:

$$P = (p_0 + \rho g l \sin \alpha) dS,$$

де l — відстань до центру ваги стінки від поверхні рідини, м.

Інтегрування цього рівняння дозволяє одержати величину сили повного тиску на бокову стінку посудини:

$$P_{cm} = (p_0 + \rho g l \sin \alpha) S. \quad (2.19)$$

Рівняння (2.19) показує, що сила повного гідростатичного тиску на плоску стінку дорівнює добутку гідростатичного тиску в центрі ваги цієї стінки на її площу.

Запитання до підрозділу 2.1

1. Що називають гідростатичним тиском?
2. Якими одиницями вимірюють тиск?
3. Що таке барометричний тиск та надлишковий тиск?
4. Поясніть принцип сполучених посудин.
5. Які прилади використовують для вимірювання тиску?
6. У яких цілях у харчовій промисловості застосовують гідропрес?

2.2 ГІДРОДИНАМІКА

2.2.1 Основні положення

Головним об'єктом вивчення у гідродинаміці є потік рідини, тобто рух маси рідини між обмежувальними поверхнями. Рушійною силою потоку є різниця тисків, яка створюється за допомогою насосів, компресорів або внаслідок різниці рівнів чи густин рідини. Закони гідродинаміки дозволяють визначати різницю тисків, яка необхідна для переміщення даної кількості рідини з потрібною швидкістю, або, навпаки, за відомим перепадом тиску визначити швидкість і витрату рідини. Швидкості частинок потоку, а також інші характеристики (густина, температура, тиск) за усталеного або стаціонарного руху не змінюються у часі. У таких умовах витрата рідини в кожному перерізі залишається постійною у часі. За умов неусталеного потоку характеристики потоку рідини змінюються у часі. Неусталений рух рідини відбувається, головним чином, у періодичних процесах або виникає під час запуску або зупинки апаратів безперервної дії. Прикладом неусталеного руху може бути витікання рідини з отвору в резервуарі: зі зниженням стовпа рідини у резервуарі швидкість витікання знижується.

При вивченні гідродинаміки виділяють внутрішнє, зовнішнє та мішане завдання. Внутрішнє завдання пов'язане з рухом рідини у різних каналах і трубах. Зовнішнє завдання розглядає обтікання рідиною різних тіл або рух цих тіл усередині рідини. До мішаного завдання входить вивчення руху рідини у трубах або каналах під час одночасного обтікання цією рідиною деяких тіл.

2.2.2 Швидкість і витрата рідини

У завданнях гідродинаміки звичайно розглядають обмежені потоки, причому межами є тверді стінки труб або апаратів. Переріз потоку рідини, перпендикулярний до його осі, називається живим або поперечним перерізом потоку.

Кількість речовини, що протікає в одиницю часу через живий переріз потоку, називається її витратою. Розрізняють витрату об'ємну і витрату масову.

Об'ємну витрату визначають за формулою:

$$Q_v = V/\tau = v \cdot S, \quad (2.20)$$

де Q_v — об'ємна витрата, м³/с; V — об'єм рідини, м³; τ — час, с; v — швидкість руху рідини, м/с; S — живий переріз потоку, м².

Масова витрата (в кг/с):

$$Q_m = \rho \cdot v \cdot S, \quad (2.21)$$

де ρ — густина рідини, кг/м³.

Лінійна швидкість v потоку за значенням дорівнює шляху, який проходить потік за одиницю часу. Лінійна швидкість потоку рідини:

$$v = Q_v / S. \quad (2.22)$$

Інколи користуються поняттям масової швидкості рідини, яка визначається добутком:

$$v_m = \rho v. \quad (2.23)$$

На практиці часто рух рідини відбувається в різного роду каналах, які мають форму поперечного перерізу, що відрізняється від круглої. У цих випадках користуються поняттям еквівалентного діаметра або гідравлічного радіуса. Гідравлічний радіус визначається за формулою:

$$r_z = S / \Pi, \quad (2.24)$$

де Π — довжина змоченого периметра каналу, м.

Еквівалентний діаметр дорівнює чотирьом гідравлічним радіусам:

$$d_e = 4r_z.$$

2.2.3 Режими руху рідин

У кінці XIX ст. англійський фізик О. Рейнольдс проводив дослідження руху рідини у трубопроводах. За допомогою методу

підфарбованих струменів Рейнольдс встановив, що існує два режими течії рідини: ламінарний і турбулентний. На рис. 2.7 показано принципову схему досліду Рейнольдса.

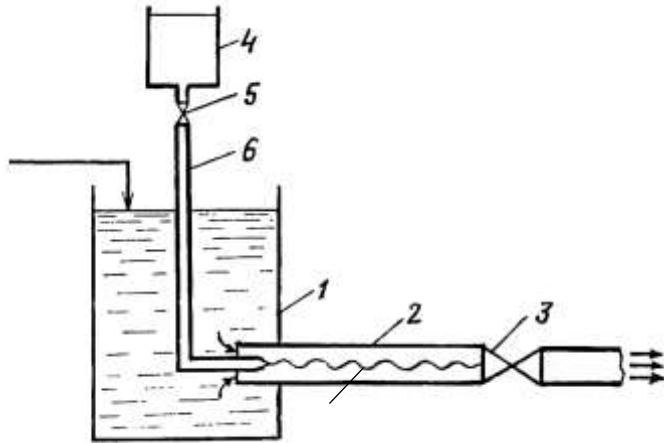


Рисунок 2.7 — Дослід Рейнольдса

До посудини 1, в якій підтримується постійний рівень рідини, приєднано горизонтальну скляну трубу 2. У цю трубу по її осі через капілярну трубку 6 із напірної ємності 4 вводиться тонка струминка тієї ж підфарбованої рідини. За невеликих швидкостей потоку в трубі 2 підфарбована струминка рухається, не змішуючись із основною масою

рідини, у вигляді чітко вираженої тонкої нитки. Всі частинки рідини рухаються паралельно і прямолінійно. Такий рух називається ламінарним (від латинського слова *lamina* — полоска, пластина). Якщо швидкість рідини в трубі 2 збільшувати, то з деякої межі підфарбована струминка набирає форму хвилястого руху, а потім починає розмиватись, змішуючись з основною масою рідини. Рух стає хаотичним, потік весь час перемішується, тому що окремі частинки рухаються за складними траєкторіями. Такий рух називається турбулентним (від латинського слова *turbulentus* — вихровий).

Рейнольдс у своїх дослідях змінював не тільки швидкість, але й діаметр трубопроводу, в'язкість рідин шляхом їх підігріву, охолодження або заміни. Він винайшов, що режим руху потоку зручно характеризувати безрозмірною змінною величиною:

$$vd\rho/\eta = vd/\vartheta = Re, \quad (2.25)$$

де v — середня швидкість потоку, м/с; d — визначальний лінійний розмір (під час руху потоку в круглій трубі — діаметр трубопроводу), м; ρ — густина потоку, кг/м³; η — динамічний коефіцієнт в'язкості, Па·с; ϑ — кінематичний коефіцієнт в'язкості, м²/с.

Безрозмірний комплекс Re носить назву критерія (або числа) Рейнольдса. Значення критерія Рейнольдса, яке відповідає переходу від ламінарного руху до турбулентного, називається критичним ($Re_{кр}$). Дослідним шляхом встановлено, що для руху рідини прямими каналами $Re_{кр} = 2\,320$. Таким чином, існує два режими руху потоку: ламінарний ($Re < 2\,320$) і турбулентний ($Re > 2\,320$). Область руху зі значеннями $Re = 2\,320 \dots 10\,000$ називають перехідною.

У промислових і природних умовах найбільше розповсюдження має турбулентний режим руху.

2.2.4 Розподілення швидкостей рідини

Дослідження з підфарбованими струминками показали, що в різних шарах рідини, яка рухається, її швидкості також різні. Біля стінки вона дорівнює нулю, в центрі має максимальне значення. У зв'язку з цим великий інтерес має розгляд розподілення швидкостей за перерізом потоку в ламінарній і турбулентній течіях рідини.

Виділимо в потоці рідини, яка рухається в трубі радіусом R , циліндричний шар товщиною dr довжиною l і радіусом r (рис. 2.8).

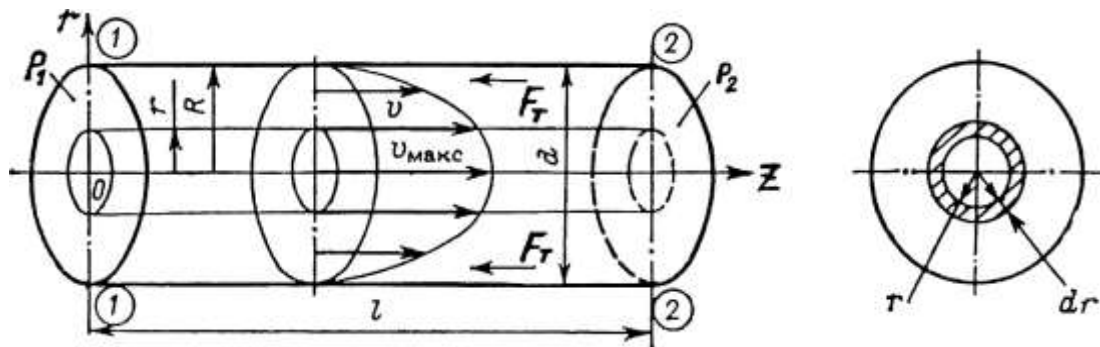


Рисунок 2.8 — До визначення розподілення швидкостей рідини в потоці

Рух шару відбувається за рахунок різниці сил тисків P_1 і P_2 з торцевих боків циліндра. Цю різницю тисків можна виразити через гідростатичний тиск у перерізах 1 і 2 таким чином:

$$P_p = P_1 - P_2 = (p_1 - p_2)\pi r^2,$$

де P_p — результуюча сила; p_1 і p_2 — гідростатичні тиски в перерізах 1 і 2.

Відповідно до закону Ньютона руху рідини чинять опір сили тертя. Ці сили спрямовані у бік, протилежний руху. Тому права частина рівняння Ньютона (1.7) для даного випадку буде зі знаком «мінус»:

$$F_m = -\eta S dv/dr = -\eta 2\pi r l dv/dr,$$

де v — швидкість потоку, м/с; dv/dr — градієнт швидкості у перерізі, який розглядається, 1/с.

За умов усталеного руху різниця повних сил тиску повинна долати сили тертя.

На основі цього можна записати рівність $P_p = F_m$ або

$$(p_1 - p_2)\pi r^2 = -\eta 2\pi r l dv/dr. \quad (2.26)$$

Після розділення змінних і скорочень рівняння (2.26) набуде вигляду:

$$(p_1 - p_2) r dr / (2l \cdot \eta) = -dv.$$

Проінтегруємо це рівняння в межах для радіуса — від r до R , а для швидкості — від v до 0

$$\frac{\int_r^R (p_1 - p_2) r dr}{(2l \cdot \eta)} = \int_v^0 -dv.$$

$$\frac{\left[(p_1 - p_2) \left(\frac{R^2}{2} - \frac{r^2}{2} \right) \right]}{(2l\eta)} = v_r,$$

і одержимо

$$\text{або} \quad v_r = \frac{(p_1 - p_2)(R^2 - r^2)}{4l\eta}. \quad (2.27)$$

У розглянутому випадку v_r є швидкістю рідини у будь-якій точці потоку. З формули (2.27) видно, що максимальне значення швидкості буде на осі потоку, коли $r = 0$,

$$v_{\max} = (p_1 - p_2) R^2 / 4l\eta. \quad (2.28)$$

Якщо порівняти формули (2.27) і (2.28), то можна одержати:

$$v_r = v_{\max} \left(1 - \frac{r^2}{R^2} \right). \quad (2.29)$$

Формула (2.29) є рівнянням параболічного розподілу швидкостей у перерізі трубопроводу під час ламінарного руху. Графік розподілу швидкостей під час ламінарної течії має вигляд, як показано на рис. 2.9 а.

Середня швидкість рідини під час ламінарної течії складає половину максимальної $v_{\text{сер.}} = 0,5v_{\max}$.

Під час турбулентного руху профіль розподілу швидкостей стає більш плоским у порівнянні з ламінарним режимом (рис. 2.9 б). Проте і під час турбулентного режиму в шарі рідини товщиною δ , який прилягає до стінки труби, рух носить ламінарний характер. Швидкість рідини по товщині цього шару розподіляється практично за лінійним законом. Вказаний шар називається ламінарним пограничним шаром.

Решта рідини (ядро потоку) інтенсивно перемішується в радіальному напрямку, що приводить до вирівнювання швидкостей по перерізу потоку.

Внаслідок цього $v_{сер.} \approx 0,85 v_{max}$.

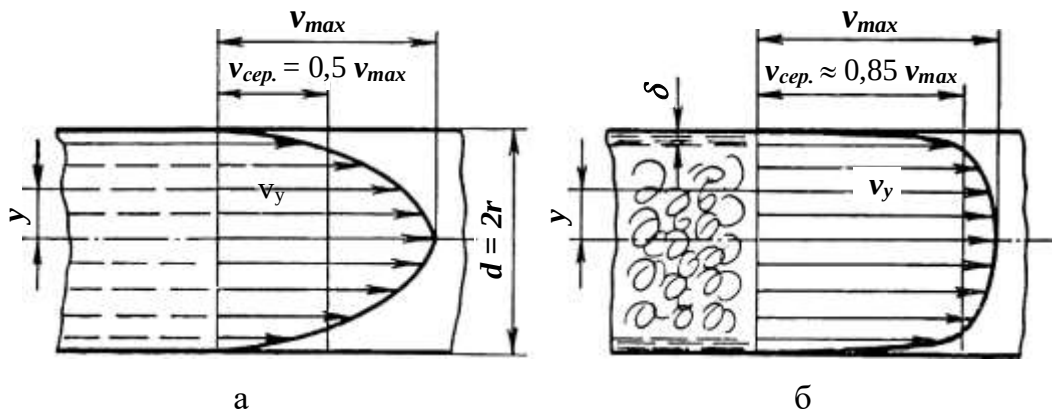


Рисунок 2.9 — Розподіл швидкостей в потоці рідин

2.2.5 Рівняння нерозривності потоку

Рівняння нерозривності є гідравлічною інтерпретацією закону збереження матерії. Воно може бути одержане таким чином.

Візьмемо трубопровід змінного перерізу (рис. 2.10).

У стаціонарному режимі накопичення маси у вилученому об'ємі не відбувається, стінки трубопроводу непроникні; тому рівняння матеріального балансу потоку в трубопроводі зі змінним перерізом буде мати такий вигляд:

$$Q_{M1} = Q_{M2}$$

Відповідно до (2.21) одержимо:

$$\rho_1 v_1 S_1 = \rho_2 v_2 S_2 \quad \text{або} \quad \rho v S = \text{const}, \quad (2.30)$$

$$\text{Якщо} \quad \rho = \text{const}, \text{ то } v_1 S_1 = v_2 S_2 \quad \text{або} \quad v_1 / v_2 = S_2 / S_1. \quad (2.31)$$

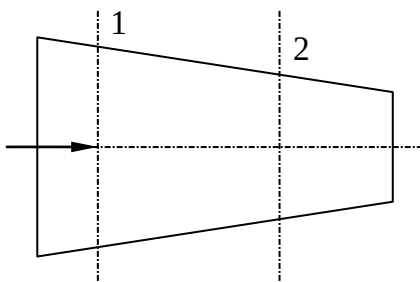


Рисунок 2.10 — До виведення рівняння нерозривності

Рівність (2.31) називається рівнянням нерозривності потоку. Воно встановлює важливе співвідношення між площами поперечних перерізів потоку та лінійними швидкостями в цих перерізах: у трубопроводі перемінного перерізу лінійні швидкості обернено пропорційні площам поперечних перерізів потоку.

2.2.6 Рівняння Бернуллі для ідеальної та реальної рідини

Рівняння питомої енергії ідеальної та реальної (в'язкої) рідини (рівняння Бернуллі) є гідравлічною інтерпретацією закону збереження енер-

гії. Воно встановлює зв'язок між швидкістю і тиском у потоці рідини.

Питома енергією рідини є відношення енергії до одиниці ваги.

У висновках (розділ 2.1.4) основного рівняння гідростатики (2.8) нами було встановлено, що питома потенційна енергія, яка складається з питомої енергії положення точки і питомої енергії тиску в цій точці, є величина постійна, тобто

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g}.$$

Тепер уявимо собі, що розглянутий нами об'єм ідеальної рідини тече у вигляді елементарної струминки (рис. 2.11).

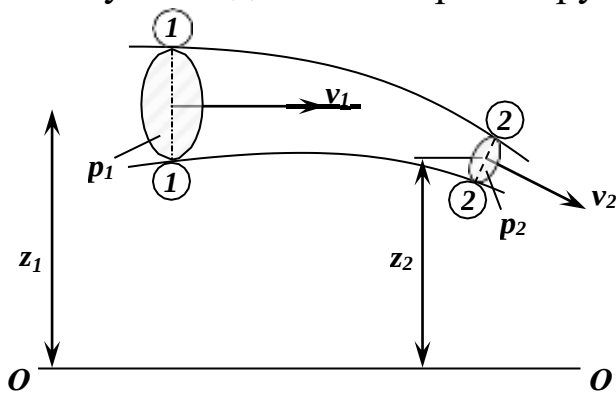


Рисунок 2.11 — Схема потоку ідеальної рідини

Тоді крім потенційної енергії він володітиме також кінетичною енергією. Кінетична енергія E_k рідини, яка рухається, дорівнює:

$$E_k = mv^2 / 2,$$

де v — швидкість руху рідини, м/с.

Питома кінетична енергія буде:

$$\frac{mv^2}{2 \cdot G} = \frac{mv^2}{2mg} = \frac{v^2}{2g}.$$

Повна питома енергія ідеальної рідини в елементарній струминці буде дорівнювати сумі її потенційної та кінетичної енергії. Відповідно до закону збереження енергії, повна питома енергія ідеальної рідини, яка рухається, — величина постійна, тобто

$$z + \frac{p}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} = \text{const}.$$

Записуючи це рівняння для перерізів 1-1 і 2-2 потоку ідеальної рідини (рис. 2.11), одержимо:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g}. \quad (2.32)$$

Це і є рівняння питомої енергії ідеальної рідини, яка рухається (рівняння Бернуллі). Кожен член рівняння Бернуллі (2.32) має розмірність довжини (м). Так, наприклад, $\left[\frac{p}{\rho g} \right] = \left[\frac{\text{Н} \cdot \text{м}^{-2}}{\text{Н} \cdot \text{м}^{-3}} \right] = [\text{м}]$, або якщо

помножити $\left[\frac{v^2}{2g} \right]$ і розділити на одиницю виміру ваги (Н), то $\left[\frac{v^2}{2g} \right] = \left[\frac{\text{м}^2 \cdot \text{с}^{-2}}{\text{м} \cdot \text{с}^{-2}} \right] = [\text{м}]$, тобто це питома енергія, віднесена до одиниці

ваги. Величина z називається геометричним напором, $p/(\rho g)$ — п'єзометричним напором, $v^2/(2g)$ — динамічним або швидкісним напором. Сума трьох напорів є гідродинамічний напір. Тоді рівняння Бернуллі можна сформулювати таким чином: гідродинамічний напір під час руху ідеальної рідини вздовж потоку залишається незмінним (геометрична сутність рівняння Бернуллі).

Помноживши кожен член рівняння (2.32) на величину g , отримаємо:

$$z \cdot g + \frac{p}{\rho} + \frac{v^2}{2} = z \cdot g + \frac{p}{\rho} + \frac{v^2}{2}, \quad (2.33)$$

де p/ρ — питома потенційна енергія тиску, Дж/кг; $v_1^2/2$ — питома кінетична енергія потоку, Дж/кг; $z \cdot g$ — питома потенційна енергія положення потоку в просторі, Дж/кг.

Тоді фізична сутність рівняння Бернуллі буде: повна питома енергія потоку ідеальної рідини є величиною постійною у будь-якому його перерізі.

Під час руху реальної рідини через її в'язкість виникають сили внутрішнього тертя, внаслідок чого частина енергії переходить у теплоту і розсіюється у потоці рідини. Ця втрачена механічна енергія називається втраченим напором. Звичайно, що повна питома енергія у перерізі 2-2 буде меншою, ніж у перерізі 1-1, на величину втраченого напору h_{1-2} .

Рівняння балансу питомої енергії в'язкої рідини, яка рухається, для двох перерізів елементарної струминки 1-1 і 2-2 запишеться у вигляді:

$$z_1 \cdot g + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 \cdot g + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_{1-2}, \quad (2.34)$$

де h_{1-2} — гідравлічні втрати напору між перерізами, м;

або

$$z_1 \cdot g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2} = z_2 \cdot g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2} + E_{1-2}, \quad (2.35)$$

де $E_{1-2} = h_{1-2} \cdot g$ — питома енергія на подолання опору, Дж/кг.

Вирази (2.34) і (2.35) — рівняння Бернуллі для в'язкої рідини.

Рівняння Бернуллі широко використовується в різних розділах гідравліки, за його допомогою виводиться багато розрахункових формул і розв'язуються важливі практичні задачі.

На основі рівняння Бернуллі діють прилади, які використовують для вимірювання витрати рідини; один із них — діафрагмовий. Діафрагмою називається плоский диск із каліброваним круглим отвором, який має

гостру кромку. Діафрагма встановлюється на трубопроводі, у якому рухається рідина (рис. 2.12).

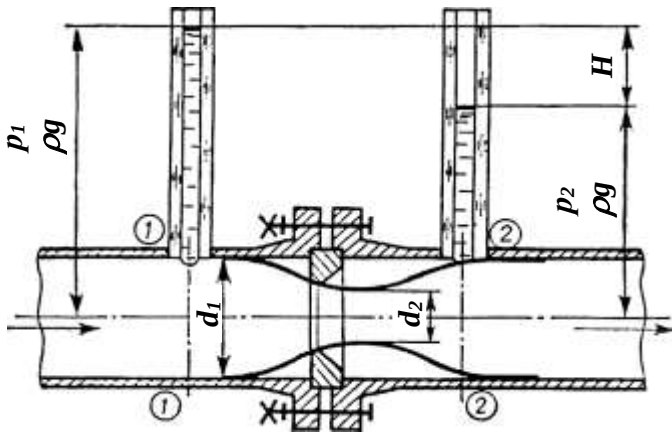


Рисунок 2.12 — Схема руху потоку рідини через діафрагму

У перерізах 1-1 і 2-2 до трубопроводу підключені скляні трубки, які дозволяють вимірювати п'єзометричний напір у рідині, що рухається. Потік рідини під час проходження через діафрагму звужується і діаметр потоку зменшується від d_1 до d_2 . У діафрагмі відбувається збільшення динамічного напору і, як виходить з рівняння (2.32), п'єзометричний напір зменшується від $p_1/(\rho g)$ до $p_2/(\rho g)$.

Позначивши $H = \frac{p_1}{\rho g} - \frac{p_2}{\rho g} = \frac{p_1 - p_2}{\rho g}$, і, враховуючи, що трубопровід горизонтальний ($z_1 = z_2$), з рівняння (2.32) одержимо:

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho g} = \frac{v_1^2 - v_2^2}{2g} = H,$$

або

$$v_2^2 \left(1 - \frac{v_1^2}{v_2^2} \right) = 2gH. \quad (2.36)$$

З рівняння нерозривності потоку (2.31) знаходимо, що $v_1/v_2 = d_2^2/d_1^2$. Використовуючи це співвідношення, одержимо з (2.36):

$$v_2 = \sqrt{\frac{2gH}{1 - (d_2/d_1)^4}}. \quad (2.37)$$

Якщо підставити v_2 у рівняння (2.31), то можна знайти вираз для визначення об'ємної витрати рідини:

$$Q_v = \frac{\pi d_2^2}{4 \cdot \sqrt{1 - (d_2^4/d_1^4)}} \sqrt{2gH}. \quad (2.38)$$

Таким чином, вимірюючи H за допомогою п'єзометричних трубок або манометра, за формулою (2.38) можна обчислити витрату рідини, яка тече у трубопроводі.

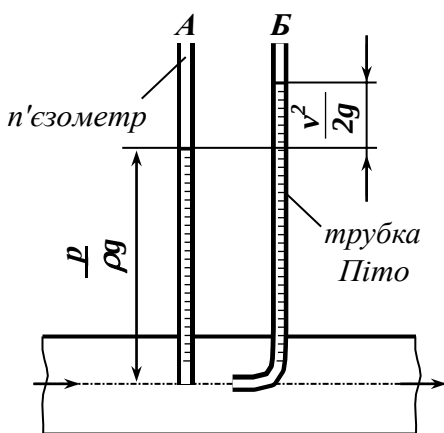


Рисунок 2.13 — Схема визначення динамічного напору

Згадаємо, що одержаний результат не враховує витрат енергії на тертя під час переходу рідини з перерізу 1-1 до перерізу 2-2, тобто він справедливий для ідеальної рідини. Тому витрату Q_v за формулою (2.38) називають теоретичною. Дійсна витрата Q_d менша теоретичної. Відношення $\mu = Q_d / Q_v < 1$ називають коефіцієнтом витрати. Чим досконаліша конструкція витратоміра, тим більше значення коефіцієнта витрати.

У деяких приладах замість діафрагми для звужування використовують мірне сопло та труби Вентурі, які характеризуються меншим гідравлічним опором.

Для визначення статичного напору використовують трубку, яка називається п'єзометром, для визначення динамічного напору — трубку Піто і п'єзометр. Схему вимірювання показано на рис. 2.13; вона зрозуміла і не потребує коментарів.

2.2.7 Гідравлічні опори

Під час руху рідини у трубопроводі відбуваються витрати тиск у (енергії) потоку, які спричинені опором двох видів:

- опором вздовж труби, який зумовлений силами тертя;
- місцевими опорами, які зумовлені зміною швидкості потоку за величиною та напрямком.

Для визначення витрат опору вздовж труби звернемося до формул (2.28) і (2.29), які дають закон розподілення швидкості за живим перерізом круглої труби. Знайдемо об'ємну витрату рідини для елементарного кільцевого шару, площа якого $dS = 2\pi r dr$ (рис. 2.8). Запишемо рівняння нерозривності, підставивши в нього швидкість з рівнянь (2.28) і (2.29):

$$dQ_v = v 2\pi r dr = \frac{(p_1 - p_2) R^2}{4l\eta} \left(1 - \frac{r^2}{R^2} \right) \cdot 2\pi r dr = \frac{\pi (p_1 - p_2) R^2}{2\eta l} \left(1 - \frac{r^2}{R^2} \right) r dr$$

Звідси для межі інтегрування від осі труби ($r = 0$) до стінки ($r = R$) можна одержати:

$$Q_v = \frac{\pi (p_1 - p_2) R^4}{8\eta l}. \quad (2.39)$$

Рівняння (2.39) називається законом Пуазейля.

Використаємо рівняння Бернуллі в'язкої рідини для двох перерізів труби 1-1 і 2-2 (рис. 2.8), враховуючи, що труба горизонтальна ($z_1 = z_2$), а оскільки діаметр труби $d = 2R = \text{const}$, то середня швидкість руху в трубі постійна і $v_1 = v_2 = v$.

Тоді рівняння Бернуллі (2.34) запишеться у вигляді:

$$\frac{p_1}{\rho g} = \frac{p_2}{\rho g} + h_{1-2}.$$

Звідси
$$h_{1-2} = \frac{p_1 - p_2}{\rho g} = \frac{\Delta p}{\rho g}.$$

Таким чином, різниця тисків на кінцях труби під час течії в'язкої рідини витрачається на подолання сил внутрішнього тертя вздовж труби. Ця різниця тисків називається гідравлічним опором труби, а h_{1-2} — втраченою напору вздовж труби (лінійна втрата) і позначається h_{λ} . З рівняння Пуазейля (2.39) знайдемо, що

$$h_{\lambda} = \frac{\Delta p}{\rho g} = \frac{8\eta l}{\rho g R^2} \cdot \frac{Q_v}{\pi R^2}$$

Але $v = Q_v / (\pi R^2)$, а $R = d/2$; тоді, помноживши чисельник і знаменник цього виразу на $2v$, одержимо:

$$h_{\lambda} = \frac{64}{Re} \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{v^2}{2g},$$

де $Re = vd\rho/\eta$ — критерій Рейнольдса.

Якщо позначити $64/Re = \lambda$, де λ — коефіцієнт гідравлічного тертя, або коефіцієнт опору труби, то одержимо:

$$h_{\lambda} = \frac{\Delta p}{\rho g} = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{v^2}{2g}. \quad (2.40)$$

Рівняння (2.40), яке визначає гідравлічний опір труби під час течії в'язкої рідини, називається рівнянням Дарсі-Вейсбаха. Для ламінарного режиму руху в'язкої рідини в круглій трубі з $Re \leq 2320$ коефіцієнт λ визначається за формулою:

$$\lambda = 64/Re, \quad (2.41)$$

для турбулентного режиму λ визначається за формулою Блазіуса:

$$\lambda = 0,3164 / Re^{0,25}. \quad (2.42)$$

Місцеві гідравлічні опори. Потік рідини під час руху в трубопроводі зустрічає різні перешкоди, які викликають зміни швидкості потоку або напрямку його руху і призводять до виникнення місцевих втрат напору. Ці перешкоди називаються місцевими опорами; до них відносяться раптове розширення, звуження або поворот трубопроводу, хрестовини, трійники, діафрагми, а також запірні та регулюючі крани, вентилі та засувки (рис. 2.14).

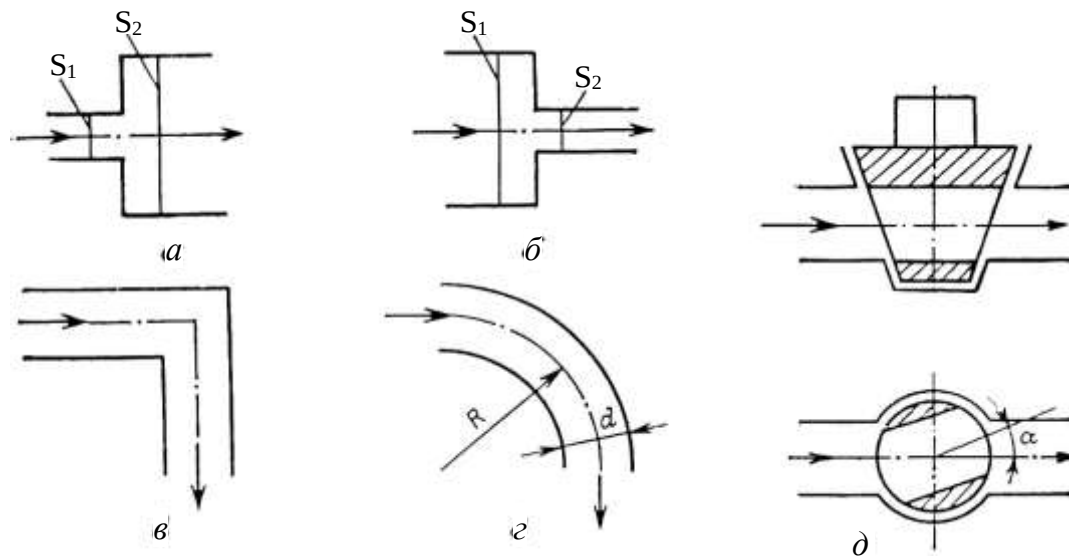


Рисунок 2.14 — Схеми місцевих опорів

Зміна швидкості або напрямку руху потоку створює додаткове вихорювання в середовищі, яке рухається, на що витрачається частина енергії потоку. Енергетичні витрати оцінюються величиною втрати напору

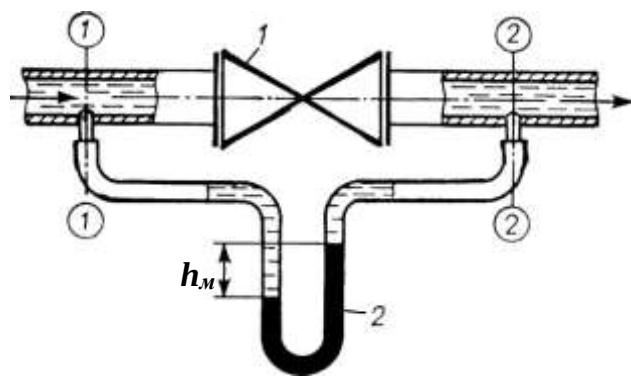


Рисунок 2.15 — До визначення місцевого гідралічного опору

h_m , яка залежить від конструктивних особливостей місцевого опору. Припустимо, що на трубопроводі встановлена засувка 1 (рис. 2.15), яка здатна перекривати переріз трубопроводу та зменшувати або збільшувати витрату рідини, яка тече в трубі.

Запишемо рівняння Бернуллі (2.34) для перерізів 1-1 і 2-2 (рис. 2.15):

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + h_m$$

де h_m — місцева витрата напору в засувці. Оскільки труба горизонтальна, то $z_1 = z_2$. Якщо діаметр труби постійний до і після засувки, то $v_1 = v_2$. У цьому випадку

$$h_m = (p_1 - p_2) / (\rho g).$$

Величина h_m визначається за показниками диференційного манометра 2. Як показують досліди, витрати напору в місцевих опорах пропорційні квадрату середньої швидкості потоку. Тоді можна записати:

$$h_m = \frac{\xi_m v^2}{2g}, \quad (2.43)$$

де ξ_m — коефіцієнт місцевого опору, безрозмірний.

Втрата напору в місцевому опорі дорівнює добутку коефіцієнта місцевого опору на швидкісний напір рідини, яка рухається через місцевий опір.

Коефіцієнти місцевих опорів аналітичним та розрахунковим методом визначити досить важко. У зв'язку з цим для кожного виду місцевого опору його коефіцієнт визначають експериментально як $\xi_m = \frac{2 g h_m}{v^2}$.

Усереднені значення ξ_m для деяких видів місцевих опорів наведені в табл. 2.1.

У зв'язку з тим, що в реальних трубопроводах мають місце різні види місцевих опорів, їх визначають шляхом підсумовування кожного з цих видів:

$$h_m = \frac{\sum \xi_m v^2}{2 g} . \quad (2.44)$$

У деяких розрахунках втрата напору в місцевих опорах оцінюється величиною втрати напору на опір прямого трубопроводу еквівалентної довжини.

Таблиця 2.1

Приблизні значення коефіцієнтів місцевого опору

Вид місцевого опору	Значення
Раптове розширення (рис. 2.14 а)	$(1 - S_1/S_2)^2$
Раптове звуження (рис. 2.14 б)	0,5...0,15
Поворот на 90° (плавний) (рис. 2.14 в)	1,2...1,3
Пробковий кран (відкритий) (рис. 2.14 д)	0,05
Вентиль (відкритий)	5...10
Вхід до труби	0,2...0,5
Вихід з труби	1, 0

Тоді можна записати:

$$h_m = \frac{h l_{екв.}}{l_{екв.} \cdot v^2} \cdot v^2$$

або

$$\lambda \frac{d}{2 g} = \xi_m \frac{d}{2 g} .$$

Звідки $\xi_m = \lambda l_{екв.} / d$, а $l_{екв.} = \xi_m \cdot d / \lambda$.

Отже, місцевий гідравлічний опір можна оцінити еквівалентною довжиною трубопроводу $l_{екв.}$, де λ — коефіцієнт опору прямої труби, а d — діаметр труби.

Розрахункова формула для визначення повного гідравлічного опору (втрат напору) може бути записана таким чином:

$$h = h_{\lambda} + h_m = \lambda \frac{l v^2}{d 2 g} + \sum \xi_m \frac{v^2}{2 g} = \frac{v^2}{2 g} \left(\frac{l}{d} \lambda + \sum \xi_m \right). \quad (2.45)$$

Вираз, який стоїть у дужках, є коефіцієнтом опору всього трубопроводу.

2.2.8 Розрахунок трубопроводів

На підприємствах харчових виробництв і ресторанного господарства є досить розгалужена мережа трубопроводів. Це водопроводи, газопроводи, паропроводи тощо. У зв'язку з цим, особливо під час зміни апаратного оформлення технологічних процесів, виникає необхідність підбирати трубопроводи відповідних діаметрів.

Розрахунок трубопроводу полягає у визначенні його оптимального перерізу та перепаду тиску, необхідного для забезпечення заданої витрати рідини. Для визначення перепаду тиску із заданою довжиною трубопроводу, його конфігурацією і відомою кількістю елементів запірної апаратури розраховують втрати напору h за допомогою рівнянь (2.40), (2.44) і (2.45). Після цього за допомогою рівняння Бернуллі для реальних рідин за заданим тиском p_2 на виході трубопроводу розраховують тиск p_1 , який необхідно створити нагнітальним насосом на вході до трубопроводу. При цьому перепад висот і швидкості потоків на вході та виході повинні бути відомі.

Наступний етап розрахунку трубопроводу — визначення оптимального діаметра трубопроводу із заданою витратою рідини.

Подачу заданої кількості рідини можна забезпечити через трубопроводи різних діаметрів. Чим менший діаметр трубопроводу, тим менше металу необхідно для його виготовлення і тим нижча буде його вартість. Проте зменшення діаметра трубопроводу і збільшення внаслідок цього лінійної швидкості рідини призводять до зростання гідравлічного опору трубопроводу. Це в свою чергу викликає збільшення витрат енергії, тобто збільшення експлуатаційних витрат. З вищезазначеного виходить, що є такий діаметр трубопроводу, з яким витрати на перекачування рідини і на експлуатацію та ремонт насосних установок і трубопроводу мінімальні. Оскільки такі розрахунки складні, то їх виконують тільки для комунікацій великої протяжності. Для складних систем трубопроводів завдання вирішується з використанням ЕОМ. Для невеликих коротких трубопроводів діаметр d визначають із рівняння об'ємної витрати рідини (2.20):

$$Q_v = S \cdot v_0 = \frac{\pi d^2}{4} v_0.$$

Перетворивши рівняння, отримаємо формулу:

$$d = 2 \sqrt{\frac{Q_v}{\pi v_0}}, \quad (2.46)$$

В якій оптимальна швидкість потоку v_0 задається на основі таких практичних даних:

Середовище для перекачування		v_0 , м/с
Краплинні рідини		0,5...2,0
Гази (повітря):	малий надмірний тиск	8...15
	підвищений тиск	15...25
Насичена водяна пара		20...30
Перегріта водяна пара		30...50

2.2.9 Витікання рідини

Витікання рідини з отворів, насадок, коротких труб зустрічається в практиці досить часто. Прикладом циліндричних насадок є дренажні труби резервуарів, ємностей і технологічних апаратів. Конічні насадки, які звужуються, використовують для одержання великих вихідних швидкостей і збільшення дальності польоту струменя у форсунках і пальниках. Конічні насадки, які розширюються, використовуються в ежекторах для зменшення швидкості руху рідини і збільшення тиску, на виході відцентрових насосів тощо. Насадки різноманітних типів використовуються в градирнях, ректифікаційних і інших колонах для диспергування рідин, установках для сушіння рідких харчових продуктів, водоструминних насосах, контрольно-вимірювальних приладах тощо.

Витікання рідини із резервуарів

Розглянемо витікання рідини з посудини, яка має отвір у днищі, з постійним рівнем рідини $h = \text{const}$ в посудині (рис. 2.16).

З отвору в одиницю часу витікає об'єм рідини Q_2 , а в посудину поступає така ж кількість рідини об'ємом Q_1 , тобто $Q_2 = Q_1$. Отже, рівень рідини в посудині буде постійний ($h = \text{const}$). На поверхню рідини в перерізі 1-1 діє тиск p_1 . Рідина витікає в навколишнє середовище, в якому діє тиск p_2 . Для ідеальної рідини рівняння Бернуллі, записане для

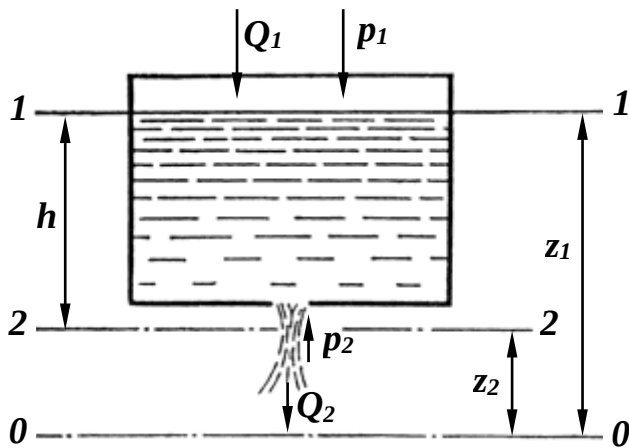


Рисунок 2.16 — Витікання рідини з посудини з постійним рівнем

перерізів 1-1 і 2-2 буде мати вигляд:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g}$$

З рівняння постійності (стабільності) витрат для тих же перерізів маємо:

$$v_1 \cdot S_1 = v_2 \cdot S_2 \quad \text{або} \quad v_1 = \frac{v_2 \cdot S_2}{S_1}$$

З урахуванням даного співвідношення перетворимо рівняння Бернуллі до такого вигляду (при $z_1 - z_2 = h$):

$$\frac{v_2^2}{2g} \left[1 - \left(\frac{S_2}{S_1} \right)^2 \right] = h + \frac{p_1}{\rho g} - \frac{p_2}{\rho g}$$

Звідки одержимо рівняння для швидкості витікання ідеальної рідини:

$$v_2 = \sqrt{2g \frac{h + \frac{p_1 - p_2}{\rho g}}{1 - \left(\frac{S_2}{S_1} \right)^2}} \quad (2.47)$$

Як правило, площа отвору S_2 істотно менша площі поперечного перерізу посудини S_1 , тобто $\left(\frac{S_2}{S_1} \right)^2 \ll 1$. Тому рівняння (2.47) звичайно записують у вигляді:

$$v_2 = \sqrt{2g \left(h + \frac{p_1 - p_2}{\rho g} \right)} \quad (2.48)$$

Якщо витікання відбувається в середовище, яке знаходиться під тиском $p_2 = p_1$, наприклад — витікання з відкритої посудини в атмосферу, то швидкість витікання буде:

$$v_m = v_2 = \sqrt{2gh} \quad (2.49)$$

Це так звана формула Торічеллі. Як відомо, з такою швидкістю падає тверде тіло з висоти h у пустоті з початковою швидкістю, яка дорівнює нулю.

Рівняння (2.49) застосовується для розрахунку теоретичної швидкості витікання, тому що витікання реальної рідини супроводжується втратами напору, які пов'язані з подоланням опорів та стисненням струменя. Тому під час витікання реальної (в'язкої) рідини для тих же перерізів 1-1 і 2-2 рівняння Бернуллі запишеться так:

$$h + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g} + \xi \frac{v_2^2}{2g},$$

де ξ — коефіцієнт місцевого опору під час витікання.

Нехтуючи швидкістю v_1 , яка значно менша швидкості витікання v_2 , одержимо таке рівняння для швидкості витікання

$$v = v_2 = \frac{1}{\sqrt{1+\xi}} \sqrt{2g \left(h + \frac{p_1 - p_2}{\rho g} \right)}. \quad (2.50)$$

В окремому випадку при $p_1 = p_2$ одержимо:

$$v = \frac{1}{\sqrt{1+\xi}} \sqrt{2gh}. \quad (2.51)$$

Зіставивши рівняння (2.51) і (2.49), бачимо, що дійсна швидкість витікання завжди менша теоретичної. Відношення дійсної швидкості витікання до теоретичної називається коефіцієнтом швидкості витікання і позначається через φ :

$$\varphi = \frac{v}{v_m} = \frac{1}{\sqrt{1+\xi}}. \quad (2.52)$$

З урахуванням цього коефіцієнта рівняння (2.51) запишеться у вигляді:

$$v = \varphi \sqrt{2gh}. \quad (2.53)$$

Величину φ приймають у межах 0,55...0,95.

Якщо $p_1 \neq p_2$, то відповідно до рівняння (2.50) одержимо:

$$v = \varphi \sqrt{2g \left(h + \frac{p_1 - p_2}{\rho g} \right)}. \quad (2.54)$$

Величину, яка знаходиться в дужках, прийнято вважати повним напором витікання:

$$H = h + \frac{p_1 - p_2}{\rho g}. \quad (2.55)$$

Проходячи крізь площину отвору, струмінь рідини звужується, досягаючи на відстані, яка дорівнює приблизно 0,5 діаметра отвору, найбільш вузького поперечного звуження. Відношення площі

найвужчого поперечного перерізу струменя S до площі отвору S_2 називають коефіцієнтом стиснення струменя:

$$E = \frac{S}{S_2}. \quad (2.56)$$

Величина ε залежить від типу насадки і дорівнює 0,6...1. На практиці часто необхідно визначити об'ємну витрату Q_v (в м³/с) рідини, яка витікає з отвору; згідно з рівнянням (2.20):

$$Q_v = S \cdot v = \varphi \varepsilon S_2 \sqrt{2gH}. \quad (2.57)$$

Добуток коефіцієнтів швидкості та стиснення струменя називають коефіцієнтом витрати μ :

$$\varphi \varepsilon = \mu. \quad (2.58)$$

Остаточно рівняння витрати реальної рідини, яка витікає з отвору, набуде вигляду:

$$Q_v = \mu S_2 \sqrt{2gH}, \quad (2.59)$$

де S_2 — площа перерізу отвору, м².

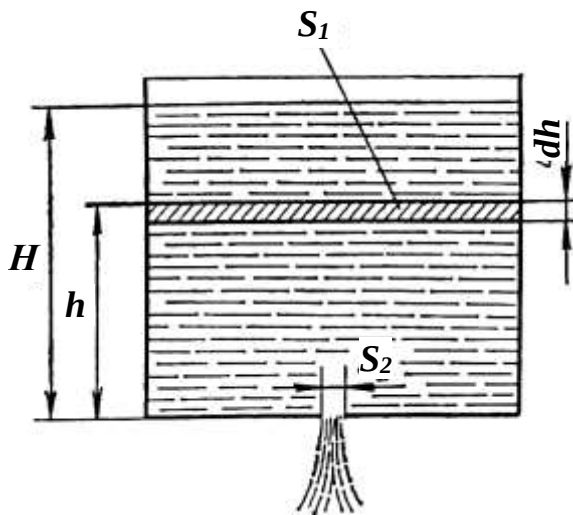


Рисунок 2.17 — Витікання рідини з посудини за змінним рівнем

Рівняння (2.59) застосовується також для розрахунку витікання рідини крізь отвір в боковій стінці. У цьому випадку за H приймають відстань від верхнього рівня рідини до осі отвору.

З рівняння (2.59) виходить, що витрата рідини, яка витікає з отвору в посудині, залежить від висоти постійного рівня рідини над отвором і від розміру отвору, але не залежить від форми посудини.

Для практичного аналізу витікання велике значення має не його швидкість, а тривалість.

Розглянемо витікання рідини з відкритої посудини (рис. 2.17), яка має площу поперечного перерізу S_1 і отвір у дні площею S_2 . Витікання рідини з отвору під час змінного рівня є неусталеним (нестационарним) рухом потоку, для якого напір, а отже, і швидкість є функцією тільки часу.

За нескінченно малий проміжок часу $d\tau$, згідно з рівнянням (2.59), через отвір витікає об'єм рідини dV , який дорівнює:

$$dV = Q_v d\tau = \mu S_2 \sqrt{2gh} d\tau,$$

де h — товщина шару рідини в посудині в будь-який момент часу.

За цей же проміжок часу рівень рідини в посудині знизиться на величину dh , а об'єм рідини в посудині зміниться на величину:

$$dV = -S_1 dh.$$

Знак мінус у правій частині вказує на зменшення висоти рідини в посудині.

Порівнюючи (відповідно рівнянню нерозривності потоку) ці об'єми, одержимо:

$$\mu S_2 \sqrt{2gh} d\tau = -S_1 dh.$$

Звідки

$$d\tau = -\frac{S_1 dh}{\mu S_2 \sqrt{2gh}}.$$

Проінтегруємо цей вираз, приймаючи, що коефіцієнт витрати μ постійний, тобто не залежить від швидкості витікання:

$$\int_0^\tau d\tau = -\int_H^0 \frac{S_1 dh}{\mu S_2 \sqrt{2gh}}.$$

Після інтегрування одержимо:

$$\tau = \frac{2S_1 \sqrt{H}}{\mu S_2 \sqrt{2g}} \quad \text{або} \quad \tau = \frac{2S_1 H}{\mu S_2 \sqrt{2gH}}. \quad (2.60)$$

Враховуючи, що $S_1 \cdot H = V$ (об'єм рідини в посудині), одержимо:

$$\tau = \frac{2V}{\mu S_2 \sqrt{2gH}}, \quad (2.61)$$

де V — об'єм рідини, м³; μ — коефіцієнт витрати; S_2 — площа перерізу отвору, м²; H — початкова висота стовпа рідини, м.

Витікання із насадок

У практиці ресторанного господарства та харчових виробництв проведення деяких процесів пов'язано з використанням струменів рідини і закономірностей їх взаємодії зі стінками посудини або твердими тілами. Рідинні струмені використовують у різних мийних машинах для тари, плодів і ягід, струминних насосах, для розпилювання рідини в сушильних установках тощо. Для отримання струменів рідин використовують різноманітні насадки. Насадкою називається патрубок або коротка трубка, що приєднана до отворів у тонких стінках. Довжина насадок l становить:

$$l = (3...4) d ,$$

де d — внутрішній діаметр насадки.

У практиці використовуються такі типи насадок (рис. 2.18): а — циліндрична; б — конічна, яка звужується; в — конічна, яка розширюється; г — конусоїдальна.

Так само як і витікання з отворів, витікання з насадки може відбуватися при постійному і змінному напорі. Насадки можуть бути незатоплені (витікання в атмосферу) і затоплені (витікання під рівень).

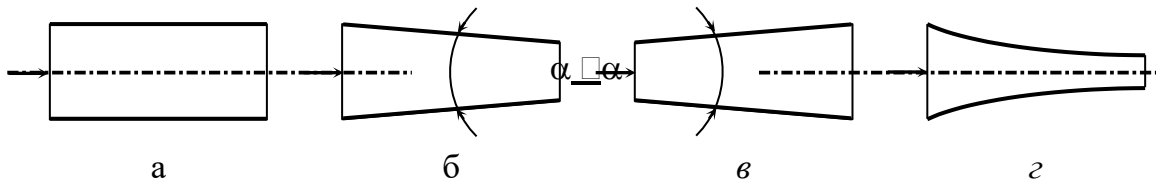


Рисунок 2.18 — Типи насадок

Швидкість і об'ємну витрату рідини під час витікання через насадки можна визначити за формулами (2.53) і (2.59). При цьому значення коефіцієнтів швидкості, стиснення струменів і витрати залежать від типу насадки. Так, наприклад, коефіцієнт витрати для циліндричних насадок становить 0,71...0,82; для конічних, які звужуються — 0,94...0,98; для конічних, які розширюються — 0,5...0,55; для конусоїдальних — 0,98. Як бачимо, конусоїдальні насадки мають найбільш високий коефіцієнт витрат, бо у них практично відсутнє стискання струменя на виході. Такі насадки використовують, коли необхідно отримати струмінь із великою кінетичною енергією і далекобійністю.

Вплив струменя рідини на стінку посудини залежить від густини, її витрати і швидкості руху. Найбільший практичний інтерес має вплив струменя рідини на стінки різного профілю (рис. 2.19).

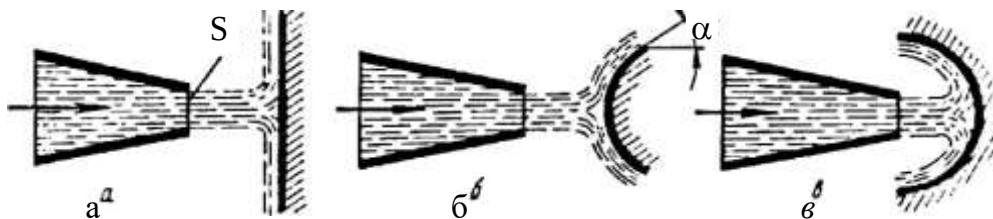


Рисунок 2.19 — Схема впливу рідини на стінку

Сила впливу струменя рідини на плоску стінку (рис. 2.19 а) визначається за формулою:

$$F = \rho Q_v v, \quad (2.62)$$

де ρ — густина рідини, кг/м³; Q_v — витрата рідини, м³/с; v — швидкість рідини, м/с.

Сила впливу струменя на опуклу стінку (рис. 2.19 б) може бути визначена за формулою:

$$F = \rho Q_v v (1 - \cos \alpha), \quad (2.63)$$

у випадку вгнутої стінки (рис. 2.19 в) сила впливу буде дорівнювати:

$$F = 2\rho Q_v v. \quad (2.67)$$

Запитання до підрозділу 2.2

1. Що таке витрата?
2. Напишіть рівняння нерозривності потоку.
3. Як розрахувати середню швидкість для потоку рідини?
4. Напишіть рівняння Бернуллі для потоку реальної рідини.
5. Поясніть, за допомогою якого пристрою вимірюють витрату рідини?
6. Як розраховують втрати напору під час транспортування рідини?
7. Від чого залежить величина коефіцієнта місцевого опору?
8. Що таке насадка? Які типи насадок ви знаєте?

2.3 ГІДРАВЛІЧНІ МАШИНИ

2.3.1 Поняття про гідравлічні машини та їх класифікація

Рідини та гази, які використовуються в харчовій технології, часто необхідно транспортувати трубопроводами як на підприємствах (для подачі в апарати і установки, з цеху в цех), так і поза ними (для отримання вихідної сировини або відправки готової продукції). Цю проблему можна вирішити дуже просто, якщо рідина переміщується з високого рівня на низький самопливом. Але частіше в техніці доводиться вирішувати зворотне завдання — транспортування рідини з низького рівня на високий. Для цього використовують гідравлічні машини, в яких механічна енергія двигуна перетворюється в енергію рідини, яка транспортується, внаслідок підвищення її тиску. Ці машини можна розподілити на три основні групи:

- 1) насоси (для переміщення рідин);
- 2) вентилятори (для переміщення газів);
- 3) компресори (для стискування та переміщення газів).

2.3.2 Насоси та їх класифікація

Насоси використовують для переміщення рідин у трубопроводах і апаратах. Переміщення пов'язане з подоланням сил тертя, місцевих опорів, а також витратами енергії на підйом рідини з нижчого на вищий рівень.

За видом робочої камери і сполученням її зі входом і виходом насоса розрізняють два основні їх класи: об'ємні та динамічні. В об'ємних насосах рідина переміщується шляхом періодичної зміни об'єму камери, яка поперемінно з'єднується з входом і виходом насоса. До об'ємних насосів відносяться поршневі, мембранні, ротаційні та ін. У динамічних насосах рідина переміщується під силовою дією на неї в камері, яка постійно сполучається з виходом і входом насоса. До них відносяться такі основні типи: відцентрові, осьові (пропелерні), роторні, гвинтові, вихрові, струминні.

2.3.3 Основні параметри роботи насосів

Основні параметри насосів — це подача та напір. Параметрами, що характеризують роботу насосів, є також потужність і коефіцієнт корисної дії (ККД).

Подачею або продуктивністю насоса називається кількість рідини або газу, що переміщується насосом за одиницю часу.

Відрізняють об'ємну Q_v і масову G подачу насоса. Об'ємною подачею насоса називається об'єм рідини V , що подається насосом за одиницю часу τ (у м³/с):

$$Q_v = V / \tau. \quad (2.65)$$

Масова подача — це маса рідини m , що переміщується насосом за одиницю часу τ (в кг/с):

$$G = m / \tau = \rho V / \tau = \rho Q_v, \quad (2.66)$$

де ρ — густина рідини, кг/м³.

Напором насоса називається приріст питомої енергії, яку одержує рідина, що подається насосом. Для кращого розуміння цієї характеристики розглянемо принципову схему насосної установки (рис. 2.20), в якій рідина з нижнього резервуара 1 перекачується насосом 7 до верхнього резервуара 5.

Ця схема дозволяє визначити важливі для характеристики насосів терміни: висоту всмоктування H_B , висоту нагнітання H_H і висоту геометричного підйому рідини H_G , яку часто називають повним напором, який створюється насосом.

Висота всмоктування — є висотою від рівня рідини в нижньому резервуарі до осі насоса. Висота нагнітання — відстань по вертикалі від осі насоса до рівня рідини у верхній ємності. Геометрична висота нагнітання — це відстань по вертикалі від рівня рідини в нижній ємності до рівня у верхній.

Висота всмоктування H_B повинна бути такою, щоб забезпечити підйом рідини у всмоктувальному трубопроводі 2. У насосі треба

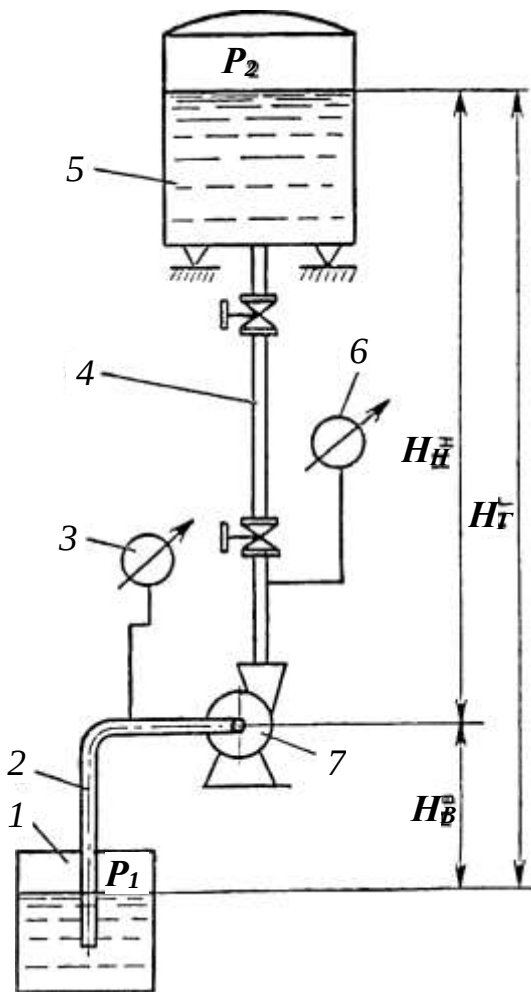


Рисунок 2.20 — Схема насосної установки

створити таке розрідження, щоб тиск із боку всмоктування p_B був менший за тиск p_1 на вільній поверхні забірного (нижнього) резервуара. Різниця тисків $p_1 - p_B$ є рушійною силою, яка змушує рідину переміщуватися з резервуара до насоса.

Рівняння Бернуллі для кінцевих перерізів всмоктувального трубопроводу має вигляд:

$$\frac{v_0^2}{2g} + \frac{p}{\rho g} H_B + \frac{v^2}{2g} + h_e,$$

де v_0 і v_e — швидкість рідини в забірному резервуарі та всмоктувальному трубопроводі відповідно, м/с; p_1 і p_e — тиск в забірному резервуарі та всмоктувальному патрубку насоса відповідно, Па; h_e — втрати напору у всмоктувальному трубопроводі, м.

Швидкість рідини v_0 знехтувано мала порівняно зі швидкістю v_B і тому може бути виключена з рівняння.

Тоді геометрична висота всмоктування буде:

$$H_e = \frac{p_1 - p_e}{\rho g} - \frac{v_e^2}{2g} - h_e. \quad (2.67)$$

З одержаного рівняння виходить, що висота всмоктування може бути тим більшою, чим менші втрати напору h_e і швидкість рідини v_e у всмоктувальному трубопроводі.

Звичайно нагнітальний і всмоктувальний патрубки насоса мають однаковий діаметр; відповідно швидкості рідини в цих патрубках однакові. Тоді повний напір H (в м), що розвивається насосом, визначається у відповідності до рівняння Бернуллі за формулою:

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + (H_e + H_n) + (h_e + h_n),$$

де h_n — втрати напору в нагнітальному трубопроводі, м,

або

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_e + h, \quad (2.68)$$

де p_2 і p_1 — тиск в просторах нагнітання та всмоктування, відповідно, Па; ρ — густина рідини, кг/м³; H_z — геометрична висота підйому рідини, м; h — напір, який витрачається на створення швидкості та подолання тертя і всіх місцевих опорів у всмоктувальній і нагнітальній лініях, м; $g = 9,81$ м/с² — прискорення вільного падання.

Формулу (2.68) використовують під час вибору насосів для технологічних установок.

Якщо тиски в забірній і наповнювальній ємностях однакові ($p_2 = p_1$), то рівняння напору (2.68) набуде вигляду:

$$H = H_z + h. \quad (2.69)$$

Під час перекачування рідини горизонтальним трубопроводом ($H_f = 0$) рівняння напору (2.68) набуде вигляду:

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + h. \quad (2.70)$$

Для визначення напору діючого насоса користуються показниками манометра 6 (рис. 2.20), який встановлюється на нагнітальній лінії 4 після виходу рідини з насоса, та вакуумметра 3 на всмоктувальній лінії 2. Манометр вимірює надмірний тиск:

$$p_n = p_2 - p_a,$$

де p_a — атмосферний тиск.

Вакуумметр вимірює вакуум у рідині, яка поступає в насос:

$$p_v = p_a - p_1.$$

Тоді тиск, який розвиває насос, буде визначатись як:

$$p = p_2 - p_1 = p_n + p_v, \quad (2.71)$$

а повний напір $H = (p_n + p_v) / (\rho g)$. При цьому $h \approx 0$ і $H_f \approx 0$.

До насоса для його роботи безперервно підводиться енергія від двигуна. Розрізняють корисну та дійсну потужність насоса. Корисна потужність насоса N_k (в Вт) — це корисна робота A_k , яка передається насосом всій рідині, що перекачується, в одиницю часу:

$$N_k = A_k / \tau = mgH / \tau = GgH = \rho g Q_v H. \quad (2.72)$$

Дійсна (справжня) потужність на валу насоса N (в Вт), тобто потужність, яка споживається насосом, більше корисної потужності внаслідок втрат у самому насосі (гідравлічні втрати, витікання рідини крізь нещільності, витрати внаслідок тертя в підшипниках тощо), які враховуються коефіцієнтом корисної дії (ККД) насоса η_n :

$$N = N_k / \eta_n = \rho g Q_v H / \eta_n. \quad (2.73)$$

Коефіцієнт корисної дії η_n характеризує досконалість конструкції та економічність експлуатації насоса:

$$\eta_n = \eta_o \eta_z \eta_m, \quad (2.74)$$

де $\eta_o = Q_d / Q_v$ — коефіцієнт подачі, або об'ємний ККД, який є відношенням дійсної продуктивності (подачі) насоса Q_d до теоретичної Q_v (враховує витрати рідини крізь нещільності); η_z — гідравлічний ККД — відношення дійсного напору насоса до теоретичного (враховує втрати напору під час руху рідини через насос); η_m — механічний ККД, який характеризує витрати потужності на механічне тертя в насосі.

Значення η_n залежить від конструкції та в середньому становить: для відцентрових насосів — 0,6...0,7; для поршневих — 0,8...0,9.

2.3.4 Динамічні насоси

Відцентровий насос. Відцентрові насоси одержали найбільше розповсюдження у промисловості та підприємствах ресторанного господарства для перекачування малов'язких рідин. Це пояснюється їх високою продуктивністю, невеликими розмірами, можливістю безпосереднього приєднання до електродвигуна. Окрім того, відцентрові насоси прості за конструкцією, що дозволяє виготовляти їх із різноманітних матеріалів. Останній факт робить насоси цього типу незамінними під час перекачування харчових рідин (соків, молока, сиропів). Вони класифікуються за конструктивними ознаками, за перепадом тисків та частотою обертання робочого колеса.

За створюваним перепадом тиску відцентрові насоси розподіляються на:

- насоси низького тиску, які створюють до 20...25 м напору стовпа рідини;
- насоси середнього тиску з перепадом 25...60 м напору;
- насоси високого тиску, які здатні створювати тиск більше 60 м напору.

За розміщенням валу робочого колеса відцентрові насоси бувають горизонтальні та вертикальні.

Залежно від частоти обертання робочого колеса насоси розподіляються на тихохідні та швидкохідні.

За кількістю робочих коліс насоси бувають одноступеневі та багатоступеневі. У багатоступеневих насосах рідина проходить послідовно через декілька робочих коліс, закріплених на одному валу. Перепади тисків, які створюються в кожному колесі, складаються, внаслідок чого значно збільшується загальний перепад тиску, створюваного насосом.

Ці насоси відносяться до групи насосів середнього і високого тиску.

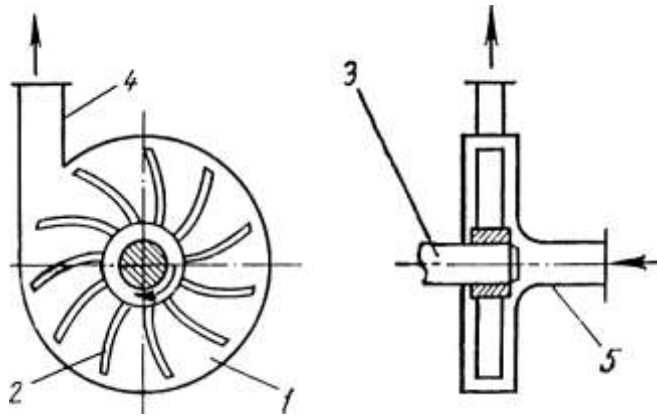


Рисунок 2.21 — Одноступінчатий горизонтальний відцентровий насос

Відцентровий насос (рис. 2.21) складається з корпусу 1, що має спіралеподібний канал, в якому обертається робоче колесо 2, закріплене на валу 3. На робочому колесі закріплені лопаті, між якими розміщуються канали для проходження рідини. Подача рідини до насоса здійснюється через всмоктувальний патрубок 5, який з'єднаний із центральною частиною робочого

колеса. Нагнітальний патрубок 4, розміщений тангенціально по відношенню до робочого колеса, служить для відведення рідини з насоса.

Відцентрові насоси працюють таким чином. Під час обертання відцентрового колеса рідина через всмоктувальний патрубок поступає до каналу між лопатями. Під дією відцентрових сил рідина проходить по каналах робочого колеса і відкидається до його периферії, набуваючи при цьому кінетичної енергії. У спіралеподібному каналі корпусу насоса кінетична енергія рідини перетворюється на енергію тиску, і рідина викидається в нагнітальний патрубок. Таким чином, рідина безперервно поступає до насоса, проходить через нього і виходить через нагнітальний патрубок.

Особливість відцентрового насоса полягає в тому, що для початку його роботи необхідно, щоб внутрішня порожнина корпусу з робочим колесом була заповнена рідиною. Тільки в цьому випадку під час запуску насоса виникне відцентрова сила, яка викличе переміщення рідини і створить перепад тисків. Це досягається розміщенням насоса нижче резервуара, з якого перекачується рідина, або заливанням насоса з проміжної ємності. На початку всмоктувального трубопроводу обов'язково ставиться зворотний приймальний клапан, який утримує стовп рідини у всмоктувальній трубі під час зупинки насоса.

Головні показники роботи відцентрових насосів — продуктивність, напір, потужність — визначаються частотою обертання робочого колеса.

Продуктивність відцентрових насосів Q_d залежить від великої кількості чинників і визначається спеціальними розрахунками. На практиці звичайно величина Q_d задана, так що необхідно тільки підібрати насос заданої продуктивності та напору за відповідними каталогами.

Для визначення повного напору H , який створює відцентровий насос, можна використати таку формулу:

$$H = \pi^2 n^2 D^2 / g, \quad (2.75)$$

де n — частота обертання робочого колеса, 1/с; D — діаметр робочого колеса, м; g — прискорення вільного падання, м/с².

Дійсну потужність відцентрового насоса N (у Вт) визначають за формулою (2.73):

$$N = \rho g Q_d H / \eta_n,$$

де Q_d — продуктивність насоса, м³/с; ρ — густина рідини, кг/м³.

Взаємозв'язок між частотою обертання робочого колеса насоса, його продуктивністю, повним напором і потужністю виражається таким рівнянням:

$$n_1/n_2 = Q_{d1}/Q_{d2} = \sqrt{H_1/H_2} = \sqrt[3]{N_1/N_2}. \quad (2.76)$$

Рівняння (2.76) називають законом пропорційності. Воно дозволяє за однією дослідною характеристикою H - Q побудувати низку характеристик відцентрового насоса. Проте залежність (2.76) досить точна у разі зміни частоти обертання робочого колеса не більше ніж у 2 рази. На рис. 2.22 наведено графічну залежність напору H , потужності N і

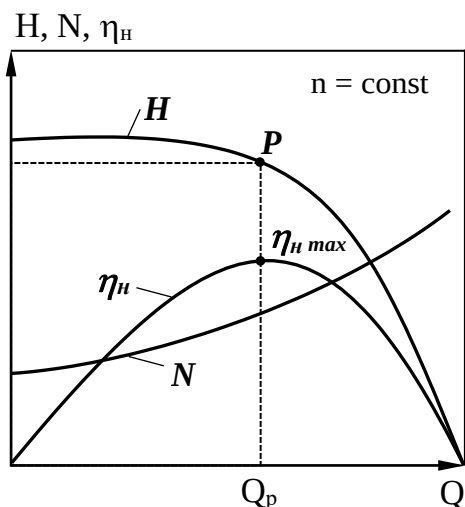


Рисунок 2.22 — Енергетичні характеристики відцентрового насоса

ККД η_n відцентрового насоса від його продуктивності Q з постійною частотою обертання n робочого колеса, яку одержано експериментально.

Наведені криві називають енергетичними характеристиками відцентрового насоса та їх вносять до його паспорта. З графіка видно, що з підвищенням продуктивності насоса напір, що ним створюється, падає, а потужність суттєво зростає. ККД з підвищенням продуктивності спочатку зростає, а потім падає.

Має місце максимум значення ККД. Режим роботи відцентрового насоса в області максимальних значень ККД

називається оптимальним режимом роботи насоса, тому що робота насоса в цій області буде найбільш економічно вигідною.

Осьовий (пропелерний) насос (рис. 2.23) складається з робочого колеса 2 з лопатями 4, які закріплені на втулці 1 під кутами до осі втулки. Під час обертання колеса від вала 7 лопаті переміщують рідину вздовж осі колеса зі всмоктувальної труби 3 до нагнітальної труби 6. Насос обладнаний напрямним апаратом 5, який служить для усунення обертального руху рідини в нагнітальній трубі. Робота осьового насоса нагадує роботу гребного гвинта.

Осьові насоси використовують для забезпечення циркуляції рідини в різних апаратах, наприклад — у випарних. Вони використовуються також для переміщення великих об'ємів рідини (десятки кубічних метрів на секунду) з відносно невисокими напорами (від 3 до 25 м), тобто в порівнянні з відцентровими насосами вони мають значно більшу подачу, але менший напір. ККД осьових насосів досягає 0,9 і більше.

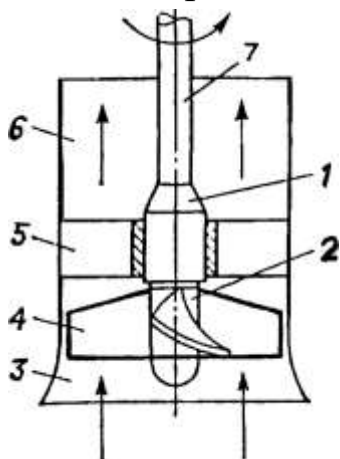


Рисунок 2.23 — Осьовий насос

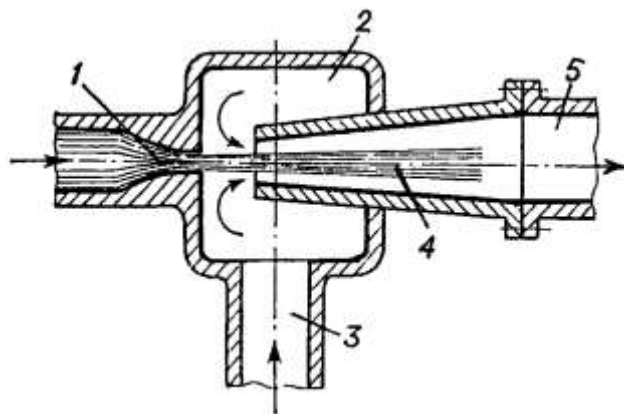


Рисунок 2.24 — Струминний насос

Струминний насос (рис. 2.24) працює за принципом використання кінетичної енергії робочої рідини для подавання рідини, яка перекачується. Ці насоси не мають частин, які рухаються, і дуже прості за конструкцією. Потік робочої рідини, проходячи через сопло 1, збільшує свою швидкість і, отже, кінетичну енергію. Відповідно до рівняння Бернуллі для ідеальної рідини, збільшення динамічного (швидкісного) напору приводить до зменшення п'єзометричного (статичного) напору і, таким чином, тиску в камері 2, де утворюється вакуум. Під впливом вакууму рідина, яка підлягає перекачуванню, підсмоктується по трубі 3, захоплюється струменем робочої рідини і, змішуючись з нею, поступає до дифузора 4, а потім до нагнітальної труби 5. У струминних насосах робочою рідиною може бути як нестислива, так і стислива рідина (газ або пара). У зв'язку з цим струминні насоси поділяють на водоструминні, газоструминні та пароструминні. Залежно від особливості використання струминних насосів вони називаються ежекторами та інжекторами. Прикладами використання струминних насосів є сульфідодозуючий апарат для введення сірчистого ангідриду до виноматеріалів та плодово-ягідних напівфабрикатів, газові пальники, пароструминний інжектор у випарних установках.

2.3.5 Об'ємні насоси

Об'ємні гідравлічні машини — поршневі, роторні, мембранні, шестеренні, гвинтові, пластинчаті насоси — працюють за принципом витіснення рідини з робочої камери робочими органами, які рухаються.

Поршневі насоси різноманітні за своїми конструктивними особливостями і за областю призначення. За видом поршня бувають насоси поршневі та плунжерні, за їх кількістю — одно- і багатопоршневі. За розміщенням циліндрів — горизонтальні та вертикальні. За принципом дії — простої та подвійної дії, а за тиском — низького і високого тиску. Значною перевагою поршневих насосів є незалежність їх продуктивності від розвиненого напору, тобто можливість подавання невеликої кількості рідини під високим тиском. Поршневі (плунжерні) насоси знаходять використання у разі подавання рідких харчових продуктів на розпилювання в установках для сушіння, в гомогенізаторах, гідравлічних пресах тощо. Поршневі насоси — найбільш поширена група насосів у виноробній промисловості.

Поршневий насос складається з двох основних частин: гідравлічної та привідної. Гідравлічна частина насоса призначена для переміщення рідини з області низького тиску до області високого. Привідна частина передає гідравлічній частині енергію від двигуна. На рис. 2.25 наведено схему гідравлічної частини поршневих насосів простої та подвійної дії.

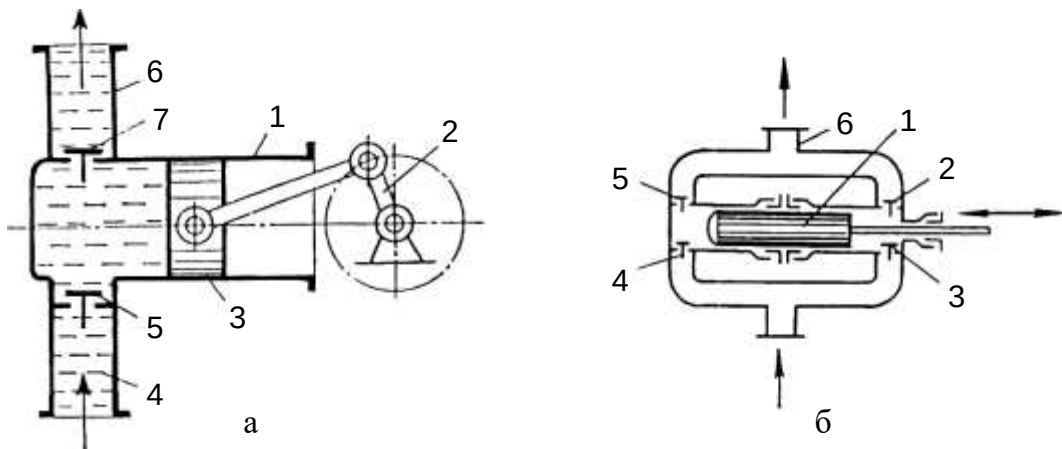


Рисунок 2.25 — Поршневі насоси

Поршневий насос простої дії (рис. 2.25 а) складається з циліндра 1, поршня 3, кривошипно-шатунного механізму 2, всмоктувальної труби 4 з клапаном 5 і нагнітальної труби 6 з клапаном 7.

Під час руху поршня 3 праворуч у циліндрі 1 створюється розрідження, внаслідок чого всмоктувальний клапан 5 піднімається, і рідина входить до робочої порожнини циліндра. Під час руху поршня у зворотному напрямку клапан 5 опускається і припиняє надходження рідини в насос, але в цей час відкривається нагнітальний клапан 7, і рідина з циліндра витісняється у нагнітальний трубопровід 6.

Поршневий насос подвійної дії (рис. 2.25 б) за один хід поршня (плунжера) 1 робить одночасно всмоктування через клапан 3 або 4 і нагнітання через клапан 2 або 5, подаючи до трубопроводу 6 вдвічі більшу кількість рідини порівняно з насосом простої дії. Крім того, цей

насос здійснює більш рівномірне переміщення продукту ніж поршневий насос простої дії. Ще більш рівномірне подання рідини забезпечують багатоплунжерні насоси. Випускаються насоси, які мають чотири, шість і більше плунжерів.

Теоретична продуктивність поршневого насоса простої дії Q_T (м³/с) визначається за формулою

$$Q_T = S n l = \frac{\pi D^2}{4} n l, \quad (2.77)$$

де S — площа перерізу поршня (або плунжера), м²; l — довжина ходу поршня (або плунжера), м; n — частота обертання кривошипно-шатунного механізму або кількість подвійних ходів за секунду, 1/с; D — діаметр циліндра (або поршня), м.

Дійсна продуктивність (подача) поршневого насоса менша теоретичної внаслідок запізнення відкриття всмоктувального і закриття нагнітального клапанів та витікання рідини у всмоктувальну трубу. Тому вводиться об'ємний ККД, або коефіцієнт подачі: $\eta_0 = Q_d / Q_T$. Він змінюється в межах $\eta_0 = 0,7 \dots 0,97$. Тоді дійсна подача (у м³/с) поршневого насоса простої дії становить:

$$Q_d = S n l \eta_0. \quad (2.78)$$

Дійсна продуктивність поршневого насоса подвійної дії може бути визначена за формулою:

$$Q_d = (\pi/4) \eta_0 (2D^2 - d^2) n l, \quad (2.79)$$

де d — діаметр штока поршня, м.

Повна геометрична висота напору H складається з висоти всмоктування H_e і висоти нагнітання H_n : $H = H_e + H_n$.

Корисна та дійсна потужності на валу поршневого насоса визначаються за формулами (2.72) і (2.73).

Роторні насоси використовуються для перекачування в'язких рідин, наприклад таких, як згущене молоко, олія, жир, паста, патока. Вони поділяються на шестеренні та шиберні. У свою чергу, шестеренні насоси поділяються на насоси з внутрішнім і зовнішнім зчепленням.

Принцип дії шестеренного насоса із зовнішнім зчепленням (рис. 2.26 а) полягає в тому, що рідина захоплюється двома зубчатими шестернями 2, які обертаються в різні боки в нерухомому корпусі 4. В'язка рідина потрапляє в корпус через штуцер 1 і переміщується до нагнітального патрубку 3. Тут на вході зубців у зчеплення рідина витискується із міжзубцевих порожнин. До електродвигуна приєднується тільки одна шестерня, яка в свою чергу передає обертальний рух другій шестерні за рахунок зчеплення.

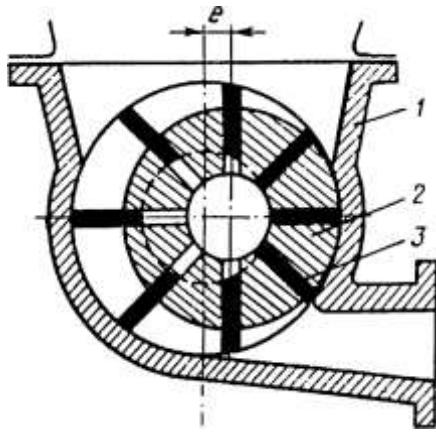


Рисунок 2.27 — Шиберний роторний насос

Шестеренний насос із внутрішнім зчепленням (рис. 2.26 б) працює так: під час обертання шестерень 2 і 3 рідина зі всмоктувального патрубка 1 потрапляє в їх міжзубний простір. Для розділення міжзубних просторів внутрішньої 2 і зовнішньої 3 шестерень є серпоподібний вкладиш 4. Під час підходу до нагнітального патрубка 5 зубці шестерень знову вступають у зчеплення, і рідина витискується із міжзубцевих порожнин.

Ці насоси прості за конструкцією, у них відсутні клапани, вони безпосередньо приєднуються до двигуна і забезпечують велику висоту напору. Вони також компактні, швидкохідні та з досить великою кількістю зубців на шестернях забезпечують рівномірне подавання продукту. Шестеренні насоси реверсивні при зміні напрямку обертання коліс.

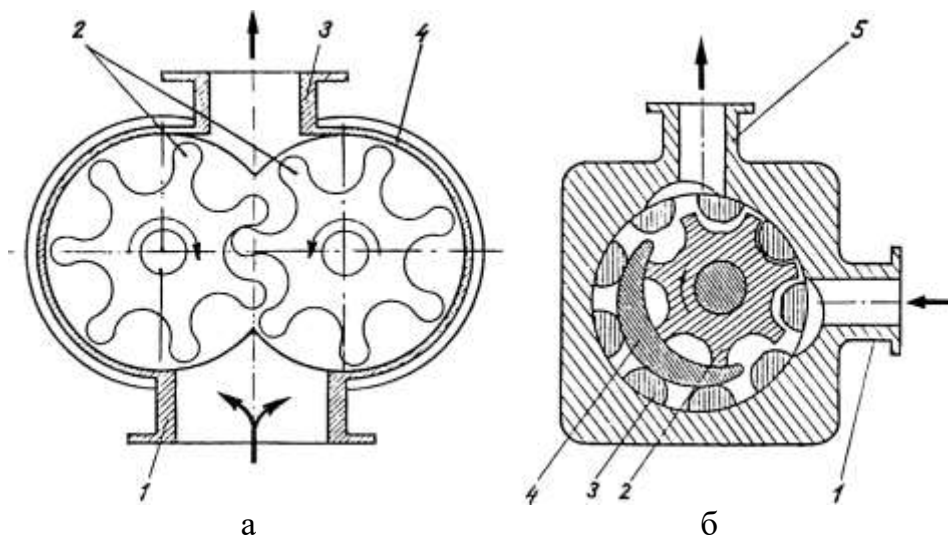


Рисунок 2.26 — Шестеренні насоси

Всмоктувальна та нагнітальна порожнини насоса звичайно сполучаються через байпас (обвідний канал), на якому розташований запобіжний клапан.

Продуктивність (подача) шестеренного насоса визначається в першу чергу частотою обертання шестерень і може бути визначена таким чином. Кожний зубець шестерень, який входить у зчеплення, переміщує об'єм рідини, який дорівнює:

$$V_1 = S_1 \cdot b,$$

де S_1 — площа зубця в площині обертання між зовнішніми колами шестерень, які знаходяться у зачепленні, м^2 ; b — ширина зубця, м .

Теоретична подача (продуктивність) насоса визначається виразом:

$$Q_T = 2S_1 b Z n, \quad (2.80)$$

де Z — кількість зубців шестерні ($Z = 8 \dots 12$); n — частота обертання (до 50 об/с).

Дійсна подача менша внаслідок витрат рідини крізь зазори між зубцями та між стінками корпуса і шестернями:

$$Q_o = \eta_o Q_T = 2S_1 b Z n \eta_o, \quad (2.81)$$

де η_o — об'ємний ККД насоса, що дорівнює 0,7...0,9.

У шиберних роторних насосах (рис. 2.27) ротор 2 розташований ексцентрично відносно корпуса 1 насоса. Під час обертання ротора висувні шибери (пластини) 3, що вільно вставлені в пази ротора, висуваються і притискаються до корпуса за рахунок сили пружин чи відцентрової сили. Рідина, яка поступає зі всмоктувального патрубку, захоплюється шиберами і проштовхується до нагнітального патрубку.

Шиберні роторні насоси широко використовуються для транспортування пластично-в'язких м'ясних і молочних продуктів.

Теоретична подача шиберного насоса може бути розрахована таким чином. За один оберт ротора переміщується об'єм рідини, що дорівнює:

$$V = 2\pi (R - e) 2be \approx 4\pi Rbe,$$

де R — радіус робочої камери в корпусі насоса, м; e — ексцентриситет, м; b — ширина пластин, м; звичайно $e \ll R$.

Якщо ротор обертається з частотою n (1/с), а об'ємний ККД η_o , то дійсна подача (в м³/с) буде:

$$Q_o = 4\pi (R - e) ben \eta_o \approx 4\pi Rben \eta_o. \quad (2.82)$$

Гвинтові насоси використовуються для перекачування високов'язких систем, таких як сир, вершкове масло, фарш. При цьому структура продукту, що транспортується, залишається мало пошкодженою. Гвинтові насоси дозволяють створювати високі тиски. Найбільш розповсюджені в промисловості гвинтові насоси з трьома гвинтами.

Принцип дії гвинтових насосів такий (рис. 2.28).

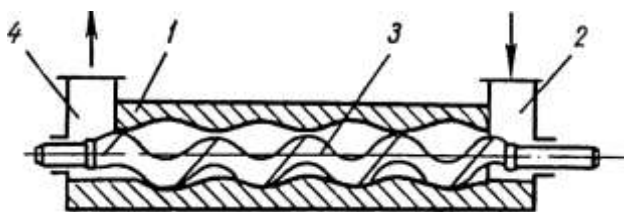


Рисунок 2.28 — Гвинтовий насос

Рідина, що поступає у заглиблення гвинтової нарізки з боку корпуса 1 всмоктування, під час повороту гвинта 3 герметично відтинається від всмоктувальної камери 2 і потім переміщується каналом нарізки

вздовж осі гвинта до напірної камери 4. З постійною частотою обертання гвинта подача насоса чітко постійна. Під час переміщення великошматкових продуктів вони розклинюються між гвинтом і стінками корпуса і рухаються як гайка гвинтовою напратною. ККД гвинтових насосів становить 0,8...0,9, тиск нагнітання — до 20 МПа, частота обертання — до 160 об/с.

Мембранні (діафрагменні) насоси (рис. 2.29) використовують для перекачування пластично-в'язких продуктів і технологічних агресивних середовищ (сирний згусток, бульйони, фарші). Принцип дії мембранного насоса подібний поршневому з тією різницею, що поршень від продукту відокремлено мембраною (діафрагмою), виготовленою із харчової гуми.

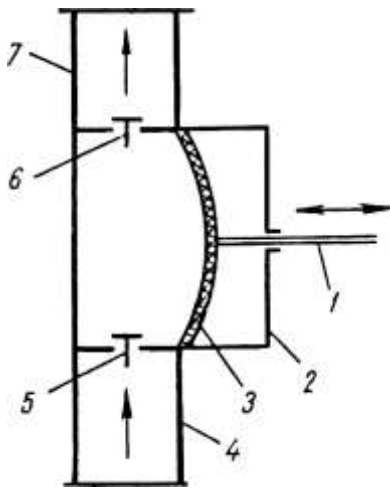


Рисунок 2.29 —
Мембранний насос

Мембрана 3, яка розташована в корпусі 2, прикріплена до штока 1 і може здійснювати коливальні рухи. Під час ходу штока праворуч мембрана вигинається і створює в камері насоса вакуум, завдяки якому через всмоктувальний клапан 5 із патрубка 4 поступає рідина. При зворотному ході штока 1 мембрана 3 давить на рідину і витискує її через нагнітальний клапан 6 в патрубок 7. Суттєвий недолік мембранних насосів — це знос еластичної мембрани внаслідок її розтягування.

Рівняння для визначення продуктивності мембранного насоса (в м³/с):

$$Q_o = Vn\eta_o, \quad (2.83)$$

де V — об'єм камери, м³; n — число подвійних ходів мембрани, 1/с; η_o — об'ємний ККД.

2.3.6 Компресорні машини

Компресорні машини призначені для стиснення і переміщення різних газів і пари, які використовуються як з технологічною метою, так і для приладів контролю і автоматики, приводу різних інструментів тощо.

Відношення кінцевого тиску p_2 , який створюється компресором, до початкового тиску p_1 , коли відбувається всмоктування газу, називають ступенем стиснення. Залежно від величини ступеня стиснення розрізняють такі типи компресорних машин:

- компресори, в яких $3 < p_2/p_1$;
- газодувки, в яких $1,1 < p_2/p_1 < 3,0$;

- вентилятори, в яких $p_2/p_1 < 1,1$;
- вакуум-насоси, призначені для відсмоктування газів із тиском нижче атмосферного.

За принципом дії компресорні машини поділяються на такі групи: поршневі, роторні, відцентрові, осьові та струминні. Принципово всі ці типи компресорних машин у своїй основі аналогічні поршковим, роторним, відцентровим, осьовим і струминним насосам, які нами вже розглянуто. У зв'язку з цим розглянемо тільки найбільш розповсюджені в харчовій промисловості та ресторанному господарстві такі типи компресорних машин, як вентилятори та газодувки. Оскільки на кожному підприємстві є холодильні установки, до складу яких входять

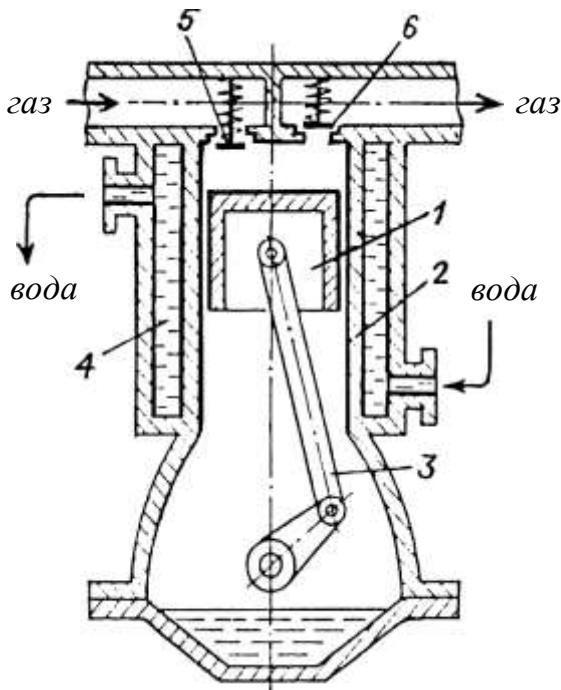


Рисунок 2.30 — Поршковий компресор

компресори, то зупинимось також на деяких особливостях компресорів, які необхідно знати інженеру-технологу.

Розглянемо устрій та принцип дії одноступеневого поршневого компресора (рис. 2.30).

Стиснення газу (аміаку, фреонів чи повітря) у поршковому компресорі здійснюється в циліндрі 2 за рахунок зворотно-поступального руху поршня 1 від кривошипно-шатунного механізму 3. Під час всмоктувального ходу поршня 1 зверху вниз газ розширюється і всмоктується через пружинний клапан 5 у циліндр. Під час ходу поршня знизу вгору відбувається стиснення газу, а потім його нагнітання через нагнітальний

пружинний клапан 6. При стисканні газу відбувається зменшення об'єму газу і підвищення його тиску та температури. Для відведення теплоти, яка виділяється під час стискання газу, служить оболонка 4, яка оточує циліндр 2 компресора і в якій циркулює вода, що охолоджує.

Вентилятори — відцентрові машини, які призначені для переміщення газу (повітря) з одного простору в інший. Розрізняють осьові та відцентрові вентилятори. Осьові вентилятори (рис. 2.31 а) забезпечують великі подачі з низькими напорами, мають просту конструкцію. Для одержання великого напору колеса вентиляторів виготовляють із лопатями, які загнуті вперед на кут більше за 90° . Принциповий устрій осьового вентилятору такий же як і осьового насоса.

Робота відцентрового вентилятора (рис. 2.31 б) також аналогічна роботі відцентрового насоса.

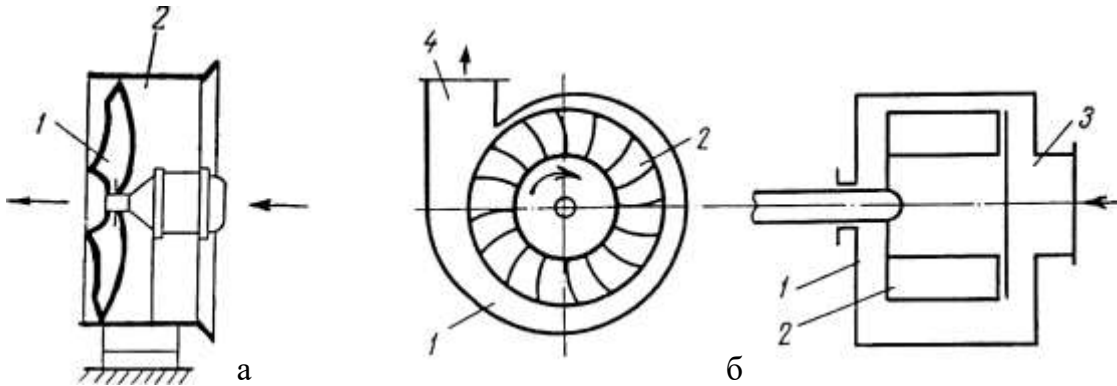


Рисунок 2.31 — Схеми вентиляторів

Під час обертання робочого колеса 2 за рахунок відцентрової сили повітря або газ відкидається до периферії корпусу 1 і виходить через нагнітальний патрубок 4. За рахунок розрідження (вакууму), яке виникає в центрі камери вентилятора, туди через всмоктувальний патрубок 3 поступають нові порції повітря. Залежно від тиску, що розвивається, розрізняють вентилятори низького тиску ($p < 1$ кПа), середнього тиску ($p = 1 \dots 4$ кПа) і високого тиску ($p > 4$ кПа).

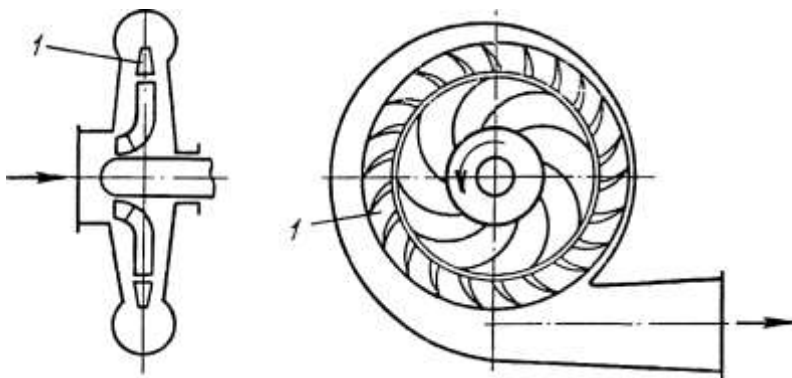


Рисунок 2.32 — Схеми газодувки

Принципова відмінність газодувки (рис. 2.32) від відцентрового вентилятора полягає у тому, що в ній є так званий напрямний апарат 1, в якому відбувається перетворення кінетичної енергії газу в потенційну енергію тиску.

Так само як і для відцентрових насосів, для вентиляторів і газодувок має місце закон пропорційності — залежність між їх основними параметрами — частотою обертання робочого колеса, продуктивністю (об'ємною подачею), створюваним тиском (напором) і потужністю. Ця залежність виражена рівнянням (2.76).

Запитання до підрозділу 2.3

1. За яким принципом класифікують насоси?
2. Назвіть відомі вам типи насосів.
3. До якого типу варто віднести велосипедний насос?

4. Яким насосом є медичний шприц?
5. Як працює відцентровий насос?
6. У чому різниця в призначенні поршневого насоса та поршневого компресора?
7. Чим визначається повний напір, що розвивається насосом?
8. Проаналізуйте, як витрачається повний напір, що розвивається насосом?
9. Чи можна подавати воду з колодязя глибиною 12 м, установивши насос на зрубі колодязя?
10. Як загнуті лопаті відцентрового насоса — вперед чи назад?
11. Проаналізуйте, чи змінюються витрати, напір і споживана потужність зі зміною частоти обертання робочого колеса відцентрового насоса?
12. Які поршневі насоси називають насосами простої дії?
13. Що обмежує максимальний тиск, який розвивається поршневим насосом?
14. Назвіть основний недолік поршневих насосів?
15. Для перекачування яких рідин доцільно застосовувати шестеренний насос?
16. Чи може перекачувати забруднені рідини гвинтовий насос?
17. Назвіть переваги гвинтових насосів?
18. На які групи поділяють пристрої, що перекачують повітря?
19. Чим розрізняються осьові та відцентрові вентилятори?
20. Для чого призначені компресори?
21. Для чого проводять стиснення газу в компресорі?

Розділ 3

ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

Гідромеханіка вивчає рівновагу, рух та взаємодію рідин і газів із тілами, які в них занурені або рухаються.

У гідромеханічних процесах харчових виробництв вирішуються два основні завдання дисперсних систем:

- а) отримання;
- б) розділення.

До процесів отримання дисперсних систем відносяться процеси перемішування, диспергування (емульгування, гомогенізація, розпилення рідин), піноутворення, псевдозрідження.

Основними процесами розділення дисперсних систем є осадження, фільтрування, центрифугування та зворотний осмос.

3.1 ХАРАКТЕРИСТИКА ТА МЕТОДИ ОЦІНКИ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ

Незважаючи на виняткову різноманітність харчових продуктів, що використовуються в харчовій промисловості та ресторанному господарстві, в більшості випадків на різних стадіях технології їх переробки вони являють собою неоднорідні (гетерогенні) системи.

Під неоднорідною системою мають на увазі систему, яка складається із двох або декількох фаз, кожна із яких має свою поверхню розділу і може бути відокремлена механічним шляхом від іншої фази. Будь-яка неоднорідна бінарна система складається із внутрішньої або дисперсної фази та зовнішньої, або дисперсійного середовища, в якому знаходяться частини дисперсної фази. Дисперсна фаза і дисперсійне середовище неоднорідної системи можуть перебувати у будь-якому агрегатному стані: твердому, рідкому або газоподібному.

Система, в якій зовнішня фаза є рідиною, називається рідкою неоднорідною системою, а система з газовою зовнішньою фазою — газовою неоднорідною системою.

Залежно від типу дисперсійної та дисперсної фаз розрізняють наступні неоднорідні системи (рис. 3.1):

— **суспензія** — рідина, яка містить завислі в ній тверді частинки;

— **емульсія** — система, в якій рідке дисперсійне середовище містить завислі в ньому частинки однієї чи кількох інших рідин; при цьому всі складові системи повинні бути взаємо нерозчинні;

— **піни** — системи, що складаються з рідкого дисперсійного середовища і завислих у ньому частинок газу;
 — **пил** або **дим** — зависання твердих частинок у газі;
 — **туман** — система, що складається із газу і завислих у ньому краплинок рідини.

Перші три класи неоднорідних систем є рідкими, два останні — газові. Пил, дим і туман являють собою аеродисперсні системи та носять загальну назву — аерозолі.

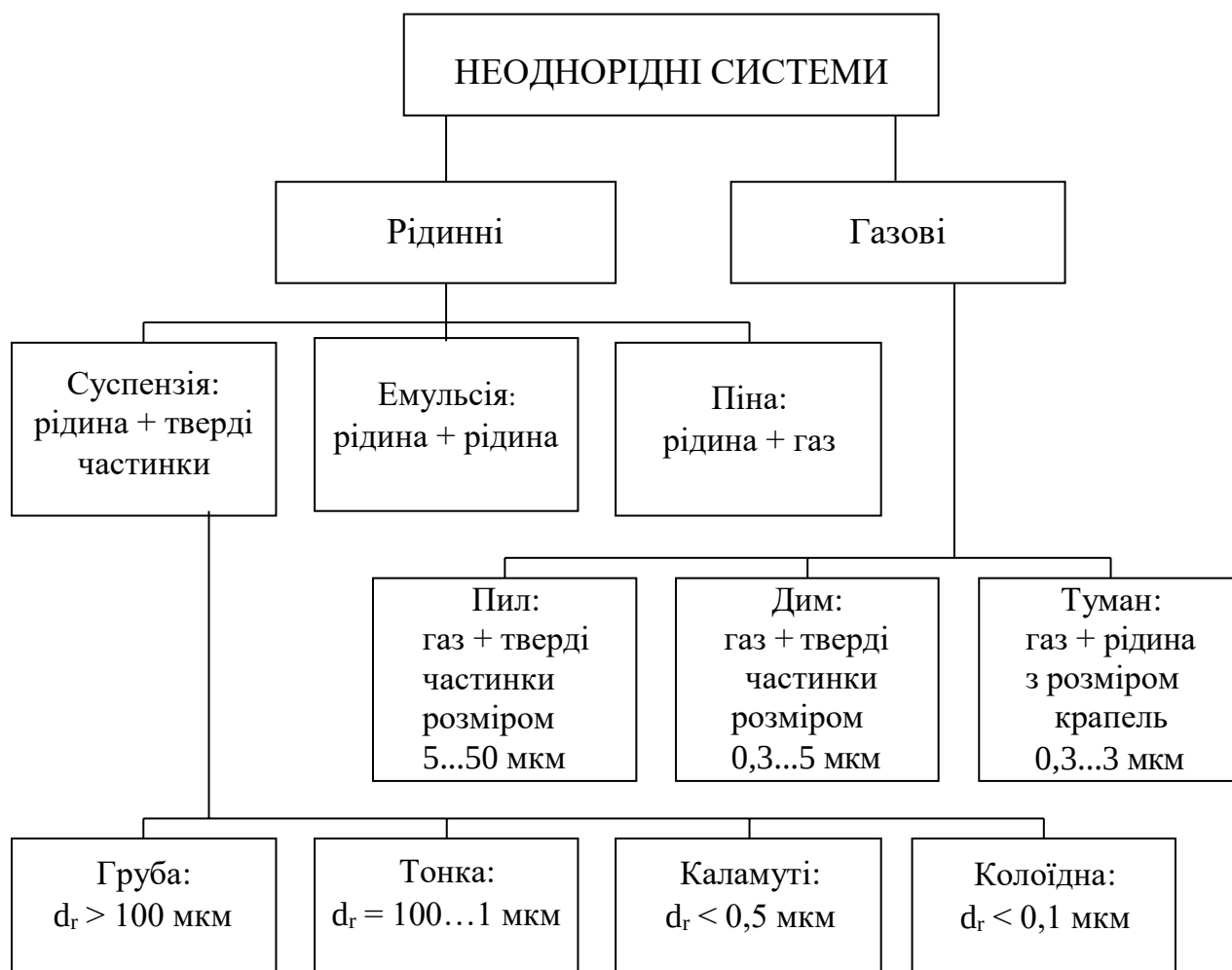


Рисунок 3.1 — Класифікація неоднорідних систем

На харчових виробництвах зустрічаються всі типи неоднорідних систем. Суспензіями є, наприклад, пивне сусло, крохмальне молоко, патока з кристалами цукру, різноманітні соки та соуси. До емульсій можна віднести молоко, суміш олії з водою, тощо. Характерною особливістю емульсій є обмін фаз при підвищенні концентрації: дисперсійне середовище перетворюється в дисперсну фазу, а дисперсна фаза — в дисперсійне середовище. Такий перехід називають інверсією фаз. Цукровий та борошняний пил утворюються під час дроблення цукру-рафінаду на рафінадних заводах, подрібнення зерна на борошномельних заводах.

Пил утворюється також під час просіювання, сушіння та транспортування різних сипких матеріалів: зерна, борошна, цукру-піску та інших продуктів. Тумани утворюються під час випарювання цукрових розчинів, молока, а також під час розпилювання різноманітних рідких продуктів за їх сушіння. До пін можна віднести різного роду креми та інші збиті продукти.

Більшість дисперсних систем не стійкі, тобто мають тенденцію до укрупнення частинок. Укрупнення крапель або бульбашок шляхом їх злиття називають **коалесценцією**, а укрупнення твердих частинок внаслідок їх злипання — **коагуляцією**.

Неоднорідні системи характеризуються концентрацією дисперсної (внутрішньої) фази та розмірами її частинок. Залежно від розподілу частинок за розміром вони поділяються на два основних типи. Монодисперсні системи містять частинки однакового розміру, полідисперсні — частинки різного розміру. У практиці зустрічаються майже виключно полідисперсні системи.

Степінь дисперсності неоднорідних систем залежить від розмірів частинок дисперсної фази і являє собою величину, обернену діаметру частинок:

$$\Delta = \frac{1}{d_{\text{сер.}}}, \quad (3.1)$$

де Δ — степінь дисперсності, м^{-1} ; $d_{\text{сер.}}$ — середній розмір частинок дисперсної фази, м.

Для характеристики ступеня дисперсності використовують також поняття питомої поверхні частинок:

$$S_0 = \frac{S}{V} = \frac{\pi \cdot d_{\text{сер.}}^2}{\pi \cdot \frac{d_{\text{сер.}}^3}{6}} = \frac{6}{d_{\text{сер.}}}, \quad (3.2)$$

де S_0 — питома поверхня частинок, $\text{м}^2/\text{м}^3$; S — поверхня частинки, м^2 ; V — об'єм частинки, м^3 .

Важливим показником полідисперсних систем є середній діаметр частинок дисперсної фази, який визначається за формулою:

$$d_{\text{сер.}} = \sqrt[3]{\frac{d_1^3 \cdot n_1 + d_2^3 \cdot n_2 + \dots + d_i^3 \cdot n_i}{n_1 + n_2 + \dots + n_i}}, \quad (3.3)$$

де $d_1, d_2, \dots, d_i$ — розмір частинок певної групи, мкм; $n_1, n_2, \dots, n_i$ — кількість частинок у цій групі.

Коли мова йде про розмір частинок, то мається на увазі їх визначальний розмір. Для кулеподібних частинок — це діаметр, для частинок іншої форми — найбільший їх розмір.

Важливим для аналізу процесів диспергування і апаратів для їх проведення є характеристика полідисперсних неоднорідних систем, під якою мається на увазі розподіл частинок за їх розмірами. Для характеристики використовують три основні методи: табличний, графічний та математичний.

Розглянемо ці методи. Наприклад, лабораторними дослідженнями за допомогою мікроскопа визначено розмір 500 жирових частинок (кульок) у майонезі, з яких 165 мають розмір від 0 до 2, 225 — від 2 до 4, 95 — від 4 до 6, 10 — від 6 до 8, 5 — від 8 до 10 мкм і більше. На підставі цих даних можна скласти табл. 3.1.

Таблиця 3.1

Характеристика полідисперсної системи

Розмір частинок (середній діаметр жирової кульки) в мкм	Вміст жирових кульок даного розмірного класу від загальної кількості	
	шт.	%
0—2 (1)	165	33
2—4 (3)	225	45
4—6 (5)	95	19
6—8 (7)	10	2
8—10 (9) і більше	5	1
Разом:	500	100

Це приклад табличної характеристики рахункового розподілу частинок. Тут частинки розподілені за їхньою кількістю. Відомі також об'ємний розподіл і розподіл за масою. Об'ємний розподіл являє собою об'єм частинок, що мають той чи інший розмір. Розподіл за масою показує, яка маса припадає на частку частинок даного розміру порівняно з загальною масою дисперсної фази.

Найбільше практичне значення мають графічні методи дисперсної характеристики гетерогенних систем.

У загальному вигляді функціональні залежності графічного розподілу можуть бути наведені в такий спосіб:

$$W(n) = \frac{N_1}{N} \cdot 100; \quad W(g) = \frac{G_1}{G} \cdot 100; \quad W(v) = \frac{V_1}{V} \cdot 100, \quad (3.4)$$

де $W(n)$ — частота рахункового розподілу або відношення кількості частинок заданої розмірної групи до їхньої загальної кількості; $W(g)$ — частота розподілу за масою частинок; $W(v)$ — частота об'ємного розподілу частинок; N_1 , G_1 , V_1 — відповідно кількість, маса, об'єм частинок заданої розмірної групи, шт, кг, м³; N , G , V — відповідно кількість, маса, об'єм усіх частинок, шт, кг, м³.

Основними видами графіків для характеризування розподілу є гістограми, хибні диференціальні криві, інтегральні криві. Як приклад, на рис. 3.2 наведені криві розподілу частинок дисперсної фази відповідно до даних табл. 3.1: а) гістограма рахункового розподілу жирових частинок у майонезі; б) хибна диференціальна крива об'ємного розподілу жирових частинок у майонезі.

Кілька пояснюючих зауважень із приводу інтегральних диференціальних кривих. Інтегральні криві, як видно з назви, будуються в підсумовуючому результаті. Це означає, що кількість частинок кожної розмірної групи приплюсовується до кількості частинок попередніх розмірних груп.

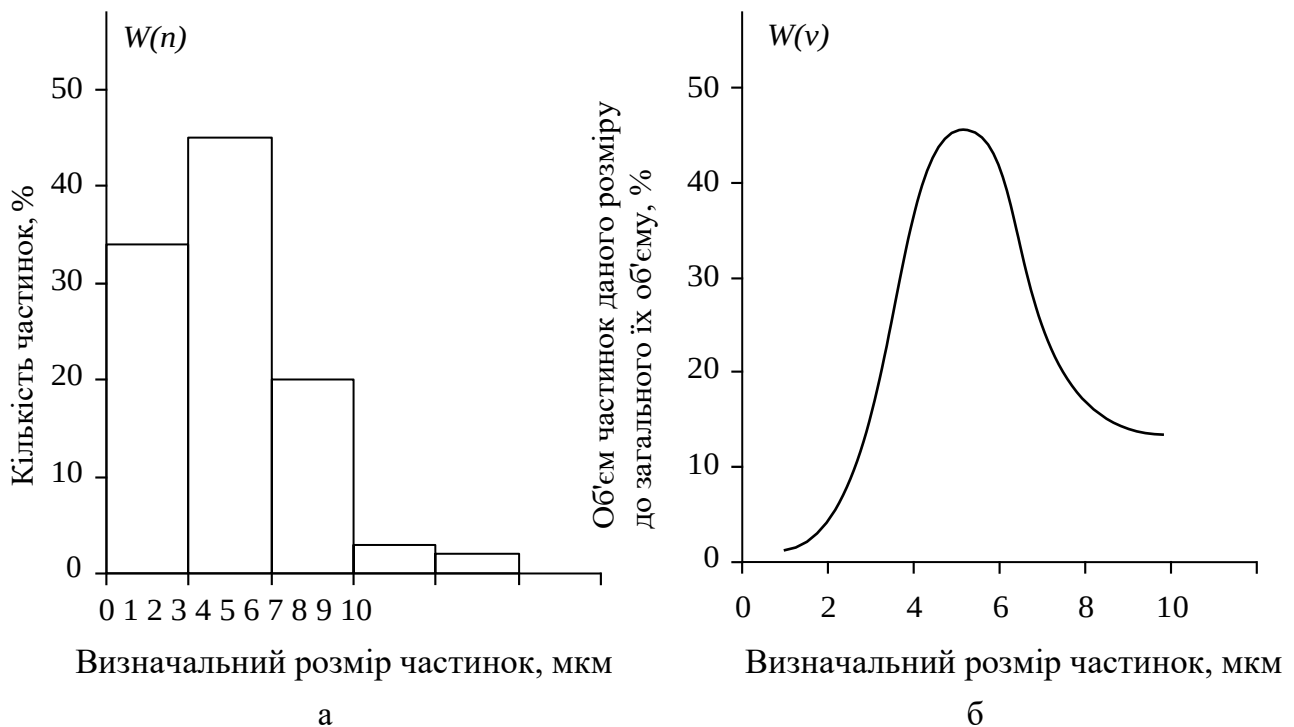


Рисунок 3.2 — Криві розподілу частинок дисперсної фази:
а — гістограма рахункового розподілу жирових частинок у майонезі;
б — хибна диференціальна крива об'ємного розподілу жирових частинок у майонезі

Хибні диференціальні криві будуються на основі експериментальних даних і являють собою згладжену гістограму.

З метою аналітичного узагальнення закономірностей розподілу частинок дисперсної фази в гетерогенних системах роблять спроби одержати математичні залежності, що характеризують ці закономірності.

Так, відома, наприклад, формула, що показує розподіл жирових кульок в молоці:

$$N_i = 1 - e^{-\left(\frac{d^2}{d_0}\right)}, \quad (3.5)$$

де N_i — число жирових кульок, діаметр яких не перевищує d ; d — максимальний діаметр жирових кульок заданої розмірної групи, м; d_0 — визначальний (середній) діаметр жирових кульок заданої розмірної групи, м.

Запитання до підрозділу 3.1

1. Перелічити ознаки, за якими розрізняють неоднорідні системи.
2. Які рушійні сили використовують під час поділу неоднорідних систем?
3. Що називають визначальним розміром частинки?
4. Які методи використовують для характеристики полідисперсних неоднорідних систем?
5. Наведіть приклади харчових неоднорідних систем.

3.2 ОТРИМАННЯ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ

3.2.1 Перемішування

Перемішуванням називається процес взаємного переміщення частинок однієї речовини в іншу із метою їх рівномірного розподілу за всім об'ємом, який перемішується. Перемішувані системи можуть бути або рідинами, або сипкими речовинами, причому перемішуватись можуть як речовини, що перебувають в однаковому агрегатному стані, так і в різному. Перемішування двох або більше твердих сипких матеріалів — суто механічний процес і його буде розглянуто пізніше. Гідромеханічні процеси зумовлюють, в основному, перемішування з метою створення неоднорідних систем. Перемішування може бути вільним або вимушеним. Вільне перемішування може відбуватися внаслідок молекулярної дифузії, різниці густин або температур у різних шарах рідини або під впливом кількох цих чинників одночасно. Під час молекулярної дифузії речовина перемішується у тому напрямку, де концентрація її менша, і в такий спосіб вирівнюватиметься концентрація в усьому об'ємі. Молекулярна дифузія — це дуже повільний процес перемішування, тому на практиці застосовують вимушене перемішування. Воно відбувається за рахунок підведення зовні механічної енергії.

У харчовій промисловості та ресторанному господарстві перемішування матеріалів застосовується з метою:

- 1) одержання гомогенних (однорідних) розчинів, суспензій, емульсій і т.п.;
- 2) рівномірного розподілу однієї фази в іншій;

3) підтримання дисперсної фази в завислому стані;

4) збільшення швидкості хімічних, теплових і масообмінних процесів, тому як зі збільшенням турбулентності покращуються умови підводу теплоти до поверхні теплообміну або речовини до межі розділу фаз. Це досягається в результаті зменшення товщини пограничного шару, збільшення і безперервного оновлення поверхні розділу взаємодіючих фаз;

5) проведення фізико-хімічних процесів, наприклад процесів сатурації, кристалізації;

6) підігрівання рідкої системи у випадку подавання в неї гострої пари;

7) проведення оксидаційних процесів у разі подавання в систему повітря або кисня і т.ін.

Приклади перемішування в ресторанному господарстві: заміс тіста, перемішування і збивання кондитерських мас (кремів, вершків, яєць, начинок і т.ін.), фаршу, сиру, картопляного пюре і т.ін.

Яке б цільове призначення не мав процес перемішування, загальні закономірності його здійснення залишаються однаковими.

Перемішування здійснюється або в спеціальних апаратах, які називаються змішувачами, або безпосередньо в апаратах, де відбуваються масообмінні, теплообмінні, біохімічні, хімічні та інші процеси. Такі апарати мають відповідні пристрої для перемішування — мішалки.

Як вже було відмічено вимушене перемішування відбувається за рахунок підведення механічної енергії. Ця енергія витрачається на подолання сил тертя і сил взаємодії між молекулами і частинками перемішуваних середовищ. Механічна енергія до середовищ, які перемішуються, може підводитися різними способами, тому існує декілька способів перемішування: механічне, пневматичне, циркуляційне та перемішування в потоці з допомогою нерухомих вставок (потокове перемішування).

Найбільш важливими характеристиками перемішувальних пристроїв є їх ефективність та інтенсивність дії, а також витрата енергії на проведення процесу.

Ефективність роботи мішалок характеризує якість проведення процесу і може бути виражена по-різному, залежно від мети перемішування. Наприклад, в разі одержання суспензій і емульсій ефективність перемішування можна оцінити за ступенем одержаної однорідності в об'ємі, що перемішується. При цьому перемішування буде тим кращим, чим швидше буде досягнуто однакової концентрації одного компонента в усіх частинах об'єму рідини, що перемішується. При інтенсифікації теплових і дифузійних процесів ефективність характеризується відношенням коефіцієнтів тепловіддачі та масовіддачі під час перемішування та без нього.

У простому випадку ефективність перемішування може бути оцінена як степінь рівномірності розподілення одного (ключового) компонента в усіх частинах об'єму, що перемішується:

$$\beta = \Delta C \cdot 100 / C_0, \% \quad (3.6)$$

де C_0 — середня концентрація ключового компонента за його ідеального розподілення у всьому об'ємі; ΔC — величина відхилення концентрації ключового компонента в окремих точках (пробах) об'єму, що перемішується, від середньої концентрації.

$$\Delta C = [(C_1 - C_0) + (C_2 - C_0) + (C_3 - C_0) + \dots + (C_m - C_0)] / m,$$

де $C_1, C_2, C_3, \dots, C_m$ — середні концентрації ключового компонента в окремих точках (пробах); m — число проб (точок), що аналізуються.

Із формули (3.6) видно, що чим менше β , тим ефективніше перемішування. У випадку ідеального перемішування $\beta = 0$ його ефективність під час приготування суспензій визначається мінімальною частотою обертання мішалки (в об/с), за якого забезпечується підтримання дисперсної фази в завислому стані:

$$n_{min} = \alpha_1 \cdot (\rho_T - \rho)^{0,5} \cdot d_T^{0,5} \cdot D^{m_1} / (\rho^{0,5} \cdot d^{n_1}), \quad (3.7)$$

де d_T — діаметр твердих частинок, м; D — діаметр апарата (корпусу змішувача), м; d — діаметр лопаті мішалки, м; ρ — густина рідини, кг/м³; ρ_T — густина частинок, кг/м³; n_1, m_1 — показники степеня (табл. 3.2); α_1 — показник пропорційності (табл. 3.2).

За будь-якої частоти обертання мішалки (в об/с) буде досягнуто ефективність утворення емульсії, що визначається з емпіричної залежності:

$$n_{min} = \alpha_2 \cdot (\rho_2 - \rho_1)^{0,32} \cdot \sigma^{0,19} \cdot D^{m_2} / (\rho_2^{0,5} d^{n_2}), \quad (3.8)$$

де ρ_2 — густина дисперсійного середовища, кг/м³; ρ_1 — густина дисперсної фази, кг/м³; σ — поверхневий натяг між фазами, Дж/м².

Значення α_2, n_2, m_2 дані в табл. 3.2.

Інтенсивність перемішування визначається часом досягнення заданого технологічного результату.

Механічне перемішування

Механічне перемішування застосовується майже виключно для перемішування краплинних рідин. Воно здійснюється мішалками різних конструкцій, із яких найширше використовуються лопатеві, пропелерні та турбінні. У особливих випадках використовуються спеціальні типи мішалок — якірні, гвинтові, шнекові, рамні, дискові, вібраційні та ін.

Вал мішалки може бути встановлений в апараті вертикально, горизонтально або з нахилом. За частотою обертання робочого органу перемішуючі пристрої поділяються на тихо- і швидкохідні.

Таблиця 3.2

Значення коефіцієнтів і показників степеня з формул (3.7) і (3.8)

Тип мішалки	Суспензія			Емульсія		
	a_1	m_1	n_1	a_2	m_2	n_2
Лопатева	46,4	0	1,0	3,02	1,3	2,17
Пропелерна	20,6	1,0	2,0	6,05	0,67	1,54
Турбінна закрыта	14,7	1,0	2,0	4,72	0,67	1,54

Лопатеві мішалки (рис. 3.3 а) використовують для перемішування рідин із помірною в'язкістю. Вони мають одну або декілька плоских вертикальних пластин 1, закріплених на вертикальному валу. Такі лопаті надають рідині в основному обертальний рух. Щоб забезпечити переміщення рідини у вертикальному напрямку, установлюють також нахилені лопаті під кутом до горизонту від 45° до 60° . Діаметр лопатей $d = (0,6 \dots 0,7)D$, де D — діаметр корпусу апарата. Колова швидкість на кінцях лопатей не перевищує 5 м/с. Частота обертання лопатевих мішалок зазвичай $0,35 \dots 0,5$ об/с. Оскільки на поверхні рідини під час обертання мішалки можливе утворення лійки (воронки), яка погіршує умови перемішування контактуючих фаз, до стінок корпусу закріплюють вертикальні відбиваючі перегородки 2 шириною $b = 0,1D$.

Пропелерні мішалки (рис. 3.3 б) виготовляють з двома або трьома лопатями (пропелерами). Лопаті цих мішалок зігнуто за профілем пропелера, тобто зі зміною кута нахилу по їх довжині (від 0° у осі до 90° на кінці). Завдяки цьому частинки рідини відштовхуються гвинтом у багатьох напрямках, що забезпечує гарне перемішування.

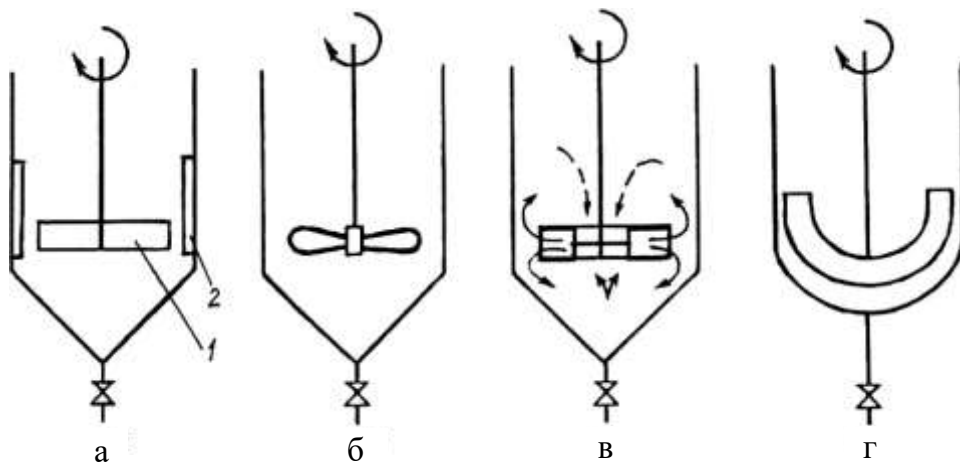


Рисунок 3.3 — Лопатеві мішалки

Діаметр пропелера $d = (0,25 \dots 0,3) D$, частота обертання — $2,5 \dots 16$ об/с.

Для надання осевого напрямку потоку рідини, що створюється пропелером, його часто розміщують у дифузорі — короткому циліндрі з розтрубом.

Турбінні мішалки (рис. 3.3 в) забезпечують гарне перемішування в'язких рідин і суспензій.

Робочим органом турбінних мішалок є турбінне колесо діаметром $d = (0,25 \dots 0,3) D$, що обертається на вертикальній осі. Принцип дії аналогічний роботі колеса відцентрового насоса. Рідина входить у колесо по осі крізь центральний отвір і, діставши прискорення від лопатей, викидається з колеса в радіальному напрямі. Іноді обертове колесо встановлюють усередині нерухомого напрямного колеса з лопатями. Цим досягають плавної зміни напрямку потоку рідини та зменшують гідравлічні витрати. Для кращого перемішування на вал мішалки насаджують дві турбінки. Частота обертання турбінних мішалок складає $3,3 \dots 33,0$ об/с.

Якірна мішалка (рис. 3.3 г) використовується для перемішування густих і в'язких рідинних середовищ. Лопаті цієї мішалки зігнута за формою стінки і дна апарата. Обертаючись з частотою $0,8 \dots 1,0$ об/с на відстані $5 \dots 8$ мм від стінки така лопать очищає стінки апарата від маси, що на них налипла.

У дискових, конусних і кульових мішалках робочим органом є відповідно диск, порожнистий конус і куля, які обертаються на осі.

У **вібраційних мішалках** робочий орган — це перфорований диск, закріплений на валу, що переміщується то вгору, то вниз (рис. 3.4). Напрямок потоку рідини забезпечують профільовані отвори в диску.

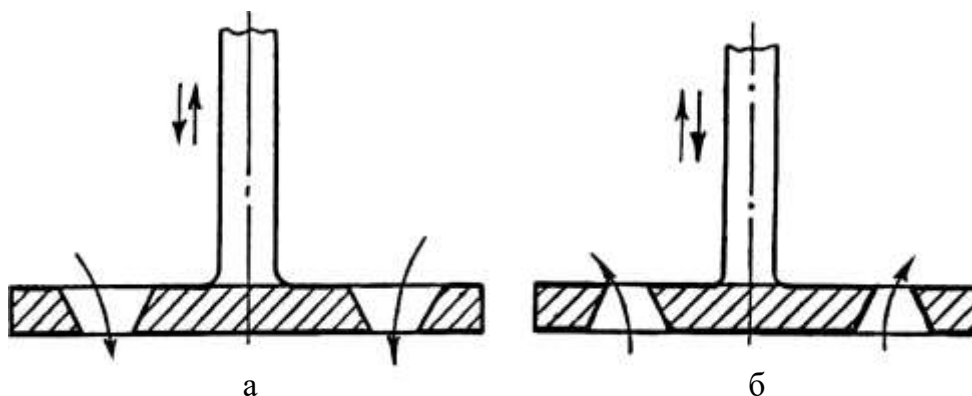


Рисунок 3.4 — Робочий диск вібраційних мішалок

Енергетично ці мішалки дуже економічні, придатні для перемішування рідких сумішей і суспензій. Особливо доцільно їх використовувати в апаратах, які працюють під тиском, оскільки вал, що

рухається у вертикальному напрямі, ущільнити значно легше, ніж обертовий. Мішалки цього типу можна використовувати як емульгатори і збивалки. Порівняно з обертовими мішалками, дія яких визначається до деякої міри також тертям рідини об стінки посудини, їх перевага у тому, що вони створюють вертикальний знакозмінний рух частинок, за якого немає потреби якимось спрямовувати рух потоку. До того ж у випадку вібраційного перемішування не утворюється лійкоподібна заглибина. Час, потрібний для розчинення, гомогенізації або диспергування, у разі вібраційного перемішування значно скорочується.

Витрата енергії у разі механічного перемішування

Оскільки під час механічного перемішування відбувається вимушений рух рідини, для визначення витрати енергії можна скористатися узагальненим рівнянням гідродинаміки, яке одержане для умов, коли береться до уваги дія сили тяжіння.

Потужність, яка витрачається мішалкою на перемішування, передається на приведення в рух рідини, що знаходиться в посудині. Ця потужність, в кінцевому рахунку, внаслідок внутрішнього тертя в шарах рідини переходить у теплоту. Перемішувачий пристрій є насосом, а посудина для перемішування, проточні канали між корпусом і мішалкою — гідравлічною мережею, по якій рухається рідина, яка перемішується. Між насосом і мережею існують матеріальний та енергетичний баланси. Матеріальний баланс полягає в рівності витрати рідини, яка подається мішалкою, витраті, яка споживається мережею. Енергетичний баланс полягає в рівності потужності мішалки та потужності, яка споживається мережею (гідравлічної):

$$N_m = N_z, \quad (3.9)$$

де N_m — потужність мішалки; N_z — потужність, яка споживається на рух рідини в посудині для перемішування.

Потужність N_m можна визначити як потужність насоса, а потужність N_z , яка споживається в мережі, як потужність, яка витрачається на рух рідини в трубопроводі складного профілю поперечного перетину.

Тоді:
$$N_m = Q_v \cdot \Delta p_m, \quad \text{а} \quad N_z = Q_v \cdot \Delta p_z,$$

де Q_v — об'ємна подача (витрата) рідини; Δp_m — різниця тисків, яка створюється мішалкою; Δp_z — різниця тисків, яка споживається мережею.

За умови (3.9) одержуємо:

$$\Delta p_m = \Delta p_z = \Delta p; \quad N = Q_v \cdot \Delta p. \quad (3.10)$$

Різницю тисків на рух рідини в посудині можна визначити за формулою витрат напорів в трубопроводі (2.45):

$$h = \frac{\Delta p}{\rho g} = \frac{Z}{2 \cdot g} \left(\lambda \cdot \frac{v^2}{d} + \sum \xi \right), \quad (3.11)$$

де v — середня швидкість течії рідини.

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

$$\lambda = f(Re_m).$$

Визначимо потужність, яка споживається пропелерною мішалкою (рис. 3.3 б). Будемо вважати, що різниця рівнів, на яку мішалка переміщує рідину, дорівнює висоті рідини в посудині $\Delta Z = H$, а довжина шляху, який проходить рідина в посудині, $l = k \cdot H$, де k — коефіцієнт пропорційності.

У якості характерного лінійного розміру оберемо діаметр лопатей мішалки d , а характерної швидкості — колову швидкість кінця лопаті $v = \pi \cdot d \cdot n$, де n — частота обертання мішалки, s^{-1} .

Можна вважати, що $v \sim nd$.

Помножимо всі члени рівняння (3.11) на g/v^2 , підставимо в нього значення ΔZ та l і одержимо (без врахування місцевих опорів):

$$\frac{\Delta p}{\rho \cdot v^2} = \frac{H \cdot g}{v^2} + f(Re_m) \cdot \frac{H}{d}. \quad (3.12)$$

Ліва частина цього рівняння — є критерій Ейлера (1.36).

Використовуючи значення Δp із (3.10) його можна навести таким чином:

$$\frac{\Delta p}{\rho \cdot v^2} = \frac{N}{Q_v \cdot \rho \cdot v^2}. \quad (3.13)$$

Знаходячи Q_v із рівняння нерозривності (2.30), одержимо $Q_v = vS$. Якщо вважати, що площа поперечного перерізу потоку рідини в посудині мішалки $S \sim d^2$, а $v \sim nd$, то $Q \sim nd^3$. Тоді права частина рівняння (3.13) запишеться як:

$$\frac{N}{Q \cdot \rho \cdot v^2} = \frac{N}{\rho \cdot n^3 \cdot d^5}; \quad k_n = \frac{N}{\rho \cdot n^3 \cdot d^5}.$$

Величина k_n є модифікованим критерієм Ейлера для механічного перемішування і часто називається критерієм потужності мішалки, тобто

$$Eu_m = \frac{N}{\rho \cdot n^3 \cdot d^5} = k_n. \quad (3.14)$$

Рахуючи, що $H \sim d$, безрозмірний комплекс $H \cdot g/v^2$ у рівнянні (3.12) можна записати у вигляді:

$$\frac{H \cdot g}{v^2} = \frac{g \cdot d}{n^2 \cdot d^2} = \frac{g}{n^2 d} = Fr_m, \quad (3.15)$$

де Fr_m — модифікований критерій Фруда для перемішування.

Критерій Рейнольдса для перемішування при $v \approx nd$ набуває вигляду:

$$Re_m = \frac{v \cdot d}{\vartheta} = \frac{n \cdot d^2}{\vartheta} = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\eta}. \quad (3.16)$$

На основі співвідношення (3.12) можна записати наступне рівняння подібності, яке характеризує процес перемішування:

$$Eu_m = f(Re_m, Fr_m). \quad (3.17)$$

Як показують дослідження, Fr_m слабо впливає на величину Eu_m , тому впливом сили тяжіння при перемішуванні можна знехтувати. У цьому випадку з рівняння (3.17) випускається модифікований критерій Фруда і одержується рівняння подібності для процесу перемішування:

$$\begin{aligned} \text{або } Eu_m &= f(Re_m); \\ Eu_m &= C \cdot Re_m^\kappa, \end{aligned} \quad (3.18)$$

де C — коефіцієнт пропорційності; κ — показник степеня.

Рівняння (3.18) можна застосувати для визначення витрат енергії у разі механічного перемішування в робочий період, тобто коли режим роботи встановився.

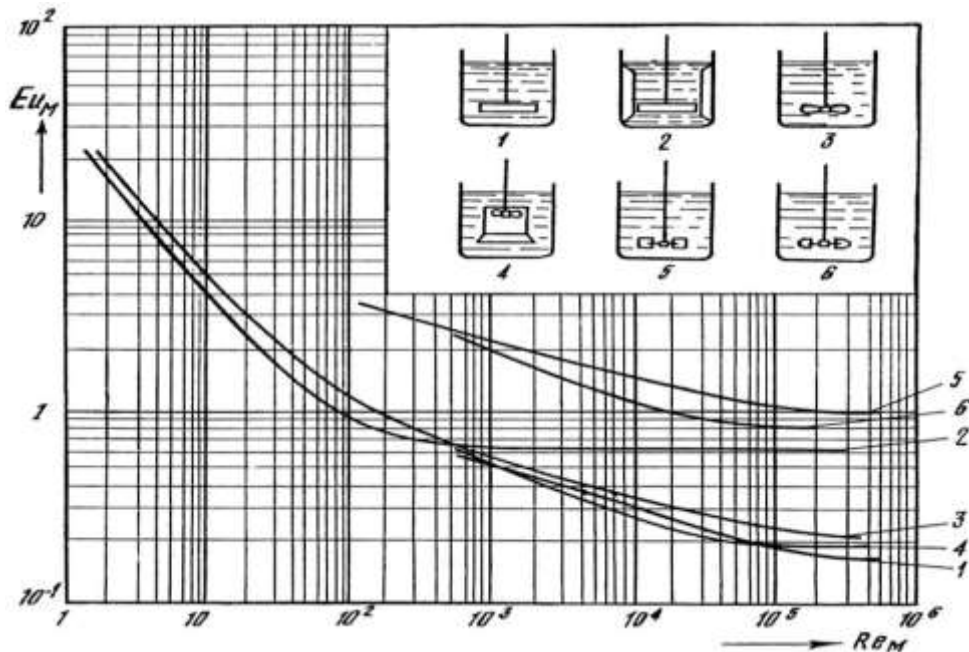


Рисунок 3.5 — Графічна залежність Eu_m від Re_m для різних типів мішалок

Значення коефіцієнта C і показника степеня k визначають дослідним шляхом; вони залежать від типу мішалки, конструкції апарата і режиму перемішування. У спеціальній літературі наведено значення цих коефіцієнтів для найбільш розповсюджених типів мішалок. Для спрощення розрахунків на підставі експериментальних даних багатьох дослідників складений графік залежності Eu_m від Re_m для різних типів мішалок (рис. 3.5). Тут показано також принципові схеми мішалок, для яких побудовано графік.

Користуючись графіком можна за відомих Re_m знайти Eu_m , а потім визначити за (3.14) витрати енергії на перемішування N у робочий період для нормалізованих мішалок:

$$N = Eu_m \cdot \rho n^3 \cdot d^5.$$

Якщо є відхилення від геометричної подібності, то треба ввести поправку або застосувати інші графіки, побудовані для відповідних умов. Поправку вводять також у випадку дуже шорстких стінок посудини, при встановленні відбивних перегородок, змійовиків і т.ін. Отже, необхідно одержане значення N помножити на наступні

коефіцієнти: $f_{ш} = 1,1 \dots 1,2$ — для шорстких стінок; $f_z = 2 \dots 3$ — за наявності змійовика; $f_z = 1,1$ — за наявності гільзи для термометра.

Співвідношення висоти рівня H рідини в апараті та його діаметра D

враховується коефіцієнтом $f_n = \sqrt{\frac{H}{D}}$.

З урахуванням вказаних уточнень, коефіцієнта $f_n = 1,3 \dots 1,5$, який враховує пусковий момент, і ККД передачі $\eta_n = 0,8 \dots 0,85$, необхідна потужність електродвигуна для мішалки (у кВт) буде дорівнювати:

$$N_{дв} = N \cdot f_n \cdot f_{ш} \cdot f_n \cdot f_z \cdot f_z / (1000 \cdot \eta_n). \quad (3.19)$$

Циркуляційне перемішування

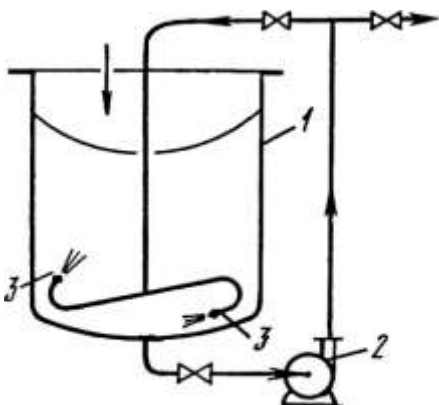


Рисунок 3.6 — Схема циркуляційного перемішування

Циркуляційне перемішування (рис. 3.6) здійснюється багатократним перекачуванням рідини за контуром: апарат 1 — циркуляційний насос 2 — апарат 1. Трубопроводи, по яких рідина нагнітається в апарат, установлюють під деяким кутом до горизонталі та дотично до стінок апарата. Кінці трубопроводів постачаються спеціальними насадками 3, через які рідина розбризкується в об'ємі апарата. Такі устрої використовують замість механічного перемішування

для одержання гомогенних (однорідних) розчинів і неоднорідних систем — суспензій або емульсій. У якості циркуляційного насоса використовують відцентровий або струминний. Циркуляція збільшується по мірі збільшення продуктивності насоса. Проте цей спосіб не завжди придатний, тому що рідина, яка проходить по трубопроводах і через насос, поступово охолоджується, що може бути небажаним. Крім цього, для перекачування в'язких рідин потрібні спеціальні насоси.

Витрата енергії на циркуляційне перемішування з допомогою насоса визначається за формулою (2.73).

Потокове перемішування

Для перемішування компонентів у потоці використовують різноманітні конструкції змішувачів (рис. 3.7).

У них змішування потоків у корпусі 1 досягається за рахунок багатократного перемішування їх на діафрагмах 2 і розсікачах 3 (рис. 3.7 а), напівперегородках чи полицях 4 (рис. 3.7 б). Нерухомі устрої, які встановлюються в трубопроводі, сприяють багатократній зміні напрямку руху, а також турбулізації потоку, що приводить до перемішування. Доцільність застосування перемішування в трубопроводі зумовлена дешевизною і простотою цього способу.

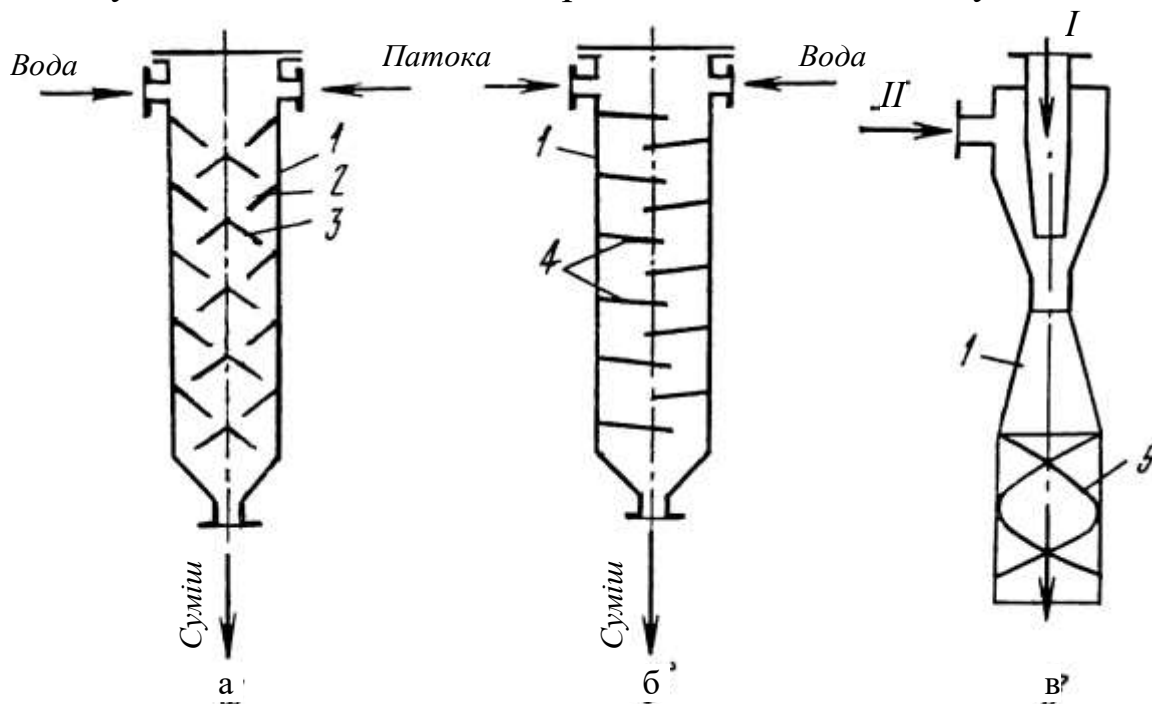


Рисунок 3.7 — Схеми устроїв для перемішування в потоці

Частіше для перемішування рідин у трубопроводі застосовують інжекторний спосіб. У інжекторних змішувачах (рис. 3.7 в) одна із

рідин (І) з великою швидкістю проходить через сопло, створюючи розрідження в навколишньому просторі. Сюди підсмоктується інша рідина (ІІ), яка інтенсивно перемішується з першою. Ефективність перемішування в таких пристроях можна підвищити, вмонтувавши гвинтові вставки 5.

Потоковий спосіб перемішування потребує витрат великої кількості енергії потоку рідини, тому він використовується у випадку взаємної розчинності та низької в'язкості рідинних компонентів суміші, тобто за великих швидкостей і відносно великої довжини трубопроводу. Турбулізатори розглядаються під час розрахунків як місцеві опори.

Пневматичне перемішування

Пневматичне перемішування рідинних середовищ здійснюють в апаратах, які в якості пристроїв, що перемішують, обладнуються: 1) газорозподільними перфорованими решітками; 2) пористими плитками; 3) барботерами або ерліфтами.

Барботер (рис. 3.8 а) являє собою трубу (або систему труб) з отворами або сіткою, встановленою біля дна посудини. У барботер подається під тиском повітря, інертний газ або водяна пара. Газ виходить через отвори барботера у вигляді багаточисельних струминок (бульбашок) в різні боки і захоплює за собою частинки рідини. Інтенсивність перемішування збільшується із зростанням тиску газового потоку.

На перемішування з допомогою барботерів витрачається значно більше енергії, ніж на механічне перемішування. У низці випадків барботери використовуються в харчовій промисловості для нагрівання і перемішування сировини водяною парою. В якості такого прикладу може бути процес дезодорації жирів і олій, який проводиться на маргаринових підприємствах. Через шар жиру барботує водяна пара, яка інтенсивно перемішує жир і захоплює з собою речовини, які зумовлюють його неприємний запах.

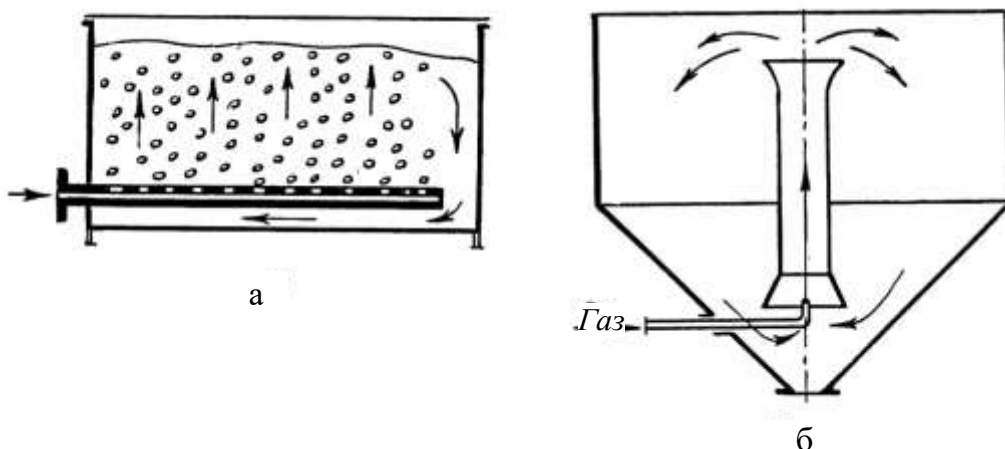


Рисунок 3.8 — Схема пневматичного перемішування

Ерліфт (повітряний підйомник) діє за рахунок стисненого повітря, яке, потрапляючи в нижню частину устрою (трубу), утворює в ній повітрянорідинну суміш, густина якої менша густини рідини, що знаходиться зовні труби (рис. 3.8 б). Бульбашки повітря, рухаючись по центральній трубі, розширюються внаслідок зменшення тиску, і швидкість повітрянорідинної суміші збільшується. За необхідності суміш повертається в апарат і цикл повторюється. Гранична наведена швидкість газу в ерліфтах — 2 м/с, циркуляційний потік досягає швидкості — 1 м/с.

Витрата енергії під час пневматичного перемішування залежить від об'ємної подачі газу (пари) і витрат напору під час його руху через апарат.

Орієнтовно потужність газодувки (у Вт) визначається за формулою:

$$N = Q_v \cdot p / \eta, \quad (3.20)$$

де Q_v — об'ємна витрата, м³/с; p — гідравлічний опір, який долає газодувка, Па; η — об'ємний ККД газодувки.

Об'ємна витрата складає $Q_v = 0,4 \dots 1,0$ м³/хв на 1 м² вільної поверхні рідини.

Необхідний тиск газу на виході в барботер p (в Па) визначається за формулою:

$$p = p_0 + \rho_r gh + (\rho_g v_z^2 / 2) \cdot (1 + \sum \zeta), \quad (3.21)$$

де p_0 — тиск над перемішуваною рідиною в апараті, Па; ρ_r — густина рідини, кг/м³; h — висота шару рідини над барботером, м; ρ_g — густина газу, кг/м³; v_z — швидкість газу на виході з барботера, м/с; $\sum \zeta$ — сумарний коефіцієнт опору барботера.

Перемішування пластичних мас

Провідне місце в харчовій промисловості та ресторанному господарстві за об'ємом виробництва, споживання і багатоманітністю займають харчові дисперсні продукти, які включають тверду та рідинну фази, а часто за наявності газової — пластичні маси. До них відносяться, перш за все, всі види борошняного тіста хлібопекарного, макаронного і кондитерського, шоколадні та цукеркові маси, м'ясні, овочеві та рибні фарші, сирні маси, густі креми тощо. Якість цих продуктів та напівфабрикатів значною мірою залежить від дисперсності та однорідності їх структури та рівномірності розподілення компонентів, що визначається процесом перемішування. При цьому перемішуванням вирішуються і низка інших завдань — розминання маси, насичення її

повітрям і надавання їй відповідних механічних властивостей. Інколи перемішування супроводжується процесами плавлення, твердіння, кристалізації, тощо, що веде до зміни агрегатного стану продуктів.

Для перемішування пластичних мас використовують низку спеціальних типів змішувачів, які можуть бути розділені на дві основні групи: періодичної та безперервної дії. Вони можуть мати устрої, що перемішують, з вертикальною або горизонтальною оссю.

Для періодичного перемішування пастоподібних матеріалів використовуються змішувачі з обертальними лопатями (рис. 3.9 а). Змішувач являє собою корпус із дном у формі двох напівциліндрів, в якому назустріч один одному обертаються два горизонтальні вали з лопатями. Найбільш розповсюдженою є Z-подібна форма лопатей. Такі змішувачі часто мають оболонки для підігрівання.

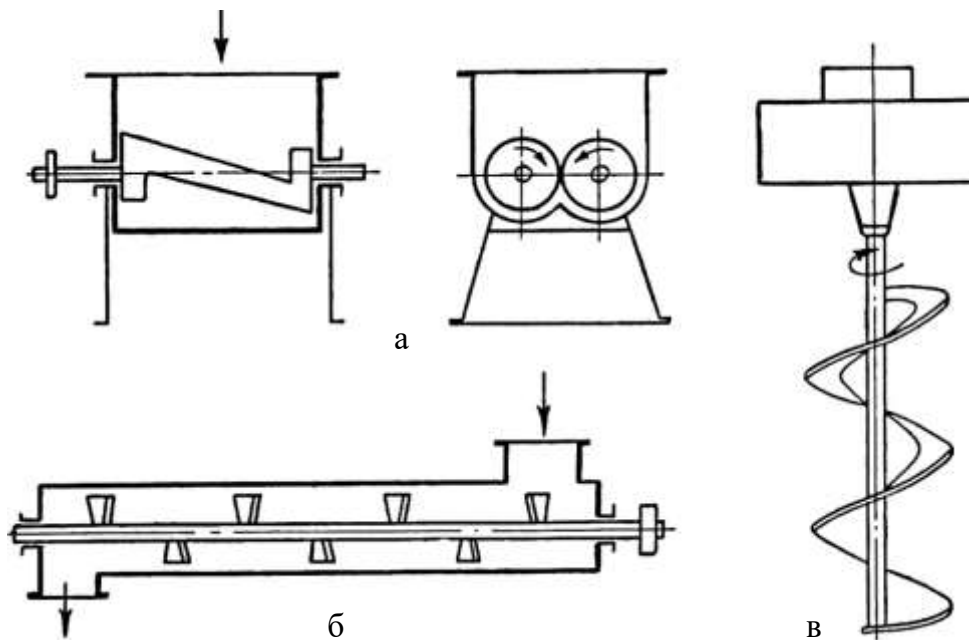


Рисунок 3.9 — Пристрої для пластичних матеріалів, що перемішують

У шнекових лопатевих змішувачах, які використовуються для перемішування високов'язких рідин до $\eta = 500$ Па·с (рис. 3.9 б), робочими органами є одинарні або парні вали — шнеки з T-подібними лопатями. Вали обертаються в корпусі з циліндричним днищем із різними частотами, здійснюючи одночасно перемішування і транспортування матеріалів.

Стрічкові змішувачі (рис. 3.9 в) відрізняються лише формою лопатей, виготовлених із плоских стрічок, зігнутих по гвинтовій лінії та закріплених на валу змішувача. Частота обертання вала в лопатевому і стрічковому змішувачах невелика — 10...15 об/хв. Тому процес змішування в апаратах із лопатевими робочими органами досить тривалий. У промисловості використовують також змішувачі, робочі

органи яких здійснюють складні просторові рухи. Прикладом такого змішувача є тістомісильна машина ТММ-1М, яка використовується в ресторанному господарстві та хлібопекарній промисловості.

3.2.2 Диспергування

Диспергування — процес подрібнення рідких, твердих і газових речовин у рідині, а також подрібнення рідких і твердих речовин у газі з метою утворення дисперсних систем. Дисперсійне середовище — це рідина або газ, а дисперсна фаза може бути рідиною (при цьому після диспергування одержують емульсію або туман), твердим матеріалом (після диспергування одержують суспензію або пил) чи газом (одержують піни).

Серед цих процесів можна виділити три основних: емульгування, гомогенізацію та розпилення рідин.

Емульгування — це процес диспергування з метою одержання емульсій, тобто систем із двох рідин, які не змішуються між собою. Прикладом таких неоднорідних систем є емульсії жирів і води. Жир та олія у воді не розчиняються і з нею не змішуються. Вони можуть утворювати з водою емульсії різних типів. Якщо краплини жиру (дисперсна фаза) розподілені в суцільній масі (дисперсійне середовище), то утворюється емульсія «жир у воді», яка ще має назву емульсії прямого типу. Типовим представником емульсій прямого типу є молоко, в якому дуже подрібнені краплини молочного жиру розподілені в масі води. Якщо подрібнені крапельки води розподілені в суцільній масі жиру, то вони утворюють емульсію «вода в жирі», яка має назву емульсії зворотного типу. За відповідних умов емульсія одного типу може переходити в емульсію іншого. Зустрічаються емульсії змішаного типу, в яких обидві речовини, які входять в емульсію, — жир і вода — утворюють суцільну масу. Вони найчастіше утворюються за значної концентрації жиру в воді.

Прикладом емульсій змішаного типу може бути вершкове масло, яке вміщує в середньому 82,5% жирів і до 16% води, а також деякі види маргарину. Слід відмітити, що в 1 г вершкового масла знаходиться від 9 до 25 млрд склеєних між собою жирових кульок і від 8 до 16 млрд водяних краплинок.

Емульсії типу «жир у воді» за концентрацією дисперсної фази поділяються на три види:

- розведені, у яких вміст жиру становить до 2% і розмір частинок сягає 10—7 м. Такі емульсії є стійкими і без введення стабілізаторів;
- концентровані із вмістом жиру до 74%;
- висококонцентровані із вмістом жиру понад 74%.

На характер емульсії, на деякі її властивості впливають розміри краплинок дисперсної фази. Розміри краплинок характеризують дисперсність емульсії — чим вони менші, тим вища її дисперсність і стійкість. Для одержання і зберігання стійких емульсій необхідно використовувати спеціальні речовини — емульгатори. Фізико-хімічна дія емульгаторів досить складна. По-перше, вони знижують поверхневий натяг на межі розділу між жировою краплиною й водою. Внаслідок зниження поверхневого натягу сила, яка діє на поверхні, прагне скоротити цю поверхню до найменших можливих меж у разі заданого об'єму. Оскільки такою найменшою поверхнею, як відомо, є куля, то емульгатори полегшують створення високодисперсних емульсій із емульгуючою речовиною в формі найдрібніших кульок.

По-друге, емульгатори створюють на поверхні жирових частинок найтоншу оболонку, яка надає їм стійкості та перешкоджає розширюванню емульсій (перешкоджають злиттю крапель емульсії між собою).

У природі та техніці існує велика кількість різних емульгаторів. Найбільш використовувані в харчовій промисловості та ресторанному господарстві емульгатори наведено на рис. 3.10.

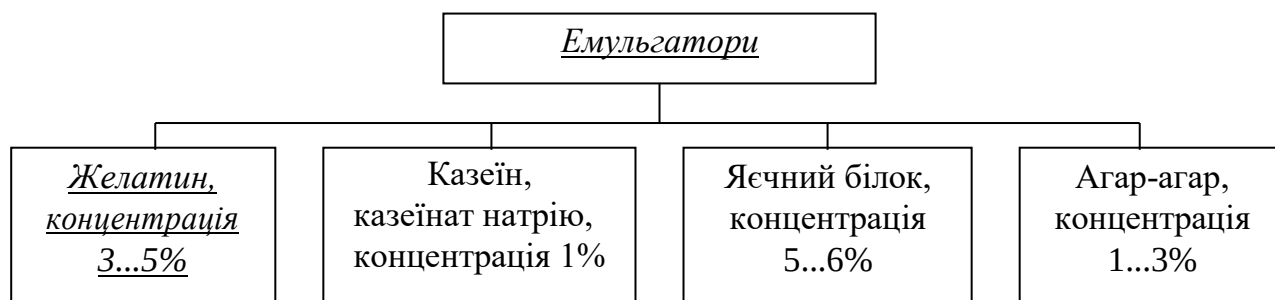


Рисунок 3.10 — Класифікація емульгаторів

Найбільш цінним і гарним емульгатором є молочний білок, у тому числі розчинна форма казеїну — казеїнат натрію, який одержують шляхом розчинення харчового казеїну, сухого чи свіжоосажденного, в гідроокисі натрію. Цей білковий концентрат близький до казеїну за харчовою цінністю, але на відміну від нього здатний добре розчинятися у воді. За останні роки як у нас в країні, так і за її межами під час виробництва харчових продуктів в якості емульгаторів використовують ефіри багатоатомних спиртів і різних жирних кислот, в основному моно- і дигліцериди. Вітчизняні емульгатори Т-1, Т-Ф і Т-2 використовують, головним чином, в кондитерській і маргариновій промисловостях.

Як емульгатори використовують також порошкоподібні речовини: крохмаль, мелений перець, подрібнену гірчицю. На основі таких емульгаторів готують салатні заправки. Стабілізуючий вплив порошкоподібних стабілізаторів пояснюється тим, що найдрібніші частинки,

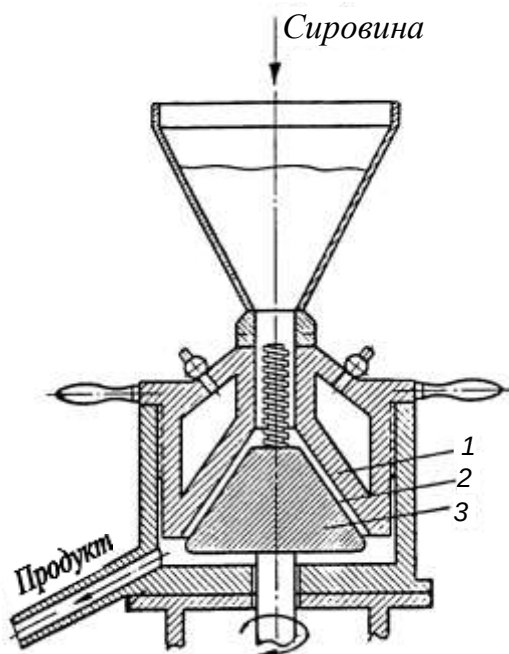


Рисунок 3.11 — Схема колоїдного млина з конічним ротором

змочуючись водою, не змочуються жиром, адсорбуються на поверхні жирових кульок, обволікають їх і створюють захисні плівки.

Ефективність емульгування залежить від температури проведення процесу. Для отримання емульсій на основі олії найкращі умови створюються при температурі жиру $18...20^{\circ}\text{C}$. При використанні інших жирів їхня температура повинна бути на $15...20^{\circ}\text{C}$ вищою за температуру плавлення.

Для проведення емульгування використовують розмішувальні та циркуляційні апарати (розглянуті в підрозділі 3.2.1), а також колоїдні млини, відцентрові, вихрові та ультразвукові емульсори.

Диспергування в колоїдному млині (рис. 3.11) здійснюється за рахунок великого градієнта швидкості в проміжку 2 між ротором 3 і нерухомим конічним статором 1. При цьому форма роторів у сучасних колоїдних млинах буває різна: конусна, циліндрична, зубчата та ін. Величина зазору між ротором і статором регулюється і складає $0,05...0,5\text{ мм}$. Відомо колоїдні млини, в яких зазор складає $0,025\text{ мм}$. Частота обертання ротора в колоїдних млинах досягає $250...400\text{ с}^{-1}$, а продуктивність — $1,7\text{ л/с}$. Для виготовлення паст і в'язких емульсій використовуються млини з меншою швидкістю і продуктивністю. Продуктивність колоїдного млина можна регулювати, змінюючи величину зазору між статором і ротором або швидкість обертання ротора.

Принцип дії відцентрових емульсорів (рис. 3.12) полягає в тому, що суміш води, жиру, емульгатора надходить у швидкообертовий пристрій і під дією відцентрової сили відкидається через вузькі щілини або отвори, внаслідок чого відбувається диспергування.

У кільцевому відцентровому емульсорі (рис. 3.12 а) викидання суміші через щілини здійснюється багатократно. Із вхідного патрубка 1 вихідна суміш поступає спочатку на перше кільце 2, яке розташоване на диску 3, що обертається. Через отвір у цьому кільці суміш викидається і потрапляє на друге кільце, яке розташоване на диску 3, і так далі. Після викиду емульсії через отвори четвертого кільця, розташованого на диску, вона виходить через патрубок 4 для відведення емульсії. Частота обертання диска в цьому емульсорі дорівнює $10...20\text{ с}^{-1}$. У дисковому емульсорі (рис. 3.12 б) диск 1 має частоту обертання до 200 с^{-1} .

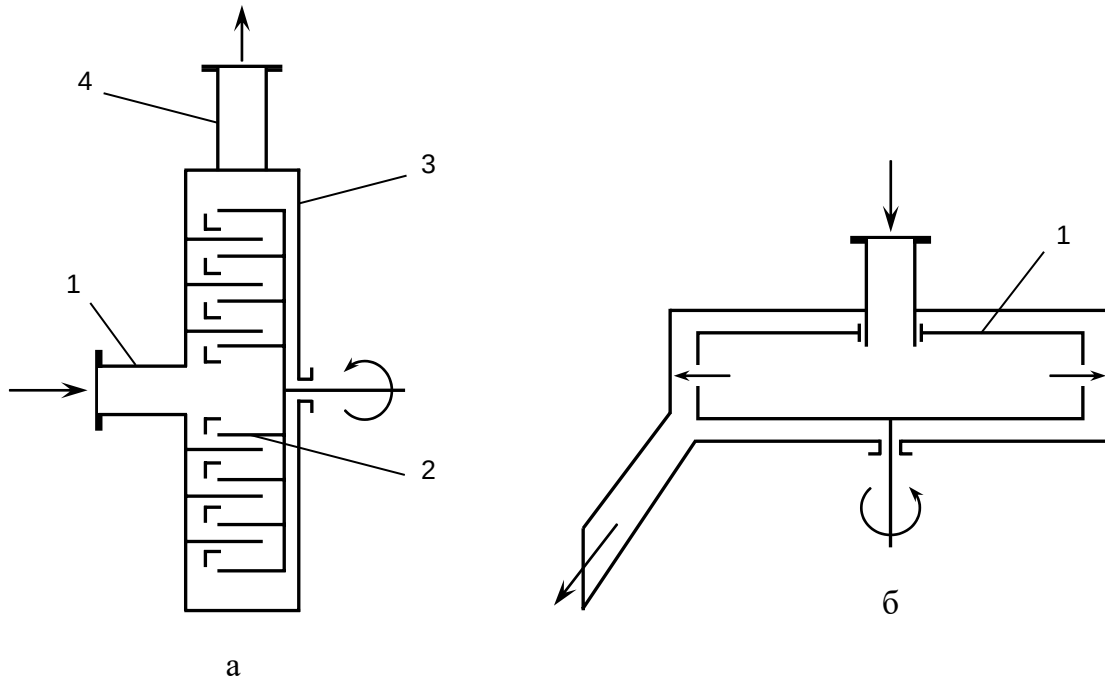


Рисунок 3.12 — Схеми відцентрових емульсорів

Сила, що розвивається рідиною, що емульгується в роторі відцентрового емульсора, може бути визначена за формулою:

$$F = m v_0^2 / r, \quad (3.22)$$

де m — маса суміші, кг; v_0 — колова швидкість, м/с; r — радіус обертання, м.

Швидкість витікання рідини з робочої камери дискового емульсора визначається за формулою:

$$v = \varphi_e \sqrt{\frac{2p}{\rho}}, \quad (3.23)$$

де p — тиск у рідині, Па; ρ — густина суміші, кг/м³; φ_e — коефіцієнт витікання.

Тиск, який створює рідина, визначається за формулою:

$$P = (\rho \omega^2 / 2) (R^2 - r^2) = 2\pi^2 n^2 \rho (R^2 - r^2), \quad (3.24)$$

де ω — кутова швидкість обертання рідини, рад/с; R — внутрішній радіус диска або кільця емульсора, м; r — внутрішній радіус кільця обертання рідини, м; n — частота обертання ротора емульсора, 1/с;

Продуктивність емульсора можна визначити за формулою:

$$M = v S_0 z, \quad (3.25)$$

де S_0 — площа перерізу отвору в диску або кільці; z — число отворів у диску або кільці.

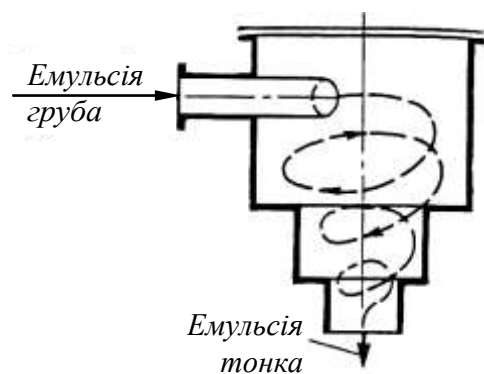


Рисунок 3.13 — Вихровий емульсор

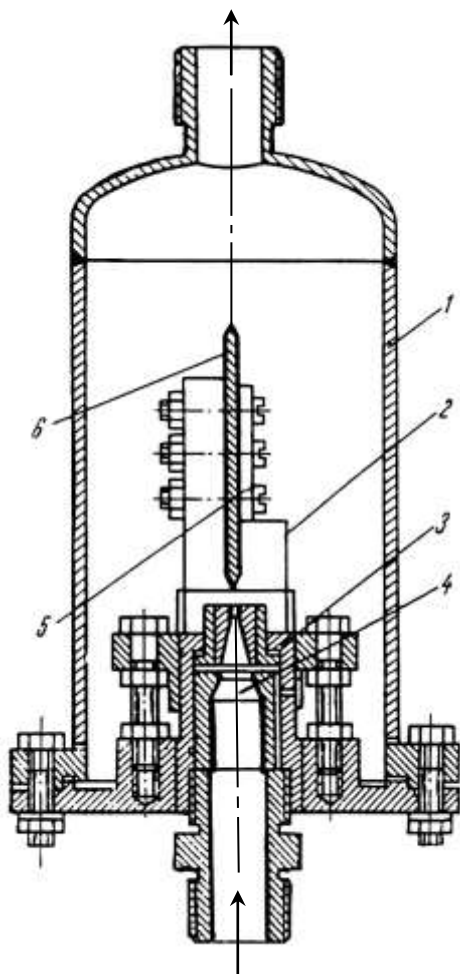


Рисунок 3.14 —
Гідродинамічний вібратор

На рис. 3.13 зображено вихровий емульсор, який використовується для одержання емульсії жирофосфатидної суміші в знежиреному молоці (замінник незбираного молока). Вихровий емульсор забезпечує високу ефективність емульгування за тиску 0,3...0,36 МПа, простий у виготовленні та експлуатації. Принцип його дії полягає у використанні ефекту відцентрової форсунки у разі каскадного витікання рідини. Емульсія, яка при цьому одержується, має розмір частинок до 3 мкм і не розширюється протягом 24 годин.

Перспективним методом одержання емульсій є використання ультразвуку. Ультразвукові коливання мають потужну емульгуючу дію. Емульгування за допомогою ультразвуку є перш за все наслідком кавітації, яка виникає на граничних поверхнях розділу фаз, де енергія розриву відносно низька. Поряд з кавітацією хвиля, діюча на емульгуючу частинку, викликає в різних її точках відмінні прискорення, які створюють сили, що прагнуть розірвати частинку. При тисковій ультразвуковій потужності, відповідному 0,1 МПа, частинка може зазнавати різниці прискорень, що дорівнює десяткам одиниць прискорення сили тяжіння. Виникнення значних прискорень частинок у озвученому середовищі пов'язане з протіканням інтенсивних кавітаційних процесів.

Ультразвукові емульсії більш однорідні та дрібнодисперсні. Відомо, що

стійкість цих емульсій у 17...60 разів вища, ніж емульсій, одержаних механічним шляхом.

Найпростішим ультразвуковим емульсором є гідродинамічний вібратор (рис. 3.14). Він складається із резонатора 1, стійки 2, корпусу 3 та сопла 4. На стійці 2 за допомогою планки 5 по центру сопла закріплена пластина-вібратор 6. Є можливість регулювати відстань леза

вібруючої пластини від отвору сопла, що дозволяє одержати максимальну інтенсивність коливань.

Суміш, яка емульгується, під тиском 1...2 МПа з великою швидкістю виходить із сопла 4. Струмінь ударяється в ребро пластини 6; за рахунок удару пластина здійснює коливальні рухи з ультразвуковою частотою 22 кГц. Коливання передаються рідині, що приводить до подрібнення дисперсної фази.

Гідродинамічний перетворювач ефективно випромінює коливання в тому випадку, коли він настроєний у резонанс, тобто коли власна частота коливань пластини співпадає з частотою вимушеної сили, яка визначається за формулою:

$$f = v/l, \quad (3.26)$$

де v — швидкість витікання рідини із сопла, м/с; l — відстань між соплом і пластиною, м; f — частота коливань, Гц.

Гомогенізація використовується для подальшого диспергування емульсій (розмір жирових частинок — 8...10 мкм) з метою отримання продукту, розмір дисперсії фази якого не перевищує 1...2 мкм. Гомогенізації піддають молоко, вершки, суміші для морозива. При цьому жир не відстоюється, змінюються лише деякі фізичні властивості продуктів (наприклад збільшується в'язкість) і поліпшується смак продуктів. Гомогенізація таких продуктів, як плавлені сири і вершкове масло, покращує їх консистенцію, стійкість під час зберігання.

Процес гомогенізації здійснюють на апаратах, які називаються гомогенізаторами. Найбільше розповсюдження одержали клапанні гомогенізатори.

Для клапанних гомогенізаторів класичного теоретичного обґрунтування принципу гомогенізуючої дії клапанів поки немає. Найбільш переконливе трактування цього процесу було дане Н. В. Барановським. Дія гомогенізуючого клапана, за Н. В. Барановським, заснована на гідравлічному законі нерозривності потоку (2.30):

$$Q_v = v_1 S_1 = v_2 S_2 = \dots = v_n S_n = \text{const},$$

де Q_v — об'ємна витрата рідини, м³/с; $S_1, S_2, \dots, S_n$ — послідовно живий переріз потоку, що змінюється, м²; $v_1, v_2, \dots, v_n$ — швидкості руху потоку, відповідні перерізам $S_1, S_2, \dots, S_n$, м/с.

Принцип дії клапанних гомогенізаторів зводиться до того, що молоко (чи інша емульсія) під великим тиском (8...60 МПа) протискується через вузьку кругову щілину між сідлом і клапаном (висотою 80...100 мкм), де і відбувається подрібнення жирових кульок. При вході в клапанну щілину швидкість руху емульсії різко зростає. Якщо швидкість потоку перед щілиною складає декілька метрів на секунду, то швидкість у клапанній щілині перевищує сотні метрів за

секунду. У зоні різкої та великої зміни швидкості жирова частина витягується і від неї, внаслідок дії сил поверхневого натягу, відриваються малі частинки, величина яких залежить від величини тиску гомогенізації. Високий тиск у гомогенізаторі створюється багато-плунжерним насосом.

Основною частиною гомогенізатора клапанного типу є гомогенізуюча головка, принципова схема якої показана на рис. 3.15. Вона включає патрубок для надходження продукту 1, сідло клапана 2, клапан 3 і пружину 4. Пружина 4 регулює висоту клапанної щілини.

Продуктивність гомогенізатора Q_V (в $\text{м}^3/\text{с}$) визначають за формулою продуктивності плунжерного насоса:

$$Q_V = \pi d^2 n l z \eta_0 / 4, \quad (3.27)$$

де d — діаметр плунжера, м; z — кількість плунжерів; l — хід плунжера, м; n — число ходів плунжера, с^{-1} ; η_0 — об'ємний ККД насоса, що дорівнює 0,6...0,9.

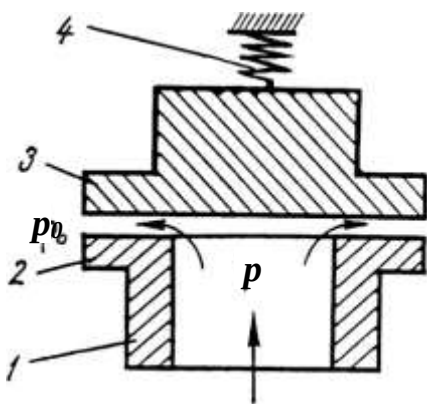


Рисунок 3.15 — Схема гомогенізуючої головки

Досліди показали, що середній розмір частинок, одержаних під час гомогенізації, залежить від тиску. Для визначення середнього діаметра цих частинок Н. В. Барановським виведено емпіричну формулу:

$$d_{сер} = \frac{3,8}{\sqrt{p}}, \quad (3.28)$$

де $d_{сер}$ — середній розмір частинок, м; p — тиск гомогенізації, МПа.

При проходженні через гомогенізуючу головку внаслідок перетворення механічної енергії в теплову (за рахунок тертя) молоко або інший продукт нагрівається. Підвищення температури продукту Δt (в $^{\circ}\text{C}$) можна визначити за формулою:

$$\Delta t = p / (\rho c), \quad (3.29)$$

де p — тиск гомогенізації, Па; ρ — густина продукту, $\text{кг}/\text{м}^3$; c — питома теплоємність продукту, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$.

Поряд із клапанними гомогенізаторами пропонуються легкі, компактні та економічні вібраційні гомогенізатори. Сутність роботи цих гомогенізаторів заключається в гідродинамічній вібрації пластин, які створюють у потоці рідини умови, близькі до кавітації. Принцип дії такого апарата нами розглянуто на прикладі ультразвукового емульсора (рис. 3.14). Проте способи гомогенізації з використанням ультразвуку поки що в промисловості не використовуються як маловивчені.

Це стосується і використання в практиці потужного електричного розряду в рідинному середовищі, за якого виникають величезні тиски порядку тисяч МПа і відбувається інтенсивне руйнування жирових кульок, тобто гомогенізація.

Розпилення рідин — це процес диспергування рідин у газове (повітряне) середовище, який використовується під час сушіння рідких і в'язких продуктів, для зволоження повітря в розпилювальних камерах, для підтримання процесу горіння рідкого палива у паливних пристроях та ін.

Процес диспергування рідини в газове середовище полягає у подрібненні струменя або його плівки на велику кількість крапель і розподілі цих крапель у просторі.

Основними показниками, які характеризують якість розпилювання, є тонкість і однорідність розпилювання, а також далекість струменя і закон розподілу рідини за його перерізом.

Тонкість розпилення характеризується середнім діаметром крапель, а однорідність розпилювання — кривою розподілення крапель даного діаметра. Якість розпилення рідини, яка поступає в робочу камеру апарата, визначає протікання в ній подальших процесів (наприклад, сушіння). Так як швидкість сушіння в значній мірі зумовлюється величиною частинок продукту, що висушується, то зрозумілий потяг до максимального збільшення поверхні випаровування. Слід відзначити, що площа поверхні 1 кг розчину в результаті розпилення збільшується в декілька тисяч разів, досягаючи 600 м². Для підтвердження сказаного розглянемо наступний приклад.

Якщо прийняти, що частинки мають сферичну форму і однаковий діаметр, то поверхня такої частинки $S = \pi d_{сер}^2$, а об'єм $V = \pi d_{сер}^3 / 6$.

Відношення поверхні до об'єму буде $S/V = 6/d_{сер}$, звідки $S = 6V/d_{сер}$.

Якщо прийняти загальний об'єм частин $V = 1$ л (0,001 м³), а діаметр їх — 50 мкм, то загальна поверхня частинок складе:

$$S = 6 \cdot 106/1000 \cdot 50 = 120 \text{ м}^2.$$

За такої великої поверхні дотику частинок продукту з гарячим повітрям волога випаровується виключно швидко (за декілька секунд).

Залежно від способу підведення енергії на диспергування рідин розрізняють наступні способи розпилювання: гідравлічний, механічний, пневматичний, електричний, ультразвуковий, пульсаційний.

Гідравлічне розпилювання відбувається завдяки вільному розпилюванню струменя, який витікає з великою швидкістю з отвору форсунки. Основним енергетичним чинником, який приводить до

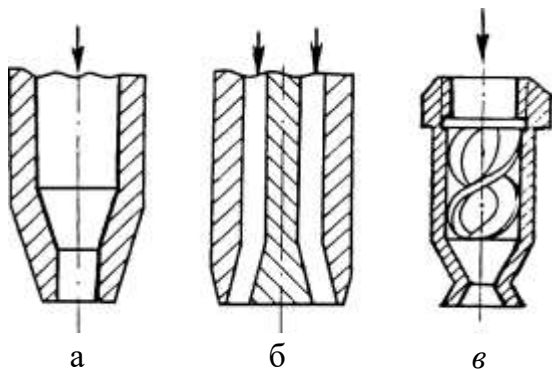


Рисунок 3.16 — Схеми гідравлічних форсунок

розпаду рідини на краплі, є тиск нагнітання.

Форсунки для гідравлічного диспергування за принципом дії поділяються на струминні, зі співударянням струменів, відцентрові.

Струминні форсунки являють собою насадку з циліндричним або будь-якої іншої форми отвором (соплом). Витікаючий із нього під дією перепаду тиску струмінь розпадається на краплі з досить великим розкидом

розмірів по діаметру. На рис. 3.16 в якості прикладу приведено схеми струминних форсунок із циліндричним (рис. 3.16 а) та кільцевим (рис. 3.16 б) соплом.

Форсунки зі співударянням струменів працюють за принципом розбивання на краплі декількох струменів, які витікають із відповідних насадок і стикаються між собою.

У відцентрових форсунках (рис. 3.16 в) потік рідини перед виходом із сопла набуває обертового руху, що сприяє більш інтенсивному розпаду струменя.

Гідравлічне диспергування — простий і економічний за споживанням енергії спосіб диспергування (2...4 кВт на диспергування 1 т рідини), тому він найбільш широко поширений у техніці.

Розглянемо деякі елементи розрахунку струминних форсунок.

Швидкість виходу рідини із сопла струминної форсунки визначається за формулою:

$$v = \sqrt{2\Delta p / \rho}, \quad (3.30)$$

де Δp — перепад тиску на форсунці; ρ — густина рідини.

Витрату рідини через форсунку знайдемо із рівняння:

$$G = \mu v S_0 \rho, \quad (3.31)$$

де S_0 — площа поперечного перерізу сопла; μ — коефіцієнт витрати.

Підставляючи в рівняння (3.31) значення v із рівняння (3.30), одержимо:

$$G = \mu S_0 \sqrt{2\Delta p \rho}$$

Звідки

$$S_0 = G / \mu \sqrt{2\Delta p \rho}. \quad (3.32)$$

Перепади тиску на форсунці задають в межах 0,3...4,7 МПа.

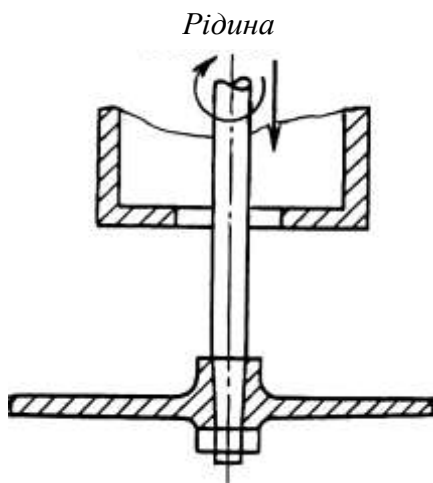


Рисунок 3.17 — Схема тарілкового диска для розпилювання

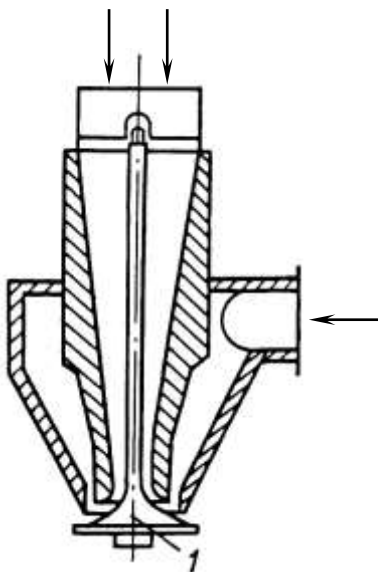


Рисунок 3.18 — Схема пневматичної форсунки

Відношення довжини сопла до його діаметра складає звичайно 2...3, що відповідає значенню коефіцієнта витрати 0,75...0,80. За меншого співвідношення зменшується коефіцієнт витрати, а за більшого — зростають витрати тиску на тертя.

Діаметр отворів форсунок звичайно приймають у межах $(0,8...2,5) \cdot 10^{-3}$ м. За меншого отвору вони легко засмічуються, а за більшого — розпилення рідини погіршується.

За механічного способу розпилення рідина одержує енергію внаслідок тертя об робочий елемент (найчастіше — диск), що швидко обертається (рис. 3.17). Здобуваючи обертальний рух, рідина під дією відцентрових сил зривається у вигляді плівок і струменів із робочого елемента і подрібнюється на краплини. Для розпилення грубих суспензій використовують суцільні диски, для тонких суспензій і однорідних рідин — із рівнячками і лопатями. Частота обертання дисків 100...300 с⁻¹. Диски на відміну від форсунок можуть розпилювати не тільки в'язкі рідини, а й кашоподібні та пастоподібні маси.

Недоліком механічного способу диспергування є складність у виготовленні та експлуатації робочих елементів та енергоємність (витрата енергії складає близько 15 кВт на диспергування 1 т рідини).

Для здійснення пневматичного розпилювання використовують пневматичні форсунки. На рис. 3.18 наведено схему одного із різновидів пневматичної форсунки.

Рідину, що диспергується, подають на тарілку 1, куди поступає також стиснене повітря, яке здуває з тарілки рідину й розпилює її. Внаслідок впливу стисненого повітря відбувається достатньо рівномірне розпилювання продукту. Розмір подрібнених частинок лежить в межах 100...200 мкм. На відцентрових дисках та механічних форсунках подібне диспергування одержати важко.

Пневматичні форсунки ефективні при розпилюванні високов'язких продуктів у сушільних процесах. Так, вони використовуються при

розпилюванні молочно-рослинних сумішей під час виробництва сухих пюре і різного роду паст.

До недоліків пневматичного способу диспергування слід віднести велику витрату енергії (50...60 кВт на 1 т рідини), необхідність у диспергуючому агенті (звичайно стиснене повітря) і обладнанні для його стиснення та подачі.

При розпилюванні рідин середній розмір крапель можна визначити за емпіричними формулами.

Згідно з теорією М. Е. Лур'є діаметр краплин за дискового розпилення можна визначити, як

$$d_{\text{сер}} = 1,475/n \sqrt{a/(R\rho)}, \quad (3.33)$$

де n — частота обертання диска, 1/с; a — поверхневий натяг продукту, Н/м; R — радіус диска, м.

Панасенко Н.С. рекомендує таке рівняння для визначення радіуса краплини рідини (молока) на виході з форсунки (в м):

$$r_k = 3,2 D/Re^{0,125}, \quad (3.34)$$

де D — діаметр форсунки, м; Re — число Рейнольдса, яке характеризує рух рідини в соплі форсунки. Відзначимо, що розмір частин розпиленних продуктів складає 5...500 мкм.

3.2.3 Піноутворення та псевдозрідження

Піноутворення — процес створення дисперсної системи, яка складається із рідини і розподілених у ній бульбашок газу. Аналогічна сутність і процесу збивання.

Явище піноутворення часто зустрічається за різних технологічних процесів, пов'язаних із багатофазними (дисперсними) системами. Інколи піноутворення є корисним, в інших випадках доводиться вживати спеціальних заходів для боротьби з ним. Піноутворення, яке використовується в технологічних процесах підприємств ресторанного господарства, наприклад, при виготовленні різноманітних газо-наповнених коктейлів, слід віднести до категорії корисних. А піноутворення, яке має місце при аерації в дріжджовому виробництві, при розливанні деяких видів овочевих і фруктових соків, слід віднести до категорії шкідливих явищ, що ускладнюють проведення процесу. Утворення піни при цьому веде до зменшення коефіцієнта заповнення тари, збільшення втрати продукту і може бути причиною виходу із ладу технологічного обладнання.

Процеси піноутворення та збивання в харчовій промисловості та ресторанному господарстві знаходять використання під час виробництва

багатьох видів кулінарних виробів, виготовленні бісквітного тіста, кремів, суфле, морозива, збитих вершків, коктейлів тощо.

Так, наприклад, бісквітне тісто являє собою дисперсну систему, яка складається із повітряних бульбашок (дисперсної фази), відокремлених одна від іншої плівками дисперсійного середовища, яке складається із яйцепродуктів, цукру, борошна.

У зв'язку зі складністю пін як фізико-хімічних дисперсних систем теорія піноутворення і піногасіння розроблена недостатньо і багато питань залишаються не з'ясованими. У теперішній час можна вважати встановленими наступні положення:

- чисті рідини не піняться;
- піноутворення пов'язане з поверхневою активністю розчиненої речовини. Найбільш стійкі піни утворюються в тому випадку, якщо розчинена речовина здатна викликати різке зменшення поверхневого натягу в розведеному розчині;
- поверхнева активність піноутворюючої речовини є необхідною, але достатньою умовою створення піни. Особливо стійка піна утворюється речовинами, молекули яких, абсорбуючись у поверхневому шарі, створюють орієнтовану двомірну структуру, яка за властивостями нагадує тверде тіло.

До речовин, які використовують як стабілізатори пін, належать поверхнево-активні речовини (ПАР). Їх класифікацію наведено на рис. 3.10.

Одним зі способів піноутворення є барботаж (рис. 3.8). Звичайно при барботажі газ (пара) через отвори в розподільювальних устроях проходить у рідину і диспергується в ній у вигляді бульбашок. При цьому бульбашка спочатку збільшується в діаметрі, а потім, коли підйомна (архімедова) сила стає рівною силі опору, відривається від отвору. Для бульбашки, яка має форму кулі діаметром d , підйомна сила складає:

$$F = (\pi d^3 / 6) g (\rho_p - \rho_z), \quad (3.35)$$

де ρ_p і ρ_z — густина відповідно рідини і газу, кг/м³.

Сила опору відривання R залежить від діаметра d_0 отвору і поверхневого натягу σ рідини:

$$R = \pi d_0 \sigma. \quad (3.36)$$

Тоді при $F = R$ одержуємо:

$$(\pi d^3 g / 6) \cdot (\rho_p - \rho_z) = \pi d_0 \sigma.$$

Звідси діаметр бульбашки

$$d = \sqrt[3]{\frac{6 d_0 \sigma}{g (\rho_p - \rho)}}. \quad (3.37)$$

Рівняння (3.37) правильне для невисокої швидкості утворення бульбашок і показує, що в режимі вільного руху діаметр бульбашки визначається фізичними властивостями рідини і діаметром отвору, але не залежить від витрати газу.

Із збільшенням витрати газу кількість бульбашок, які відриваються в одиницю часу, зростає до тих пір, поки не буде досягнуто критичної витрати газу. При витраті газу більше критичної бульбашки, які послідовно відривались від отвору, стикаються одна з іншою і піднімаються в рідині у вигляді ланцюга бульбашок; відбувається їх ланцюговий рух. При цьому діаметр бульбашок збільшується із зростанням витрати газу:

$$d = \sqrt{\frac{6Q_v}{\pi v}}, \quad (3.38)$$

де Q_v — витрата газу, $\text{м}^3/\text{с}$; v — швидкість підйому бульбашок, $\text{м}/\text{с}$.

Для характеристики піни використовують низку показників: газонаповнення, питома поверхня фазового контакту, ступінь піноутворення, кратність, збитість та ін. Під газонаповненням ε мають на увазі частку об'єму газу в газорідинній суміші (піні) і визначають за формулою:

$$\varepsilon = V_g / V_n = \pi d^3 n / (6V_n), \quad (3.39)$$

де V_g — об'єм газової фази, м^3 ; V_n — загальний об'єм піни, м^3 ; n — кількість бульбашок; d — середній діаметр газової бульбашки, м .

Газонаповнення можна виразити і наступним чином. Густина шару піни:

$$\rho n = \varepsilon \rho_g + (1 - \varepsilon) \rho_p \approx (1 - \varepsilon) \rho_p. \quad (3.40)$$

Звідки:

$$\varepsilon = 1 - \rho_n / \rho_p.$$

Із рівняння $h_n \rho_n g = h_0 \rho_p g$ слідує, що

$$\rho_n / \rho_p = h_0 / h_n,$$

де h_n і h_0 — висота відповідно шару піни і освітленого шару.

Таким чином,

$$\varepsilon = 1 - \rho_n / \rho_p = 1 - h_0 / h_n. \quad (3.41)$$

Значення h_n і h_0 знаходяться дослідним шляхом.

Питома поверхня фазового контакту між газом і рідиною в одиниці об'єму піни ($\text{м}^2/\text{м}^3$):

$$S_0 = \pi d^2 n / V_n. \quad (3.42)$$

Із рівнянь (3.39) і (3.42) можна одержати формулу для розрахунку середнього діаметра газової бульбашки:

$$d = 6\varepsilon / S_0. \quad (3.43)$$

Ступінь піноутворення визначається за формулою:

$$i = V_k / V_n \quad (3.44)$$

де V_k — кінцевий об'єм продукту, м³; V_n — початковий об'єм продукту, м³.

Для більшості продуктів $i = 1,5 \dots 3$.

Співвідношення між дисперсною фазою і дисперсійним середовищем може характеризуватись показником кратності (інтенсивності)

$$\beta = \frac{V_z - V_p}{V_p}, \quad (3.45)$$

де β — кратність піни; V_p — об'єм рідини; V_z — об'єм газу.

За цим показником розрізняють «сухі» і «вологі» піни. Для сухих пін $V_z \gg V_p$ і $\beta = 200 \dots 1\,000$, для вологих — $\beta = 1 \dots 10$.

Для характеристики величини приросту об'єму існує також термін «збитість», який являє собою виражене у відсотках відношення приросту об'єму до визначального об'єму суміші. Збитість визначають за формулою:

$$B = \frac{V_k - V_n}{V_n} \cdot 100 \%. \quad (3.46)$$

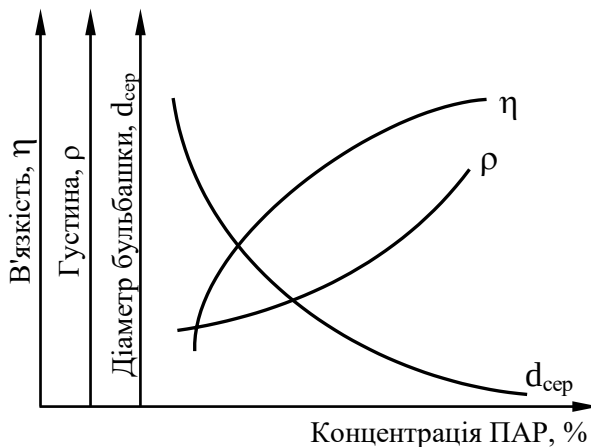


Рисунок 3.19 — Графік залежності фізико-хімічних показників піни від концентрації ПАР

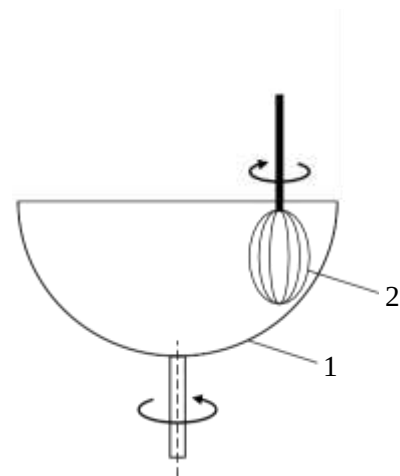


Рисунок 3.20 — Схема збивального апарата

Для морозива, наприклад, цей показник дорівнює від 25 до 100%.

Фізико-хімічні властивості піни, такі, як густина, в'язкість, визначаються розмірами бульбашок газу. У свою чергу розмір бульбашок газу залежить від складу і концентрації ПАР. Для

підтвердження цього на рис. 3.19 наведено типовий графік, який характеризує залежність в'язкості, густини піни і розмірів бульбашок від концентрації ПАР (козеїната натрію).

Процес збивання на підприємствах ресторанного господарства, в кондитерських цехах хлібопекарних підприємств здійснюється в основному в апаратах періодичної дії, які являють собою відкриті бачки 1, в середині яких розміщено мішалки або збивалки 2 (рис. 3.20).

Бачок 1 і збивач 2 обертаються в протилежні боки. Унаслідок захвату повітря відбувається наповнення ним маси продукту. При перемішуванні повітря диспергується. Прикладом збивання є основний у виробництві морозива процес фризераування (рис. 5.40 і коментар до нього). Збивання приводить до зменшення густини продукту (рис. 3.21).

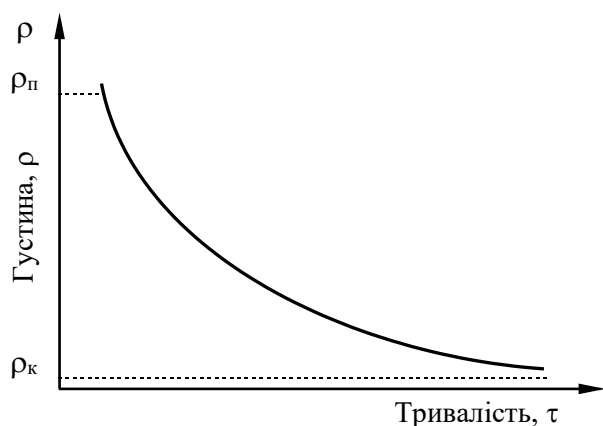


Рисунок 3.21 — Графік залежності зміни густини піни від тривалості процесу збивання

Установлено, що для більшості продуктів досить гарний ступінь збивання може бути досягнений при відношенні початкової його густини ρ_p до кінцевої ρ_k в межах 1,5...3. Ступінь піноутворення також збільшується в 1,5...3 рази. У процесі збивання, який має місце під час виробництва морозива об'єм суміші також збільшується в 1,3...2 рази до вихідного.

Псевдозрідження. Сутність

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

Процеси в псевдозрідженому шарі за останні десятиріччя одержали широке розповсюдження в різних галузях харчової технології. У псевдозрідженому шарі проводяться процеси змішування, теплообміну, сушіння, адсорбції та ін. Особливо інтенсивно впроваджується псевдозрідження в процеси сушіння; в псевдозрідженому шарі висушують зерно, цукор-пісок, дріжджі, желатин та інші зернисті а також рідинні матеріали.

Широке впровадження техніки псевдозрідження в промислову практику зумовлене низкою позитивних чинників. Тверді частинки в псевдозрідженому стані внаслідок плинності можна переміщувати по трубах, що дозволяє створювати апарати безперервної дії. Особливо вигідне використання псевдозрідженого шару для процесів, швидкість

яких визначається термічним або дифузійним опорами в газовій фазі. Ці опори в умовах псевдозрідження зменшуються в десятки, а інколи і в сотні разів, а швидкість процесів відповідно збільшується. Завдяки інтенсивному перемішуванню твердих частинок у псевдозрідженому шарі практично вирівнюється поле температур і концентрація в робочому об'ємі апарата, що виключає локальний перегрів частинок і пов'язаних з ним порушень у протіканні низки технологічних процесів.

Апарати для проведення процесів у псевдозрідженому шарі порівняно прості, легко механізуються і автоматизуються.

Поряд з перевагами, псевдозрідженому шару властиві й деякі недоліки. Вирівнювання температур і концентрацій у шарі приводить до зменшення рушійної сили процесу. Негативними чинниками слід вважати знос самих твердих частинок, ерозію апаратури, виникнення значних зарядів статичної електрики, необхідність встановлення пилеуловлюючих пристроїв.

Для встановлення гідродинамічної сутності процесу псевдозрідження спочатку розглянемо нерухомий шар зернистого матеріалу. Такий шар характеризується трьома величинами: порізнстю шару ε , висотою шару h і діаметром частинок d . Порізнсть зернистого шару — це відношення вільного об'єму між зернами до всього об'єму шару:

$$\varepsilon = V_n/V = (V - V_m)/V = 1 - (V_m/V), \quad (3.47)$$

де V_n — вільний об'єм; V — повний об'єм шару; V_m — сумарний об'єм всіх твердих частинок.

Якщо газ рухається через шар зернистого матеріалу, то залежно від середньої швидкості його руху можливі три варіанти взаємодії (рис. 3.22): фільтрування, псевдозрідження, транспортування завислих частинок потоком.

Рух газу через зернистий шар із малими швидкостями, коли частинки зернистого шару залишаються нерухомими, називається фільтрацією (рис. 3.22 а). При цьому порізнсть шару ε залишається незмінною і дорівнює приблизно 0,4.

Зі збільшенням швидкості газу до такого значення, при якому підймальна сила потоку стає рівною вазі шару частинок, шар набуває текучості та переходить у псевдозріджений стан. Швидкість потоку v_1 , що відповідає цьому моменту, називається першою критичною швидкістю, або швидкістю початку псевдозрідження (рис. 3.22 б). При цьому $1 > \varepsilon > 0,4$. У цьому стані шар становить систему, в якій з більшою або з меншою рівномірністю розподілені частинки продукту. Ця система може бути прийнятою за дисперсну. Ось чому псевдозрідження відносять до процесів утворення дисперсних систем. Тому що на

частинки діє сила тяжіння, то вони не залишають шар, і псевдозріджений шар має певну висоту.

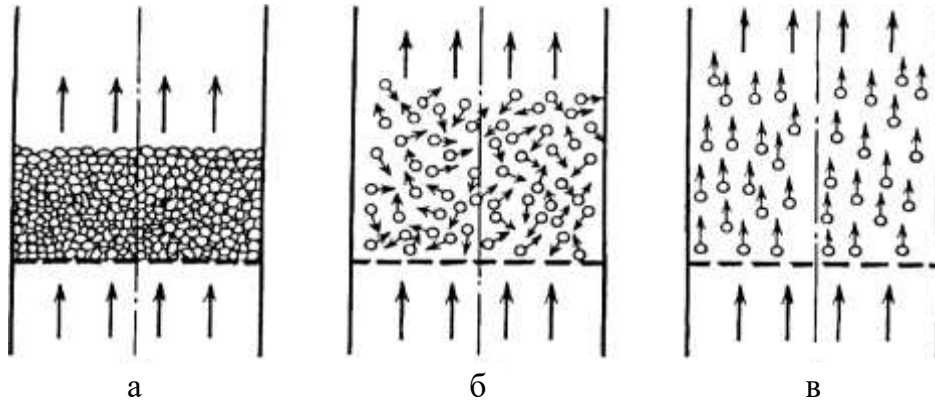


Рисунок 3.22 — Схема утворення псевдозрідженого шару

За більшої швидкості потоку газу підймальна сила стає більшою за вагу шару, частинки захоплюються потоком і починають переміщатися разом із ним, тобто розпочинається процес транспортування матеріалу (рис. 3.22 в). Транспортування твердих частинок рідинним потоком називається гідротранспортом, а транспортування повітрям — пневмотранспортом. Швидкість v_2 , яка відповідає цьому моменту, називається другою критичною швидкістю, або швидкістю винесення.

Залежність гідравлічного опору зернистого шару від середньої швидкості руху газу через шар наведено на рис. 3.23.

Гідравлічний опір псевдо-зрідженого шару — це різниця тисків газу під газорозподільною решіткою і на верхній межі шару:

$$\Delta p = p_1 - p_2.$$

Середньою швидкістю газу є швидкість у вільному перерізі апарата:

$$v = 4Q_V / (\pi D^2),$$

де Q_V — об'ємна витрата газу, D — діаметр циліндричного апарата. Лінія OBCDEF — є

графік гідравлічного опору зернистого шару. На ділянці OB відбувається фільтрування газу через нерухомий зернистий шар.

Потім у точці В шар починає розширюватись — утворюється псевдозріджений шар, а в точці С досягається максимум різниці тисків, яка необхідна для подолання зчеплення частинок в зернистому шарі. Лінія В С D Е відповідає псевдозрідженому шару, гідравлічний опір

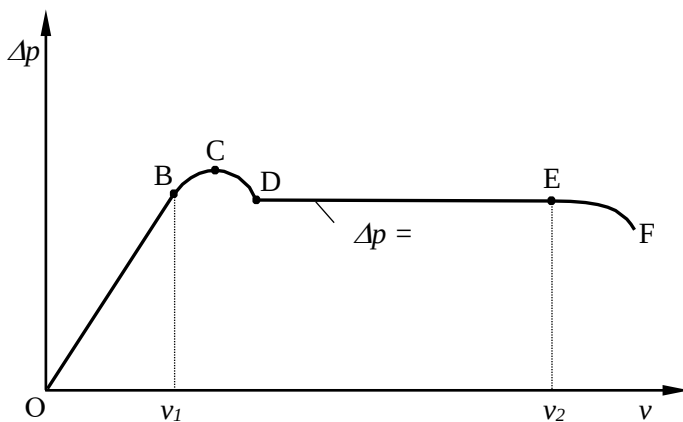


Рисунок 3.23 — Крива псевдозрідження

якого постійний і не залежить від швидкості руху газу, яка змінюється в межах від v_1 до v_2 за рахунок зміни порізності. У точці Е починається винесення завислих частинок із шару. Лінія EF на графіку відповідає початку процесу пневмотранспорту.

У зв'язку з тим, що частинки в шарі мають різні розміри, тобто шар є полідисперсним, перехід його в псевдозріджений стан відбувається поступово. Оптимальне (робоче) значення швидкості псевдозрідження v , що забезпечує інтенсивне перемішування киплячого шару, є можливим за порізності частинок $\varepsilon = 0,55 \dots 0,75$. Відношення оптимальної швидкості v до першої критичної v_1 називається коефіцієнтом псевдозрідження:

$$K_n = v/v_1. \quad (3.48)$$

Оптимальному зрідженню відповідає $K_n = 2 \dots 3$. Для кожного випадку K_n визначається експериментально. Величина Δp , що визначає вибір повітродувки для установки псевдозрідженого шару, знаходиться із рівняння балансу сил.

У момент переходу зернистого шару в псевдозріджений стан сила тиску на шар завислих частинок дорівнює вазі всіх частинок. На завислі частинки крім сили тяжіння діє підйомна сила відповідно із законом Архімеда. Рівняння балансу сил запишеться у вигляді:

$$P = G_m - P_a,$$

де P — сила тиску; G_m — вага частинок псевдозрідженого шару; P_a — Архімедова підйомна сила.

Ці сили визначаються виразами:

$$P = \Delta p S; G_m = V_m \rho_m g; P_a = V_m \rho g,$$

де $\Delta p = p_1 - p_2$; S — площа поперечного перерізу апарата; ρ_m — густина твердих частинок; ρ — густина газу; V_m — сумарний об'єм всіх твердих частинок.

Із (3.47) очевидно, що $V_m = (1-\varepsilon)V$, а $V = Sh$ (h — висота шару). Підставляючи значення сил в рівняння балансу, одержуємо:

$$\Delta p = (1-\varepsilon)(\rho_m - \rho)gh. \quad (3.49)$$

Рівняння (3.49) визначає різницю тисків, яку необхідно створити для існування псевдозрідженого шару.

Користуючись цим рівнянням можна розрахувати геометричні розміри псевдозрідженого шару. Тому як при псевдозрідженні $\Delta p \approx \text{const}$, то для двох висот псевдозрідженого шару h_0 і h та відповідних їм порізностей ε_0 і ε одержуємо за (3.49)

$$(1-\varepsilon_0)h_0 = (1-\varepsilon)h.$$

$$\text{Звідки} \quad h = h_0 (1 - \varepsilon_0) / (1 - \varepsilon). \quad (3.50)$$

Для обчислення швидкості руху газу на початку псевдозрідження в циліндричних апаратах запропоновано низку рівнянь. Одне з них:

$$Re_1 = Ar / (1400 + 5,22 \sqrt{Ar}), \quad (3.51)$$

де $Re_1 = v_1 d / \nu$ — критерій Рейнольдса, віднесений до початку псевдозрідження; d — середній діаметр частинок, м; ν — кінематичний коефіцієнт в'язкості газу, м²/с.

$$Ar = g d^3 (\rho_m - \rho) / (\nu^2 \rho) \text{ — критерій Архімеда;}$$

ρ_m, ρ — відповідно густина твердого матеріалу і густина газового потоку, кг/м³.

Швидкість, за якої починається псевдозрідження, буде визначатись як:

$$v_1 = Re_1 \nu / d. \quad (3.52)$$

Рівняння (3.51) і (3.52) одержані для порізності сферичних частинок $\varepsilon = 0,4$.

Швидкість v_2 початку винесення частинок (початку пневмотранспортування) знаходять із наступної формули:

$$Re_2 = v_2 d / \nu = Ar / (18 + 0,61 \sqrt{Ar}). \quad (3.53)$$

Як вже було відмічено, процес псевдозрідження широко використовується для сушіння зернистих матеріалів, адсорбції, миття та гідратації круп, очищення матеріалів від легких домішок.

Приклади апаратів із псевдозрідженим шаром та коментарі до них наведені на рис. 6.16 та 6.40.

У останній час для покращення ефективності використання псевдозрідженого шару в харчовій промисловості почали розвивати наступні напрямки:

- 1) киплячий шар у відцентровому полі;
- 2) киплячий шар з імпульсною циркуляцією газового потоку;
- 3) віброкиплячий шар;
- 4) фонтануючий, вихровий шар і т.ін.

Так, наприклад, низькочастотні вібраційні коливання газорозподільної решітки стали не тільки засобом покращення структури киплячого шару, а основним чинником, що створює інтенсивно перемішуваний шар сипкого матеріалу. Витрати енергії газового потоку на створення киплячого шару при цьому мінімальні, а в деяких випадках можуть бути зовсім відсутні.

Пневмотранспорт сипучих та пилеподібних матеріалів, заснований на здатності матеріалів переміщуватися в потоці повітря в завислому стані, широко використовується на різних підприємствах харчової промисловості завдяки наступним перевагам:

1) можливості переміщення матеріалів у різних напрямках по складних трасах на великі відстані (до 1 800 м) з найбільшою висотою підйому до 100 м;

2) виключенню витрат і виділенню пилу внаслідок герметизації системи, що підвищує санітарно-технічний рівень підприємств;

3) можливості повної автоматизації процесу транспортування.

Існуючі пневмоустановки для переміщення матеріалів у завислому стані за величиною тиску повітря в системі діляться на установки низького тиску або розрідження (витрати тиску в мережі не перевищують 0,005 МПа), середнього тиску або розрідження (витрати тиску складають 0,01 МПа) і високого тиску або розрідження (витрати тиску складають 0,05...0,25 МПа). За способом створення різниці тисків у трубопроводі пневмоустановки діляться на всмоктувальні, нагнітальні та змішані (рис. 3.24).

У якості повітрорудовних машин в пневмотранспортних установках використовуються лопатеві, ротаційні та поршневі машини.

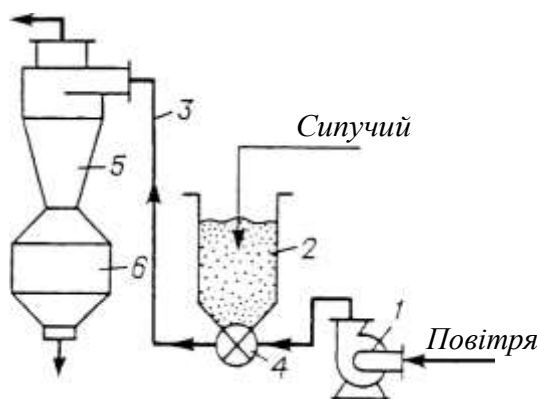


Рисунок 3.24 — Нагнітальна установка для пневмотранспорту

На рис. 3.24 зображено схему нагнітальної установки середнього тиску для пневмотранспорту борошна. Повітрорудовна машина 1 розміщується на початку системи і нагнітає повітря через ресивер у продуктопровід 3, в який подається матеріал із приймального бункера 2 живильником (шлюзовим затвором) 4. Суміш матеріалу з повітрям поступає в циклон-розвантажувальник 5, де відбувається розділення псевдозрідженого шару на матеріал та газ. Матеріал із циклона переходить у витратну ємність 6, а повітря — в атмосферу.

Запитання до підрозділу 3.2

1. Для перемішування яких сумішей застосовують лопатеві мішалки?
2. Які мішалки обертаються з більшою частотою — лопатеві чи пропелерні?
3. Який процес називають гомогенізацією?
4. Чим відрізняється від звичайної формула модифікованого критерію Рейнольдса для перемішування?
5. Напишіть формулу критерія потужності (критерія Ейлера) для мішалки.
6. Як здійснюється циркуляційне перемішування?
7. Поясніть принцип пневматичного перемішування.
8. Поясніть сутність та наведіть приклади використання псевдозрідження.

3.3 РОЗДІЛЕННЯ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ

3.3.1 Методи розділення неоднорідних систем

У виробничій практиці неоднорідні системи часто доводиться розділяти на їх складові частини. У цукробуряковому виробництві суспензію, одержану в сатураційних апаратах, розділяють для одержання чистого цукрового розчину, вільного від твердих частинок; у виробництві пива і вина потрібне їх просвітлення; для одержання масла із молока виділяють жировий компонент у вигляді вершків; із повітря і газів після процесу сушіння виділяють тверді частинки пилу з метою або очищення газів (наприклад, димових), або збереження цінного продукту (сухе молоко, цукровий пил) і т. ін.

Методи розділення неоднорідних систем класифікують залежно від розмірів частинок дисперсної фази, різниці густин дисперсної фази і дисперсійного середовища, а також в'язкості і т. ін.

Розділення неоднорідних систем може відбуватись під дією різних сил: тяжіння, відцентрових, електричних та тиску.

Використовують наступні основні методи розділення: осадження, фільтрування, центрифугування та мембранні методи.

Осадження — процес розділення, за якого завислі в рідині або газі тверді або рідинні частинки дисперсної фази відокремлюють від суцільної фази під дією сили тяжіння, відцентрової або електростатичної сили. Осадження під дією сили тяжіння називають відстоюванням.

Фільтрування — процес розділення з допомогою пористої перегородки, здатної пропускати рідину або газ і затримувати завислі в середовищі тверді частинки. Фільтрування відбувається під дією сил тиску і використовується для більш тонкого, ніж при осадженні, розділення суспензій і пилу.

Центрифугування — процес розділення суспензій і емульсій під дією відцентрової сили.

Мембранні методи розділення рідинних та газових систем полягають у фільтруванні розчинів під тиском через напівпроникну мембрану, яка пропускає розчинник і затримує молекули розчинених речовин.

Незважаючи на те, що методи розділення рідинних і газових неоднорідних систем ґрунтуються на однакових принципах, обладнання, яке для цього використовується має низку особливостей. Тому процеси розділення рідинних і газових систем розглядаються відокремлено.

3.3.2 Матеріальний баланс процесів розділення

Розглянемо неоднорідну систему, яка включає речовину А (дисперсійне середовище) і завислих частинок Б (дисперсної фази). Позначимо: G_c — кількість вихідної суміші, кг; X_c — вміст речовини Б у вихідній суміші, мас. %; G_n — кількість очищеного продукту, кг; X_n — вміст речовини Б в очищеному продукті, мас. %; G_o — кількість осаду, кг; X_o — вміст речовини Б в осаді, мас. %.

При відсутності втрат речовин матеріальний баланс розділення можна уявити рівностями:

за загальною кількістю речовин

$$G_c = G_o + G_n, \quad (3.54)$$

за кількістю завислих частинок (дисперсній фазі)

$$G_c X_c = G_o X_o + G_n X_n. \quad (3.55)$$

Спільне рішення рівнянь (3.54) і (3.55) дозволяє визначати кількість очищеного продукту G_n і кількість осаду G_o :

$$G_n = G_c (X_o - X_c) / (X_o - X_n); \quad (3.56)$$

$$G_o = G_c (X_c - X_n) / (X_o - X_n). \quad (3.57)$$

Рівняння матеріального балансу, а також формули для розрахунку G_n і G_o справедливі для будь-яких двофазних неоднорідних систем.

Рівняння (3.54) і (3.55) виражають одночасно і процес змішування. Наприклад, із рівняння (3.55) може бути легко знайдено концентрацію завислої речовини в одержаній суміші (після перемішування):

$$X_c = (G_n X_n + G_o X_o) / G_c, \quad (3.58)$$

де G_n і G_o — кількість продуктів, які змішуються; X_n і X_o — вміст у цих продуктах завислої речовини; G_c — загальна кількість суміші.

3.3.3 Осадження

У процесах осадження зависла частинка переміщується в рідині (газі, парі) під дією різних сил. Відокремлення частинок (дисперсної фази) від дисперсійного середовища, в якому вони перебувають у завислому стані, під дією сили тяжіння називають відстоюванням або осіданням. Якщо густина дисперсної фази більша від густини дисперсійного середовища, завислі частинки осідають на дно посудини, і, навпаки, якщо густина дисперсійного середовища більша від густини завислих частинок, останні спливають на поверхню.

Швидкість осідання (чи відстоювання) завислих частинок залежить від густини і розміру частинок (ступеня дисперсності), причому вона буде тим меншою, чим меншого розміру частинки дисперсної фази і чим менша різниця між густинами обох фаз. Невелика швидкість осадження частинок під час відстоювання не забезпечує виділення із суміші тонкодисперсних частинок, тому відстоювання використовується для грубого розділення неоднорідних систем — в основному, грубих суспензій.

Основним показником, що характеризує процес осідання, є швидкість осадження. Для визначення швидкості осадження під дією сили тяжіння розглянемо процес осадження уособленої кулеподібної частинки у рідині (рис. 3.25).

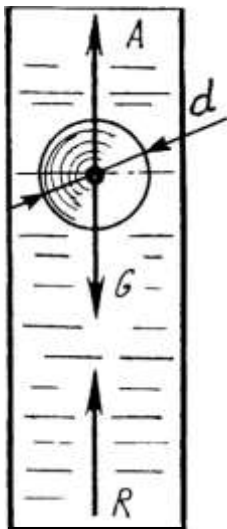


Рисунок 3.25 —
Сили, що діють
на частинку під
час осадження

На частинку діаметром d діють сили:

— сила тяжіння, яка залежить від густини і об'єму частинки:

$$G = \left(\frac{\pi d^3}{6} \right) \rho_c g, \quad (3.59)$$

де ρ_c — густина частинки, кг/м^3 ; d — діаметр частинки, м ; g — прискорення вільного падання, м/с^2 ;

— підйомна сила середовища (сила Архімеда):

$$A = \left(\frac{\pi d^3}{6} \right) \rho_c g, \quad (3.60)$$

де ρ_c — густина середовища, кг/м^3 ;

— сила опору середовища, яка направлена проти руху частинки і визначається за законом Ньютона:

$$R = \zeta S \rho_c v_0^2 / 2, \quad (3.61)$$

де ζ — коефіцієнт опору середовища; S — площа проекції частинки на площину, перпендикулярну напрямку її руху, м^2 ; для кулі $S = \pi d^2 / 4$; v_0 — швидкість осадження частинки, м/с .

Складемо умови рівноваги для рівномірного руху частинки:

$$G = A + R;$$

$$\left(\frac{\pi d^3}{6} \right) \rho_c g = \left(\frac{\pi d^3}{6} \right) \rho_c g + \zeta S \rho_c v_0 / 2. \quad (3.62)$$

$$\left(\frac{\pi d^3}{6} \right) (\rho_c - \rho_c) g = \zeta S \rho_c v_0 / 2. \quad (3.63)$$

Вирішуючи рівняння (3.63) відносно v_0 , маємо:

$$v_0 = \sqrt{\frac{4gd(\rho_c - \rho_s)}{(3\rho_s \zeta)}}. \quad (3.64)$$

Формулу (3.64) називають узагальненим рівнянням для швидкості осадження.

Коефіцієнт опору середовища ζ , який входить в (3.64), залежить, у першу чергу, від режиму руху частинок в середовищі. У гідродинаміці одержані наступні емпіричні залежності за розрахунком ζ для:

— ламінарного режиму ($Re \leq 2$) $\zeta = 24/Re$; (3.65)

— перехідного режиму ($500 > Re > 2$) $\zeta = 18,5/Re^{0,6}$; (3.66)

— турбулентного режиму ($Re \geq 500$) $\zeta = 0,44$. (3.67)

Критичні значення критерія Рейнольдса Re у даному випадку відрізняються від наведених у підрозділі 2.2 у зв'язку з різними визначальними лінійними розмірами (під час руху рідини по трубі — її діаметр, під час осадження — діаметр частинки).

Розрахувати швидкість осадження за формулою (3.64) можна, якщо відоме значення Re , в яке входить і величина швидкості осадження, яку шукаємо:

$$Re = v_0 d \rho_s / \eta, \quad (3.68)$$

де η — динамічний коефіцієнт в'язкості середовища, Па·с.

Тому для розв'язання задачі в цьому випадку використовують метод послідовного наближення.

Якщо в формулу (3.64) підставити значення (3.65) $\zeta = 24/Re$, відповідне ламінарному режиму осадження, то після нескладних перетворень одержимо формулу Стокса, справедливу для $Re \leq 2$:

$$v_0 = \frac{gd^2(\rho_c - \rho_s)}{18\eta}. \quad (3.69)$$

З цієї формули випливає, що швидкість ламінарного осадження частинок прямо пропорційна квадрату їх діаметра, різниці густин частинок і середовища і обернено пропорційна в'язкості середовища.

Після підстановки в формулу (3.64) виразів (3.66) і (3.67) можна отримати формули для визначення швидкості осадження у випадку перехідного та турбулентного режимів.

Розрахунок швидкості методом послідовного наближення виконується наступним чином. Припускаючи, що осадження відбувається в означеному режимі, наприклад ламінарному, розраховують за відповідною формулою, в даному випадку (3.69), v_0 і за цим значенням розраховують критерій Рейнольдса. Якщо його величина відповідає наперед обраному режиму, то розрахунок вважають закінченим. Якщо ж збігу

не досягнуто, то розрахунок повторюють до одержання збіжних результатів.

Другий, більш раціональний спосіб розрахунку швидкості осадження запропонований Лященком.

Розв'яжемо рівняння (3.64) відносно ζ :

$$\zeta = \frac{4gd(\rho_q - \rho_c)}{3\rho v_0^2} \quad (3.70)$$

Перемножимо ліву частину цього виразу на Re^2 , а праву — на рівний Re^2 вираз $v_0^2 d^2 \rho_c^2 / \eta^2$.

$$\text{Одержимо} \quad \zeta Re^2 = \frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_q - \rho_c}{\rho_c} \cdot \frac{d^3 \rho_c^2 g}{\eta^2} \quad (3.71)$$

Безрозмірний вираз у правій частині рівняння (3.71) одержав назву критерія Архімеда, а саме критеріальне рівняння має вигляд:

$$\zeta Re^2 = \frac{4}{3} Ar \quad (3.72)$$

Підставивши в цю залежність значення ζ для відповідних режимів осадження знаходять граничні значення критерію Архімеда.

Для ламінарного режиму після підстановки значення ζ за (3.65) в (3.72) одержують: $Re = Ar/18$.

Якщо $Re = 2$, то $Ar = 36$.

Режим осадження ламінарний, якщо $Ar \leq 36$.

Для турбулентного режиму підставимо в рівняння (3.72) критичне значення $Re > 500$ і $\zeta = 0,44$:

$$0,44 \cdot (500)^2 \geq 4Ar/3 \text{ або } Ar \geq 83\,000.$$

Отже, проміжний режим руху, тобто при $2 < Re < 500$, відповідає зміні критерія Архімеда в межах $36 < Ar < 83\,000$.

Таким чином, розрахувавши величину критерія Ar (в який шукана швидкість осадження не входить), знаходять по його значенню режим осадження. Потім за (3.72) розраховують значення Re і за ним швидкість осадження.

Із (3.68) швидкість осадження:

$$v_0 = \eta Re / (d\rho_c) = v Re / d, \quad (3.73)$$

де v — кінематичний коефіцієнт в'язкості середовища, м²/с.

Даний метод розрахунку швидкості осадження найточніший.

Наведемо декілька зауважень щодо визначення швидкості осадження під дією сили тяжіння.

а) якщо частинка не має форму кулі, то її еквівалентний діаметр знаходять за об'ємом V або масою G :

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} = 1,24 \sqrt[3]{V} = 1,24 \sqrt[3]{\frac{G}{\rho_q}}. \quad (3.74)$$

Швидкість осадження таких частинок, розрахована за формулами (3.64), (3.72), (3.73) потребує поправки:

$$v'_0 = f v_0, \quad (3.75)$$

де f — коефіцієнт форми ($f = 0,77$ — для округлих частинок, $f = 0,66$ — для кутових, $f = 0,58$ — для продовгуватих, $f = 0,43$ — для пластинчатих).

б) виведення формул припускало вільне осадження однієї частинки незалежно від інших. У реальних умовах спостерігається так зване стиснене осадження частинок, швидкість якого завжди менша швидкості вільного осадження однієї частинки. Розрахункова швидкість стисненого осадження:

$$v''_0 = \varphi f v_0, \quad (3.76)$$

де $\varphi < 1$ — коефіцієнт, що враховує концентрацію неоднорідної системи.

в) аналіз рівнянь за визначенням швидкості осадження, наприклад рівняння (3.69), показує, що для прискорення (інтенсифікації) процесу осадження бажане зменшення в'язкості середовища η та збільшення розміру частинок d і рушійної сили — різниці густин частинок та середовища ($\rho_q - \rho_c$). З метою зменшення в'язкості гетерогенні системи перед осіданням (чи відстоюванням) часто нагрівають до температур допустимих технологічними умовами. Для збільшення розміру частинок використовують їх коагуляцію, тобто об'єднання декількох частинок у одну за рахунок введення у гетерогенну систему коагулянтів (желатин, пектин, бентоніт, електроліти). Використовують також і такий метод агрегування дрібних частинок як флокуляція.

Розділення дисперсних систем під дією гравітаційного поля проводять у відстійних апаратах періодичної, напівбезперервної та безперервної дії.

Відстійник періодичної дії — це циліндричний резервуар 1 з конічним дном (рис. 3.26 а). Суміш, яку мають розділяти, заливають в апарат і лишають відстоюватись. Якщо густина частинок ρ_q більша густини середовища ρ_c , то частинки цілком, або частково встигають осісти в нижній частині апарата, утворюючи концентрований осад, а у верхній частині апарата утворюється освітлений шар. Якщо ж $\rho_q < \rho_c$, то частинки дисперсної фази спливають угору, утворюючи концентрований продукт на поверхні освітленого шару. У першому випадку через сифонну трубу 2 зливається освітлений шар, а потім вивантажують осад через нижній штуцер. У другому — спочатку знімають верхню частину,

а потім зливають освітлену рідину. Після промивання відстійника процес знову повторюється.

На рис. 3.26 б зображено схему одноярусного відстійника безперервної дії з механізованим видаленням осаду. Він являє собою циліндричний резервуар 1 з конічним дном і кільцевим лотком — водозливом 2 для відведення освітленої рідини. У центрі апарата встановлено вал 3 з гребками, який повільно обертається (біля 10 обертів за годину). Гребки призначені для просування осаду по днищу від периферії до вихідного патрубку 5 в центрі апарата. Суспензія підводиться в апарат по центральній трубі 4. Для збільшення поверхні осадження і економії площі приміщень відстійники роблять багатоярусними. Останні складаються з декількох (4...5) одноярусних відстійників, розташованих один над другим і працюючих, як правило, паралельно.

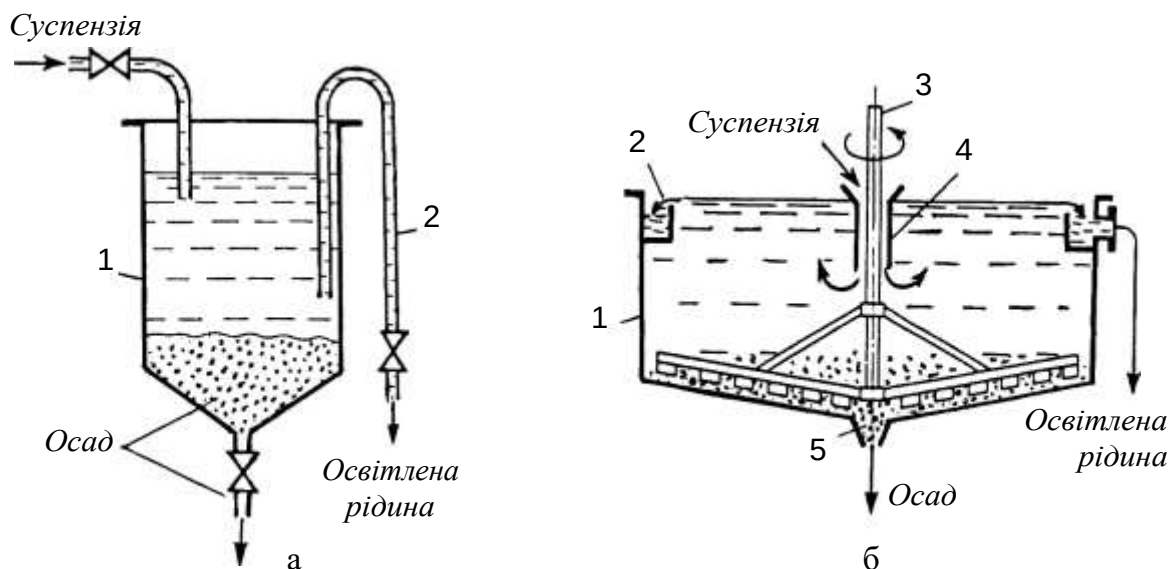


Рисунок 3.26 — Схеми апаратів для осадження:
а) періодичної дії; б) безперервної дії

Розрахунок відстійних апаратів включає визначення їх продуктивності за освітленою рідиною і необхідної поверхні осадження, а по ній — лінійних розмірів відстійника заданої форми.

Якщо в результаті осадження у відстійнику на протязі τ (в с) суспензія на поверхні осідання S (в м^2) розділяється на шар освітленої рідини висотою h і шар осаду, то об'єм освітленої рідини V_n (в $\text{м}^3/\text{с}$) буде:

$$V_n = Sh/\tau. \quad (3.77)$$

Тривалість осадження частинки τ на відстані h :

$$\tau = h/v_0,$$

де v_0 — швидкість осадження частинки, $\text{м}/\text{с}$.

Підставивши значення τ в рівняння (3.77) одержимо:

$$V_n = S v_0. \quad (3.78)$$

Рівняння (3.78) показує, що теоретична продуктивність відстійного апарата не залежить від його висоти, а залежить лише від швидкості осадження і вільної поверхні відстійника. Тому сучасні відстійні апарати мають дуже розвинену поверхню осідання (діаметром до 10...12 м), а висота апаратів мінімальна (до 1,0...1,5 м).

Необхідна поверхня осідання S (в м^2) із рівняння (3.78):

$$S = V_n / v_0. \quad (3.79)$$

Через масову витрату освітленої рідини G_n (в кг/с) одержимо:

$$S = G_n / (\rho v_0),$$

де ρ — густина освітленої рідини, кг/м^3 .

Флотація — процес розділення рідинних неоднорідних систем, обґрунтований на вибірному прилипанні бульбашок газу до частинок, які складають внутрішню фазу системи.

Відомо декілька видів флотації — масляна, пінна, електрофлотація, тощо. Найбільш широке розповсюдження одержала пінна флотація. У процесі пінної флотації бульбашки газу, які знаходяться в рідині, прилипають до погано змочуваним водою (гідрофобним) частинкам і піднімають їх до поверхні рідини, де вони і виділяються разом із утвореною піною. У той же час гарно змочувані водою (гідрофільні) частинки не прилипають до бульбашок газу і осідають на дно апарата, звідки і вилучаються.

Процеси флотації в харчовій промисловості мають поки що обмежене використання. Флотацію ефективно використовують для знежирення рідин і стічних вод м'ясо- і жиркомбінатів, виділення глютену із крохмального молока під час виробництва кукурудзяного крохмалю, освітленні фруктових соків, тощо.

Встановлено, що чим більша кількість бульбашок газу в високодисперсному стані рівномірно розподілені в одиниці об'єму рідинної системи, тобто чим вищий ступінь аерації її, тим вища швидкість флотації. Для утворення бульбашок газу високої дисперсності використовують пневматичний, ежекторний, напірний та електролітичний способи. Для успішного накопичування частинок, що вилучаються, на вільній поверхні необхідно мати стійкий шар піни. Тому у вихідні суміші додають ще і піноутворювачі, які сприяють утворенню інтенсивної та стійкої піни.

На рис. 3.27 зображено схему одного із флотаційних апаратів. У апарат, заповнений суспензією, повітря підводиться знизу через розподільні пристрої 1 і у вигляді бульбашок барботує через рідину,

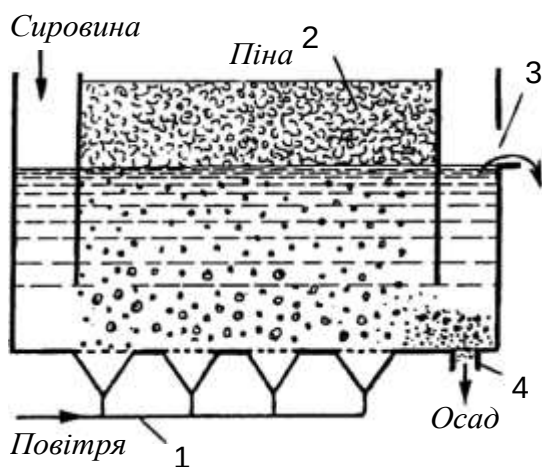


Рисунок 3.27 — Схема апарата для флотації

захоплюючи по дорозі незмочувані частинки. Шар піни 2, що утворюється на поверхні та який вміщує частинки, що виділяються, перевалюється через бічну перегородку апарата (на рис. 3.27 не показана). Осідаючі змочувані частинки відводяться через патрубок для виходу осаду 4, а освітлена рідина відводиться через верхній злив 3.

Електрофлотація, яка використовується в освітленні фруктових соків, полягає в пропусканні через сік постійного електричного струму.

Бульбашки газу (кисню, водню), які виділяються при електролізі, визивають спливання завислих у сокові частинок м'якоті, які вилучаються. Відомо, що вміст осаду в соковій за такої обробки знижується на 70...75%, а тривалість електросепарації складає 15...30 хв.

3.3.4 Фільтрування

Фільтрування — процес розділення неоднорідних систем (суспензій або аерозолей) з допомогою пористих перегородок, які здатні пропускати рідину або газ, але затримувати зважені в них частинки (дисперсну фазу). Фільтрування забезпечує майже повне звільнення рідин та газів від завислих частинок і в цьому відношенні має значні переваги перед осадженням.

Фільтрування — один із найрозповсюдженіших процесів харчових виробництв. У рафінаційних цехах маргаринових підприємств фільтрують олії від відбілювальних глин, фільтрують цукрові та вітамінні сиропи, фруктові-ягідні соки, пиво, вино, повітря в сушильних установках, тощо. За цільовим призначенням процес фільтрування може бути очисним або продуктовим. У першому випадку цільовим продуктом є фільтрат (наприклад, пиво, вино, молоко), у другому — осад. Прикладом продуктового фільтрування є розділення дріжджової та крохмальної суспензій.

Як фільтрувальні перегородки використовують картон, тканини бавовняні (бельтинг, міткаль й ін.), синтетичні (капрон, нейлон, лавсан) і шерстяні, а також сітки з металевих ниток, пісок, дрібне вугілля, гравій і пористу кераміку. Роль фільтрувальної перегородки виконує і шар осаду, який при фільтруванні утворюється на перегородці, при чому його фільтрувальні властивості доволі часто більш високі, ніж фільтрувальні властивості перегородки. У якості допоміжних матеріалів при

фільтруванні використовують кісткове і деревне вугілля, діатоміт, перліт, кізельгур, тощо. Їх використовують безпосередньо у разі введення в суспензію або шляхом попереднього намивання шаром на робочу поверхню фільтра. Вони значно збільшують поруватість осаду і понижують його гідравлічний опір, що, в свою чергу, сприяє збільшенню швидкості фільтрування. Крім цього, ці матеріали мають адсорбційні властивості, що широко використовується, наприклад, під час освітлення пива в пивовареному виробництві, фруктових соків — у консервному, вина — у виноробстві (докладніше про адсорбційні властивості цих матеріалів читайте в розділі «Адсорбція»).

Рушійною силою процесу фільтрування є різниця тисків, яка створюється по обидва боки фільтрувальної перегородки. Різниця тисків може створюватись за рахунок:

- 1) гідростатичного тиску стовпа суспензії над фільтрувальною перегородкою;
- 2) надлишкового тиску, що створюється насосом або стисненим повітрям;
- 3) вакуума під фільтрувальною перегородкою;
- 4) відцентровими силами, що виникають у суспензії, яка знаходиться в обертовій посудині.

На рис. 3.28 наведено принципові схеми цих способів фільтрування.

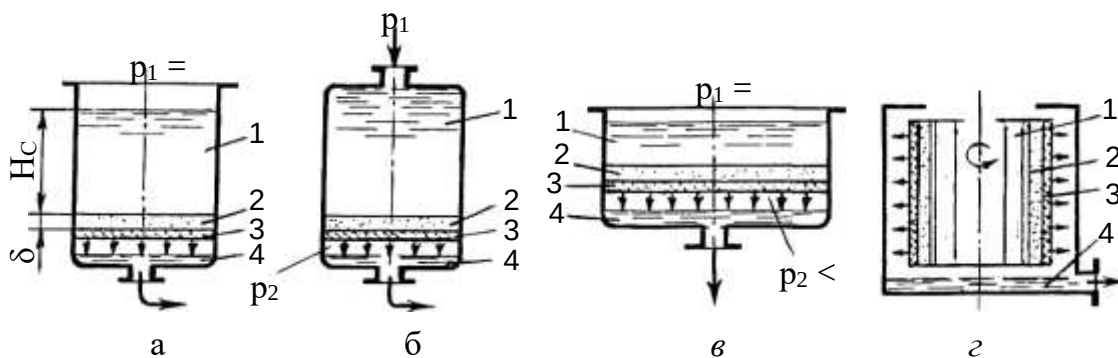


Рисунок 3.28 — Принципові схеми фільтрів за способом створення рушійної сили: 1 — суспензія; 2 — осад; 3 — фільтрувальна перегородка; 4 — фільтрат

У процесі фільтрування завислих у рідині чи газі твердих частинок можливі такі випадки:

- 1) фільтрування з утворенням осаду на фільтрувальній перегородці;
- 2) фільтрування без утворення осаду із закупорюванням пор (закупорювальне фільтрування);
- 3) фільтрування з утворенням осаду і закупорюванням пор.

Процес фільтрування може відбуватися в таких варіантах змін тиску та швидкості за:

- 1) постійної швидкості та змінного тиску;
- 2) постійного тиску і змінної швидкості;
- 3) змінного тиску та швидкості.

Найбільш широко розповсюджене фільтрування з утворенням шару осаду, яке здійснюється за постійного перепаду тисків.

Теорія фільтрування. Основним завданням теорії фільтрування є визначення швидкості цього процесу. У процесі фільтрування суспензії рідинна фаза проходить через шар осаду і фільтрувальну перегородку, які можна розглядати як шар зернистого матеріалу. На основі експериментальних даних встановлено, що об'єм фільтрата V , який пройшов через цей шар, прямо пропорційний перепаду тисків Δp , площі фільтрувальної перегородки S , часу фільтрування τ та обернено пропорційний опору фільтрування R :

$$V = \Delta p S \tau / R. \quad (3.80)$$

Крім цього, в даний час доведено, що рух суспензії через пори осаду та фільтрувальної перегородки підпорядковується закону руху рідин через капіляри, для якого Пуазейль вивів рівняння:

$$V = \pi \Delta p r^4 \tau S z / (8 \eta l), \quad (3.81)$$

де V — об'єм фільтрата, м^3 ; Δp — різниця тисків з обох боків фільтрувальної перегородки, Па ; r — радіус перерізу капіляра, за яким рухається фільтрат, м ; τ — час фільтрування, с ; S — площа фільтрувальної перегородки, м^2 ; z — кількість капілярів на 1 м^2 площі фільтрування; η — динамічний коефіцієнт в'язкості фільтрата, $\text{Па}\cdot\text{с}$; l — довжина капіляра, м .

Порівняємо праві частини рівнянь (3.80) і (3.81) і знайдемо величину опору фільтрування R :

$$\frac{\pi \Delta p r^4 \tau S z}{8 \eta l} = \frac{\Delta p S \tau}{R}.$$

Звідки:

$$R = 8 \eta l / (\pi r^4 z). \quad (3.82)$$

Опір осаду, як видно із рівняння (3.82), залежить від властивостей осаду, його пористості та товщини, а також в'язкості рідинної фази суспензії.

Величина R складається із опору осаду R_0 та опору фільтрувальної перегородки R_n , тобто

$$R = R_0 + R_n. \quad (3.83)$$

Опір осаду пропорційний його товщині,

$$R_0 = \rho \delta \quad (3.84)$$

де δ — товщина осаду, м; ρ — коефіцієнт пропорційності, або питомий опір осаду, Па·с/м².

Питомий опір осаду являє собою опір шару осаду висотою 1 м, накопиченого на площі 1 м². Його визначають дослідним шляхом.

У процесі фільтрування опір осаду R_0 безперервно зростає, тому що збільшується товщина шару δ на фільтрі. У більшості випадків ця величина набагато перевищує опір фільтрувальної перегородки:

$$R_0 > R_n.$$

У зв'язку з цим величиною R_n у розрахунках часто нехтують, вважаючи, що

$$R \approx R_0.$$

Швидкість фільтрування v_ϕ визначається об'ємом фільтрату V , який одержують за одиницю часу τ з одного квадратного метра фільтрувальної перегородки S :

$$v_\phi = V/(S\tau). \quad (3.85)$$

З урахуванням виразу (3.80) одержимо:

$$v_\phi = \Delta p / R. \quad (3.86)$$

З рівняння (3.86) випливає, що якщо процес іде за постійного перепаду тисків Δp то у міру накопичення осаду на фільтрувальній перегородці зростає опір фільтрування R , а швидкість його зменшується. У зв'язку з цим швидкість процесу нестационарного фільтрування слід виразити диференціальним рівнянням:

$$dV/Sd\tau = \Delta p / [\eta (R_0 + R_n)] . \quad (3.87)$$

Величина $dV/Sd\tau$ є змінна швидкість фільтрування.

Апарати для фільтрування дисперсних систем називаються фільтрами. За способом ведення процесу фільтри поділяють на фільтри періодичної та безперервної дії. Процес фільтрування в фільтрах періодичної дії проводять до тих пір, поки не буде заповнена осадом робоча камера фільтра або непомірно виросте його опір. У фільтрах безперервної дії осад безперервно видаляється з фільтрувальної перегородки.

За конструктивними особливостями розрізняють: рамні, камерні фільтрпреси, мішкові, барабанні, дискові, стрічкові, патронні та ін. На рис. 3.28 зображено принципові схеми фільтрів залежно від способу створення рушійної сили.

Із фільтрів періодичної дії широко використовується пісковий фільтр (рис. 3.29).

Його застосовують для фільтрування води, горілки й інших рідин, коли вміст твердої фази в суспензії відносно незначний і осад не є цінним. У циліндричному корпусі 1 між металевими сітками 2 і 3 знаходяться шар дрібного (внизу) і шар крупного (вгорі) кварцового піску, розділених тканиною 4. Тканину розміщують також на нижню сітку, щоб пісок не потрапив у фільтрат, і на верхню сітку для запобігання швидкого забруднення піска. Фільтрування проводять під тиском біля 0,05 МПа. Перевага такого фільтра — простота конструкції, висока якість фільтрування.

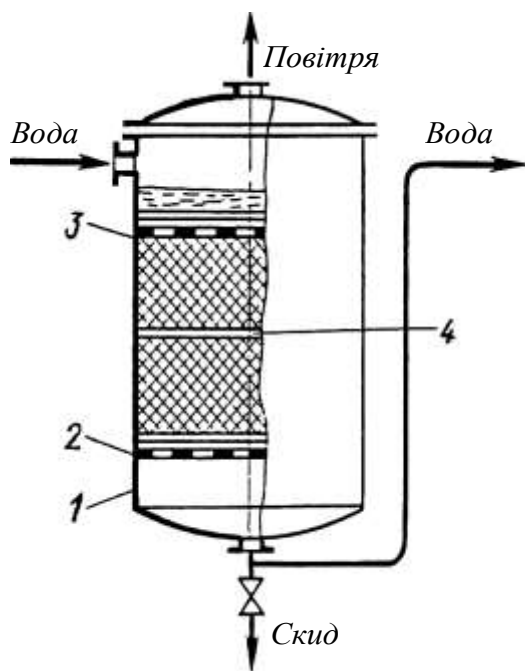


Рисунок 3.29 — Пісовий фільтр

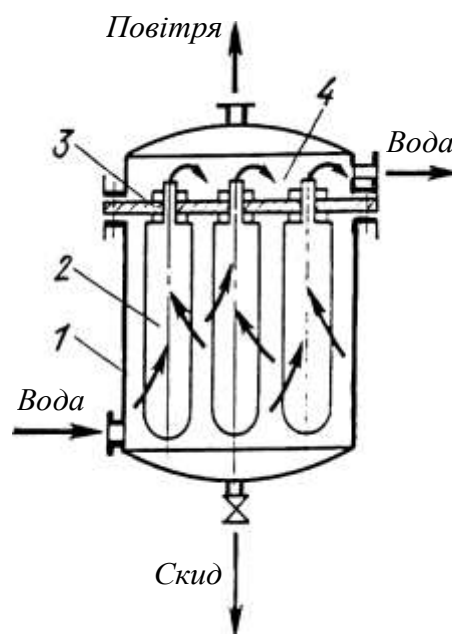


Рисунок 3.30 — Патронний фільтр

Патронний фільтр (рис. 3.30) належить до фільтрів періодичної дії, що працюють під тиском. Він складається з циліндричного корпусу 1 і трубної решітки 3, в якій закріплені патрони 2 з дрібною, керамічною або тканинною фільтрувальною поверхнями. Принцип дії фільтра полягає в тому, що суспензія, яка розділяється під тиском 0,2...0,4 МПа, нагнітається у простір між патронами, фільтрується через стінки патронів, а потім фільтрат збирається у верхній камері 4 фільтра і відводиться від нього. Регенерують патронні фільтри звичайно стисненим повітрям. Такі фільтри використовуються для звільнення води від завислих частинок і мікроорганізмів у виробництві безалкогольних напоїв, для очищення цукрових і інших розчинів, соків і сиропів.

Рамний фільтрпрес (рис. 3.31) працює під надлишковим тиском 0,3...0,4 МПа, що створюється насосом.

Він являє собою набір плит 1 і рам 2 квадратної, прямокутної або круглої форм, які стискаються між собою спеціальним пристроєм —

затискувачем (ручним, електричним, гідравлічним). Плити фільтра

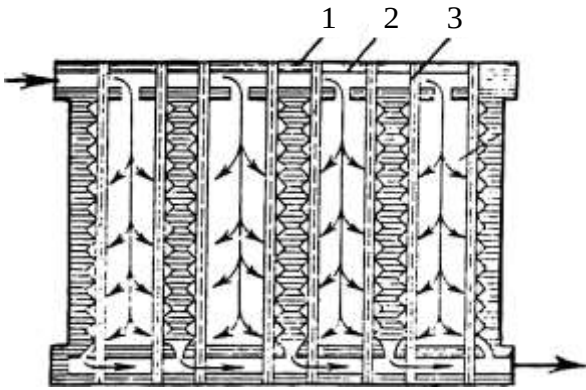


Рисунок 3.31 — Схема фільтрпреса

мають з обох боків рифлену поверхню на яку вкладають фільтрувальну тканину 3. У зібраному вигляді між двома сусідніми плитами утворюються камери, в яких накопичується осад. У плитах, рамах і листах фільтрувальної тканини маютьяся отвори, які під час складання фільтра утворюють канали для подачі суспензії та промивної рідини, а також для виведення фільтрата і промивного розчину.

При фільтруванні суспензія подається паралельно у всі рами і по каналах у них витікає в простір між плитами. Через тканину, вкладену на плитах, проходить фільтрат, який потім стікає по рифленій поверхні плит до вивідного каналу і виводиться із фільтра. Зменшення швидкості витікання фільтрату є ознакою заповнення рам осадом. Після закінчення процесу фільтрування осад промивають. При цьому можна через канал фільтрата подавати промивну рідину. Вона потрапляє у простір між плитою і фільтрувальною тканиною, проходить крізь шар осаду і виливається через верхній канал.

Фільтрування з допомогою фільтрів періодичної дії пов'язане зі значними витратами праці та часу (до 30%) на допоміжні операції — промивання осаду на фільтрі та його вивантаження.

Із фільтрів безперервної дії найбільше розповсюдження одержали барабанні, дискові та стрічкові вакуум-фільтри. Як приклад, на рис. 3.32 схематично зображено стрічковий вакуум-фільтр.

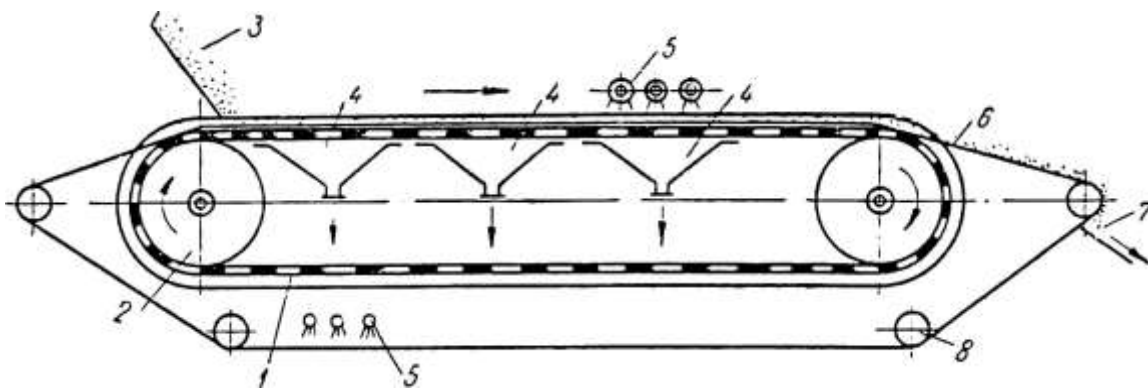


Рисунок 3.32 — Схема стрічкового вакуум-фільтра

Фільтрувальна поверхня в ньому — це безперервна перфорована стрічка 1, надіта на два барабани 2, що обертаються. Поверх стрічки знаходиться фільтрувальна тканина 6, для натягування якої служать барабани 8. Суспензія 3 і промивна вода з допомогою розпилювачів 5,

надходять на верхню частину стрічки фільтра, фільтрат і промивна вода відсмоктуються знизу через вакуум-камери 4, а осад надходить у лотік 7.

3.3.5 Центрифугування

Центрифугування — це процес розділення неоднорідних систем під дією поля відцентрових сил. Для створення поля відцентрових сил у техніці використовують два прийоми:

- 1) забезпечують обертальний рух потоку рідини (газу) в нерухомому робочому органі апарата;
- 2) потік неоднорідної системи спрямовують у робочий орган, що обертається, в якому відбувається їх спільне обертання.

У першому випадку процес називається циклонним, а апарат — циклоном, у другому — відцентровим осадженням або відцентровим фільтруванням, а апарат — центрифугою або сепаратором.

Більш ніж за 100-річний період свого розвитку процеси центрифугування одержали велике розповсюдження і використовуються практично у всіх галузях народного господарства, особливо в технології хімічних та харчових виробництв. Основна перевага центрифугування порівняно з іншими методами розділення неоднорідних систем, наприклад осадженням і фільтруванням, полягає в значному збільшенні продуктивності та ефективності розділення. За допомогою центрифугування розділяють такі тонко дисперсні неоднорідні системи, як дріжджову та крохмальну суспензії, виноматеріали, пиво, молоко, цукровий та борошняний пил, тощо.

У відцентровому полі можна здійснювати обидва найважливіших процеси розділення неоднорідних систем — осадження та фільтрування.

Спочатку розглянемо механізм процесу осадження частинок неоднорідної системи під дією відцентрової сили.

Під час обертального руху суміші на завислу частинку діє відцентрова сила, яка спрямовує цю частинку від осі обертання до периферії із швидкістю, що дорівнює швидкості осадження v_0 (рис. 3.33).

Колова швидкість потоку, що несе частинку, дорівнює v_r , а частинка рухається з результуючою швидкістю v_p по траєкторії *abc* і осідає на стінках апарата.

Зробимо порівняння швидкостей осадження частинок у відцентровому полі та в полі сил тяжіння, тобто визначимо який процес осадження є більш ефективним.

Для цього порівняємо величини сил тяжіння G_m (без урахування підйомних сил Архімеда) і відцентрової сили G_e .

$$G_m = mg. \quad (3.88)$$

$$G_g = ma = m\omega^2 r = mv^2/r, \quad (3.89)$$

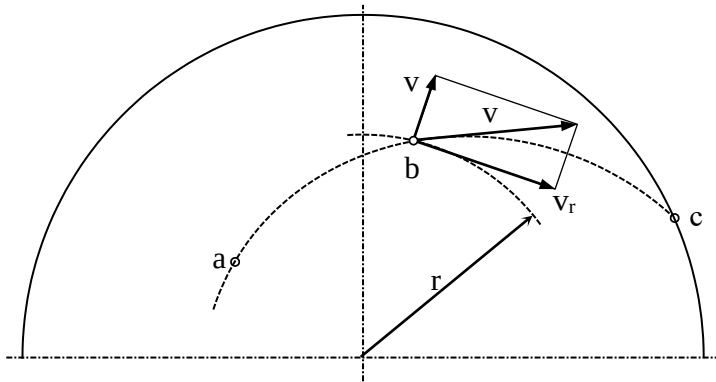


Рисунок 3.33 — Схема осадження під дією відцентрової сили

де m — маса частинки, кг; g — прискорення вільного падання, м/с²; a — відцентрове прискорення, м/с²; r — радіус обертання частинки, м; ω — кутова швидкість обертання частинки, 1/с; v — колова швидкість обертання, м/с.

Зіставлення рівнянь (3.88) і (3.89) дає:

$$\frac{G_g}{G_m} = \frac{mv^2}{r mg} = \frac{v^2}{rg} = \frac{\omega^2 r}{g}. \quad (3.90)$$

Одержане відношення є безрозмірна величина — критерій Фруда Fr , який називають фактором розділення:

$$Fr = \omega^2 r/g = v^2/(rg). \quad (3.91)$$

Таким чином, фактор розділення показує, у скільки разів відцентрове прискорення більше від прискорення сили тяжіння. Чим більший фактор розділення, тим вища розділяюча здібність відцентрових устроїв.

Записавши кутову швидкість у виразі (3.91) через частоту обертання $\omega = 2\pi n$ і поклавши $\pi^2 \approx g$, отримаємо:

$$Fr = \omega^2 r/g = 4 \pi^2 n^2 r/g \approx 4n^2 r. \quad (3.92)$$

З виразу (3.92) випливає, що ефективність розділення у відцентрових пристроях можна підвищити за рахунок збільшення n або r . Враховуючи, що в (3.92) частота обертання має другий степінь, то під час розрахунків барабанів центрифуг і сепараторів із високою ефективністю розділення збільшують частоту їх обертання, зменшуючи радіус, що робить апарат більш компактним і надійним.

Швидкість осадження в полі відцентрових сил V_g можна розрахувати за рівнянням (3.64) для визначення швидкості осадження під дією сили тяжіння з урахуванням фактора розділення:

$$v_g = v_0 Fr \quad (3.93)$$

Так, наприклад, у разі ламінарного режиму осадження у відцентрових пристроях швидкість осадження визначають за рівнянням Стокса (3.69) з урахуванням фактора розділення, тобто

$$v_g = \frac{gd^2(\rho_q - \rho_c)}{18\eta} \cdot \frac{\omega^2 r}{g} = \frac{d^2 \omega^2 r (\rho_q - \rho_c)}{18\eta}. \quad (3.94)$$

На відміну від осадження у полі сил тяжіння швидкість відцентрового осадження — величина змінна, оскільки рухома частинка переміщується з одного радіуса обертання на інший і значення фактора розділення Fr змінюється.

$$v_g = dr/d\tau, \quad (3.95)$$

де τ — час осадження, с; r — радіус обертання частинок, м.

Підставивши v_g із (3.95) в (3.94) і проінтегрувавши вираз по радіусу в межах від r_1 до r_2 , одержимо рівняння для визначення тривалості осадження частинок у полі відцентрових сил за ламінарного руху:

$$\tau_0 = \frac{18\eta}{d^2 \omega^2 (\rho_q - \rho_c)} \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = \frac{18\eta}{d^2 \omega^2 (\rho_q - \rho_c)} \ln \frac{r_2}{r_1}. \quad (3.96)$$

Відзначимо, що тривалість осідання τ_0 повинна бути меншою, або, в крайньому випадку, дорівнювати часу перебування неоднорідної системи у відцентрованому устрої.

Тепер розглянемо відцентрове фільтрування, суть якого полягає в тому, що під дією відцентрової сили виникає тиск суспензії на стінку перфорованого барабана (рис. 3.28 з). При цьому рідина проходить крізь фільтрувальну перегородку, а тверді частинки затримуються перегородкою, утворюючи шар осаду.

Для відцентрового фільтрування застосовані наведені вище закономірності кінетики фільтрування при $\Delta p = \text{const}$. У даному випадку

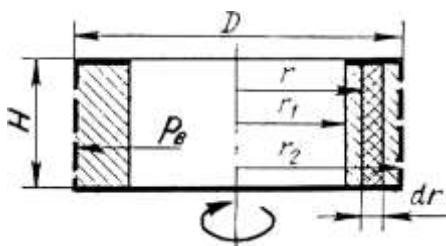


Рисунок 3.34 — Визначення рушійної сили відцентрового фільтрування

рушійна сила процесу визначається величиною відцентрової сили, яка змінюється зі зміною радіуса обертання частинок суспензії. Щоб визначити рушійну силу виділимо в середині шару суспензії густиною ρ , що знаходиться в барабані центрифуги, який обертається з кутовою швидкістю ω , елементарний кільцевий шар товщиною dr на відстані r від осі обертання (рис. 3.34).

Маса цього кільцевого шару:

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

Елементарна відцентрова сила, що діє на цю масу, за рівнянням (3.89) дорівнює:

$$dG_g = dm \omega^2 r = 2\pi r^2 H \rho \omega^2 dr.$$

Елементарний тиск цього шару на поверхню фільтрування визначається, якщо поділити елементарну силу на бічну поверхню циліндра $S = 2\pi rH$.

$$dp = dG_e / S = \rho \omega^2 r dr.$$

Проінтегруємо ліву частину цього рівняння від 0 до p , праву частину — від r_1 до r_2 і знайдемо тиск Δp_e (в Па), який діє на стінку барабана центрифуги:

$$\Delta p = \int_{r_1}^{r_2} \rho \omega^2 r dr = \rho \omega^2 \left(\frac{r_2^2}{2} - \frac{r_1^2}{2} \right). \quad (3.97)$$

Тоді швидкість відцентрового фільтрування відповідно до основного рівняння фільтрування (3.87) запишеться так:

$$v_\phi = dV / (S d\tau) = \Delta p_e / [\eta (R_0 + R_n)]. \quad (3.98)$$

Процеси розділення неоднорідних систем у відцентровому полі здійснюються в центрифугах, сепараторах і циклонах.

Класифікація промислових центрифуг: за принципом роботи — відстійні (осаджувальні) центрифуги, фільтруючі центрифуги, сепаратори; за характером роботи — центрифуги періодичної та безперервної дії; за інтенсивністю відцентрового поля (яке характеризується фактором розділення) — нормальні центрифуги з $Fr = < 3\,500$ і надцентрифуги з $Fr > 3\,500$; за розміщенням вала — горизонтальні, похилі та вертикальні;

за вивантаженням осаду — з ручним і механізованим вивантаженням.

Принцип дії центрифуг у загальному вигляді полягає в тому, що рідинна неоднорідна система подається в барабан (ротор), який обертається в горизонтальній чи вертикальній площині. У барабані рідина утворює кільце, в якому і відбувається розділення. У полі відцентрових сил дисперсна (внутрішня) фаза залежно від її густини або осідає на стінки барабана центрифуги, або переміщується до її центру.

Конструктивно центрифуги відстійного і фільтруваль-

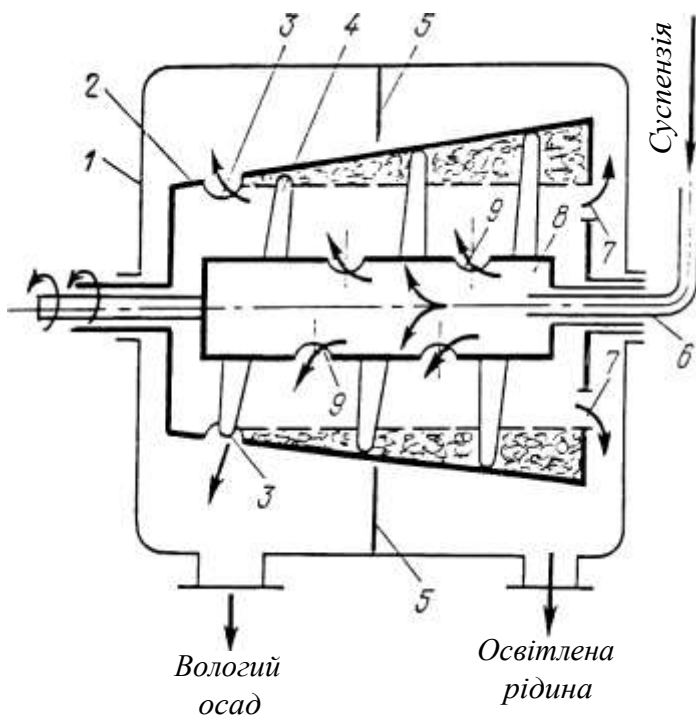


Рисунок 3.35 — Схема відстійної центрифуги безперервної дії

ного типів, у основному, відрізняються лише будовою барабана (суцільний або перфорований).

На рис. 3.35 зображено схему безперервнодіючої відстійної центрифуги зі шнековим вивантаженням осаду, яка застосовується в крохмале-патоковому виробництві для розділення крохмального молока.

Вона складається з двох барабанів, які обертаються з різними ковими швидкостями в корпусі 1. Циліндричний барабан 8 має отвори 9 для суспензії та шнек 4, який переміщує осад по внутрішній поверхні конічного барабана (ротора) 2. Вихідна суспензія по трубі 6 надходить у внутрішню порожнину циліндричного барабана 8 і через отвори 9 у внутрішню порожнину конічного барабана 2. Там вона утворює рідинне кільце, зовнішня поверхня якого відповідно до форми барабана конічна, а внутрішня — циліндрична. Рідина рухається вздовж барабана зліва направо, освітлюється по шляху і зливається крізь вікна 7, відстань яких від осі барабана визначає товщину кільця рідини. Під цією відцентровою силою осад (зерна крохмалу) відкидається до стінок конічного барабана і шнеком, який обертається з меншою частотою, переміщується справа наліво до розвантажувальних вікон 3. Перегородка 5 перешкоджає змішуванню отриманих фракцій.

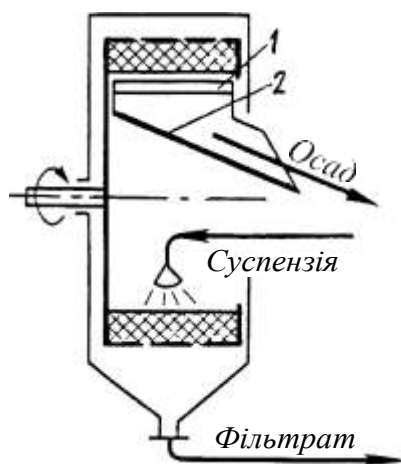


Рисунок 3.36 — Схема фільтрувальної центрифуги з ножовим зніманням осаду

У автоматично діючій фільтруючій центрифугі, схема якої наведена на рис. 3.36, осад на ходу зрізається з фільтруючої перегородки ножом 1, падає на площину 2 і вивантажується з центрифуги. Очищена рідина через пори перегородки відкидається в збірник фільтрата. Ці центрифуги бувають вертикальні та горизонтальні.

До відстійних надцентрифуг безперервної дії відносяться сепаратори, які призначені для розділення емульсій та тонкодисперсних малоконцентрованих суспензій.

Сепаратори широко використовуються для виділення вершків із молока, дріжджів із дріжджового молока, освітлення пива, вино-матеріалів тощо. У промисловості знаходять

використання два типи сепараторів: камерні та тарілчасті. На рис. 3.37 а наведено схему однокамерного сепаратора для розділення емульсії.

Вихідна емульсія надходить у корпус барабана 1 через центральну трубу, проходить між нижньою конічною перегородкою (тарілкою) 5 і днищем барабана і потрапляє в робочу зону барабана. Тут під дією відцентрової сили емульсія розшаровується: важка рідина проходить над верхньою конічною перегородкою 4 і відводиться крізь отвір 2, а легка рідина проходить під цією перегородкою і виводиться крізь отвір 3.

У тарілчастих сепараторах (рис. 3.37 б) робоча камера — ротор 1 заповнена низкою встановлених одна над однією конічними вставками — тарілками 5, відстань між якими дуже незначна (0,4...1,5 мм). Пакет конічних тарілок виконує роль відстійних поверхонь, на яких відбувається розшарування емульсії (наприклад, молока) під дією відцентрової сили. Важка фаза (знежирене молоко) відкидається на внутрішню поверхню конічних тарілок, переміщується в периферійну частину ротора, проходить над верхньою конічною перегородкою 4 і відводиться крізь отвір 2. Легка фаза (вершки) витісняється до центра ротора і відводиться через канал 3.

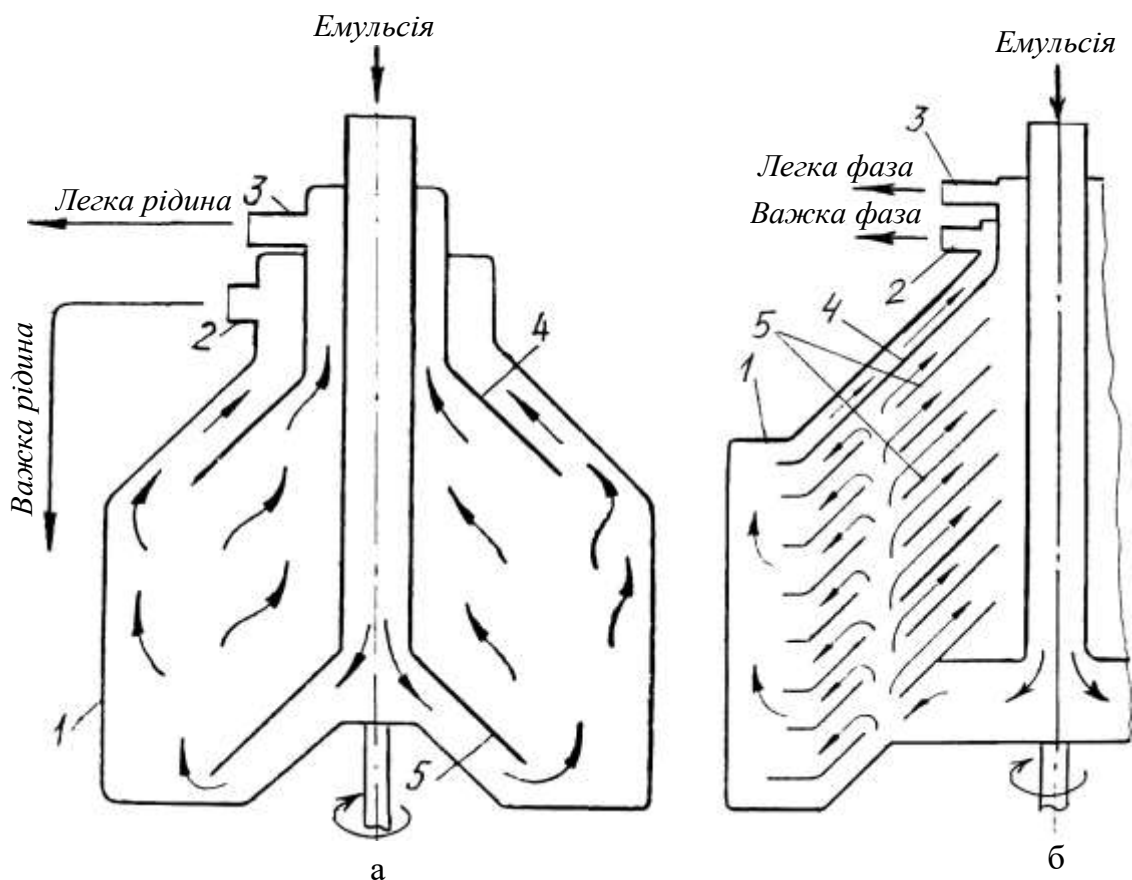


Рисунок 3.37 — Схема камерного (а) і тарілчастого (б) сепараторів

За технологічним призначенням серед тарілчастих сепараторів розрізняють освітлювальні, роздільні та згущувальні. Освітлювальні тарілчасті сепаратори застосовуються для відокремлення від рідини завислих частинок, яких у цій суміші дуже мало (до 0,1%). Роздільні сепаратори використовують для розділення фаз, а згущувальні — для збільшення концентрації однієї із фаз.

У даний час харчові підприємства оснащуються універсальними сепараторами, які виконують одночасно всі перераховані вище операції, їх продуктивність досягає 150 м³ на годину. Фактор розділення складає 6 000...9 000. Такі сепаратори мають барабани, частота обертання яких

складає до $19\,000\text{ хв}^{-1}$. Широко використовуються ультрацентрифуги, ротор яких здійснює 100 і більше тисяч обертів за хвилину. Такі високі швидкості дозволяють осаджувати із рідини бактерії (бактофуги), пастеризувати і стерилізувати молоко та інші продукти і навіть розділяти ізотопи хімічних елементів.

Найпростішим пристроєм для відцентрового розділення газових і рідких неоднорідних систем є відповідно циклони і гідроциклони. Вони відзначаються простою будовою, компактністю, не мають рухомих частин. До недоліків циклонів відноситься невисокий ступінь розділення, порівняно високий гідравлічний опір.

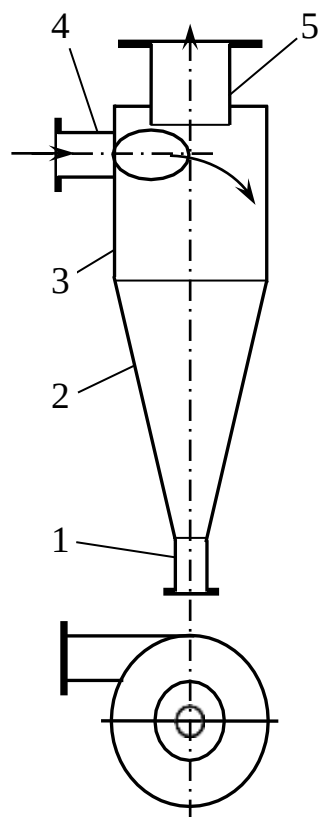


Рисунок 3.38 —
Схема циклона

Циклон для очищення газу (рис. 3.38) складається з вертикального циліндричного корпусу 3 із конічною частиною 2. Запилений газ надходить тангенціально з великою швидкістю ($10\ldots 40\text{ м/с}$) через патрубок 4 у верхню частину корпусу циклона. У корпусі цей потік запиленого газу рухається вниз по спіралі вздовж внутрішньої поверхні стінки циклона. При цьому важкі частинки пилу під дією відцентрової сили відкидаються на периферію, осідають на внутрішній поверхні корпусу, а потім сповзають у конічну частину 2 і видаляються через патрубок 1. Звільнений від завислих частинок потік газу виводиться з циклона через вивідну трубу 5.

Оскільки основною силою, завдяки якій відбувається осадження пилу в циклонах, є відцентрова, то виходячи з виразу (3.91) очевидно, що ефективність циклонного процесу може бути збільшена за рахунок підвищення швидкості

газового потоку або зменшення радіуса циклона.

Збільшення швидкості пов'язано із значним зростанням втрат напору на гідравлічний опір, унаслідок чого збільшується витрата енергії на очистку газу. Інтенсифікація циклонного процесу може бути досягнута за рахунок зменшення діаметра циклона. За цим принципом замість циклона великого діаметра використовують кілька циклонних елементів меншого діаметра, які вставлено в одному корпусі та працюють паралельно. Такі циклони називають батарейними, або мультициклонами.

На сьогодні на багатьох крохмале-патокових виробництвах промишляння крохмалю здійснюється на гідроциклонах, що являють собою батарею мікрогідроциклонів. Елементи мікрогідроциклона (рис. 3.39) включають дві частини: циліндричну 3 та конічну 2. Крохмальна суспен-

зія через сопло 5 вводиться тангенціально під тиском 0,35...0,4 МПа у циліндричну частину, де починає обертатись під дією відцентрової сили. При цьому основна частина твердої фази поступово просувається до вершини конуса, звідки крохмальні зерна у вигляді згущеного молока

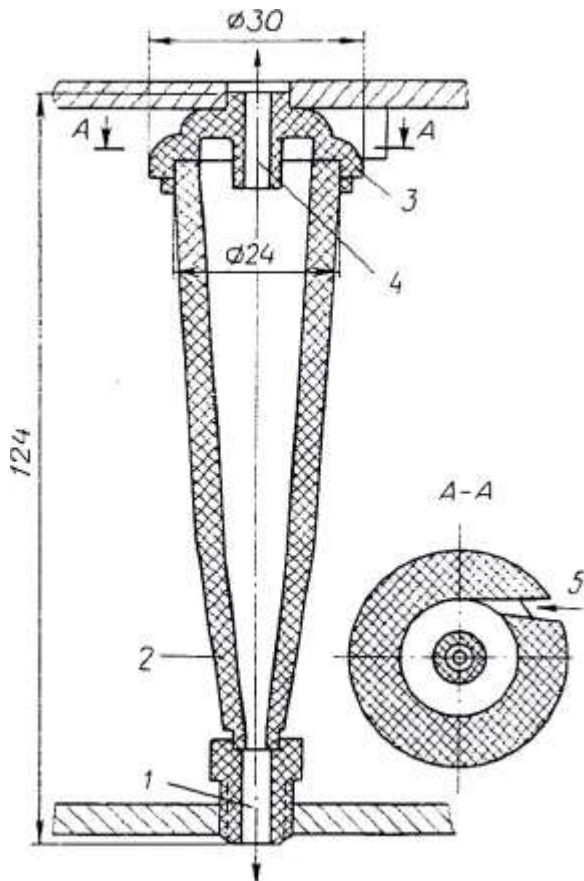


Рисунок 3.39 — Схема мікрогідроциклона

виводяться через отвір 1 (згущений сід). Рідкий сід (частина води, вичавки та найменші крохмальні зерна) зосереджується біля повітряного стовпа осі обертання та виводиться через насадку й отвір 4 у центрі циліндричної частини (кришки) гідроциклона. Для кращого розуміння мікроциклонного процесу на рис. 3.39 наведено розміри мікрогідроциклона, які залежать від розмірів частинок суспензії, що розділяється.

Конструкція гідроциклона мало чим відрізняється від розглянутої конструкції циклона для очищення газу.

Теорія розрахунку циклонів складна. На практиці використовують спрощені розрахунки, які ґрунтуються на емпіричних залежностях.

3.3.6 Поділ газових неоднорідних систем

Процеси подрібнення харчової сировини (цукор, борошно), сортування, сушіння та транспортування сипких матеріалів здебільшого супроводжуються пилоутворенням. Пил являє собою суміш газу чи повітря і твердих частинок розміром від 3 до 100 мкм. Необхідність виділення твердих частинок із пилу продиктована двома обставинами:

- 1) необхідністю уловлювання із газів цінних продуктів і повернення їх у виробництво;
- 2) необхідністю зменшення забруднення навколишнього середовища і забезпечення безпеки виробництва.

Частинки пилу мають електричний заряд, якого вони набувають шляхом адсорбції іонів із повітря або в результаті тертя об тверду поверхню апарата (машини), робота якого супроводжується пилоутворенням. Великі та дрібні частинки заряджаються протилежними

зарядами. У разі досягнення визначеної концентрації твердих частинок пилу в повітрі (цукру — 5 мг на 1 дм³ повітря, крохмалю — 7 мг на 1 дм³, пшеничного пилу — 10,2 мг на 1 дм³) можливий вибух, за якого в замкненому просторі розвивається великий тиск. Наприклад, вибухова хвиля від 1 г крохмалю створює тиск до 2 МПа.

До числа легкозаймистого пилу в харчовій промисловості відносяться цукрові, декстринові, крохмальні, борошняні, зернові. Усі вони спалахують від незначного джерела теплоти (іскри, сірника), і полум'я швидко розповсюджується. Статистика вибухів на промислових підприємствах свідчить, що частіше вибухають млини ніж порохові заводи.

Перелічені вище причини пояснюють необхідність очищення повітря і газів та важливість цього процесу для харчових виробництв. Для очищення газових потоків від завислих частинок використовується декілька способів: осадження під дією сили тяжіння, інерційних та відцентрових сил, фільтрування через пористу перегородку, мокре очищення та осадження в електричному полі. Для досягнення необхідного ступеня очищення газового потоку використовуються і комбінації цих способів.

Ефективність апаратів для очищення газів оцінюється ступенем очистки:

$$\eta = (V_1 x_1 - V_2 x_2) 100 / V_1 x_1 \% \quad (3.99)$$

де V_1 і V_2 — об'ємні витрати відповідно запиленого і очищеного газу, м³/с; x_1 і x_2 — концентрація завислих частинок відповідно в запиленому і очищеному газі, кг/м³.

Якщо $V_1 = V_2$, то $\eta = (x_1 - x_2) 100 / x_1 \%$.

Як приклад відстійника для пилу на рис. 3.40 наведено відстійний газохід, у якому може бути здійснене очищення повітря, яке виходить, наприклад, із приміщення кондитерської фабрики, де проводиться подрібнення цукру в цукрову пудру.

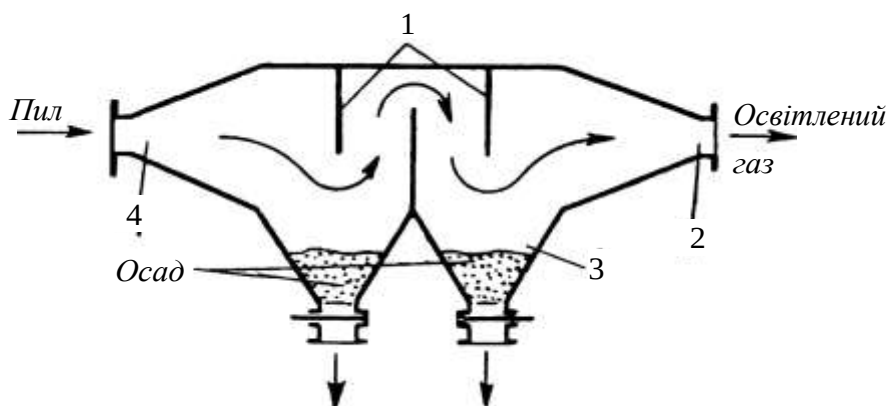


Рисунок 3.40 — Схема відстійного газоходу

Потік запиленого повітря засмоктується вентилятором через вхідний патрубок 4 і обводить перегородки 1, які сприяють здовженню шляху повітря і зміні його напрямку у відстійнику. При цьому тверді частинки осідають на дно і збираються в бункерах 3. Очищений газ відводиться із відстійника через вихідний патрубок 2. У такому відстійнику осаджуються частинки розміром більше 25 мкм за ступіня очистки біля 60%.

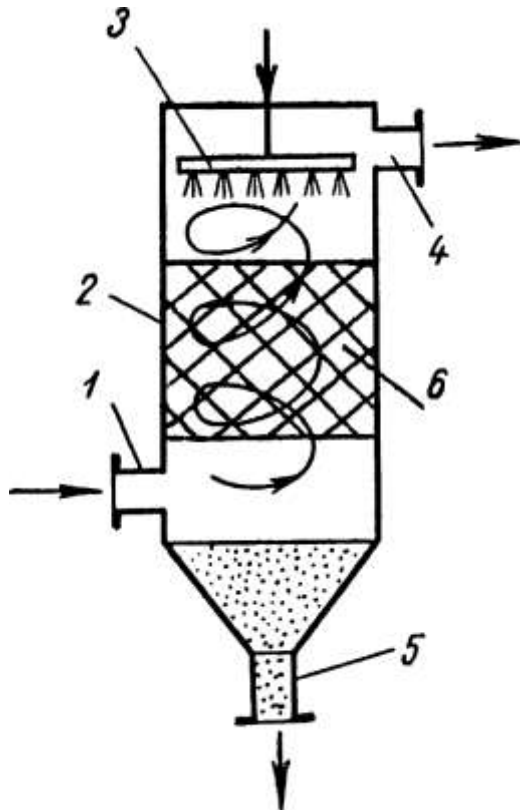


Рисунок 3.41 — Схема насадкового скрубера

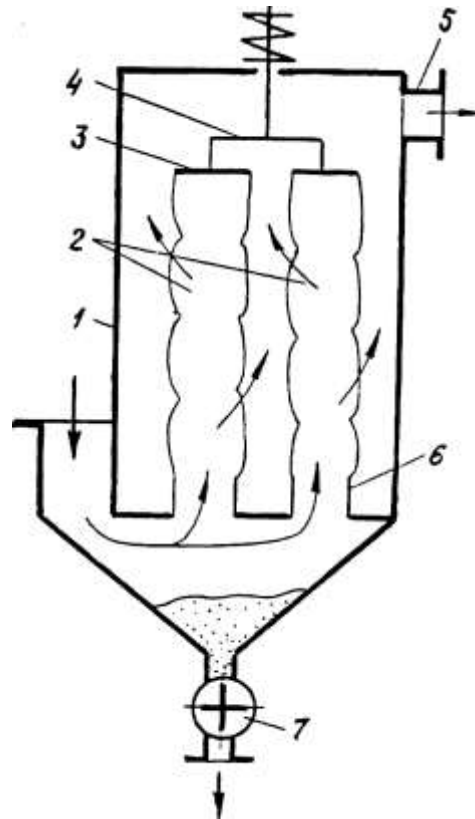


Рисунок 3.42 — Рукавний фільтр

Серед промислових методів розділення газових неоднорідних систем значне місце займає осадження твердих частинок у полі відцентрової сили. Цей метод, який здійснюється в апаратах, що називаються циклонами має або самостійне значення, або використовується в комбінації з іншими методами. Принцип дії циклонів (рис. 3.38) нами вже розглянуто. Відмітимо, що з допомогою циклонів можна виділити тверді частинки розміром не нижче 5...10 мкм, тому вони не можуть бути використані в установках для кондиціювання. Степінь очистки повітря від пилу в циклонах для частинок діаметром 5 мкм складає 30...85%. Степінь очистки повітря в циклонах підвищується до 96...99%, якщо внутрішні стінки циклону змочуються водою. При цьому частинки пилу, які відкидаються відцентровою силою до стінок циклону, змиваються водою і відводяться з нею із циклона. Це так звана мокра очистка. Апарати для мокрої очистки газів називають скруберами.

Одним із найпростіших скруберів є насадковий скрубер, схема якого представлена на рис. 3.41.

Він являє собою вертикальну колону 2, в яку знизу через патрубок 1 подається запилений газ. Рідина розпилюється форсунками 3 по зонах колони так, що весь переріз апарата під час роботи перекривається краплинами рідини. Очищений газ відводиться із колони зверху через патрубок 4, а рідина з твердими частинками відводиться із нижньої частини апарата через патрубок 5. Ефективність очистки газу можна збільшити за менших витрат рідини, якщо заповнити колону насадкою 6 — інертними матеріалами у вигляді окремих шматків, куль, кілець, тощо. Для мокрої очистки газів можна використати також барботажні та насадкові колони (рис. 6.9, 6.10).

Серед різних способів очистки газів фільтруванням найбільше розповсюдження одержали ті із них, в яких використовуються рукавні фільтри (рис. 3.42).

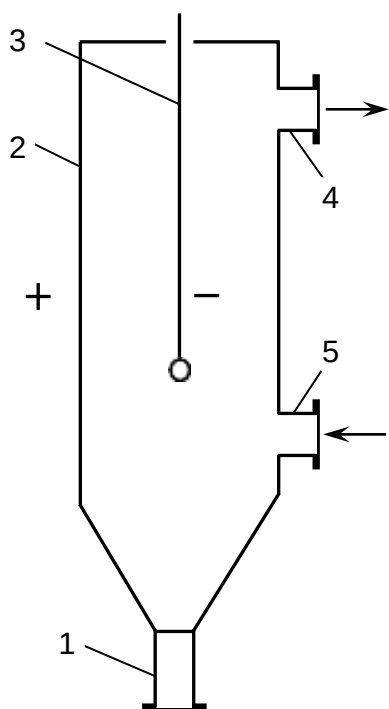


Рисунок 3.43 — Схема пристрою для електроочистки газів

Рукавні фільтри, які використовуються на млинах та інших виробництвах для остаточного фільтрування повітря оснащені м'якими перегородками — різними тканинами.

Забруднений газ вводять у корпус фільтра 1, де він розподіляється у фільтрувальних рукавах 2, нижні кінці яких закріплені в трубних ґратах 6, а верхні закриті кришками 3. Відфільтрований газ видаляють через вихлопну трубу 5, а завислі в ньому частинки осідають на внутрішній поверхні рукава. Осілі частинки струшують спеціальним пристроєм 4 і видаляють через секторний затвор 7.

Рукавні фільтри дозволяють очищати високодисперсні аерозольні системи (пил), які мають розмір частинок дисперсної фази 10 мкм і менше. Ступінь очистки на них високий — досягає 98...99%.

Сутність роботи устроїв для осадження під дією електростатичного поля (рис. 3.43) полягає в наступному.

Фільтрувальна камера має два електрода (трубчаті чи пластинчаті). Як осаджувальний електрод на рис. 3.43 використана кругла металева труба — корпус 2, а коронуючим електродом служить дріт 3, натягнутий по осі труби. Газ, який підлягає очищенню, входить у апарат через патрубок 5, проходить вгору через електричне поле і виходить через

патрубок 4. Під дією електричного поля відбувається іонізація газу і частинки починають рухатись до одного або другого електрода залежно від їх заряду.

Пил осідає на внутрішні стінки труб, струшується спеціальним ударним пристроєм (на схемі його не показано), падає на конічне дно і через вигрузочний патрубок 1 виводиться із апарата. У електроосадниках використовують постійний струм високої (40...75 кВ) напруги. Розроблені секційні електрофільтри, в яких газ проходить через низку секцій, які послідовно з'єднані між собою. У цих апаратах досягається степінь очистки до 99,5% і виділяють частинки розміром до 0,005 мкм.

3.3.7 Мембранні методи розділення рідинних і газових систем

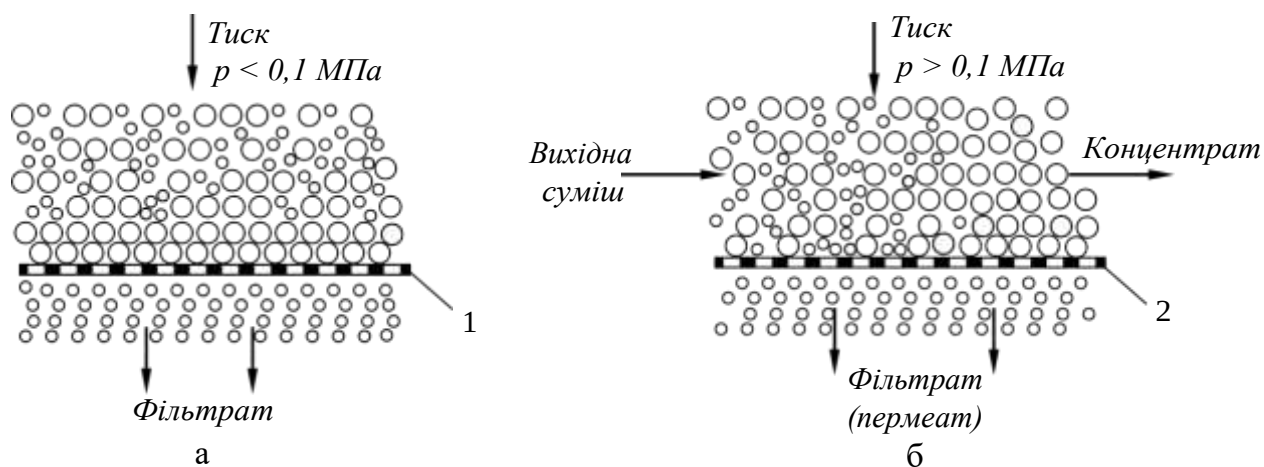
Загальні відомості та сутність процесу. Методи розділення, які ґрунтуються на застосуванні напівпроникних мембран, відіграють важливу роль у багатьох галузях народного господарства — хімічній, фармацевтичній, мікробіологічній, целюлозно-паперовій, атомній та ін. У харчовій технології вони отримали широке застосування при концентруванні натуральних фруктових і овочевих соків, сиропів, екстрактів, різноманітних бульйонів, білків (наприклад, курячого яйця, желатину), молока та молочних продуктів, пастеризації пива, освітленні напоїв (наприклад, яблучного соку, вина), очистці розчинів (наприклад, від солей, спиртів) та стічних вод і опрісненні солоних вод. У останні роки інтенсивно розвиваються процеси розділення газових сумішей. Прикладами таких процесів є виділення кисню із повітря (яке використовується під час зберігання сільськогосподарської продукції), одержання збагаченого киснем (до 40%) повітря (яке використовується в паливних процесах), виділення гелію і сірчаного газу із природного газу, концентрування водню із відходів аміачного виробництва, тощо.

Головна перевага мембранних процесів по відношенню до інших — їх висока енергоекономічність. Цю перевагу видно із прикладу опріснення морської води. Під час опріснення 1 м³ води способом випарювання і подальшої конденсації пари (перегонкою) потрібно 230,4 МДж, способом заморожування — 28,4 МДж, а зворотним осмосом — усього 13,3 МДж.

До основних мембранних методів розділення відносяться зворотний осмос, ультрафільтрація, мікрофільтрація, діаліз, електродіаліз, випаровування через мембрану, розділення газів. Розробляються нові мембранні методи: мембранна дистиляція, електроосмофільтрація та ін. У кожному із цих процесів суміш, яка розділяється, стикається з напівпроникними мембранами.

Процес розділення за допомогою напівпроникної мембрани в деякій мірі аналогічний процесу простого фільтрування, тому його ще називають мембранним фільтруванням. Принципова відзнака між цими процесами полягає в наступному (рис. 3.44). При простому фільтруванні (рис. 3.44 а) на фільтрувальній перегородці утворюється шар осаду, який забиває її пори; при цьому продуктивність фільтрування з часом зменшується.

За мембранного процесу (рис. 3.44 б) шар осаду, тобто частинок, які за своїм розміром більші ніж розмір пор мембрани, не затримується на перегородці, а виноситься із апарата у вигляді концентрату. Процес мембранного розділення може проходити настільки повно, що фільтрат (у хімічній технології його прийнято називати пермеатом) практично не містить домішок тих компонентів суміші, які затримуються мембраною. Таким чином, головна особливість мембранного розділення полягає в створенні процесу, який ефективно працює (теоретично) необмежений час, тобто в створенні «вічного фільтра» на молекулярному рівні.



**Рисунок 3.44 — Порівняння простого (а) і мембранного (б) фільтрувань:
1 — фільтрувальна перегородка; 2 — мембрана**

Теоретичні основи мембранних процесів. Рушійна сила мембранних процесів може бути представлена різницею тисків, концентрацій, температур, хімічного чи електричного потенціалів. У деяких мембранних процесах можливе сполучення двох або навіть трьох рушійних сил.

Основною рушійною силою мембранних процесів є градієнт тиску. Ці процеси називають баромембранними, вони включають зворотний осмос, ультрафільтрацію і мікрофільтрацію.

Процес зворотного осмосу полягає в фільтруванні розчинів під тиском, який перевищує осмотичний, через напівпроникні мембрани, які пропускають розчинник і повністю (або частково) затримують молекули або іони розчинених речовин. У основі метода лежить явище осмосу — самодовільного переходу розчинника (найчастіше — води) через

напівпроникну мембрану в розчин і розбавлення останнього до досягнення рівноваги (рис. 3.45 а).

Для кращого розуміння явища осмосу відзначимо, що воно лежить в основі багатьох життєвих процесів. Осмос сприяє обміну речовин у живих організмах, широко використовується в багатьох галузях харчової промисловості та ресторанному господарстві. Так, наприклад, на явищі осмосу засновано консервування продуктів шляхом їх соління чи насичення цукром. У цьому випадку вода із мікроорганізмів, які є причиною псування продуктів, проходить через їх оболонку в розчин солі або цукру, внаслідок чого бактерії із-за зневоднювання не можуть розвиватися і гинуть. Оболонка бактерії, як оболонка клітин живого організму, являє собою напівпроникну мембрану. Слід відзначити, що перші промислові мембрани виготовляли із матеріалів тваринного походження — бичачих міхурів, тощо.

Тиск π у розчині, що змушує розчинник переходити через мембрану, називають осмотичним. Величина осмотичного тиску (в Па) розчину, яка прямо пропорційна його температурі та концентрації й зворотно пропорційна молекулярній масі розчиненого компонента, визначається рівнянням Вант-Гоффа

$$\pi = \frac{iRTx}{M}, \quad (3.100)$$

де $i = 1 + \alpha$ — коефіцієнт Вант-Гоффа; α — степінь дисоціації розчиненої речовини; R — газова стала; T — температура розчину, К; x — концентрація розчиненої речовини, кг/м³; M — маса одного моля розчиненої речовини, кг/моль.

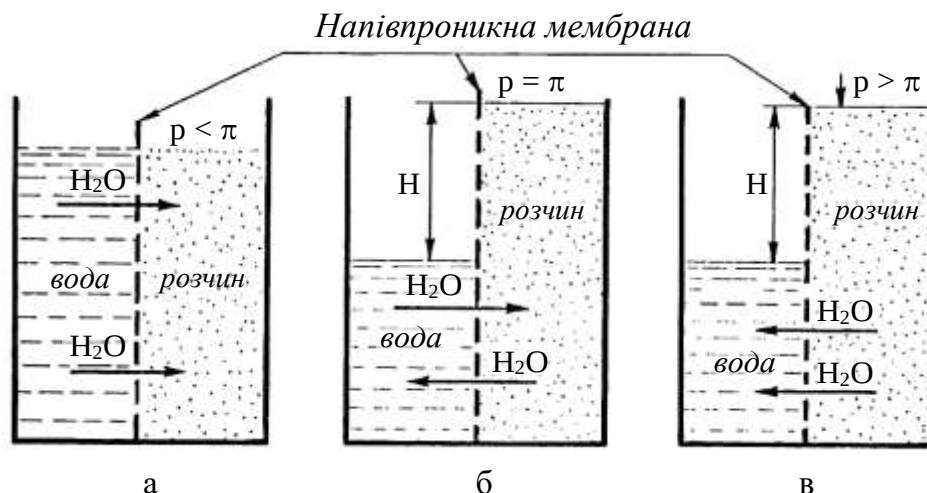


Рисунок 3.45 — Схема розділення розчинів зворотним осмосом

Відзначимо, що осмотичний тиск для різних розчинених речовин відрізняється в широкому діапазоні та залежить, головним чином, від їх

концентрації. Так, наприклад, для неконцентрованого фруктового соку і молока він складає 0,6...1 МПа, для концентрованого фруктового соку — 8 МПа, для морської води з концентрацією солі 35% — 2,45 МПа.

Створивши над розчином тиск, що дорівнює осмотичному (рис. 3.45 б), осмос припиняється і настає стан рівноваги ($p = \pi$). При цьому величину осмотичного тиску можна визначити за формулою:

$$\pi = \frac{P}{S}, \quad (3.101)$$

де P — сила гідростатичного тиску, який створюється стовпом рідини висотою H , Па; S — площа перерізу стовпа рідини, м².

Отже із (3.101) можна отримати:

$$\pi = \frac{\rho H S g}{S} = \rho g H, \quad (3.102)$$

де ρ — густина розчину, кг/м³.

Якщо тепер із боку розчину прикласти тиск p , який перебільшує осмотичний ($p > \pi$), то можна спостерігати перенесення розчинника через мембрану в зворотному напрямку (рис. 3.45 в), тобто зворотний осмос.

Рушійна сила зворотного осмосу для ідеально напівпроникної мембрани складає:

$$\Delta p = p - \pi, \quad (3.103)$$

де p — робочий тиск над розчином, Па.

При зворотному осмосі робочий тиск повинен у 2...3 рази перевищувати осмотичний. Як виходить із попередніх викладок, цей тиск тим більший, чим вища концентрація розчину.



Рисунок 3.46 — Умовна класифікація мембранних процесів

Як вже було відзначено розрізняють три види баромембранних процесів: зворотний осмос, ультрафільтрацію і мікрофільтрацію. Умовну

класифікацію мембранних процесів на основі середнього розміру пор мембран та робочого тиску наведено на рис. 3.46.

Процеси на напівпроникних перегородках із діаметром пор від 0,1 до декількох мікрометрів прийнято відносити до мікрофільтрації. У цих процесах можуть відокремлюватись як дрібні частинки механічних домішок, так і окремі клітинні організми і частини клітин (наприклад, дріжджові клітини продуктів бродіння). Мікрофільтрацію проводять за дуже малих робочих тисків (порядку десятих і навіть сотих часток МПа).

Процеси ультрафільтрації виконують на мембранах із середнім діаметром пор від 0,01 до 0,1 мкм. При ультрафільтрації розділяють розчини, які вміщують великі молекули (наприклад, молекули білків), а молекулярна маса розчинених компонентів набагато більша молекулярної маси розчинника. Оскільки осмотичний тиск високомолекулярних сполук малий (як правило, не більше десятих часток МПа) при розрахунку рушійної сили процесу ультрафільтрації ним можна знехтувати. Тому ультрафільтрацію проводять за порівняно невеликих тисків (0,2...1 МПа).

За зворотного осмосу через мембрану проходять частинки розчинника, а затримуються частини низько- та високомолекулярних речовин із розмірами, меншими за 0,01 мкм.

Наведені на рис. 3.46 межі розмірів пор і тисків у дійсності дуже умовні, оскільки характер процесу в визначній мірі залежить і від інших чинників. Крім того, деякі різні за своєю природою процеси виконуються на мембранах із порами одного розміру. Наприклад, процеси випарювання через мембрану, діаліз і електродіаліз, як і зворотний осмос, виконуються на мембранах із порами розміром менше 0,01 мкм.

Наведемо стисло інформацію про дифузійно-мембранні процеси, які зумовлені градієнтами концентрації чи тиску за товщиною пористих або непористих мембран на основі полімерів чи матеріалів із жорсткою структурою. Їх використовують для розділу газових і рідинних сумішей.

Випаровування через мембрану — процес розділу рідинних сумішей, оснований на різній швидкості перенесення компонентів через напівпроникну мембрану внаслідок різних значень їх коефіцієнтів дифузії. Рідинна суміш, яка розділяється, вводиться в стикання з мембраною з одного боку, а проникний компонент (або суміш) у вигляді пари відводиться з іншого боку мембрани у вакуум або потік інертного газу.

Діаліз — процес самодовільного розділу молекул або іонів високомолекулярних і низькомолекулярних речовин за допомогою напівпроникних мембран, які пропускають малі молекули або іони і затримують макромолекули та колоїдні частини.

Електродіаліз — процес розділу іонів речовин під дією постійного електричного поля в розчині, коли позитивні та негативні іони

електроліту, що вилучається, переміщуються до відповідних електродів, проникаючи при цьому через іонообмінні мембрани.

Незважаючи на численні праці в області мембранних процесів, до цього часу немає точної всеосяжної їх теорії. Механізм переносу атомів, молекул чи іонів різних речовин через напівпроникні мембрани може бути роз'яснений однією із теорій — просіювання, молекулярної дифузії чи капілярно-фільтраційної проникності. Найбільш доступна теорія просіювання припускає, що в напівпроникній мембрані існують пори, розміри яких достатні для того, щоб пропускати розчинник, але занадто малі для того, щоб пропускати молекули чи іони розчинених речовин. Теорія молекулярної дифузії основана на неоднаковій розчинності та на розрізненості (відмінності) коефіцієнтів дифузії компонентів, що поділяються в полімерних мембранах. Теорія капілярно-фільтраційної проникності основана на значній відмінності структури і фізико-хімічних властивостей граничного шару рідини на поверхні мембрани і розчину в об'ємі. При цьому враховується, що в зоні контакту рідини і мембрани діють поверхневі сили (адгезія, поверхневий натяг, молекулярне притягування).

Мембрани. У перекладі з латинської слово «мембрана» означає тонка плівка, шкірочка, перегородка. Мембранами можуть бути полімерні плівки (поліетиленові, целофанові, фторопластові, поліпропіленові та ін.), тонкі металеві пластини (фольга), керамічні пластини, пористе скло (натрійборосилікатне та ін.) і навіть шар рідини, пари або газу.

Застосовані в практиці напівпроникні мембрани характеризуються двома основними показниками: проникністю та селективністю.

Проникність або питома продуктивність (чи швидкість процесу) виражається об'ємом (або масою) фільтрата, який одержується при даній рушійній силі в одиницю часу з одиниці робочої поверхні мембрани:

$$G = \frac{V}{S\tau}, \quad (3.104)$$

де V — об'єм фільтрата, м^3 ; S — робоча площа поверхні мембрани, м^2 ; τ — тривалість процесу, с.

Проникність визначає швидкість процесу мембранного розділення і виражається в $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{с})$ або $\text{кг}/(\text{м}^2\text{с})$.

Селективність мембран — це їх вибіркова здатність пропускати ті чи інші речовини; чим вона вища, тим ефективніший процес розділення.

Селективність мембран визначається за формулою:

$$\phi = \frac{C_1 - C_2}{C_1} \cdot 100 = \left(1 - \frac{C_2}{C_1} \right) \cdot 100 \%, \quad (3.105)$$

де C_1 і C_2 — концентрації речовини у вихідній суміші та фільтраті відповідно, $\text{кг}/\text{м}^3$ або $\text{моль}/\text{м}^3$.

Селективність залежить від низки чинників: характеру взаємодії речовин, що розділяються, з матеріалом мембрани, розміру мембранних пор, способів проведення процесу тощо.

Для всіх мембранних процесів характерне накопичення біля поверхні мембрани частинок (молекул) речовин, які не проходять через мембрану і не виносяться з потоком концентрату. Це явище одержало назву концентраційної поляризації. Воно призводить до зниження селективності мембран, їх проникності та до значного зменшення строку їх експлуатації. Для зменшення впливу концентраційної поляризації використовують різноманітні мішалки, турбулізатори потоку, збільшують швидкість течії рідини.

Для промислової реалізації мембранних процесів розділення сумішей необхідні напівпроникні мембрани, які характеризуються високою селективністю та проникністю, сталістю своїх характеристик у процесі експлуатації, хімічною стійкістю, достатньою механічною міцністю, низькою вартістю.

Найбільш широко розповсюджені в різних промислових виробництвах полімерні мембрани. Вони в достатній мірі відповідають вищенаведеним вимогам. Полімерні мембрани виготовляються у вигляді плоских плівок і стрічок, циліндричних плівок на пористій циліндричній основі та порожнистих волокон. Полімерні мембрани одержують шляхом видалення розчинників або вимивання попередньо введених добавок із розчинів полімерів при їх формуванні. Одержані таким способом мембрани мають тонкий (0,25...0,5 мкм) поверхневий шар на дрібнопористій підкладці товщиною 100...200 мкм. Процес мембранного розділення здійснюється в поверхневому активному шарі, а підкладка забезпечує механічну міцність мембрани. Ядерні полімерні мембрани утворюються опромінюванням тонких полімерних плівок зарядженими частинками або електромагнітним випромінюванням з наступним травленням хімічними реагентами. Позитивні властивості ядерних мембран — правильна кругла форма пор, можливість одержання мембран із наперед заданим розміром і числом пор, однаковий розмір пор (діаметр від 0,1 до 8 мкм). Робочий шар полімерних мембран може бути нанесений на будь-який пористий матеріал (тканину, папір та ін.), якщо при цьому забезпечується надійна адгезія матеріалу мембрани на обраній підкладці. Мембрани у вигляді порожнистих волокон виготовляють зовнішнім діаметром від 40 мкм до 2,5 мм і внутрішнім діаметром від 20 мкм до 1,5 мм. Товщина стінки порожнистого волокна повинна забезпечити його міцність і стійкість під дією зовнішнього або внутрішнього тиску.

Знаходять використання мембрани з жорсткою структурою: металічні, металокерамічні, із пористого скла та ін.

Пористі полімерні та металічні мембрани використовуються для проведення процесів зворотного осмосу і ультрафільтрації. Для процесів розділення рідинних сумішей методом випаровування через мембрану та діаліза використовують непористі полімерні мембрани, які є квазігомогенними гелями. Розчинник проникає через них під дією градієнта концентрацій (молекулярної дифузії), тому такі мембрани називають дифузійними.

Залежність проникності мембран від основних параметрів процесу. Основними чинниками, які суттєво впливають на швидкість і селективність мембранних процесів розділення, є концентраційна поляризація, робочий тиск і температура, гідродинамічні умови всередині мембранного апарата, природа і концентрація суміші, яку розділяють.

Проникність мембрани (швидкість розділення) з підвищенням робочого тиску (рис. 3.47, крива 1) збільшується лінійно до визначеної величини, а з подальшим підвищенням збільшується незначно. Це пояснюється тим, що при підвищеному тиску на мембрані стискується (пресується) осадковий шар, внаслідок чого збільшується його опір.

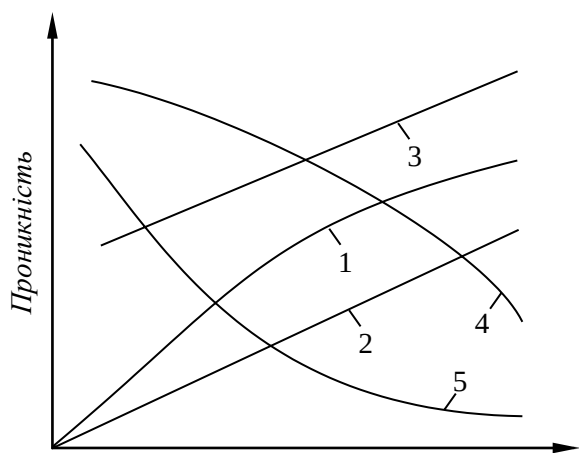


Рисунок 3.47 — Залежність проникності мембран від основних параметрів процесу

Збільшення швидкості мембранного процесу із збільшенням швидкості потоку (рис. 3.47, крива 2) пояснюється тим, що при збільшенні швидкості та, тим самим, турбулентності з осадкового шару вилучається більше матеріалу, зменшуються опір фільтруванню і концентраційна поляризація. Крім цього, внаслідок збільшеної напруги тертя в пограничному шарі осадковий шар швидше переміщується відносно поверхні мембрани.

Збільшення температури продукту зменшує його в'язкість і опір течії при проходженні через мембрану та збільшує швидкість дифузії розчиненої речовини від мембрани в ядро потоку і, таким чином, покращує умови проведення процесу (рис. 3.47, крива 3). У багатьох випадках (найчастіше за все — внаслідок термочутливості білків) вказується верхня межа температури (вважається оптимальною температура 50...55° С).

На проникність мембрани великий вплив виявляє концентрація розчинених речовин (рис. 3.47, крива 4). Із збільшенням концентрації збільшується в'язкість та осмотичний тиск розчину, що веде до

зниження проникності мембрани. При цьому важливу роль відіграє величина рН-розчину. Чим ближче рН до ізоелектричної точки білків, тим гірше їх розчинність і тим інтенсивніше утворення осадкового шару.

Розглядаючи залежність проникності мембранного фільтрування від її тривалості (рис. 3.47, крива 5) треба відмітити наступне. Як і при простому фільтруванні внаслідок утворення осадкового шару в мембранних установках проникність мембран також зменшується за однакових виробничих умов, але за більший проміжок часу, ніж у звичайних фільтрів. Зменшенню проникності сприяє також концентраційна поляризація та гелеутворення на мембрані.

Верхня межа концентрації розчиненої речовини під час мембранного концентрування визначається вищевикладеними умовами процесу; найчастіше — моментом, коли проникність стає дуже низькою через ріст в'язкості розчину.

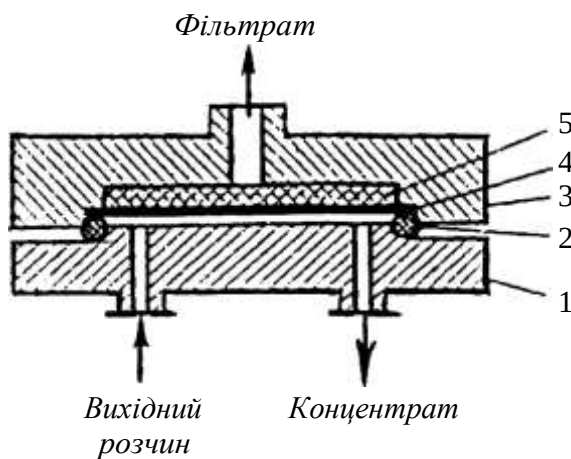


Рисунок 3.48 — Схема установки для мембранного розділення рідинних систем із плоским розташуванням мембран:

- 1 — нижня основа; 2 — герметична прокладка; 3 — верхня основа; 4 — напівпроникна мембрана; 5 — підкладка**

Устрій мембранних апаратів.

Апарати для проведення процесів зворотного осмосу і ультрафільтрації аналогічні, у них використовуються мембрани із одного і того ж матеріалу, але з різними розмірами пор. Апарати бувають періодичної та безперервної дії, але в промисловості використовуються переважно проточні апарати безперервної дії. Промислові апарати для мембранних процесів повинні відповідати наступним вимогам: мати велику робочу поверхню мембран в одиниці об'єму апарата; бути доступними для збирання і монтажу; рідина під час руху по секціях або елементах повинна рівномірно розподілятися над мембраною і

мати досить високу швидкість течії для зменшення шкідливого впливу концентраційної поляризації; при цьому перепад тиску в апараті повинен бути за можливістю невеликим.

Залежно від форми мембрани і типу її укладки мембранні апарати поділяються на чотири групи: апарати з плоскими мембранними елементами, з трубчатими мембранними елементами, з мембранними елементами рулонного типу і з мембранами у вигляді порожнистих волокон. У зв'язку з обмеженим строком служби мембран, апарати, в основному, виконуються у вигляді окремих елементів або модулів. Це

дозволяє за необхідності швидко замінити елемент при виході його із ладу без зупинки всієї установки.

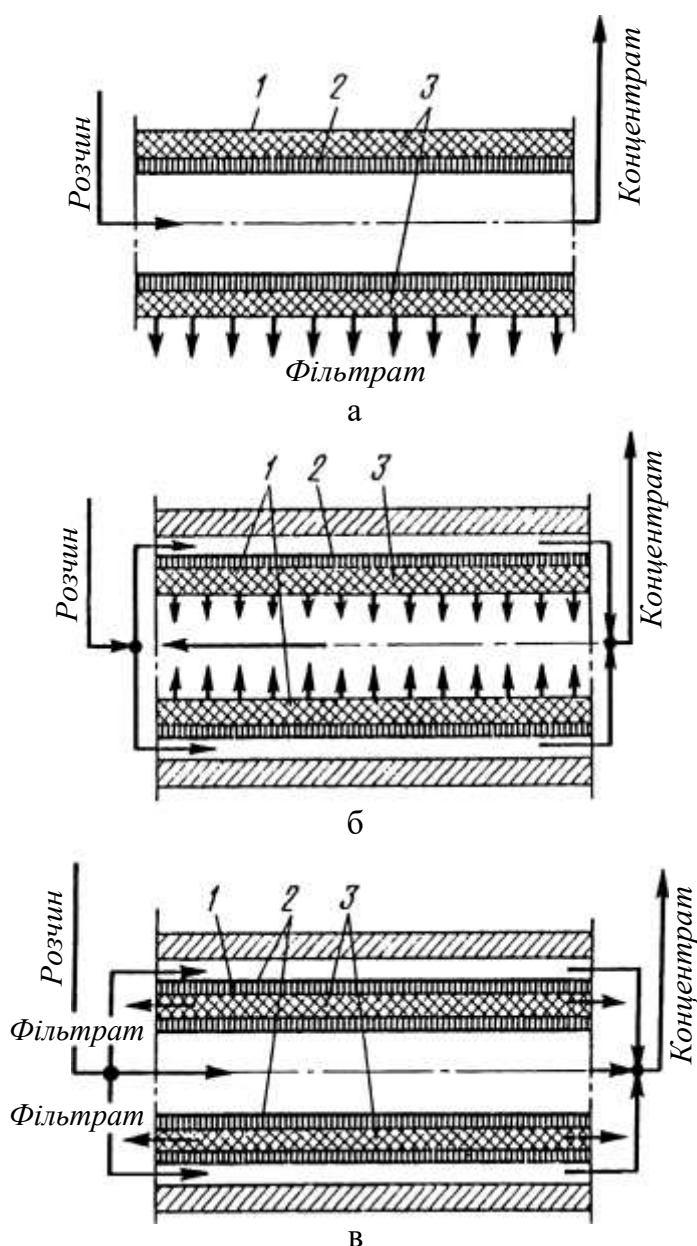


Рисунок 3.49 — Циліндричні фільтрувальні елементи з різним розміщенням мембран:

- а) на внутрішній поверхні дренажного каркаса; б) на зовнішній;**
в) комбіновано; 1 — труба;
2 — мембрана; 3 — підкладка

труби, виготовленої з кераміки, пластмаси або металевої сітки та пористої підкладки, яка виключає вдавлювання мембрани в дренажні канали труби і її розрив під дією тиску робочої суміші.

Циліндричні трубчаті елементи виготовляються трьох типів: з розміщенням мембрани на внутрішній поверхні дренажного каркасу

Розглянемо найпростіші схеми мембранних установок. У модулі з плоским розташуванням мембрани (рис. 3.48) вихідний розчин надходить у внутрішню порожнину установки, де розміщена напівпроникна мембрана 4 на підкладці 5. Підкладку виготовляють із міцного пористого матеріалу — кераміки, пористої (або перфорованої) нержавіючої сталі тощо. На мембрані затримуються частинки або молекули, які необхідно виділити із вихідної суміші, а фільтрат проходить через мембрану і підкладку. Із модулів такого типу збираються апарати типу «фільтр-прес». Такі апарати прості у виготовленні, зручні в монтажі та експлуатації. Головний недолік — невисока питома поверхня мембран — $60 \dots 300 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

Апарат з циліндричними фільтрувальними елементами збирається із окремих циліндричних фільтрувальних модулів. Циліндричний трубчатий елемент (рис. 3.49) являє собою змінний вузол, зібраний із напівпроникної мембрани і дренажного каркасу.

Дренажний каркас, у свою чергу, складається із пористої

(рис. 3.49 а), на зовнішній (рис. 3.49 б) і з комбінованим розміщенням мембрани (рис. 3.49 в). Безсумнівні переваги за трубчатим елементом із внутрішньою мембраною, тому що він не має додаткової металічної труби. Недоліки апаратів із трубчатими елементами — складність монтажу і порівняно невисока питома поверхня мембран — $60 \dots 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

Апарати зі спіральними фільтруючими елементами (питома поверхня мембран — $300 \dots 800 \text{ м}^2/\text{м}^3$) виконуються у вигляді труби, в яку послідовно вставлено декілька рулонних елементів. Спіральний рулонний елемент (рис. 3.50) складається із накрученого на відвідну трубу 1 пакета із двох мембран 2 і підкладки 3. Для створення міжмембранного простору між мембранами встановлюється сітка-сепаратор 4.

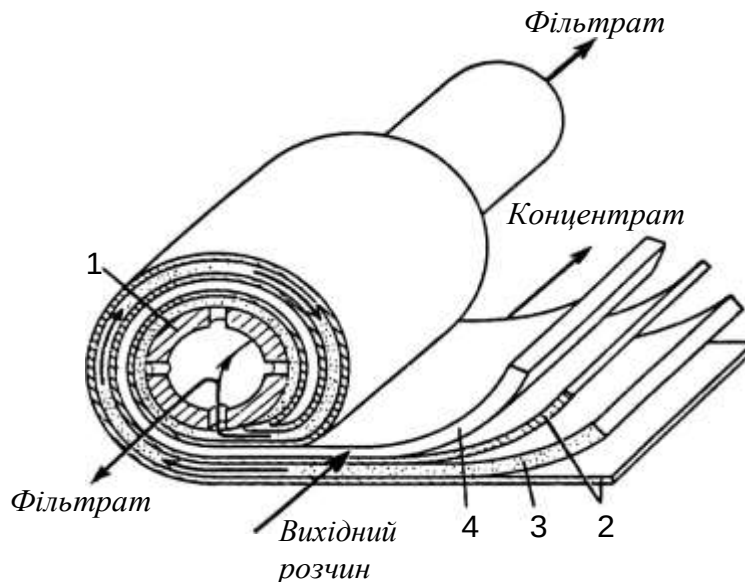


Рисунок 3.50 — Схема спірального рулонного фільтрувального елемента

Розроблено низку конструкцій апаратів із мембранами у вигляді порожнистих волокон. Вони мають дуже високу питому поверхню, яка дорівнює $20\,000 \dots 30\,000 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Порожністі волокна витримують робочий тиск 10 і більше МПа.

Усі розглянуті вище типи мембранных апаратів можуть експлуатуватись як періодичної дії так і безперервної. Принципова схема двоступінчатої установки безперервної дії наведена на рис. 3.51. При цьому на різних ступінях можуть бути різні типи модулів, що оптимально відповідають в'язкості та концентрації продукту.

Запитання до підрозділу 3.3

1. Назвіть основні методи розділення неоднорідних систем.
2. З якою метою складають матеріальний баланс процесів розділення?
3. Де рушійна сила процесу більше — під час осадження твердої частинки в рідині чи в повітрі?

4. Які сили діють на частинку, що осаджується?
5. Від чого залежить швидкість осадження?
6. Назвіть критерій, що характеризує інтенсивність осадження в полі дії відцентрових сил.
7. Чому дуже дрібні частинки не можна відокремити осадженням?
8. У яких випадках застосовують центрифуги?
9. Який принцип реалізований у конструкції багатоярусного відстійника і тарілчастого сепаратора?
10. У якому випадку рушійна сила під час фільтрування більше за умов роботи під тиском чи під вакуумом?
11. Перелічіть види фільтрувальних перегородок.
12. Як змінюється швидкість в процесі фільтрування?
13. У чому принципова відмінність фільтрів, що працюють під тиском, від вакуум-фільтрів?
14. Для поділу яких сумішей доцільно застосовувати фільтрувальні центрифуги?
15. Перелічіть способи відокремлення пилу від повітря.
16. Які частинки можна відокремити від повітря простим осадженням?
17. Чому в циклоні виникає відцентрова сила?
18. Які частинки можна відокремити в циклоні? Укажіть їхній розмір.
19. Як улаштовані скрубери?
20. Яким чином повітря очищається в електричному полі?
21. Чим принципово відрізняються мембранні процеси розділення від вивчених раніше?
22. Як можна виражати рушійну силу в різних мембранних процесах?
23. Назвіть відомі вам мембранні процеси.
24. За якою ознакою можна класифікувати мембранні процеси?
25. Як розчини розділяють у процесах ультрафільтрації?
26. З яких матеріалів можна виготовити мембрани?
27. Чому в мембранній технології прийняте модульне виконання апаратів?

Розділ 4

МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

4.1 ПОДРІБНЕННЯ

4.1.1 Сутність і призначення процесу подрібнення

Подрібненням називають процес поділу твердого (або умовно твердого) матеріалу на частинки, який здійснюється шляхом механічного впливу.

Для того, щоб зменшити розміри твердої сировини, необхідно здійснити роботу і подолати сили взаємного притягання молекул (сили Ван-дер-Ваальса). У результаті прикладання зовнішньої сили тіло руйнується, причому сумарна площа поверхонь, які при цьому утворюються, значно перевищує поверхню вихідного матеріалу. Це у свою чергу дозволяє значно прискорити теплові, дифузійні та біохімічні процеси, в яких бере участь тверда фаза.

Процес подрібнення широко застосовують у різних галузях харчової промисловості, зокрема у цукровому, борошняному, м'ясопереробному, спиртовому, консервному, кондитерському, пивоварному, виноробному, крохмале-патоковому та інших виробництвах. Широке застосування має цей процес і у підприємствах ресторанного господарства під час виготовлення різноманітних страв, надання продукту необхідної консистенції, порціонуванні та нарізуванні продуктів тощо.

Подрібнення є одним із найбільш енергоємних процесів; тому з техніко-економічної точки зору слід завжди керуватись принципом: «не подрібнювати». Це означає, що, по-перше, не слід подрібнювати матеріал до менших, ніж необхідно, розмірів частин і, по-друге, необхідно відбирати до початку подрібнення частинки матеріалу дрібніші за ті, що повинні бути одержані на даній стадії подрібнення.

4.1.2 Класифікація способів подрібнення

Процес подрібнення характеризується ступенем дробіння — відношенням середніх розмірів шматків матеріалу до (***D***) і після (***d***) подрібнення. Розрізняють: лінійний ступінь дробіння:

$$i = D/d, \quad (4.1)$$

та об'ємний:

$$i_{об} = D^3/d^3. \quad (4.2)$$

Часто для характеристики подрібненого матеріалу використовують так звану межу крупності: верхню ($+d_1$), нижню ($-d_2$). Це означає: не дрібніше d_1 і не більше d_2 .

Шматки матеріалу до і після подрібнення звичайно не мають правильної форми. Тому на практиці розміри шматків визначають через розміри отворів сит, крізь які просівають сипкий матеріал до і після подрібнення.

Залежно від розмірів шматків вихідної сировини та кінцевого продукту дроблення умовно поділяють на кілька класів (табл. 4.1).

Таблиця 4.1

Класи дроблення

Клас дроблення	D, мм	d, мм	i
Крупне	1 500...150	250...25	3...6
Середнє	150...25	25...5	4...10
Дрібне	25...5	5...1	5...25
Тонке (помел)	5...1	1...0,05	до 100
Надтонке (колоїдне)	0,2...0,1	до 10^{-4}	до 1 000

На практиці часто дрібне, тонке та колоїдне дроблення здійснюється у водяному середовищі, яке виключає пилоутворення і сприяє більш легкому вивантаженню подрібненого продукту із млина.

Залежно від напрямку, точки прикладання та тривалості дії зовнішніх сил, які здійснюють подрібнення тіл, розрізняють наступні основні способи дроблення і помелу: роздавлювання, розколювання, розламування, розтирання, розбивання, розривання, різання та розпилювання. На рис. 4.1 схематично показано напрямки зусиль на матеріал у випадку використання того чи іншого способу подрібнення.

Наведемо стисло характеристику способів подрібнення. Під час роздавлювання (рис. 4.1 а) під дією навантаження, створюваного силою P на натискну плиту, матеріал деформується по всьому об'єму. Коли внутрішнє напруження у ньому перевищить межу міцності на стиск, він руйнується. При цьому утворюються частини різного розміру та форми.

Процес розколювання (рис. 4.1 б) здійснюється за рахунок створення великих концентрацій навантажень у місцях контакту матеріалу з клиноподібним робочим елементом, на який діє сила P . Спосіб розколювання досконаліший порівняно з роздавлюванням, оскільки дає можливість регулювати розмір одержуваних частинок.

Процес розламування (рис. 4.1 в) здійснюється під впливом згинальних сил P .

Під час розтирання (рис. 4.1 г) тіло подрібнюється під впливом стискальних, розтягувальних і зрізувальних сил. Утворюється дрібний порошкоподібний продукт. Процес використовується у тонкому та колоїдному помелах.

Під час подрібнення за рахунок розбивання (рис. 4.1 д) тіло розпадається на частинки під дією динамічного навантаження. У випадку сконцентрованого навантаження створюється ефект, схожий на той, який має місце під час розколювання, а у разі розподілу зусиль на весь об'єм тіла ефект руйнування схожий на ефект роздавлювання.

Під час розривання (рис. 4.1 е) тіло руйнується під дією розтягувальних сил у результаті виникнення напруження у матеріалі, яке перевищує межу міцності на розрив.

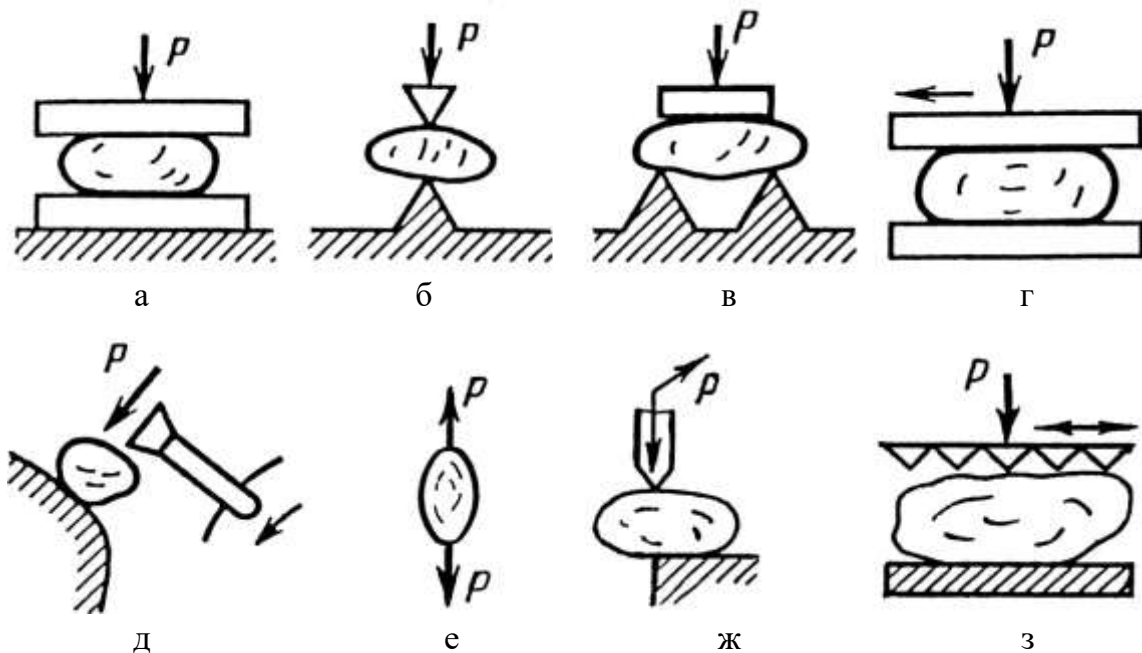


Рисунок 4.1 — Способи механічного подрібнення матеріалів

Процес різання (рис. 4.1 ж) здійснюється ножами, під дією яких створюється зусилля P , направлене під визначеним кутом до матеріалу, який подрібнюється. Матеріал подрібнюється на частинки наперед заданих розмірів і форми. Процес повністю керований.

Розпилювання (рис. 4.1 з) здійснюється за рахунок використання пили, зубці якої являють собою ножі. Вплив пили здійснюється шляхом натискання її на матеріал, що подрібнюється, а також переміщення пили у площині подрібнювання. Результати такі самі, як і після різання.

На практиці часто комбінують різні способи подрібнення матеріалів. Так, наприклад, розтирання завжди супроводжується роздавлюванням чи розбиванням, розламування — розколюванням або

роздавлюванням. Це дозволяє з меншою витратою енергії найбільш ефективно здійснювати подрібнення матеріалу.

Вибір способу подрібнення залежить від фізичних властивостей і розмірів матеріалу. Основне значення має міцність матеріалу. Тверді та крихкі матеріали типу кристалів цукру або сухого зерна можна подрібнювати розбиванням або розтиранням. Пластичні матеріали, наприклад м'ясо, необхідно кутерувати.

Учені-механіки, виходячи із теорії міцності твердих тіл, довели, що опір будь-якого матеріалу стиску завжди більший опору розтягання. Досліди показують, що матеріали чинять максимальний опір роздавлюванню, менший — розколюванню, ще менший — розтиранню, тобто зсуву, а мінімальний — розриванню. Наприклад, вапняк, який використовується у виробництві цукру, має границю міцності на розтягання — 4,0 МПа, а на стиск — 90 МПа, тобто в 22 рази більшу. Відповідно і витрати енергії під час розтягання будуть набагато меншими. Проте технічна реалізація способу дроблення розриванням викликає труднощі, у вирішенні яких можлива допомога і студентської молоді.

4.1.3 Теорія подрібнення

Як уже було відзначено процес дроблення вимагає значних витрат енергії, тому визначення величини використаної енергії на подрібнення є основною проблемою в теорії дроблення.

У даний час не існує загального теоретичного описання процесу подрібнення харчових та інших матеріалів, не існує і загального методу визначення енергії, яка витрачається на подрібнення. Найбільше розповсюдження отримали поверхнева та об'ємна теорії подрібнення.

Поверхнева теорія виходить із того, що під час подрібнення робота витрачається на подолання сил молекулярного притягання по поверхнях руйнування матеріалу. Очевидно, що у процесі подрібнення необхідно витратити тим більше роботи, чим більше сумарна площа наново утворених у процесі подрібнення граней, або поверхонь. Звідси впливає наступна математична залежність, відбиваюча пропорційність витраченої роботи величині утвореній поверхні матеріалу під час подрібнення (рівняння Ріттінгера):

$$A_1 = k_1 \Delta S, \quad (4.3)$$

де A_1 — корисна робота подрібнення (за поверхневою теорією); ΔS — площа утворених нових граней матеріалу; k_1 — коефіцієнт пропорційності.

Об'ємна теорія виходить із того, що під час подрібнення робота витрачається на деформації матеріалу до досягнення межевої руйнівної

деформації. Звідси виходить, що робота, необхідна для подрібнення, пропорційна зменшенню об'єму шматків матеріалу перед їх руйнуванням. Математична залежність, яка відображає це твердження, носить назву рівняння Кирпичова-Кіка:

$$A_2 = k_2 \Delta V, \quad (4.4)$$

де A_2 — корисна робота подрібнення (за об'ємною теорією); ΔV — різниця об'ємів вихідного і подрібненого матеріалу; k_2 — коефіцієнт пропорційності.

За теорією пружності роботу деформації матеріалу можна визначити із співвідношення:

$$A_2 = (\sigma^2 \Delta V) / 2E, \quad (4.5)$$

де σ — руйнівне напруження (межа міцності), Н/м²; E — модуль пружності, Н/м²; ΔV — зменшення об'єму шматків матеріалу в результаті їх деформації перед руйнуванням, м³.

Таким чином, робота, що витрачається на подрібнення, пропорційна площі наново утворених поверхонь та величині деформації тіла (деформація – зміна форми та розмірів тіла).

Дослідження показали, що поверхнева теорія добре узгоджується з дослідними даними у випадку тонкого подрібнення, зв'язаного із стиранням матеріалу, а об'ємна теорія більш прийнятна у випадку крупного та середнього подрібнення роздавлюванням чи розбиванням. Очевидно, у загальному випадку обидві теорії потрібно враховувати разом, оскільки жодна з них окремо не відбиває повною мірою всіх явищ, які відбуваються під час подрібнення, і не враховує всіх витрат енергії.

За спостереженнями Ребіндера, енергія, яка витрачається на подрібнення матеріалу, є сумою робіт, що йдуть на деформацію тіла перед руйнуванням і на утворення нових поверхонь:

$$A = A_1 + A_2 = k_1 \Delta S + k_2 \Delta V. \quad (4.6)$$

Під час крупного та середнього подрібнення поверхня, що утворилась наново, порівняно невелика; основна робота витрачається на деформацію матеріалу. Тому другий доданок правої частини рівняння (4.6) у багато разів більший першого. У цьому випадку робота подрібнення пропорційна зміні об'єму твердого тіла або пропорційна об'єму твердого тіла, оскільки зміна залежить від початкового об'єму тіла.

Під час тонкого подрібнення переважає перший доданок рівняння (4.6), тому що поверхня збільшується у багато разів. У зв'язку з цим другим доданком можна знехтувати.

На жаль, жодна із запропонованих формул (4.3), (4.5) і (4.6) для визначення роботи, що витрачається на подрібнення, не дістала

широкого застосування. Це пояснюється насамперед складністю завдання, що розглядається. Для визначення витрат енергії на подрібнення матеріалу запропоновано велику кількість емпіричних формул, автори яких домагались врахувати недоліки поверхневої та об'ємної теорій, наблизити результати розрахунку до одержаних практичних даних. Ці формули наведені у спеціальній літературі.

4.1.4 Машини для подрібнення

Відповідно до існуючої класифікації машини для подрібнення поділяються на дробарки та млини. Дробарки використовуються для крупного та середнього дроблення, млини — для дрібного, тонкого та колоїдного дроблення.

Основні машини для подрібнення, залежно від конструктивних особливостей, поділяються на такі типи: дробарки щоківі, конусні, валкові, молоткові, барабанні; бігуни та кульові, стрижневі, вібраційні, колоїдні млини тощо.

Різальні машини бувають дискові, пластинчаті, роторні, відцентрові різакі, вовчки і кутери.

До всіх машин для подрібнення можна сформулювати такі загальні вимоги: рівномірність шматків подрібненого матеріалу; своєчасне видалення подрібнених шматків із робочого простору; зведення до мінімуму пилоутворення; безперервне і автоматичне розвантаження; можливість регулювання ступеня дробіння; можливість легкої заміни швидко зношуваних деталей; невелика витрата енергії на подрібнення одиниці продукції; необхідність мати запобіжні частини, які під час деформації або виходу із ладу запобігали б аварії всієї машини.

Під час вибору машини для подрібнення необхідно керуватись правилом, згідно з яким процес проводять тільки в тих машинах, які можуть забезпечити необхідний ступінь дробіння продукту. Коли необхідно досягнути великого ступеня дробіння матеріалу, який має значні вихідні розміри, процес рекомендується проводити послідовно у декількох машинах. При цьому обирають найбільш придатні апарати з основних трьох груп машин для подрібнення: для крупного, середнього та дрібного дроблення, тонкого та колоїдного помелу.

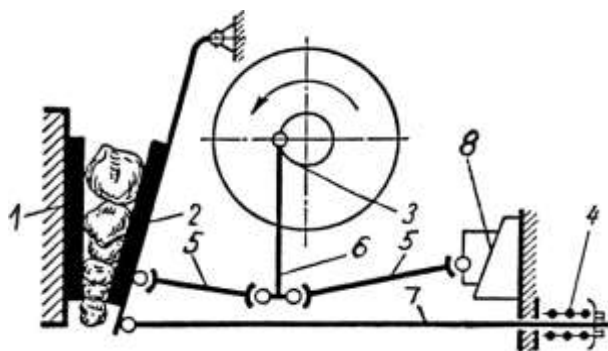


Рисунок 4.2 — Схема щоківної дробарки

Крупне подрібнення в харчових виробництвах знаходить обмежене розповсюдження. До машин, які здійснюють таке подрібнення, відносяться щокоча і конусна дробарки. На рис. 4.2 наведено схему щокочної дробарки, яка використовується для дроблення вапнякового каменю у цукробуряковому виробництві (вапно очищає цукровий сік від пігментів і небажаних домішок).

Робочими елементами щокочових дробарок є дві щокочі: нерухома 1 і рухома 2, яка здійснює зворотно-поступальний рух. Матеріал подрібнюється у просторі між щокочами, який називається пащею. Під час зближення щік шматки матеріалу руйнуються, а під час розходження подрібнений матеріал випадає крізь нижню щілину в пащі. Приводить у дію рухома щокоча через розпірні плити (запобіжна частина дробарки) 5, шатун 6, з'єднаний із ексцентриковим валом 3. Тяга 7 і пружина 4 створюють натяг у рухомій системі та сприяють холостому ходу рухомої щокочі. Ширину випускної щілини регулюють пристроєм із двох клинів 8.

До найпоширеніших у харчовій промисловості дробарок давильної дії належать валкові дробарки. Їх використовують для середнього та тонкого дроблення зерна у млинах і на крупорушках, солоду на пивоварних заводах, плодів і овочів на консервних заводах, шоколадної маси у кондитерському виробництві і т. ін. Робочою частиною валкових дробарок є горизонтальні валки, кількість яких може бути різною; найчастіше дробарки мають пару валків.

Циліндрична поверхня валків може бути гладкою, зубчастою, ребристою або рифленою. Схему валкової дробарки зображено на рис. 4.3.

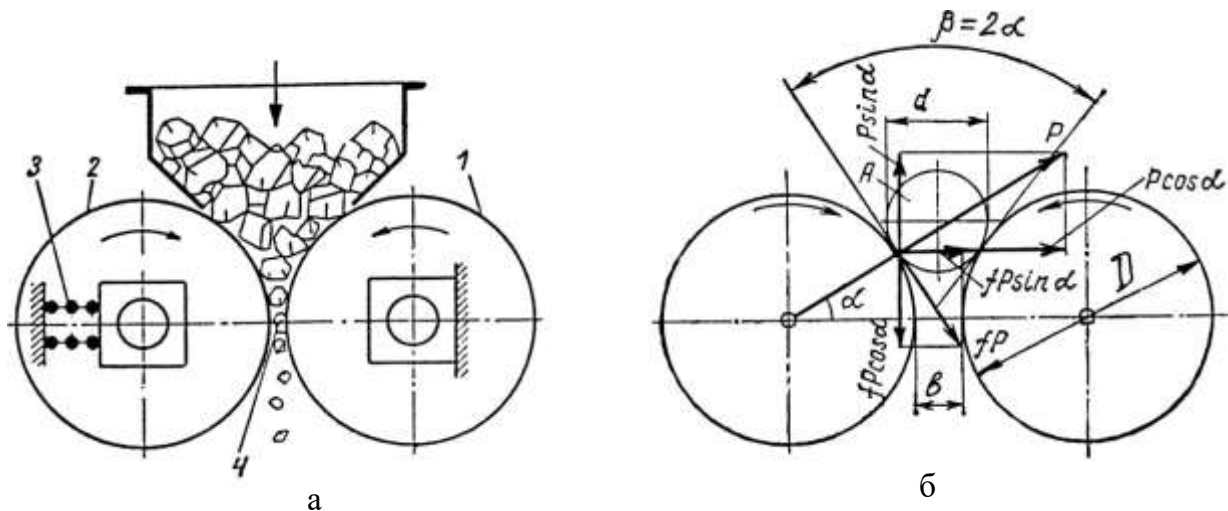


Рисунок 4.3 — Валкова дробарка:
а — принципова схема; б — розрахункова схема

Дробарка складається з валків 1 і 2, які обертаються назустріч один одному. Підшипники валка 1 нерухомі, а валка 2 — рухомі. Останні утримуються за допомогою пружини 3, що дає можливість валку 2

зміщуватись, коли у дробарку потрапляють надто міцні сторонні предмети. За однакової швидкості обертання обох валків захоплені ними матеріал потрапляє у вузький проміжок (зазор) 4 і роздавлюється. Якщо швидкість обертання валків різна (за співвідношення швидкостей 1:2,5 для рифлених і 1:1,25 або 1:1,5 для гладких валків), то матеріал, крім роздавлювання, піддається розтиранню, а у випадку використання рифлених або зубчатих валків — ще і розколюванню.

Швидкість обертання валків під час подрібнення зерна складає 350...550 об/хв. Зазор між валками регулюється за допомогою пружини 3 залежно від величини помелу в межах від 0,15 до 0,75 мм. У деяких випадках цей зазор має зовсім малу величину, наприклад під час розтирання шоколадної маси він не перевищує 10 мкм. Валки мають діаметр 250..350 мм і довжину 800...1 000 мм.

Розглянемо розрахунок основних конструктивних параметрів робочих органів валкових устроїв. Щоб матеріал A затягувався валками між їх діаметром D і розміром шматка d , повинно бути відповідне співвідношення. Розглянемо випадок, коли валки мають гладку поверхню, однаковий діаметр і однакову швидкість обертання (рис. 4.3 б). З боку шматка матеріалу на валок діє сила P , яка зумовлена його тяжінням; з боку валка відповідно діє на шматок така ж сила P . Вертикальний доданок цієї сили $P \cdot \sin \alpha$ виштовхує шматок вгору. Така ж сила буде діяти і з боку другого валка; отже, виштовхувальні сили будуть дорівнювати $2P \sin \alpha$. Горизонтальні доданки цієї сили $P \cos \alpha$ від обох валків врівноважуються. Сила тертя між валками і матеріалом дорівнює fP , де f — коефіцієнт тертя. Вертикальна проекція сил тертя від обох валків буде $2f P \cos \alpha$; ця сила спрямована вниз і затягує шматки матеріалу в щілину між валками. Для того, щоб шматок матеріалу захоплювався валками, необхідно виконати умову:

$$2P \sin \alpha \leq 2f P \cos \alpha. \quad (4.7)$$

Із (4.7) витікає умова $\operatorname{tg} \alpha \leq f$,

$$\text{або } \operatorname{tg} \alpha \leq \operatorname{tg} \varphi \text{ і } \alpha \leq \varphi, \quad (4.8)$$

де $\varphi = \operatorname{arctg} f$ — кут тертя шматків матеріалу об валки; α — кут захоплення — кут між напрямом сили P і горизонтальною оссю (в США та Англії кутом захоплення валкової дробарки називають кут $\beta = 2\alpha$).

Для ефективної роботи валкової дробарки з виконанням умови $\alpha \leq \varphi$ і відстані між валками b , необхідно щоб виконувалось також відповідне співвідношення між діаметрами валків і розмірами шматків матеріалу, що поступає до дробарки.

Із рис. 4.3 б виходить $\cos \alpha = ((D/2) + (b/2))/((D/2) + (d/2)) = (D+b)/(D+d)$.

$$\text{або } D = (d \cos \alpha - b) / (1 - \cos \alpha), \quad (4.9)$$

де b — ширина зазору між валками, м. Кут α приймає максимальне значення в тому випадку, якщо $b = 0$. Якщо $b = 0$, а $\alpha = \varphi$, то відповідно (4.9) одержимо мінімальний діаметр валка:

$$D_{\min} = d \cos \varphi / (1 - \cos \varphi).$$

Між діаметром D валків і розміром d захоплюваних шматків матеріалу на практиці прийняті такі співвідношення: для гладких валків $D = (20 \dots 25)d$, для рифлених $D = (10 \dots 12)d$, для зубчатих $D = (2 \dots 5)d$.

Продуктивність валкової дробарки може бути визначена таким розрахунком. Об'єм матеріалу, який виходить із дробарки за один оберт валків, відповідає об'єму паралелепіпеда з основою, що дорівнює площі щілини, і висотою, рівною довжині кола валка (в м^3):

$$V = \pi D l b,$$

де D , l — діаметр і довжина валка, м; b — ширина зазору між валками, м.

За частоти обертання валків n (в с^{-1}) і густини матеріалу, який подрібнюється, ρ ($\text{кг}/\text{м}^3$) продуктивність дробарки буде (в $\text{кг}/\text{с}$):

$$M = \pi D l b n \rho \mu, \quad (4.10)$$

де μ — поправний коефіцієнт, що враховує нерівномірність живлення дробарки (для зерна $\mu = 0,5 \dots 0,7$).

Якщо валки обертаються з різною частотою, то продуктивність їх визначають за середньої частоти обертання.

Для дрібного і тонкого подрібнення (помелу) зерна, цукру, солі, солоду, сухих плодів і картоплі у харчовій промисловості використовують машини, в яких процес подрібнення здійснюється розбиванням. До цієї групи відносяться молоткові дробарки і дезінтегратори (рис. 4.4).

У молотковій дробарці (рис. 4.4 а) сировина 2 подрібнюється від ударів молотків 4, які обертаються, а також унаслідок ударів матеріалу об ребристу поверхню стінок корпусу 3. Матеріал вивантажують крізь сито 1, величина отворів якого визначає ступінь подрібнення матеріалу. Ступінь подрібнення матеріалу залежить від швидкості обертання молотків. Колова швидкість на кінцях молотків дробарки під час дроблення зерна становить 70...90 м/с.

Дезінтегратори належать до дробарок, подрібнення в яких ґрунтується на принципі вільного удару. Дезінтегратор (рис. 4.4 б) має два диски 3 і 4, кожен із яких дістає рух від окремого привідного вала 1 і 8. Вали обертаються у протилежних напрямках від шківів 2 і 7. На дисках по концентричних колах закріплені пальці 5. Ряди пальців одного диска

проходять між рядами пальців іншого. Матеріал надходить у дробарку через бункер 6 і подрібнюється ударами пальців дисків, що швидко обертаються. Подрібнений матеріал вивантажується крізь люк 9 у нижній частині корпусу. Швидкість обертання дисків 200...1 200 об/хв. Дезінтегратори мають високу продуктивність, що досягає 0,6 кг/с. Переваги дезінтеграторів: простота пристрою, високі продуктивність і ступінь подрібнення, надійність у роботі. Недоліки: підвищене спрацювання пальців, значне пилоутворення, великі витрати енергії.

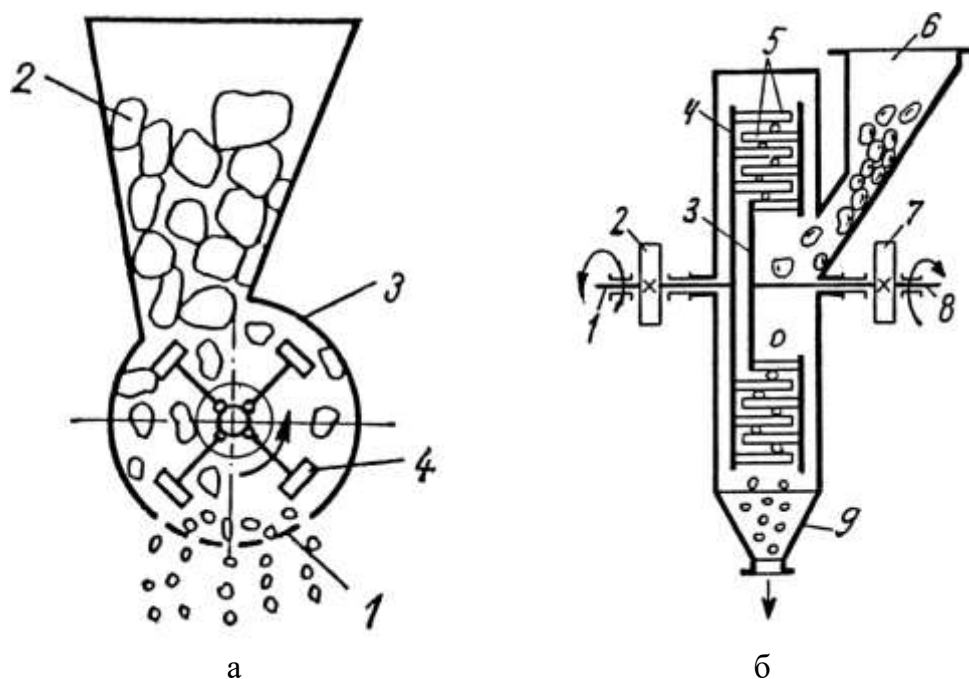


Рисунок 4.4 — Схеми дробарок ударної дії:
а — молоткової; б — дезінтегратора

Барабанні млини (рис. 4.5) широко використовують для тонкого помелу матеріалів у багатотонних виробництвах.

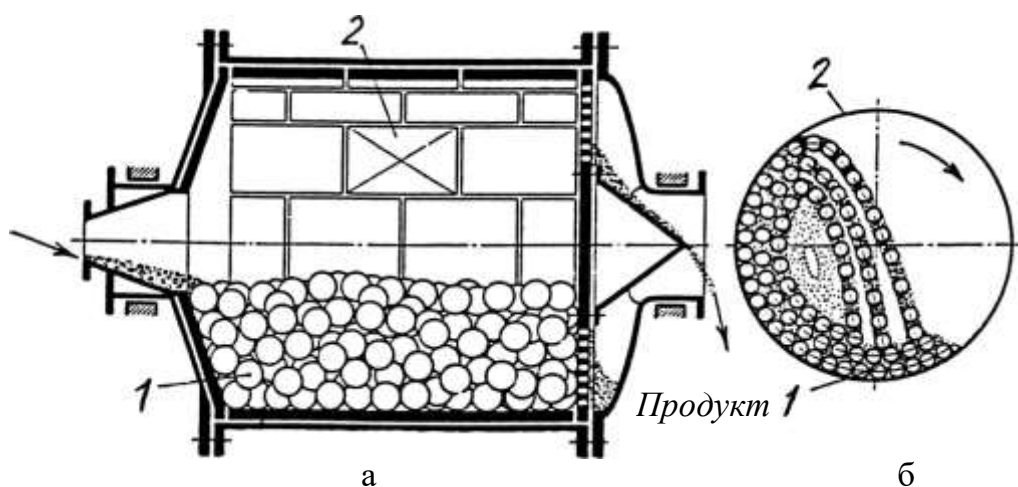


Рисунок 4.5 — Схема барабанного млина:
а — загальний вигляд; б — переміщення куль

Робочими елементами цих млинів є захищений броньованими плитами барабан 2 і завантажені в нього подрібнювальні тіла 1 (фарфорові або сталеві кулі, стержні, морська галька і т.п.).

Під час обертання барабана подрібнювальні тіла відцентровою силою притискаються до його стінки, піднімаються на деяку висоту, а потім під дією сили тяжіння падають або скочуються вниз. Матеріал, який знаходиться у барабані подрібнюється шляхом розтирання і удару. Подається матеріал у млин і виводиться з нього крізь порожнисті цапфи барабана. Переміщується матеріал під дією різниці його рівнів на вході та виході, а також під дією обертання барабана.

Чим вища швидкість обертання барабана, тим більша відцентрова сила і, отже, на більшу висоту піднімуться подрібнювальні тіла (кулі, стержні, галька). Відцентрова сила може вирости із збільшенням частоти обертання настільки, що її величина перевищить силу тяжіння подрібнювальних тіл. Останні будуть обертатися разом із барабаном, не здійснюючи корисної роботи подрібнення.

Щоб куля з масою m не оберталась разом з барабаном, а падала на подрібнювальний продукт, її сила тяжіння G повинна бути більшою відцентрової сили P , тобто $G > P$

або
$$mg > m\omega^2 R,$$

де m — маса подрібнювального тіла (кулі), кг; ω — кутова швидкість обертання барабана, 1/с; R — радіус барабана, м; g — прискорення вільного падання, м/с². Якщо $R = D/2$, а $\omega = \pi n/30$, де n — число обертів барабана за хвилину, то

$$mg > m \left(\frac{\pi n}{30} \right)^2 \cdot \left(\frac{D}{2} \right).$$

Звідси знайдемо число обертів барабана за хвилину:

$$n < \frac{42,4}{\sqrt{D}}. \quad (4.11)$$

Практично беруть:

$$n = \frac{32}{\sqrt{D}} \text{ об/хв.}, \quad \text{або} \quad n = \frac{0,54}{\sqrt{D}} \text{ об/с.}$$

На рівномірність подрібнювання сировини у барабанному млині впливає ступінь заповнення барабана кулями, а також їх розмір. Барабан звичайно заповнюється кулями не більше ніж на 30...35% його об'єму.

Принцип дії вібраційного млина відрізняється тим, що за допомогою спеціального устрою-вібратора, який знаходиться на одній осі з електродвигуном, барабан з кулями вібрує, а не обертається як

у барабанному млині. При цьому кулі, які знаходяться у барабані, завдяки сильній трясці розбивають шматки подрібнювального матеріалу.

Для одержання високої тонкості помелу (величина частинок 0,4...1 мкм) використовують колоїдні млини (рис. 3.11); за допомогою останніх, як нами вже відмічено, досить ефективно проводять процес емульгування.

У практиці доволі часто знаходять використання також комбіновані подрібнювачі. Прикладом такої машини є комбінований млин (рис. 4.6), який використовується у кондитерському виробництві для тонкого подрібнення горіхів та крупки.

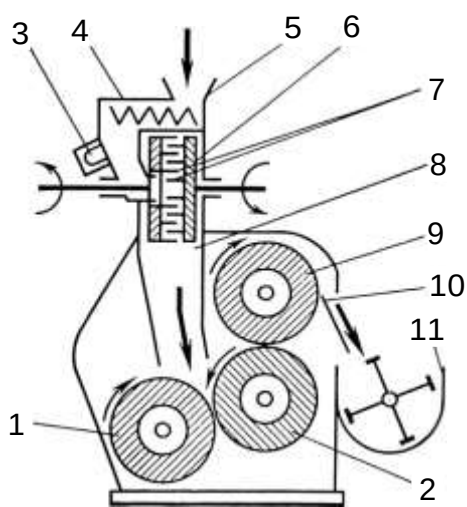


Рисунок 4.6 — Схема комбінованого млина

Млин належить до обладнання ударної та розтиральної-роздавлювальної дії. Він обладнаний дезінтегратором і трьома валками, які змонтовані на загальній станині. У дезінтеграторі відбувається попереднє грубе подрібнення продукту, а валки забезпечують його остаточне тонке подрібнення.

Із бункера 5 шнековий дозатор 4 забезпечує рівномірну подачу продукту на дроблення. Проїшовши магніт 3, продукт потрапляє на дезінтегратор 6, з пальця 7, а з останнього — через патрубок 8 у зазор між валками 1 і 2. Валок 2 обертається швидше, ніж валок 1, тому маса, що подрібнюється, проїшовши зазор між ними, переходить на валок 2. Над валком 2 розміщений валок 9, який, у свою чергу, обертається швидше за валок 2. Завдяки тому, що зазор між валками складає 50...100 мкм, за різної частоти обертання досягається ефект роздавлювання частинок та їх розтирання. Тонкоподрібнена маса знімається з валка 9 ножем 10, по якому вона стікає у лопатевий змішувач 11. Регулювання зазорів між валками здійснюється за допомогою індивідуальної гідравлічної системи.

Усі розглянуті вище апарати призначені для подрібнення твердих матеріалів і продуктів. Проте у харчовій промисловості та ресторанному господарстві часто виникає необхідність у подрібненні сировини і продуктів, які складаються із твердих і м'яких компонентів. Це м'ясо-кісткова та рибна сировина, овочі, ягоди та фрукти для виготовлення з них паст і пюре.

Так, наприклад, у консервному виробництві знаходять використання протиральні машини, робота яких полягає у відокремленні подрібненої маси овочевої та плодово-ягідної сировини від насіння, камер насінного гнізда і шкірки.

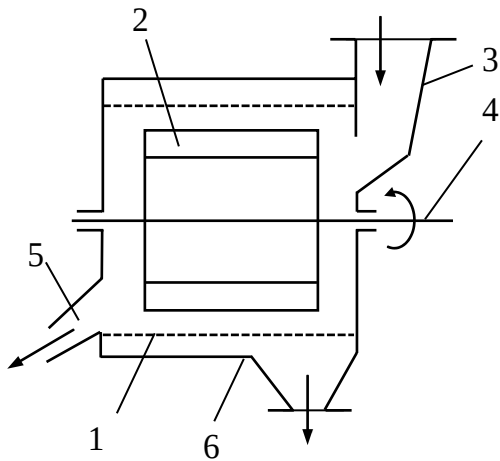


Рисунок 4.7 — Схема протиральної машини

На рис. 4.7 наведено схему протиральної машини, основними робочими елементами якої є нерухоме циліндричне металеве сито 1 і розміщені в ньому лопаті-била 2, які обертаються на валу 4.

Плоди кісточкових культур протирають на протиральних машинах із білами із дроту чи з гумовими накладними білами. Сировина з бункера 3 подається в циліндричне сито 1. Відцентровою силою, яка виникає під час обертання бил, продукт притискається до сита. Під впливом бил відбувається роздавлювання, розтирання продукту та продавлювання м'якоті через сітчасті стінки циліндра 1.

Подрібнена маса продукту збирається у збірнику 6. Біла встановлюються під невеликим кутом ($1...3^\circ$) до осі циліндричного сита, внаслідок чого шкірка і насіння, які не пройшли через сито, переміщуються вздовж циліндра і вивантажуються через розвантажувальний патрубок 5.

4.1.5 Різальні машини

Процеси різання застосовують у консервному, цукробуряковому, м'ясопереробному, кондитерському та інших виробництвах. На підприємствах ресторанного господарства різанню підлягають більшість видів сировини, напівфабрикатів та продуктів. Різання надає сировині певної форми, розмірів та необхідної якості поверхні. Робочим органом у різальних машинах є ніж. На рис. 4.8 наведено види ножів та способи різання.

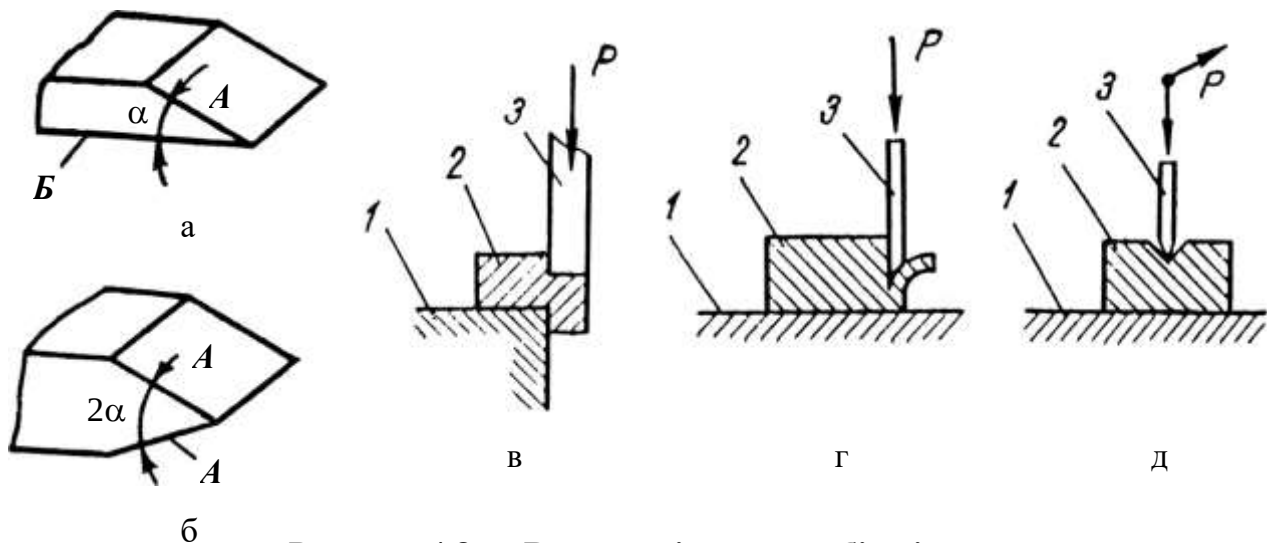


Рисунок 4.8 — Види ножів та способів різання

Ножі (рис. 4.8) мають форму двогранного одностороннього або двостороннього клина. Грань *A* одностороннього клина є робочою або лицевою. Плоска грань *B* називається опорною (рис. 4.8 а). У двосторонньому клині (рис. 4.8 б) обидві грані є робочими. Лінія перетину граней називається різальною (робочою) кромкою або лезом. Кут (α і 2α) між гранями називається кутом загострення. Слід відмітити, що різання за допомогою ножів часто називають різанням лезом. Якщо різальна кромка ножа має зубчасту форму, ножі називають пилками.

Різання можна поділити на три основні види: різання пуансоном (рис. 4.8 в), різання різцем (плоским клином, рис. 4.8 г), різання ножом (рис. 4.8 д). Пуансон 3 під дією сили *P*, яка направлена перпендикулярно своїй робочій грані, зрізає матеріал 2, що знаходиться на матриці 1. За його допомогою ріжуть, в основному, тверді харчові продукти, наприклад овочі. Різець 3 (рис. 4.8 г) і ніж (рис. 4.8 д) діють на матеріал 2, що знаходиться на опорній плиті 1, як клини. За їх допомогою ріжуть тверді, пластичні та м'які харчові продукти: м'ясо, рибу, хліб, овочі і т.ін.

Залежно від форми і конструкції різального інструменту різальні машини поділяють на три групи:

- 1) з дисковими ножами;
- 2) з фігурними ножами (серпоподібними, прямокутними та ін.);
- 3) з комбінованими ножами, які розрізають продукт у двох взаємно перпендикулярних напрямках.

Ножам у різальних машинах надають обертового, поступального, поворотно-поступального, планетарного і вібруючого руху. Відомі різальні машини, в яких ножі нерухомі.

Залежно від напрямку відносного переміщення ножа і продукту, подрібнення поділяється на рубку та різку. Під час рубки різальний інструмент переміщується відносно продукту перпендикулярно різальній кромці (лезу), під час різки — під гострим кутом до різальної кромки. Звісно, під час різки, на відміну від рубки, для здійснення процесу потрібні менші зусилля за кращої якості поверхні розрізу.

Найбільшого поширення у харчовій промисловості набули дискові та відцентрові різальні машини, а також вовчки та кутери; вони мають декілька різновидів.

На рис. 4.9 зображені дві схеми багатодискових різальних машин.

М'ясорізка (рис. 4.9 а) використовується для розрізування шматків м'яса на смуги певної ширини. У корпусі 1 із завантажувальним бункером змонтовані вал 3 з дисковими ножами 2 і напрямний гребінець 4. Дискові ножі закріплені на валу 3 з проміжними шайбами між ними.

У машині для різання цукеркових пластів (рис. 4.9 б) ножі являють собою диски 1 товщиною 1...3 мм із інструментальної легованої сталі.

Вони надягнуті на сталевий вал 4, між ножами є текстолітові втулки 3. Міняючи втулки 3, регулюють ширину смуги, що відрізається. Цукеркова маса з малим вмістом жиру прилипає до ножів. Гребінка 5 не дозволяє цукерковій смугі рухатись разом із ножами.

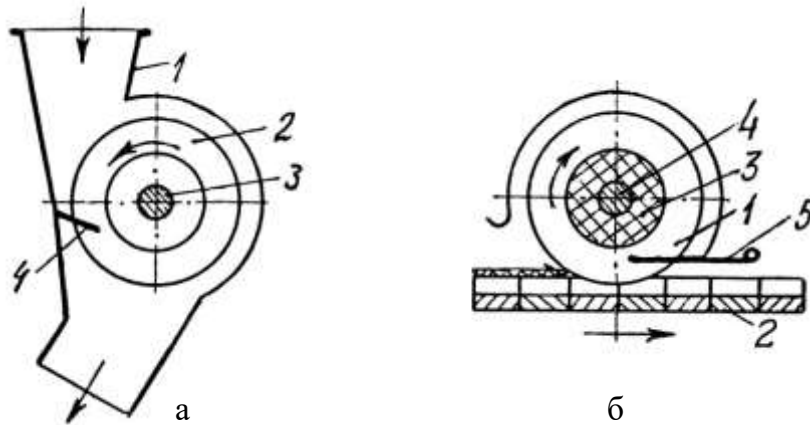


Рисунок 4.9 — Схеми багатодискових різальних машин

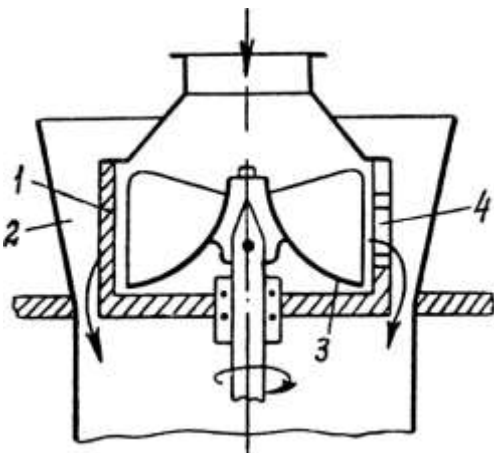


Рисунок 4.10 — Схема відцентрової бурякорізки

Аналогічний устрій має багатодискова машина подрібнення м'яса, яке подається транспортером 2.

Продуктивність (у кг/год) різальних машин із дисковими ножами для виробів у вигляді смуги визначається за формулою:

$$M = 3600 hlv\rho\mu(z-1), \quad (4.12)$$

де l — ширина щілини між дисками, м; h — висота шару продукту, що розрізається, м; v — лінійна швидкість подачі продукту (шару чи смуги), м/с;

ρ — густина продукту, кг/м³; z — кількість ножів на валу; μ — коефіцієнт, що враховує кількість відходів та використання максимальної продуктивності різального механізму.

На рис. 4.10 наведено відцентрову різальну машину.

Відцентрова бурякорізка (рис. 4.10) має нерухомий вертикальний циліндр 1 з прорізами, в які вставлені рами з ножами 4. Усередині циліндра 1 обертається конус з трьома зігнутими лопатями 3. За рахунок відцентрової сили вони притискають подрібнюваний продукт, що поступає у циліндр, до ножів 4 і надають продукту обертальний рух усередині циліндра.

Подрібнений у пластинчасту стружку, буряк виштовхується через прорізи ножових рам у кожух 2, який оточує робочий циліндр.

Дискова овочерізка (рис. 4.11) працює наступним чином. Корпус 4 овочерізки має форму колового клина. Сировина подається в робочу зону бункера 5 та під час обертання диска 2 під дією відцентрової сили заклинюється між корпусом 4 і диском 2. Лезо ножа 3, що закріплений на диску, зрізає шар матеріалу 6. Нарізані овочі вивантажуються через лотік 1.

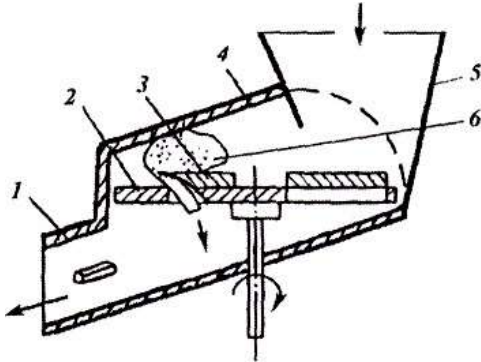


Рисунок 4.11 — Схема дискової овочерізки

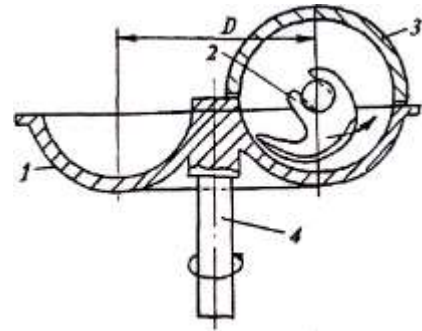


Рисунок 4.12 — Схема кутера

Кутери використовують для тонкого подрібнення м'ясних продуктів до однорідної гомогенної маси (рис. 4.12). Їх в основному застосовують для приготування фаршу ковбасних виробів. Кутер має чашу 1, що повільно обертається на вертикальному валі 4. М'ясо в чаші подрібнюється серпоподібними ножами 2, що закріплені на горизонтальному валі та швидко обертаються. Вони рухаються дотично до поверхні чаші.

За високої частоти обертання ($n = 500 \dots 3000 \text{ хв}^{-1}$) ножі забезпечують високу швидкість різання із зісковзуванням. Ножів установлюють від 3 до 12. У місці їх установлення (у зоні подрібнення) чашу закривають кришкою 3. Кутери можуть працювати під вакуумом.

Конструкція вовчка для подрібнення м'яса, риби, хліба, картоплі та інших продуктів скопійована з побутової м'ясорубки. При цьому збільшені геометричні розміри робочих органів та передбачена механізована подача сировини. Різання у вовчках здійснюється парою ріжучих інструментів — плоским ножом, який обертається, та ножовою решіткою, а подача матеріалу — шнеком. Продуктивність (у кг/с) вовчків, протиральних машин і механізмів, а також машин для тонкого подрібнення визначається за загальною формулою для машин безперервної дії:

$$M = S v \rho \mu, \quad (4.13)$$

де S — площа вихідних отворів, м^2 ; v — швидкість руху продукту через вихідні отвори, м/с ; ρ — насипна густина продукту, кг/м^3 ; μ — коефіцієнт заповнення ($\mu = 0,4 \dots 0,7$).

Запитання до підрозділу 4.1

1. Як визначити ступінь дроблення?
2. Назвіть процеси дроблення залежно від ступеня подрібнення.
3. Чим характеризується тонке і надтонке подрібнення?
4. Поясніть фізичну суть рівняння Ребіндера.
5. Укажіть область застосування молоткових дробарок.
6. Які машини застосовують: а) для подрібнення і помелу зерна; б) для різання овочів і фруктів?
7. Як визначається продуктивність валкової дробарки?

4.2 ПРЕСУВАННЯ

4.2.1 Сутність та призначення процесу

Пресуванням називається процес механічної обробки продукту, коли його піддають зовнішньому тиску в спеціальних апаратах — пресах. Він має три основні мети:

- відокремлення рідини з твердих матеріалів (віджимання);
- надання пластичним матеріалам означеної форми (формування, штампування, екструзія);
- ущільнювання матеріалів для підвищення їх міцності та покращення транспортування (брикетування, таблетування і грануляція).

4.2.2 Віджимання рідини

Віджимання рідини за допомогою тиску використовується у таких випадках:

- 1) коли рідина є набагато ціннішою ніж твердий залишок;
- 2) коли твердий залишок є цінний продукт, а наявність у ньому рідини погіршує умови зберігання, транспортування і подальшого використання;
- 3) коли цінною є і рідина, і твердий залишок.

Прикладом першого призначення є віджимання соку із цукрової тростини, виділення соків із ягід і плодів у виноробстві та консервному виробництві, виділення олії з насіння соняшника у виробництві масел, віджимання жиру із м'ясної шкварки у м'ясному виробництві. Приклади другого призначення — віджимання води з пір'я після миття, вмісту кишок у м'ясопереробній промисловості, сироватки від сирної маси у

виробництві сиру. Приклад третього призначення — розділення какао тертого на два продукти: какао масло і какао жом у кондитерському виробництві.

Оскільки найбільш розповсюдженим віджиманням є одержання соків із плодів і ягід (у світі щорічно переробляють біля 70 млн тонн винограду, 40 млн тонн яблук та 35 млн тонн цитрусових плодів), то зупинимось на розгляді цього процесу. Основним показником, що характеризує процес, є вихід рідини. На вихід рідини впливають: фізіологічні та фізико-хімічні властивості вихідної сировини (характер зв'язку рідинної фази та пектинових речовин, спосіб попередньої обробки, в'язкість), а також величина робочого тиску та інтенсивність його підвищення, температура і тривалість процесу, товщина шару та інші чинники. Рослинна сировина, яка піддається пресуванню — це клітинна структура з напівпроникною протоплазмою, яка перешкоджає виходу соку із клітини. Отже, клітинна проникність є головним чинником, який зумовлює вихід соку під час віджимання. Для того, щоб протоплазма клітин втратила здатність утримувати сік, сировину попередньо обробляють різними способами: подрібненням (механічним пошкодженням клітин), нагріванням (білки протоплазми коагулюють), заморожуванням (кристали льоду розривають клітини і під час розморожування сік легко відокремлюється), електричним струмом (миттєва загибель протоплазми) та ін. Чим вища проникність клітин і сильніше пошкоджена протоплазма у процесі попередньої обробки, тим більше вихід соку під час віджимання. За раціональним методом попередньої обробки мезги вихід соку з плодів досягає 80%. Повністю видобути сік із мезги не вдається, тому що на поверхні твердого кістяка залишається тонка плівка соку, яка утримується силами поверхневого натягу та адсорбції. Відмітимо, що для повного видобутку залишків соку мезги після пресування вичавки слід піддати екстрагуванню (див. розділ 6.3).

Для характеристики мезги можна користуватись коефіцієнтом пористості

$$\lambda = \frac{V}{V_m}, \quad (4.14)$$

де V — об'єм рідини у меззі, м^3 ; V_r — об'єм твердого скелета у меззі, м^3 .

Фізична суть віджимання рідини пресуванням полягає у наступному. Під час зближення частин матеріалу, всередині та на поверхні яких рідина утримується силами молекулярного зчеплення, спочатку починається рух рідини у каналах між частинами, а потім у процесі пресування рідина рухається у шарі пористого матеріалу в капілярах змінного перерізу і кривизни, тобто процес подібний фільтруванню.

У зв'язку з цим можна використати для його описання рівняння

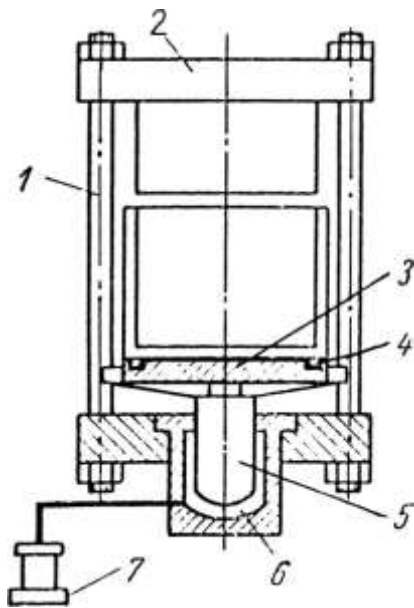


Рисунок 4.13 — Схема гідравлічного преса

Пуазейля для течії рідини у капілярах (3.81):

$$V = \frac{\pi \Delta p r^4 \tau S z}{8 \eta l},$$

де V — об'єм рідини, що протікає за час τ , м³; Δp — різниця тисків на кінцях капіляра, Па; r — радіус капіляра, м; z — число капілярів на одиницю площі шару матеріалу; S — площа шару матеріалу, м²; η — динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, Па·с; l — довжина капіляра, м.

Аналіз рівняння Пуазейля показує, що кількість рідини, що віджимається, тим більша, чим більша різниця тисків усередині шару і на його поверхні (тобто чим більше зусилля пресування), чим більше діаметр капіляра і чим менше його довжина. Але діаметр капіляра, у свою чергу, залежить від ступеня стиснення шару. Отже, збільшення тиску веде до зростання продуктивності тільки до тих пір, поки не викликає стиснення капілярів. Темп росту питомого тиску та гранично припустимий тиск залежать від багатьох чинників і встановлюються, як правило, експериментально, дотримуючись правила виноробів: хто поволі пресує, той швидше і більше віджимає.

У харчовій промисловості для віджимання рідин використовують преси найрізноманітніших конструкцій періодичної та безперервної дії. Їх можна розділити на такі групи: механічні, гідравлічні та пневматичні.

Найбільш широке розповсюдження одержав гідравлічний прес. Він діє періодично і приводиться в рух за допомогою рідини, яка нагнітається насосом високого тиску. Застосовують прес з двома або трьома платформами, одна з яких знаходиться під тиском, а інші — на розвантаженні вичавків і завантаженні мезги. Після видавлювання соку платформи міняють місцями: платформа з новою мезгою надходить на видавлювання соку, а інші — на розвантаження і завантаження. На рис. 4.13 наведено принципову схему гідравлічного преса.

Під тиском у робочий циліндр 6 насосом 7 подається мінеральне масло, яке примушує плунжер 5, з'єднаний з плитою — траверсою 3, рухатися угору. Плита 3 піднімається по напрямних колонах 1, які з'єднані з верхньою нерухомою плитою 2. Віджата рідина (сік чи олія) збирається у чашці 4 на траверсі 3.

Мезгу закладають у плоскі пакети із сукна (під час одержання олії) або мішковини чи лавсанової тканини (під час пресування плодів та ягід). Товщина шару мезги у одному пакеті під час пресування плодів та

ягід 50...80 мм, що сприяє більшому виходу соку. Ці пакети (кількістю до 15—25) укладають на рухому плиту-траверсу. Між пакетами поміщають сталеві листи або дренажні решітки.

Робочий цикл такого пресу включає: завантаження траверси пакетами; підйом пакетів і притискання їх до верхньої плити, витік основної маси рідини за порівняно невисокого тиску (для олії — до 5 МПа); підвищення тиску (для олії — до 80 МПа); витримка під цим тиском; опускання траверси, розвантаження.

Завдяки великому тиску, який може забезпечити гідравлічний прес у кінці пресування, він дозволяє одержувати більший вихід соку (або олії) ніж преси інших конструкцій.

Тиск пресування розраховують за формулою:

$$P = \frac{0,9 \, p f}{F}, \quad (4.15)$$

де p — тиск у робочому циліндрі, Па; f — площа перерізу плунжера, м²; F — площа пресування (траверси), м²; 0,9 — коефіцієнт, який враховує втрати тиску на тертя у сальниках циліндра і у напрямних колонах.

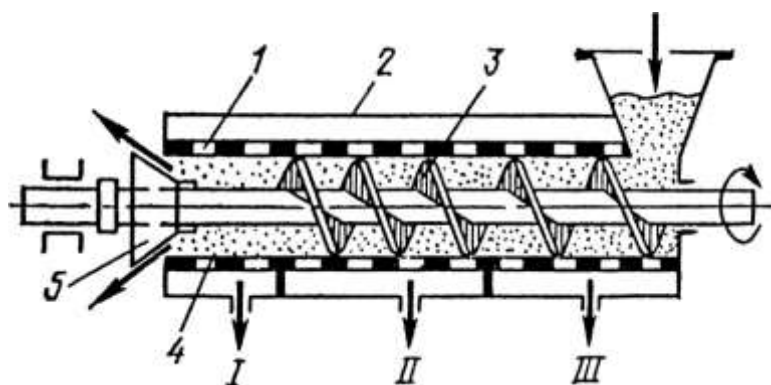


Рисунок 4.14 — Схема шнекового преса

му шнекового пресу, який використовують для віджимання олії, томатного, виноградного та інших соків із мезги.

У перфорованому циліндрі 1, розміщеному в горизонтальному корпусі 2, розташований шнек 3 з кроком, який зменшується. Шнек 3 призначений як для транспортування матеріалу, так і для віджимання із нього рідини, яка відводиться у вигляді різних фракцій через отвори в основі корпусу. Остаточне добування рідини досягається в камері тиску 4. Вихідний отвір преса закривається конусом 5, за допомогою якого регулюється ширина кільцевого зазору, а отже і ступінь віджимання рідини. Внутрішню частину циліндрів і вал таких шнеків виконують циліндричними або ступінчастими; витки шнеків виготовляють різними за профілем, довжиною і висотою.

Останнім часом на підприємствах харчової промисловості преси періодичної замінюють пресами безперервної дії. Зразком можуть бути шнекові преси. Пресуюче зусилля в цих пресах створюється одним чи декількома шнеками, які переміщують матеріал. На рис. 4.14 наведено схе-

Віджимання рідини із матеріалу в шнековому пресі відбувається внаслідок поступового ущільнення маси матеріалу за рахунок таких процесів:

- зменшення об'єму матеріалу, який знаходиться між витками, завдяки зменшенню кроку витків або їх діаметра, або одного й другого разом;
- механічного впливу витків на матеріал під час обертання шнека;
- тертя матеріалу, що пресується, по поверхні шнека, циліндра і частинок матеріалу між собою;
- опору в камері тиску.

Вихід рідини та її якість залежать від ступеня стискання матеріалу між витками шнека, який характеризується коефіцієнтом стискання:

$$k = \frac{V_1}{V_2}, \quad (4.16)$$

де V_1 — об'єм матеріалу в першому витку шнека, м^3 ; V_2 — об'єм матеріалу в останньому витку шнека, м^3 .

Під час віджимання соку із винограду $k = 3 \dots 6$, під час віджимання олії $k = 3 \dots 23$.

Продуктивність шнекового преса за сировиною (у кг/с):

$$M = S v_0 \rho \varphi, \quad (4.17)$$

де S — площа поперечного перерізу внутрішньої порожнини камери пресування у місті розміщення першого витка шнека, зайнятої продуктом (у м^2):

$$S = \frac{\pi(d_0^2 - d_1^2)}{4},$$

де d_0 — зовнішній діаметр шнека, м ; d_1 — внутрішній діаметр шнека, м ; v_0 — швидкість поступового переміщення продукту вздовж шнека (в м/с):

$$v_0 = \frac{nt}{60}, \quad (4.18)$$

де t — крок першого витка шнека, м ; n — частота обертання шнека на хвилину; ρ — об'ємна маса мезги, кг/м^3 ; φ — сумарний коефіцієнт заповнення переріза шнека і всього преса ($\varphi = 0,3 \dots 0,8$).

Продуктивність шнекових пресів, які використовуються у консервному виробництві, досягає $1,4 \text{ кг/с}$ (5 т/год), величина тиску складає $0,8 \dots 1 \text{ МПа}$. Має місце використання валкових, ексцентрикових, стрічкових, відцентрових та комбінованих пресів безперервної дії.

На рис. 4.15, як приклад, показано схему комбінованого горизонтального стрічкового преса ПВК-12 фірми «Єдність» (Югославія) продуктивністю $6 \dots 16 \text{ т/год}$ за сировиною, головною перевагою якого є

малий тиск на мезгу і мала тривалість пресування (до 4 хвилин) із виходом рідини 80%.

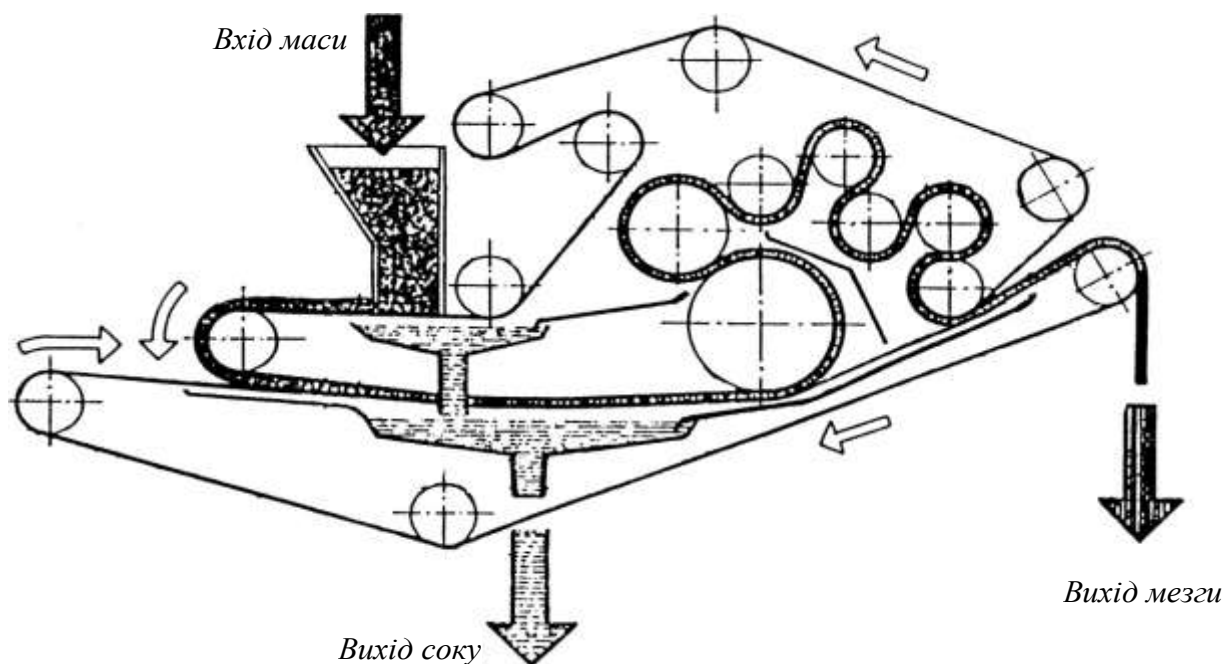


Рисунок 4.15 — Схема стрічкового преса

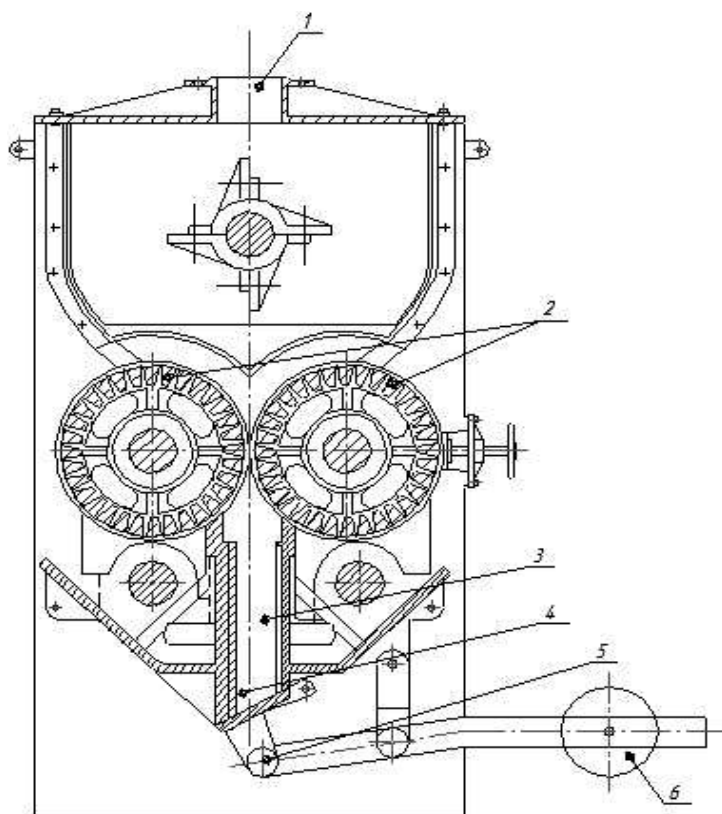


Рисунок 4.16 — Схема вальцевого преса

Принцип дії преса ґрунтується на двох нескінченних стрічках із полімерного перфорованого полотна чи плетеної сітки, які рухаються між роликів в одному напрямку. Шлях руху стрічок між роликів має форму серпантина. Віджимання рідини здійснюється за рахунок натягнутості стрічок навколо валків; товщина шару мезги між стрічками складає 40...50 мм.

У вальцевому пресі, схему якого наведено на рис. 4.16, мезгу направляють у верхню частину преса 1, де її затягують віджимні, обтягнуті мідними ситами, барабани 2, які обертаються назустріч один одному.

Один із барабанів за допомогою

штурвалів можна пересувати для регулювання зазору між барабанами.

Корпус підшипника другого барабана підпружинений у горизонтальному напрямі, що захищає прес від поломки в разі перевантаження або потрапляння сторонніх предметів.

Під час проходження між барабанами мезга віджимається. Відпресований сік проходить через мідні сита на поверхні барабанів, а потім через спеціальні отвори, що сполучають поверхню барабанів із їх внутрішньою порожнистою частиною, у торцеву частину барабана, звідки видаляється з преса.

Віджата на барабанах мезга надходить у камеру 3 із вихідним отвором, який закривається кришкою 5, що притискається вагою 6. Віджятий продукт виходить через щілину 4, яка відкривається під тиском мезги, що виходить із барабанів. У камері 3 мезга піддається додатковому зневоднюванню. На ситах пресів використовується перфорована мідна сітка з отворами діаметром 0,7 мм. На таких пресах із мезги віджимається 75...80% вологи.

4.2.3 Формування пластичних матеріалів

Формуванням надають пластичним матеріалам визначену форму. Цей спосіб обробки використовують для формування хлібопекарських дріжджів, виготовлення з тіста хлібобулочних і макаронних виробів, формування карамелі, цукеркових мас і заготовок із тіста у кондитерському виробництві.

Обробка матеріалів формуванням припускає такі способи його здійснення: нагнітання, прокатування, штампування і екструзію.

Під час здійснення процесу формування пластичних мас враховуються їх фізико-механічні характеристики, насамперед — в'язкість, пластичність, еластичність та адгезійна властивість. Оскільки найбільш розповсюдженим у формуванні є виготовлення виробів із тіста, то зупинимось стисло на характеристиках тіста, які необхідно враховувати при здійсненні цього процесу. Будь-яке тісто (дріжджове, макаронне та ін.) у реологічному відношенні належить до розряду пружно-пластично-в'язких тіл, для яких характерне сполучення в'язкої течії та пружно-пластичних деформацій. Воно здатне зберігати свої властивості до визначеної межі. За цією межею тісто корінним чином змінює свої реологічні властивості — починає необоротно деформуватись і тече, як в'язка рідина. Це настає тоді, коли прикладені сили перевищують опір структури пружної системи. Для тіста характерне також явище релаксації. Релаксацією (розсмоктуванням) напруження називається його зменшення за постійної, фіксованої деформації тіла. При цьому релаксація відбувається у часі, тобто протягом визначеного періоду. Під періодом релаксації мають на увазі час, протягом якого

зменшуються в «*e*» разів внутрішні напруження в тісті, де «*e*» — основа натурального логарифма. У зв'язку з цим тривалість формування, штампування не повинна бути меншою за період релаксації. Інакше кажучи, для надання і фіксування форми макаронних виробів, які випресовуються, або збереження будь-якого рисунка на тісті, який наноситься штампом, необхідно не тільки прикласти визначений тиск (вищий за критичне значення), але і витримати деякий час (не менший періоду релаксації) тісто, що формується, під цим тиском. При штампуванні виробів із тіста, нанесенні на них рисунків напруження (в Па), яке необхідно створити в матеріалі, визначається за формулою:

$$\delta = \frac{\varepsilon_{\text{зал.}} \eta}{\tau}, \quad (4.19)$$

де $\varepsilon_{\text{зал.}}$ — залишкова деформація; τ — тривалість штампування, с; η — динамічний коефіцієнт в'язкості, Па·с. У свою чергу:

$$\varepsilon_{\text{зал.}} = \frac{\delta}{h}, \quad (4.20)$$

де δ — глибина рисунка, що штампується, м; h — початкова товщина виробу, який штампується, м.

Тісту властива також здатність прилипання (адгезії) до робочих поверхонь обладнання, з якими воно знаходиться у контакті. Величину міцності адгезії перш за все визначають властивості тіста (в'язкість) і два параметри процесу — тиск і тривалість контакту. Найбільш радикальним способом не тільки зниження, але практично повного усунення прилипання тіста до поверхонь обладнання (матриць макаронних пресів,

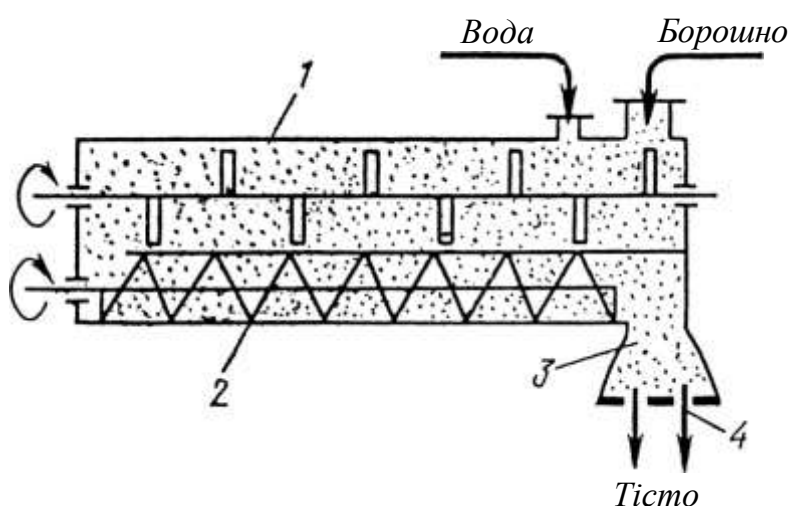


Рисунок 4.17 — Схема шнекового преса для виготовлення макаронів

закатувальних, округлюючих механізмів) є їх покриття тонким шаром (до 50 мкм) пластмаси тефлону (вітчизняний аналог — фторопласт-4)

Преси, які використовуються для формування матеріалів, залежно від способу дії поділяються на нагнітаючі, прокатувальні (закатувальні) та штампувальні. Нагнітаючі преси широко використо-

вуються для формування дріжджів, макаронних, цукеркових та інших

виробів. Такі преси безперервної дії складаються із нагнітаючого пристрою і формуючого пристрою — матриці. Основна частина нагнітаючих пресів — матриця — являє собою металевий диск (кругла матриця) або прямокутну пластину (тубусна матриця) з наскрізними отворами, профіль яких визначає форму та зовнішній вигляд виробу (трубка, нитка, стрічка та ін.).

Шнековий прес для виготовлення макаронів, вермішелі та локшини, зображений на рис. 4.17, складається з тістозмішувача 1, нагнітального шнека 2 і пресової головки 3, яка забезпечує рівномірний тиск тіста на матрицю 4. Тиск пресування у шнекових макаронних пресах складає 9...12 МПа, середня швидкість пресування (виходу макаронних виробів із матриці) — 0,015...0,05 м/с. Аналогічний устрій має і машина для формування джгутів цукеркових мас.

Продуктивність матриці (у кг/с) визначається за формулою:

$$M = Sv\rho\varphi, \quad (4.21)$$

де S — площа матриці, м^2 ; v — середня швидкість пресування, м/с ; ρ — густина тіста, кг/м^3 ; φ — коефіцієнт живого перерізу матриці (для макаронних матриць $\varphi = 0,04...0,14$).

Прокатувальні преси, які використовуються для надання шматкам тіста кулеподібної форми, називаються округлювальними машинами, а циліндричної форми — закатувальними. Округлювання і закатування шматків досягається при просуванні тіста між двома робочими поверхнями, які переміщуються відносно одна одної та чинять деякий тиск (до 0,1 МПа) на пластичну масу — тісто. Принципову схему машини стрічкового типу для формування заготовок із тіста наведено на рис. 4.18. Закатування шматків тіста 2 проходить під час просування його вздовж зазору, утвореного стрічками двох транспортерів 1 і 3, які переміщуються в протилежні боки з різними швидкостями. Шматок тіста при цьому, обертаючись навколо своєї осі, рухається до виходу із зазору і поступово набуває форми циліндра.

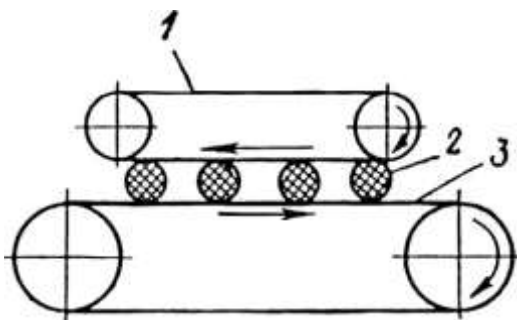


Рисунок 4.18 — Схема закатувальної машини для тіста

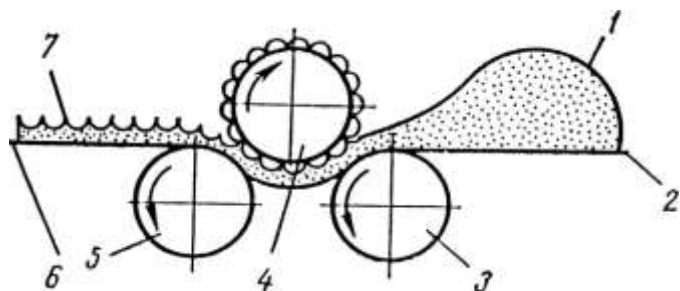


Рисунок 4.19 — Схема барабанної штампувальної машини

Штампувальні преси використовуються у кондитерській промисловості і у виробництві печива (рис. 4.19). При цьому на поверхню виробу досить часто наноситься рисунок. Матеріал, що формується (тісто) 1, із лотка 2 підбирається приймальним барабаном 3. Потім на нього впливає штампувальний барабан 4, на якому нанесено штамп рисунка. Матеріал 7, на який нанесено рисунок, подається відвідним барабаном 5 на лоток 6 для готового продукту.

У харчових виробництвах і підприємствах ресторанного господарства все ширше використовується екструзія. Продукти, які одержують за допомогою цього процесу, мають підвищені харчові властивості, меншу густину, більшу гігроскопічність і крихкість, краще засвоюються організмом людини. Це — кукурудзяні палички, сухі сніданки, фігурні круп'яні вироби, харчові концентрати швидкого приготування.

Екструзія — продавлювання тістоподібної маси через матрицю під тиском і за високої температури.

Для здійснення екструзійних процесів використовують різні екструдери. На рис. 4.20 наведено схему черв'ячного (шнекового) екструдера.

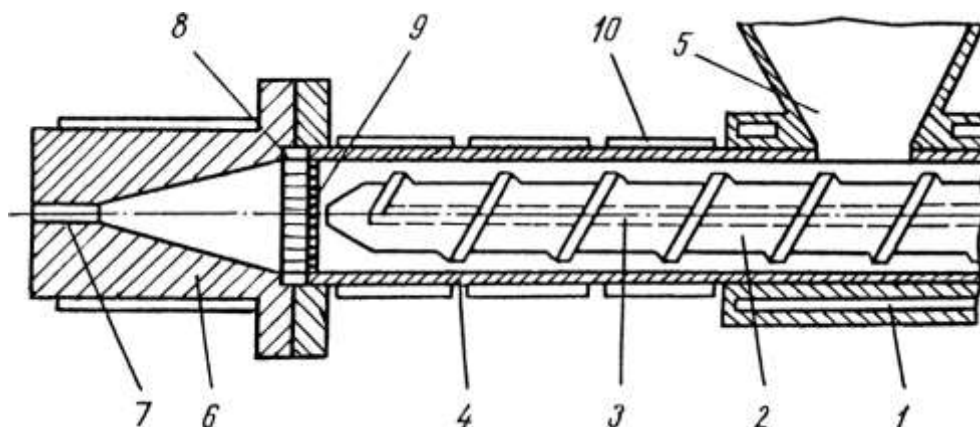


Рисунок 4.20 — Схема черв'ячного екструдера

Продукт, який підлягає екструзії, завантажується у бункер 5 з порожниною 1 для охолоджуючої води. Із бункера продукт затягується і переміщується вздовж апарата черв'яком (шнеком) 2, у канал 3 якого поступає гаряча вода для нагрівання продукту. Циліндр 4 також нагрівається за рахунок електричних нагрівачів 10.

Нагрітий або навіть розплавлений продукт черв'яком продавлюється через фільтруючу сітку 9, а потім решітку 8 у головку 6. Із головки продукт виходить через формуючий канал — матрицю 7. За рахунок миттєвого перепаду тиску і фізико-хімічних змін продукт, що виходить із екструдера, спучується і набуває пористої структури.

4.2.4 Ущільнювання сипких матеріалів. Гранулювання

Процес пресування сипких матеріалів (брикетування) широко використовується під час виробництва цукру-рафінаду, багатьох харчових концентратів, вітамінів, комбікормів. Його головна мета — зв'язати частини зернистих сипких матеріалів у певну форму — таблеток, округлих гранул, кубиків, паралелепіпедів, брикетів і таке ін. Це, у свою чергу, дозволяє збільшити якість і тривалість використання продукту, зменшити витрати, покращити транспортування тощо.

Різновидністю брикетування є таблетування і грануляція. Таблетки і гранули мають менші розміри у порівнянні з брикетами. Промисловість виробляє гранульований чай, каву, харчові концентрати, цукерки та ін.

Оскільки процес брикетування знаходить особливо широке використання у цукрорафінадному виробництві, розглянемо цей процес. Під час пресування рафінадної кашки вологістю 2...3% відбувається переміщення кристалів і заповнення простору між ними. Поруватість маси при цьому зменшується, збільшується взаємне зчеплення кристалів у брикеті, який набуває міцності. Міцність пресованого рафінаду збільшується з підвищенням вологості та температури рафінадної кашки. При цьому волога, яка є в кашці, під час сушіння кристалізується і виконує роль речовини, що цементує і зв'язує кристали у брикеті.

Важливою величиною, що характеризує процес пресування цукру, є коефіцієнт пресування (брикетування):

$$\beta = \frac{(V_1 - V_2) \cdot 100}{V_1} \%, \quad (4.22)$$

де V_1 , V_2 — об'єм маси (рафінадної кашки) відповідно до і після пресування, м³.

Оскільки під час пресування вздовж однієї осі змінюється тільки висота паралелепіпеда (брикету), а об'єм прямо пропорційний до його висоти, то формулу (4.22) можна записати таким чином:

$$\beta = \frac{(h_1 - h_2) \cdot 100}{h_1} \%, \quad (4.23)$$

де h_1 — висота шару рафінадної кашки до пресування, м; h_2 — висота спресованого цукру, м.

Коефіцієнт пресування залежить від тиску, властивостей матеріалу, конструкції преса і режиму пресування. Коефіцієнт пресування цукру-рафінаду складає 28...30%.

Якщо маса рафінадної кашки, яка займає об'єм V_1 до брикетування, а після брикетування — V_2 , складає G кг, то щільність цукру до пресування буде:

$$\rho_1 = \frac{G}{V_1}, \text{ кг/м}^3,$$

після пресування:

$$\rho_2 = \frac{G}{V_2}, \text{ кг/м}^3.$$

Тоді

$$\rho_1 V_1 = \rho_2 V_2,$$

$$\text{і } \beta = \frac{(\rho_2 - \rho_1) \cdot 100}{\rho_2} \%. \quad (4.24)$$

Звідки

$$\rho_2 = \rho_1 \frac{100}{100 - \beta} \text{ кг/м}^3. \quad (4.24)$$

Як видно з формули (4.24) щільність брикету цукру, що характеризує його міцність, залежить від щільності рафінадної кашки перед пресуванням і від коефіцієнта пресування.

Наведені вище формули справедливі для розрахунків процесу пресування й інших матеріалів (концентратів, вітамінів та ін.).

Для брикетування рафінаду особливо широке використання одержали машини із зворотно-поступальним рухом пуансонів і з одностороннім пресуванням. До числа таких машин відноситься карусельний прес, схему роботи якого зображено на рис. 4.21.

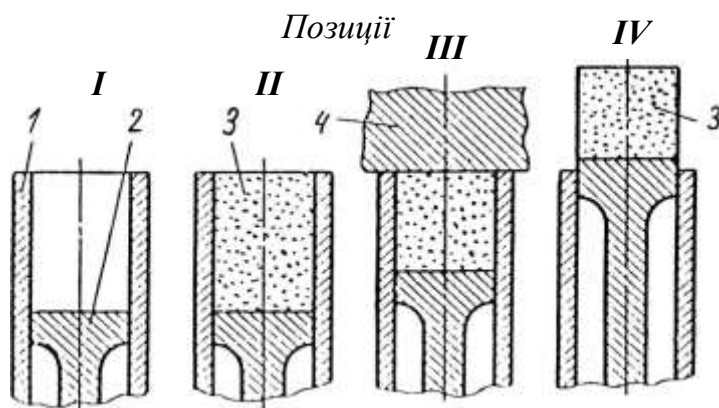


Рисунок 4.21 — Схема роботи карусельного пресу

Пресування відбувається у спеціальних формах (матрицях) 1 за допомогою пуансонів 2, що стискають кашку 3. Пуансон опускається у нижнє положення (позиція I), після цього матриця наповнюється продуктом (позиція II), потім здійснюється стиснення матеріалу пуансоном (у цю мить над матрицею знаходиться плита 4, позиція III), і, нарешті, пуансон

виштовхує готовий брикет із матриці (позиція IV). Особливим пристроєм брикет зсувається на транспортуєчий механізм. Продуктивність преса визначається частотою обертання каруселі та кількістю матриць. Карусельний прес розвиває тиск близько 15...20 МПа.

Гранулювання — процес надання твердофазним речовинам визначеної форми та необхідних споживчих властивостей. Гранули являють собою найчастіше двофазні, інколи — трифазні агрегати, що мають складну (нерідко пористу) структуру, включаючи інколи зв'язувальну (сполучну) речовину. Як сполучний елемент на практиці використовують воду та нерідко додають поверхнево-активні речовини (ПАР).

За способом формування гранул у харчових виробництвах виділяють гранулювання: пресуванням і формуванням; обкатуванням та агломерацією.

Процес гранулювання обкатуванням відбувається за рахунок кочення ядра (зернини) за умови підводу механічної енергії з пошаровим, адгезійним нарощуванням поверхні продуктом, що гранулюється. Для даного процесу характерне одержання сферичних гранул із високоміцною структурою. Ядром служать зазвичай кристали цукру, родзинки та горіхи, ягоди та інше, оболонкою — цукрова цедра, порошки какао, кави та ін. Таким способом легко одержати багатошарові (або капсульовані) гранули необхідного складу та структури.

Процес відбувається в барабанних, конічних, дискових, коливальних, вихрових та віброгрануляторах, апаратах типу «п'яна бочка» (рис. 4.25) тощо.

У грануляторі з пасивною робочою поверхнею (рис. 4.22 а) частинки перекочуються в барабані. У пасивній зоні 1 відносний рух частинок відсутній і процес не відбувається. Увесь процес здійснюється в активній зоні 2, а в зоні 3 можливе грудкування.

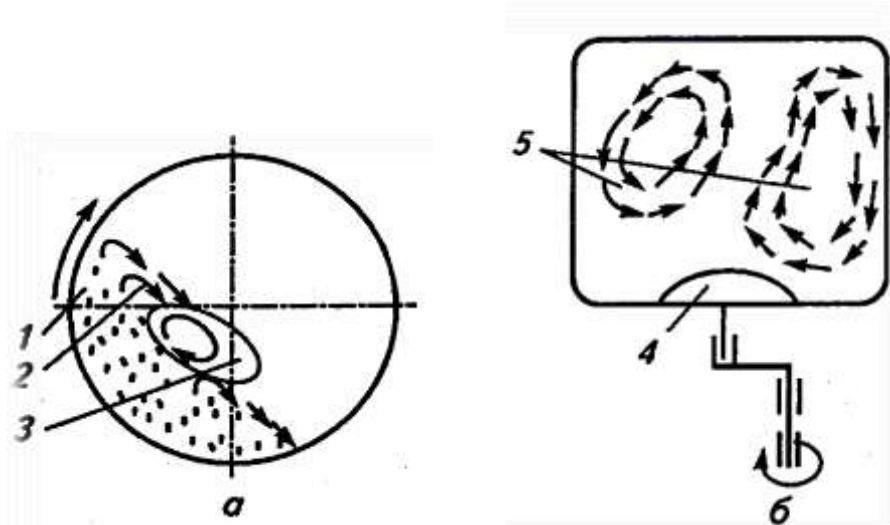


Рисунок 4.22 — Схеми руху частинок в адгезійних грануляторах

Дражирувальний гранулятор (рис. 4.22 б), що застосовується в кондитерській промисловості, являє собою чашеподібний корпус з увігнутим днищем 4, що здійснює складний рух у горизонтальній

площині. Такий складний рух чаші зумовлює висхідний гвинтоподібний рух порошка. У результаті відбувається обкатування ядра оболонкою, що призводить до росту гранул.

Агломерація — процес, за якого з великої кількості дрібних частинок утворюється продукт, що складається зі згустків, які прилипли один до одного, або зерен, що згрудкувались. Завдяки такій структурі агломерований продукт добре просочується та зволожується рідиною, стає розсипчастим у розчиннику. Способи прилипання окремих частинок між собою можуть бути різними: з утворенням рідинних або твердих містків матеріалу, що зв'язує; за рахунок сил Ван-дер-Ваальса або за допомогою електростатичних сил.

До агломерованих відноситься низка швидкорозчинних продуктів, а саме: сухе молоко, яєчний порошок, суміш какао-цукор, порошок для млинців, кава, порошки деяких овочів тощо.

Основні апарати, що застосовуються під час виробництва агломерованих продуктів, — сушарки з псевдозрідженим шаром (рис. 6.40 і рис. 6.41). Вихідним матеріалом агломерації є волога маса або сухий порошок, до якого в процесі домішується визначена кількість вологи. Рідина, найчастіше вода, зумовлює силу зв'язку між частинками.

Запитання до підрозділу 4.2

1. Якої мети досягають пресуванням?
2. Якими способами можна створити тиск пресування?
3. Які матеріали піддають пресуванню?
4. Які преси застосовують у виробництві соків, а які — у виробництві макаронних виробів?
5. З якою метою і як ущільнюють сипкі матеріали?

4.3 ЗМІШУВАННЯ ТА ПОДІЛ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ

4.3.1 Процес змішування сипких матеріалів

Змішуванням називається механічний процес рівномірного розподілення компонентів речовин у змішуваному об'ємі. Процес змішування полягає у взаємному переміщенні частинок окремих компонентів суміші. Ці переміщення приводять до перерозподілу частинок різних компонентів. Деякою мірою процес змішування подібний до процесу молекулярної дифузії, проте якщо процес дифузії йде самодовільно, то в процесі змішування взаємне переміщення частинок здійснюється за рахунок підводу до них механічної енергії спеціальними устроями.

На процес змішування впливають співвідношення густин змішуваних компонентів, розміри й форма їх частинок, інші фізичні властивості. Процес складання сумішей із сухих сипких компонентів часто використовується в харчових виробництвах. Так, наприклад, у хлібопекарній промисловості змішують різні сорти борошна, у кондитерському виробництві змішують цукор з іншими компонентами (порошком кави тощо), у виробництві харчових концентратів змішують сухі суміші та напівфабрикати (до десяти різних компонентів), у молочній промисловості — змішують компоненти сухих молочних каш, тощо.

Важливим параметром, що визначає якість змішування є ступінь рівномірності змішування. Він оцінюється на основі статистичних методів випробування. Звичайно змішування багатьох компонентів розглядається як змішування бінарної суміші $A+B$: ключового компонента B і всіх інших компонентів, об'єднаних в A . Це спрощує оцінку якості змішування, тому що дозволяє оцінити розподілення в суміші одного ключового компонента B , яке і визначає якість суміші.

Розрізняють ідеальні та реальні суміші. Ідеальною називають суміш, в якій ключовий компонент рівномірно розподілений в усьому її об'ємі. В реальній суміші ключовий компонент розподілений випадковим чином, тобто нерівномірно в різних елементарних її об'ємах.

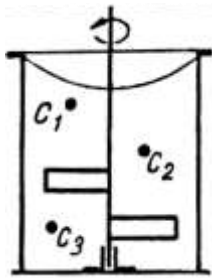


Рисунок 4.23 — Схема для визначення ефективності змішування

Якість змішування визначається дослідним шляхом. Із змішаного об'єму суміші (рис. 4.23) в різних його частинах (точках) беруться вибіркові проби (не менше 10) невеликих мас (від 1 до 10 г).

Визначаються середнє значення концентрації ключового компонента в вибіркових пробах C_0 та величина відхилення концентрації ключового компонента в окремих точках (пробах)

об'єму від середньої концентрації ΔC . Коефіцієнт рівномірності розподілення ключового компонента у суміші β визначається за вже відомою нам формулою (3.6):

$$\beta = \Delta C \cdot 100 / C_0 \%$$

Очевидно, що чим більший коефіцієнт β , тим гірше якість змішування. У випадку ідеального змішування $\beta = 0$.

Важливе значення для характеристики процесу змішування має його тривалість, тобто час, необхідний для одержання суміші з мінімальним значенням коефіцієнта рівномірності β .

Тривалість змішування визначається на основі експериментального дослідження. Для цього із суміші беруться групи проб через визначений

час змішування $\tau_1, \tau_2, \dots, \tau_n$. Для кожного часу змішування розраховуються коефіцієнти рівномірності змішування за рівнянням (3.6) і будується графік залежності $\beta = f(\tau)$, який зображений на рис. 4.24.

Графік, наведений на рис. 4.24, показує, що під час змішування наближення до рівномірного розподілу компонентів зображується кривою логарифмічного типу, яка асимптотично наближається до межі. У кінцевий час ідеальна рівномірність складу суміші не досягається.

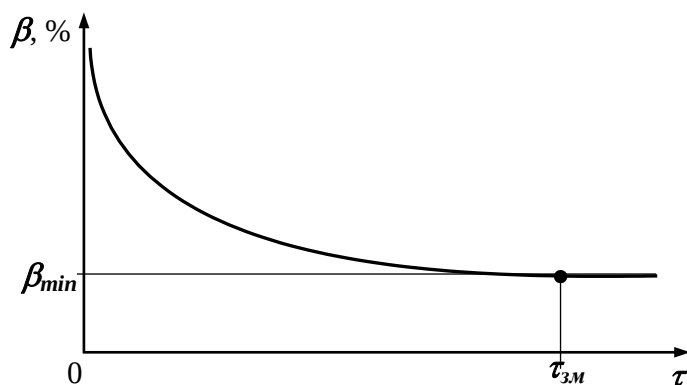


Рисунок 4.24 — Залежність коефіцієнта рівномірності змішування від тривалості процесу

На практиці, звичайно, ніколи не прагнуть досягти ідеальної рівномірності складу суміші та переривають процес, коли результати є задовільними. Дуже важливо визначити момент одержання суміші із задовільною концентрацією компонентів, що змішуються. Прагнення до ідеального змішування пов'язане з дуже неприємним фактом, який полягає в тому, що витрата

енергії впродовж всього процесу не змінюється. Отже, чим вища якість перемішування, тим нижчий ККД процесу. Якщо процес наближається до ідеальної рівномірності складу, то ККД наближається до нуля. Цей факт примушує звернути увагу на незмістовну витрату енергії.

Як витікає з графіка, у перший період процесу змішування коефіцієнт рівномірності значно зменшується, отже, швидкість змішування в цей період буде найбільшою. Потім швидкість змішування падає до тих пір, поки коефіцієнт рівномірності змішування не досягає мінімального значення β_{min} . Час, за який коефіцієнт рівномірності досягає свого мінімального майже постійного значення β_{min} називається часом змішування $\tau_{зм}$. Час змішування залежить, перш за все, від конструкції змішувачів.

Змішувачі можуть бути періодичної та безперервної дії. У змішувачах періодичної дії компоненти суміші завантажуються або одночасно, або в процесі змішування у відповідній послідовності. За час змішування досягається оптимальна якість суміші. Потім змішувач зупиняється і готова суміш вивантажується. У змішувачах безперервної дії завантаження компонентів і вивантаження суміші здійснюється одночасно з процесом змішування.

За швидкісними характеристиками змішувачі поділяються на швидкісні та тихохідні. За конструктивними особливостями змішувачі бувають барабанні, стрічкові, роторні, відцентрові, черв'ячно-лопатеві,

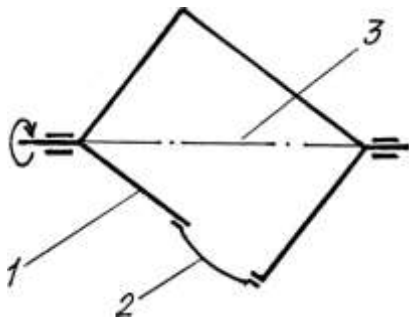


Рисунок 4.25 — Змішувач «п'яна бочка»

шнекові, пневмозмішувачі та змішувачі зі псевдозрідженим шаром і ін.

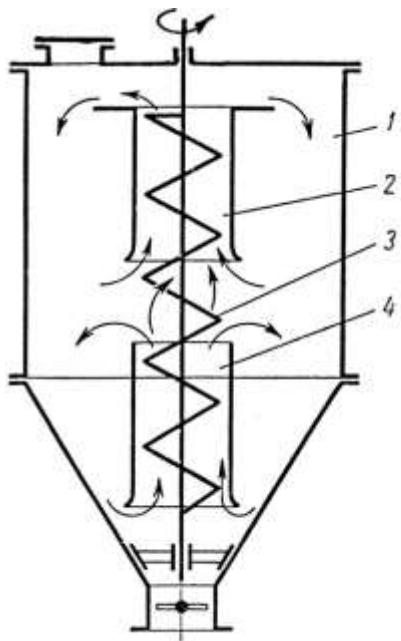
Найбільш простим апаратом, який використовується для змішування сипких матеріалів, є циліндрична посудина 1, вісь 3 якої не збігається з оссю циліндра, — так звана «п'яна бочка» (рис. 4.25).

Частинки сипких компонентів суміші під час обертання бочки виконують складний шлях, їх траєкторії перетинаються, що й забезпечує змішування. Процес змішування

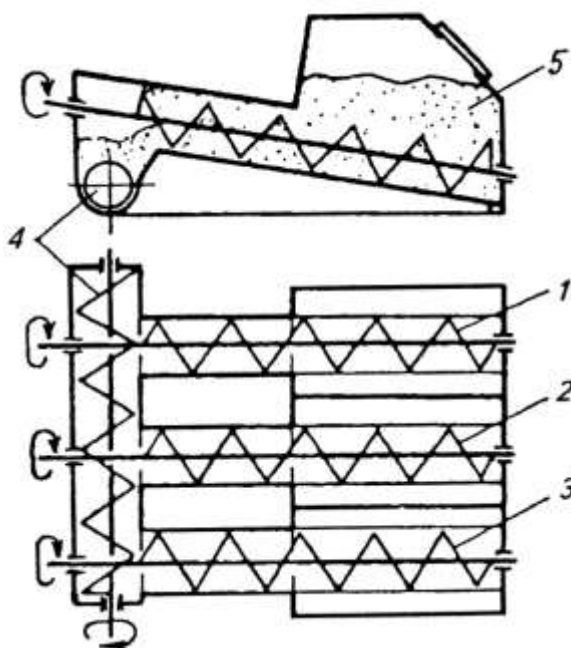
проводиться періодично, завантаження і вивантаження матеріалу здійснюється через люк 2.

Найбільш поширеними у харчовій промисловості є шнекові змішувачі різних конструкцій, робочим органом яких є один або декілька шнеків.

Шнековий змішувач періодичної дії зображений на рис. 4.26 а. Апарат має дві вертикальні труби 2 і 4, що розміщені одна під одною на деякій відстані, яка розділяє змішувач 1 на дві зони змішування. Під час обертання шнека 3, встановленого всередині труб, сировина, що завантажена в змішувач 1, піднімається вгору нижньою та верхньою трубами і перемішується.



а



б

Рисунок 4.26 — Схеми шнекових змішувачів для сипких продуктів

У хлібопекарній промисловості для змішування борошна різних партій і різних сортів використовується пропорційний шнековий

борошнозмішувач-дозатор безперервної дії (рис. 4.26 б). Борошнозмішувач складається з металічної ємності 5, яка розділена на три секції, у кожній із них у нижній частині знаходиться шнек. Борошно трьох сортів (парцій) завантажується в секції, звідки шнеками 1, 2 і 3 з різною частотою обертання направляється до збірного шнека 4, який змішує борошно і одночасно направляє його на подальшу переробку.

Змішувачами сипких продуктів можуть бути апарати, схеми яких наведено на рис. 3.9.

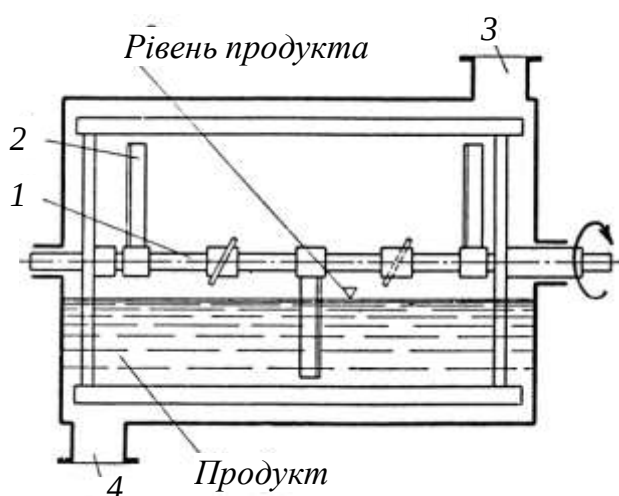


Рисунок 4.27 — Схема лопатевого змішувача

Лопатевий змішувач (рис. 4.27) безперервної дії має на горизонтальному валу 1 декілька лопатей 2. Продукт поступає до змішувача через верхній бункер 3 і, переміщуючись до вихідного отвору 4, перемішується лопатями 2. Змішувачі цього типу заповнюються сировиною, яка змішується, на 1/3 ємності апарата.

Добре перемішування сипких матеріалів досягається в барабанах, що обертаються. Вісь обертання барабана має нахил до горизонту,

що забезпечує переміщення матеріалу не лише у вертикальній площині, але і вздовж осі барабана. Принципову схему такого устрою наведено на рис. 5.13.

Змішувачі характеризуються продуктивністю, коефіцієнтом рівномірності та затраченою потужністю. Продуктивність змішувача (у кг/с) — маса суміші m_c , одержаної в одиницю часу його роботи τ :

$$M = m_c / \tau = \rho_c V_c / \tau, \quad (4.25)$$

де V_c — об'єм суміші, яка виходить із змішувача, м^3 ; ρ_c — густина суміші, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Час роботи змішувача періодичної дії дорівнює:

$$\tau = \tau_z + \tau_p + \tau_{\theta} = \tau_p + \tau_{\theta} \quad (4.26)$$

де τ_z — час завантаження змішувача вихідними компонентами; τ_p — час змішування; τ_{θ} — час вивантаження готової суміші; $\tau_{\theta} = \tau_z + \tau_{\theta}$ — час допоміжних операцій.

Вводиться об'ємний коефіцієнт заповнення робочої камери змішувача сумішшю: $\eta_c = V_c / V$, де V — об'єм камери змішувача, м^3 .

Тоді, після підстановки τ із (4.26) у (4.25) одержимо для змішувача періодичної дії:

$$M = \alpha_d \eta_c \rho_c V / \tau_p, \quad (4.27)$$

де α_d — коефіцієнт допоміжних операцій

$$\alpha_d = \frac{1}{1 + \tau_d / \tau_p} < 1.$$

Для змішувача безперервної дії $\alpha_d = 1$ і його продуктивність визначиться як:

$$M = \eta_c \rho_c V / \tau_p, \quad (4.28)$$

Очевидно, що час змішування τ_p повинен дорівнювати часу перебування суміші, яка безперервно рухається через змішувач τ_n . Якщо L — довжина змішувача, а v — середня швидкість руху суміші в змішувачі, тоді:

$$\tau_p = \tau_n = L / v,$$

$$\text{і } M = \rho_c V_c v / L.$$

Тому що об'єм суміші, яка знаходиться у змішувачі, дорівнює $V_c = SL$ (S — площа живого перерізу потоку суміші), тоді

$$M = \rho_c V_c v / L = \rho_c v S. \quad (4.29)$$

Швидкість руху суміші обирається такою, щоб забезпечити одержання однакової якості змішування.

4.3.2 Сортування

Сортуванням називається процес розділення матеріалів за групами (класами) відповідно до їх розмірів, форми та інших властивостей. Інколи цей термін замінюють словами класифікація або сепарація.

При цьому переслідують, в основному, дві мети:

- 1) одержання фракцій певної величини або густини;
- 2) виокремлення із матеріалів забруднюючих домішок (пил, пісок, камені, металічні предмети та ін.)

Процес сортування широко використовується у зернопереробній промисловості, на хлібо заводах, кондитерських, консервних, харчоконцентратних та інших підприємствах.

У харчовій промисловості використовуються такі способи сортування: за розміром, формою, густиною, магнітними та електростатичними властивостями частинок.

Сортування за розміром частинок

Сортування за розміром частинок називається просіюванням або грохоченням, а машини, які використовуються для цього процесу, —

розсівами або грохотами. Термін «грохочення» і «грохот» використовують під час розділення крупнозернистих і шматкових матеріалів, «розсів» і «сита» — під час розділення дрібнозернистих сипких матеріалів.

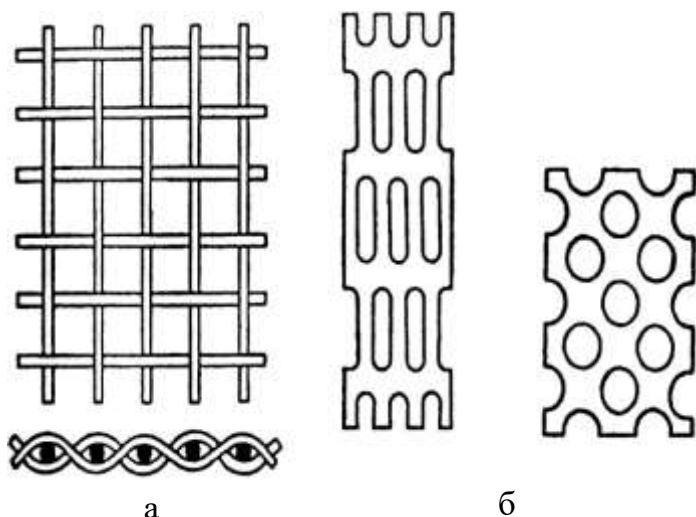


Рисунок 4.28 – Сита: а) плетені;
б) штамповані

Основним елементом цих машин є устрої для просіювання, до яких належать: металічні (дротяні) та неметалічні (шовкові, поліамідні, капронові) плетені сита, а також решета із металічних чи полімерних листів із штампованими круглими або продовговуватими отворами (рис. 4.28).

Плетені сита мають квадратні або прямокутні отвори шириною від 10 до 0,15 мм. Кожне сито характеризується живим перерізом і номером.

Живий переріз сита — це відношення площі всіх його отворів до загальної площі, виражене у відсотках.

Живий переріз плетених дротяних сит із квадратними отворами:

$$\varphi = D^2 \cdot 100 / (D + d)^2 \%, \quad (4.30)$$

де D — розмір отвору, мм; d — товщина дроту, мм.

Живий переріз плетених сит із шовкових і синтетичних матеріалів:

$$\varphi = \left(\frac{D_1 \cdot D_2 \cdot 100}{(D_1 + d_1) (D_2 + d_2)} \right) \%, \quad (4.31)$$

де D_1 — відстань між нитками за основою, мм; D_2 — відстань між нитками за утком (пряма нитка), мм; d_1 — товщина нитки за основою, мм; d_2 — товщина нитки за утком, мм.

Номер сита відповідає розміру отвору сита в міліметрах. Наприклад, плетене сито № 2 має квадратний отвір із довжиною сторони, що дорівнює 2 мм. Якщо товщина дроту 0,6 мм, то живий переріз сита № 2 буде:

$$\varphi = 2^2 \cdot 100 / (2 + 0,6)^2 = 59 \%.$$

Відзначимо, що живий переріз штампованих сит не перевищує 50%, у плетених воно може досягати 70%.

Обов'язковою умовою просіювання є відносне переміщення частинок по поверхні сита. При цьому частинки, розмір яких менше

розміру отворів, під дією сили тяжіння провалюються крізь сито. Ця частина продукту називається проходом, друга частина, яка не пройшла через сито — сходом.

Для визначення фракційного складу сипкої суміші проводять ситовий аналіз. Наважку вихідного матеріалу пропускають через набір сит, встановлених одне на одному. Розмір отворів у цих ситах зменшується поступово від верхнього сита до нижнього. Зважуючи фракцію (схід) на кожному ситі, визначають її масу m_i (кг) і відсотковий вміст у (%) цієї фракції з відношення до маси вихідної наважки M (кг):

$$y = \frac{m_i}{M} 100 \% . \quad (4.32)$$

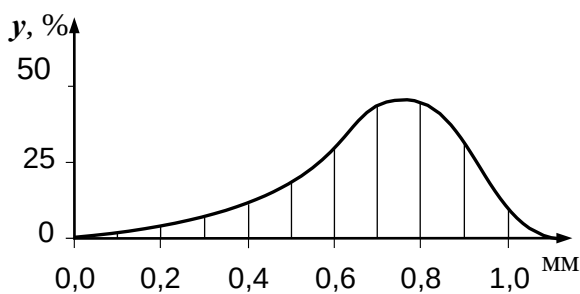


Рисунок 4.29 — Приклад графіка ситового аналізу

На основі цих даних будують графік (рис. 4.29), де на горизонтальній осі відкладають розміри отворів сит (в мм), а на вертикальній — вихід одержаних фракцій (у %).

Крива на графіку характеризує дисперсність сипкої суміші, тобто гранулометричний (фракційний) склад матеріалу.

Під час просіювання на ситі зернистого матеріалу не всі зерна, менші розміром за отвори сита, встигають пройти крізь ці отвори.

Ефективність просіювання характеризується коефіцієнтом корисної дії сита тобто відношенням маси частинок m (зерен), які пройшли через сито, до маси таких частинок у вихідній суміші m_i :

$$\eta = \frac{m}{m_i} \cdot 100 \% . \quad (4.33)$$

Якщо вміст частинок у вихідній суміші y відомий, що y відповідності з рівнянням (4.32):

$$m_i = yM / 100 , \quad (4.34)$$

а ефективність просіювання:

$$\eta = m / (yM) . \quad (4.35)$$

На якісний бік цього процесу впливають товщина шару сипкого матеріалу на ситі, форма і розмір отворів і частинок, швидкість переміщення матеріалу та його вологість.

Переміщення частинок продукту відносно поверхні сит створюється зворотно-поступальним, круговим поступальним і

вібраційним рухом плоских сит, а також обертальним рухом барабанних сит.

На рис. 4.30 наведено принципові схеми основних типів машин для просіювання.

Плоскі сита (рис. 4.30 а) можуть бути як горизонтальні, так і нахилені. Зворотно-поступальний рух сит 2, які встановлені на опорах 3, здійснюється кривошипно-шатунним або ексцентриковим механізмом 1. Для того, щоб частинка переміщувалась по ситу, привідний вал повинен мати визначену частоту обертання. На частинку масою m , розміщену на поверхні плоского сита з кутом нахилу до горизонталі α і коливанням вздовж похилої площини (рис. 4.31)

сила тяжіння $G = mg$;

сила тертя $P_m = fG$,

де f — коефіцієнт тертя частинки об сито; сила інерції $P_i = ma$, де a — прискорення, з яким рухається частинка, м/с^2 .

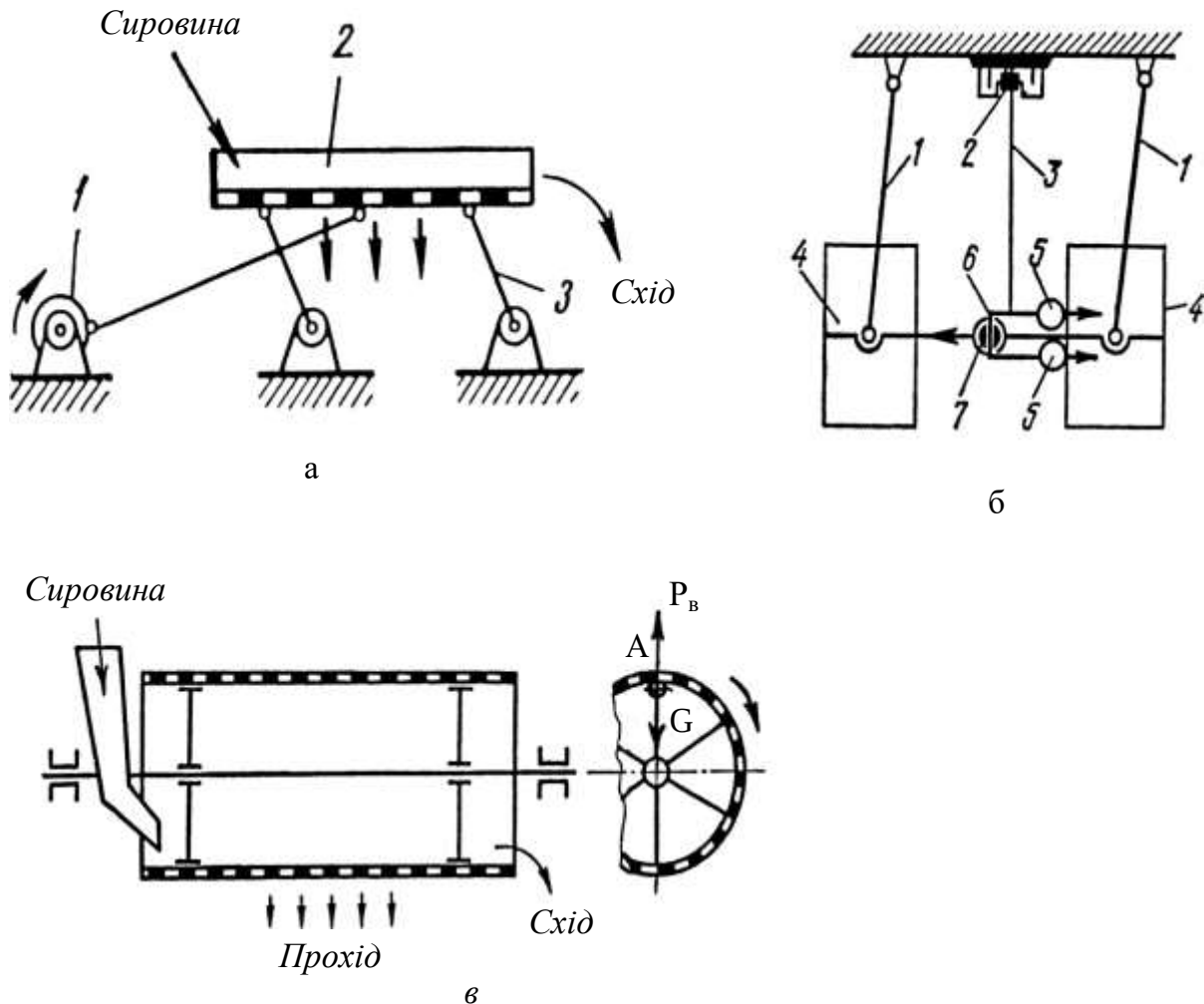


Рисунок 4.30 — Схеми машин для просіювання (сита): а — з поступальним рухом; б — з коловим поступальним рухом; в — з обертальним рухом

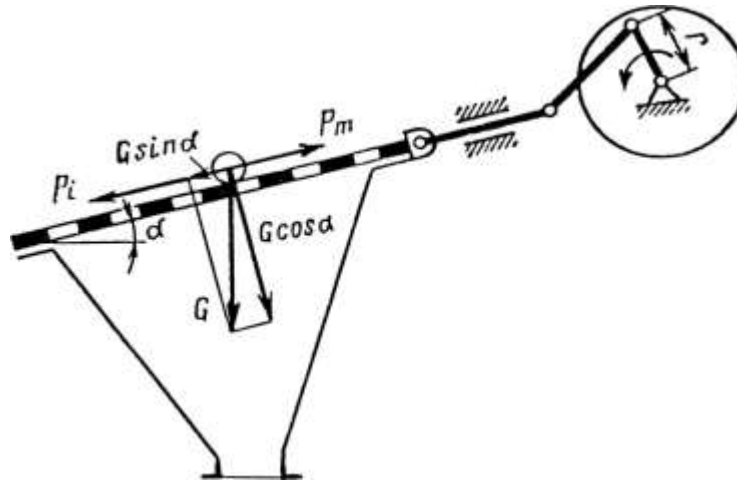


Рисунок 4.31 — Розрахункова схема похилого сита, що коливається

Прискорення, що діє на сито, змінюється за законом косинуса, досягаючи максимуму у точках, де кут повороту кривошипа довжиною r кратний 0 або π , тобто його максимальне значення:

$$a = \omega^2 r ,$$

де ω — кутова швидкість.

Замінюючи кутову швидкість ω частотою обертання n (об/хв), одержимо максимальне прискорення:

$$a = \omega^2 r = \frac{\pi^2 n^2}{900} r . \quad (4.36)$$

Сила інерції, що діє на частинку, яка лежить на ситі:

$$P_i = m \frac{\pi^2 n^2}{900} r . \quad (4.37)$$

Для нормальної роботи сита необхідно, щоб сума сили інерції P_i і складової сили тяжіння частинки $G \sin \alpha$ вздовж сита була більшою сили тертя P_m частинки по ситу. У цьому випадку матеріал не буде проковзувати і зсипатись самодовільно по ситу.

Ця умова математично виражається так:

$$P_i + G \sin \alpha \geq P_m$$

$$\text{або} \quad m \frac{\pi^2 n^2}{900} r + mg \sin \alpha \geq fmg \cos \alpha . \quad (4.38)$$

Якщо прийняти, що $\pi^2 \approx g$ і скорочуючи на m , одержимо:

$$n \geq 30 \sqrt{\frac{f \cos \alpha - \sin \alpha}{r}} . \quad (4.39)$$

Якщо сито горизонтальне, то:

$$n \geq 30 \sqrt{\frac{f}{r}} \geq 30 \sqrt{\frac{tg\varphi}{r}}, \quad (4.40)$$

де φ — кут тертя частинки об сито, дорівнює $32...35^\circ$.

За умови відповідності вимозі (4.39) частинка переміщується вздовж поверхні сита. На практиці приймають (в об/хв):

$$n = 40 \sqrt{\frac{f \cos \alpha - \sin \alpha}{r}}. \quad (4.41)$$

Кут нахилу сита α обирають таким, щоб уникнути проковзування матеріалу, тобто $\alpha < \varphi$. Звичайно $\alpha = 10...12^\circ$.

Під час сортування зернистої сировини використовується багатократне сепарування, що здійснюється одним із трьох способів (рис. 4.32): а) від дрібного до крупного — через послідовний ряд сит із розмірами отворів, що збільшуються; б) від крупного до дрібного — через розміщені один над іншим ситами з розмірами отворів, що зменшуються; в) комбінований.

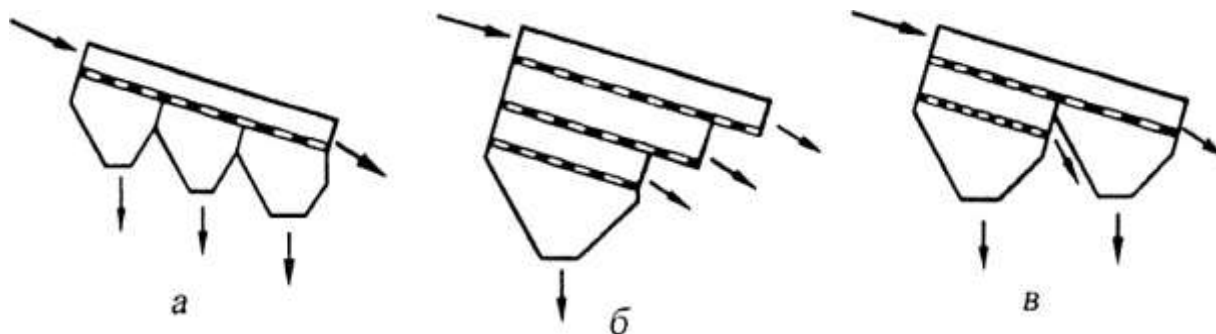


Рисунок 4.32 — Способи сепарування

Переваги сепарування першим способом (рис. 4.32 а) — зручність зміни сит і спостереження за їх станом, розосереджуваність розвантаження класів за довжиною сит, що полегшує розподіл класів. Недоліки цього способу — знижена ефективність, тому що вся маса продукту завантажується на сито з найдрібнішими отворами, які перекриваються великими шматками; перевантаження та підвищене зношування дрібних сит; значне подрібнення крихкого продукту.

Переваги сепарування другим способом (рис. 4.32 б): більш висока ефективність сепарування; менше зношування сит унаслідок первісного відсіву великих шматків; менше подрібнення матеріалу; компактність установки. До недоліків цієї схеми слід віднести розвантаження матеріалу всіх класів біля одного кінця грохота, а також складність ремонту та заміни сит.

На борошномельних, крохмале-патокових та інших підприємствах для сортування продуктів помелу використовують машини з круговим

поступальним рухом сит — розсіви (рис. 4.30 б). Сита у розсівах здійснюють кругові рухи, але не обертаються навколо вертикальної осі, а переміщуються по колу. Схоже рухається сито у руках хазяйки, яка просіює борошно. Звичайно розсів складається із двох або чотирьох корпусів 4, у кожному з яких розміщено від 12 до 20 встановлених одне над одним горизонтальних сит різних номерів, що дозволяє розділити продукт на декілька (до семи) фракцій. Корпуси жорстко зв'язані між собою і за допомогою тросів 1 підвішені до несучої конструкції міжповерхового перекриття. Привідний механізм розсівів складається із головного вала 3 і балансувального вала 6 з балансирами 5, які зрівноважують сили інерції корпусів під час роботи. Вся привідна система підвішена у підшипнику 2. Осі головного та балансувального валів ексцентричні. Балансувальний вал обертається у підшипниках 7, які жорстко закріплені на рамі ситових корпусів.

Бурати — машини з ситами, які обертаються, мають барабани циліндричної, шестигранної або конічної форми (рис. 4.30 в). Робочу поверхню барабана виконано із сит з отворами різної величини. Вісь циліндричного і шестигранного буратів зазвичай розміщують під кутом $5...10^\circ$ до горизонту, а конічного — горизонтально. Під дією сили тяжіння під час обертання барабана матеріал переміщується вздовж сита. Прохід зсипається у приймальний короб, який знаходиться під барабаном, а крупні частинки (відокремлені домішки) проходять всю довжину барабана і сходять із нього, перевалюючись через край.

Чим більша частота обертання барабана, тим більша продуктивність бурата. Проте із збільшенням частоти обертання зростає відцентрова сила, яка притискає матеріал до внутрішньої поверхні барабана. За визначеної частоти обертання матеріал може так притиснутися до стінок барабана, що почне обертатися разом із ним, не переміщуючись вздовж сита. Цю межу частоту обертання барабана можна визначити, якщо розглянути умови рівноваги частинки на поверхні сита, що обертається. Нехай частинка займає крайнє верхнє положення (точка *A* на рис. 4.30 в). Умовою її рівноваги є рівність двох діючих на частинку сил: сили тяжіння *G* і відцентрової сили *P_с*:

$$G = P_{\text{с}}.$$

Виражаючи ці сили через масу *m* і відповідне прискорення, одержимо:

$$mg = m\omega^2 r, \quad (4.42)$$

де ω — кутова швидкість обертання барабана, с^{-1} ; *r* — радіус барабана, м.

Виразимо у (4.42) кутову швидкість ω через частоту обертання *n*: $\omega = \pi n / 30$, а також прийmemo $g = \pi^2$. Тоді частота обертання барабана

(об/хв), за якої частинка обертається разом із ним відповідно рівняння (4.42), буде:

$$n = \frac{30}{\sqrt{r}}. \quad (4.43)$$

Для того, щоб під час обертання барабана частинка піднімалась приблизно на половину його висоти, робочу частоту обертання барабана приймають рівною половині розрахованої за формулою (4.43), тобто:

$$n_p = \frac{15}{\sqrt{r}}. \quad (4.44)$$

Основний недолік буратів — невелика продуктивність у зв'язку з тим, що у роботі бере участь тільки частина їх ситової поверхні.

Вібраційні грохоти, порівняно з іншими сортувальними устроями, забезпечують більш високу продуктивність і чіткість розділення за меншої витрати енергії завдяки тому, що під час вібрування шар продукту на ситі інтенсивно розпушується, зменшується тертя між частинками; вони стають більш рухливими, що зумовлює відносний перерозподіл їх за розміром і прискорює виділення частинок на прохід.

У вібраційному грохоті (рис. 4.33) короб 2 з ситом 1 встановлений на пружинах 5. Під час обертання вала 4 з дебалансами 3 виникають відцентрові сили інерції, під дією яких коробу надається 900...1 500 коливань на хвилину за амплітуди коливань від 0,5 до 12 мм.

Сортування за формою частинок. Цей спосіб сортування широко використовується на борошномельних підприємствах для очищення зерна від сміття і різних домішок, які мають такі ж, як і зерно, розміри у поперечному перетині, але відрізняються більшою чи меншою довжиною.

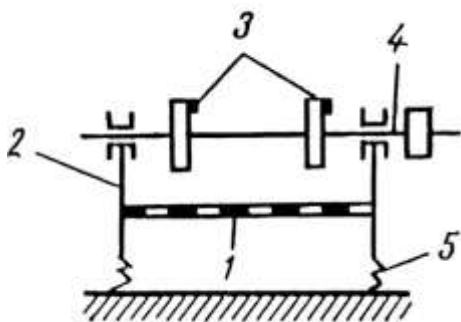


Рисунок 4.33 — Схема вібраційного грохота

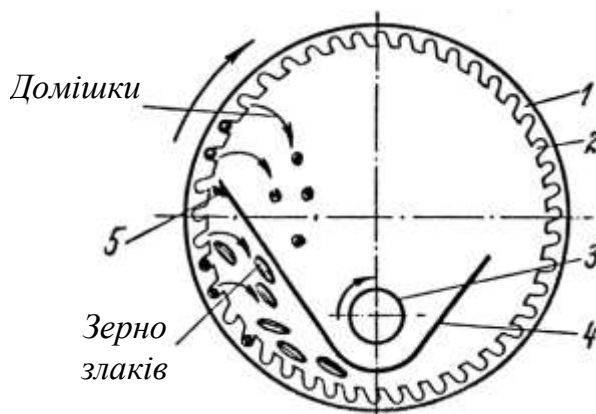


Рисунок 4.34 — Схема барабанного трієра

На рис. 4.34 зображено принципову схему барабанного трієра, який використовують для сортування за формою частинок.

Внутрішня поверхня барабана 1, що обертається, має виштампувані заглиблення 2. Їх розміри і форма відповідають розмірам домішок (зерен бур'яну), для виділення яких призначений цей трієр. Зерно, що поступає до барабану з домішками, під час обертання укладається в заглиблення, причому домішки і половинки укладаються глибше, ніж цілі зерна. Тому під час обертання барабана зерна випадають із заглиблень раніше (затримуються скребком 5) і потрапляють знову на дно барабана, а домішки і половинки піднімаються вище, випадають із заглиблень у жолоб 4 і виводяться із трієра за допомогою шнека 3. Завдяки обертотому руху відсортоване зерно переміщується по барабану до протилежного кінця і відводиться через бокові отвори.

Трієри бувають барабанні та дискові, тихохідні (10...20 об/хв) і швидкохідні (40...50 об/хв).

Робочу частоту обертання швидкохідних трієрів визначають за формулою, аналогічною формулі (4.44):

$$n_p = 0,8n = \frac{24}{\sqrt{r}}, \quad (4.45)$$

де n — межова частота обертання барабана; r — радіус барабана трієра, м.

Сортування за густиною та аеродинамічними властивостями частинок

До цього способу відносяться гідравлічне, пневматичне та відцентрове сортування. Воно основане на тому, що частинки матеріалу з різною густиною мають неоднакову швидкість падіння (осадження) у воді чи повітрі. Спосіб очищення зерна від домішок і лушпиння за допомогою вітру відомий дуже давно. Цей процес назвали провіюванням, а устрої для його здійснення — віялками.

Швидкість і дальність польоту частинки у потоці повітря залежить від напрямку і величини сил взаємодії частинки з повітряним середовищем, яке її обтікає. На кожную частинку матеріалу, що розділяється, діють тиск струменя повітря P' , сила тяжіння G та опір середовища R .

Ці сили (в Н) визначаються за формулами:

$$P' = ma;$$

$$G = mg;$$

$$R = k \frac{\rho v^2}{2} S,$$

де m — маса частинки, кг; g — прискорення вільного падання, м/с²; a — лінійне прискорення, якого набуває частинка внаслідок механічного

впливу струменя повітря, м/с^2 ; ρ — густина повітряного середовища, кг/м^3 ; v — швидкість руху частинки, м/с ; S — площа поперечного перерізу частинки, перпендикулярного напрямленню потоку повітря (міделєвий переріз), м^2 ; k — коефіцієнт пропорційності, названий коефіцієнтом аеродинамічної сили (він залежить від форми частинки і числа Рейнольдса, яке в свою чергу, є функцією розмірів, швидкості частинок, а також густини і в'язкості повітряного потоку).

Якщо $Re < 1$, то $k = 24/Re$;
 $Re = 1 \dots 1\,000$, то $k = 1 \dots 10$;
 $Re = 1\,000 \dots 300\,000$, то $k = 0,47$.

Частинки переміщуються у бік рівнодійної P_p трьох сил:

$$P_p = P' + G + R. \quad (4.46)$$

До числа повітряних сепараторів належить віялка, схему якої наведено на рис. 4.35.

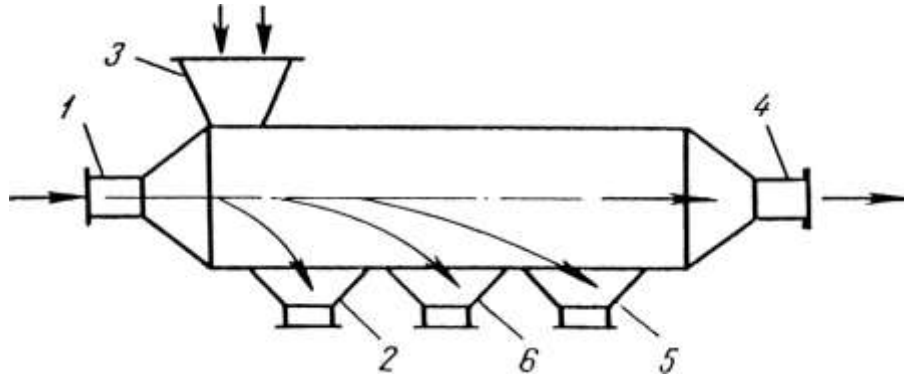


Рисунок 4.35 — Схема віялки

Назустріч зерновій суміші, яка поступає із завантажувального бункера 3, вентилятором через патрубок 1 спрямовується струмінь повітря. Важкі частинки осідають у бункері 2, який розміщений ближче до завантажувального отвору 3. Більш легкі частинки (оболонки зерна) зі струменем повітря рухаються далі й осідають у наступних бункерах 6 та 5, які знаходяться від завантажувального отвору на більшій відстані. Отже, у кожному з бункерів збираються фракції продуктів помелу з відповідною густиною. Через патрубок 4 повітрям виноситься найлегша фракція суміші.

Прикладом сортування у відцентровому полі може бути дисковий сепаратор, схему якого наведено на рис. 4.36.

Матеріал, призначений для сортування, через завантажувальний бункер 4 подається на швидкообертний диск 3 з приводним валом 5. На дискові 3 частинки суміші набувають відцентрової сили і під її впливом злітають із диска. Залежно від густини та розмірів частинок відцентрова сила, що впливає на них, різна. Тому частинки з меншою густиною або

розміром подають у збірники 1 і 6, які мають більшу густину або більший розмір, летять далі (до збірників 2 і 7).

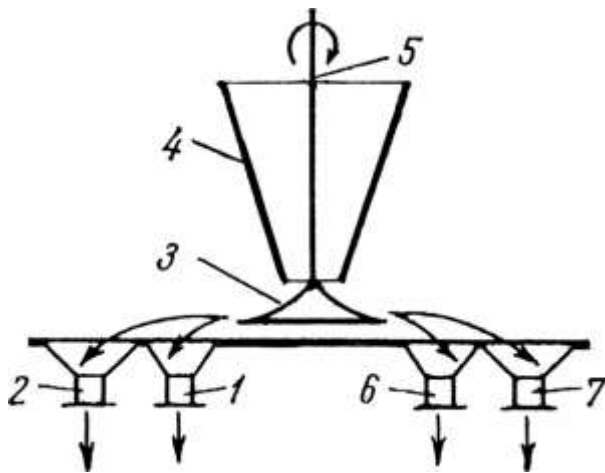


Рисунок 4.36 — Схема дискового сепаратора

мають різну густину. Схему гідравлічного сепаратора — відстійника для сортування зеленого горошку наведено на рис. 4.37.

Гідравлічний сепаратор — це ємність 1 з завантажувальним бункером 4 і патрубками: для подавання розчину 5, вивантаження легкої фракції 6, вивантаження важкої фракції 7. Горошок молочний (консервної зрілості) 3 густиною біля $1\,020\text{ кг/м}^3$ спливає вгору у розчині NaCl густиною біля $1\,075\text{ кг/м}^3$, а горошок перезрілий 2, який має більшу густину, осідає у нижній частині апарата. Час перебування суміші горошку в сепараторі не менше 15 с. Потім потоки перезрілого та зеленого горошку направляються на ситові барабани, де від них відокремлюються розчин і дрібні домішки.

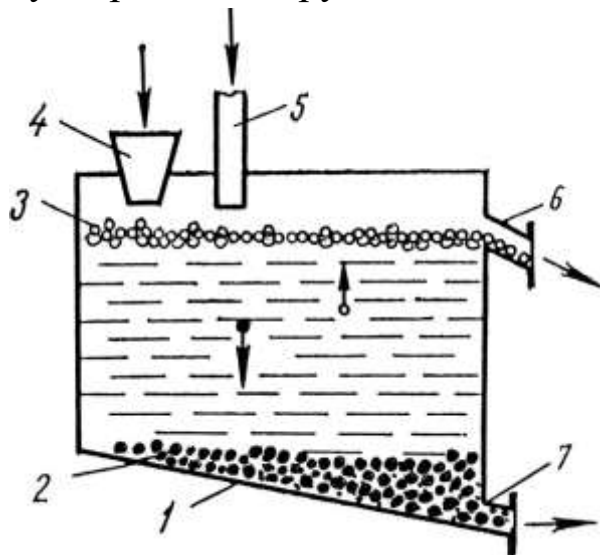


Рисунок 4.37 — Схема гідравлічного сепаратора

У гідравлічних сепараторах флотаційного типу використовується процес флотації (див. підрозділ 3.3.3).

Сортування за магнітними та електростатичними властивостями.

У сипких матеріалах зустрічаються випадкові домішки у вигляді сталейних і чавунних частинок, які під час потрапляння до машин можуть викликати поломку робочих органів. Тому виокремленню металічних домішок у виробництві надається особлива увага.

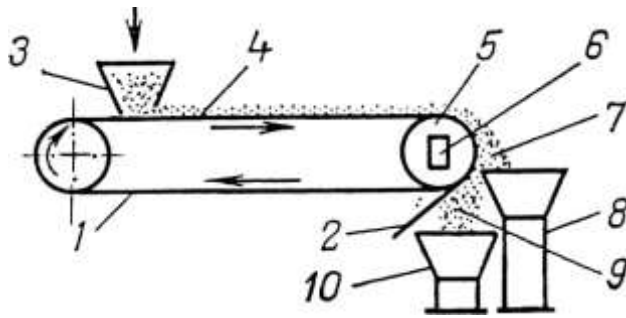


Рисунок 4.38 — Схема барабанного електромагнітного сепаратора

Для цього використовують магнітні та електромагнітні сепаратори. Електромагнітний сепаратор (рис. 4.38) є одночасно і основним барабаном 5 стрічкового транспортера 1, який переміщує сипкий матеріал 4 (наприклад, цукор, зерно та ін.) з бункера 3.

Усередині основного барабана розміщено електромагніт 6, який використовує постійний струм. Стрічка транспортера огинає цей барабан, і металічні частинки затримуються на ній у зоні магнітного поля. Продукт (цукор, зерно), який не має магнітних властивостей 7, відокремлюється від поверхні стрічки і зсипається до збірника 8. Металеві частинки 9, які

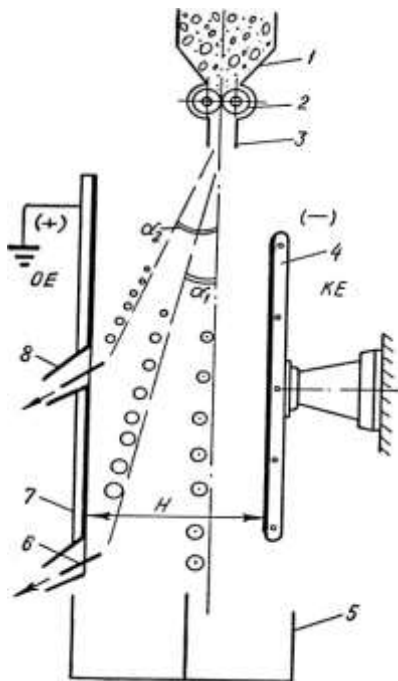


Рисунок 4.39 — Схема камерного коронного електрокласифікатора

затримуються на стрічці у зоні впливу магніту, після виходу з неї знімаються з нижньої гілки стрічки скребком 2 і падають до бункера 10.

Крім електромагнітних сепараторів використовуються і сепаратори з постійними магнітами. Проте з часом підйомна сила постійних магнітів слабшає, тому більш надійними у роботі є електромагнітні сепаратори.

Останнім часом розроблено метод електрокласифікації сипких матеріалів. Сипкі матеріали в електричному полі високої напруги можна класифікувати (сортувати) за формою частинок, їх розмірами, густиною сортового матеріалу, різницею діелектричної проникності тощо.

Створено апарати для електричного сортування й очищення зерна, бурякового насіння, соняшникової шеретівки в олійному виробництві; створюється пристрій для електричного знепилення і класифікації цукру-піску.

Електрофізичні основи роботи електрокласифікаторів принципово не відрізняються від основ роботи електрофільтра. Як приклад на рис. 4.39 надано принципову схему камерного коронного електрокласифікатора.

Продукт, що розділяється, 1 за допомогою валкового живильника 2 і щілинної насадки 3 надходить до міжелектродного простору, рівно-

мірного за всією довжиною. Вісь вихідної щілини від коронного електрода (КЕ) 4 знаходиться на відстані $1/3H$. Падаючи вертикально вниз під дією сили тяжіння, частинки продукту заряджаються від коронного електрода 4 і відхиляються силами електричного поля в бік електрода для осаджування (ОЕ) 7. Осаджені на площині сепаровані частинки за допомогою козирків 6 з ізоляційного матеріалу, розміщених горизонтально у щілинних отворах металевої площини, відводяться вже розсортованими у відповідні рукави 8. Частина продукту, що найменше відхиляється, потрапляє до нижнього приймача 5, де частинки можна також розсортувати за допомогою вертикальних перетинок.

Запитання до підрозділу 4.3

1. Назвіть відомі вам способи сортування зерна?
2. Які сита використовують у харчовій промисловості?
3. Як оцінити ефективність просівання?
4. Поясніть принцип роботи трієра.
5. Як відокремлюють металеві домішки?
6. У яких випадках застосовують гідравлічне сортування?
7. Поясніть сутність роботи електрокласифікатора.
8. Як визначається якість змішування сипучих матеріалів?
9. Як визначається продуктивність змішувача?

Розділ 5

ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ

5.1 ОСНОВНІ ЗАКОНОМІРНОСТІ ТЕПЛООБМІНУ

5.1.1 Завдання та способи теплової обробки харчових продуктів і матеріалів

Технологічні процеси, швидкість перебігу яких визначається швидкістю підведення або відведення теплоти, називаються тепловими процесами, а апаратура, що призначена для проведення цих процесів, називається тепловою.

Технологічні процеси виробництва різноманітних харчових продуктів включають низку основних теплових процесів, що є загальними для більшої частини харчових виробництв.

До основних процесів відносяться нагрівання та охолодження, випаровування (у тому числі випарювання) і конденсація, плавлення і твердіння.

Нагрівання — підвищення температури матеріалів, що переробляються шляхом підведення до них теплоти.

Охолодження — зниження температури матеріалів, що переробляються шляхом відведення від них теплоти.

Конденсація — перехід речовини з паро- або газоподібного стану в рідину шляхом відведення від неї теплоти.

Випаровування — перехід рідини в пару шляхом підведення до неї теплоти.

Випарювання — процес згущення розчинів шляхом вилучення з них частини води випаровуванням.

Плавлення — фазовий перехід речовини з твердого стану в рідкий за рахунок підведення до неї теплоти.

Твердіння — перехід речовини з рідкого чи пластичного стану в твердий шляхом відведення теплоти.

Поряд з цими процесами широке розповсюдження мають специфічні теплові процеси, що притаманні низці харчових виробництв, у тому числі й виробництву продукції підприємств ресторанного господарства. До них можна віднести процеси пастеризації, стерилізації, варення, смаження та ін.

У основі всіх теплових процесів лежить зміна теплового стану тіл або середовищ, що беруть участь у цих процесах. Теплова обробка продуктів є основним способом у технологічному процесі виробництва

кулінарних виробів. Нагрівання прискорює хімічні, біохімічні та масообмінні процеси, що відбуваються під час обробки продуктів. Воно викликає зміну фізико-хімічних, структурно-механічних і органолептичних властивостей, що у сукупності визначають ступінь кулінарної готовності продукту. При цьому, наприклад, зменшується механічна міцність рослинних і тваринних продуктів (картоплі, м'яса і т. ін.) за рахунок розпаду вуглеводів, зміни білків сполучної тканини. Теплова обробка продукту шляхом нагрівання має велике санітарно-гігієнічне значення. Під час нагрівання продукту до температури вище 80° С відбувається знищення мікроорганізмів, що містяться у продукті. До позитивних властивостей нагрівання слід віднести руйнування отруйних речовин, що містяться у деяких продуктах (наприклад: картоплі, квасолі).

Охолодження продуктів переслідує дві основні мети. Перша з них полягає в технологічному призначенні. Так охолодження необхідне, наприклад, під час збивання продуктів для одержання піни, кремів, при розкачуванні листового тіста. На заключній стадії технологічного процесу охолодження необхідне під час приготування драглів, желе і багатьох інших кулінарних виробів. Друга мета охолодження пов'язана з санітарно-гігієнічними показниками продукції. Охолодження уповільнює життєдіяльність мікроорганізмів і забезпечує стерильність продукту.

Теплові процеси, що використовуються на підприємствах ресторанного господарства, за прийнятою сьогодні класифікацією можуть бути розподілені на основні, допоміжні та комбіновані. До специфічних основних засобів теплової обробки харчових продуктів відносяться варення і смаження. У свою чергу варення може здійснюватися при атмосферному, надлишковому тиску, під вакуумом і на парі. Процеси смаження продуктів включають обробку в малій кількості жиру, у фритюрі, у жарильних шафах, на відкритому вогні та за допомогою інфрачервоного випромінювання. До допоміжних засобів теплової обробки відносяться процеси пасерування, ошпарювання, опалювання та ін.

Найважливішими параметрами, що зумовлюють кулінарну готовність страви, є температура і час витримки продукту при цій температурі. Співвідношення між цими параметрами повинне бути оптимальним.

Рушійною силою теплових процесів, як вказувалося раніше, є різниця температур. Для теплових процесів кінетичне рівняння має вигляд (1.20):

$$\frac{dQ}{Sd\tau} = k \Delta t ,$$

де Q — кількість теплоти, що передається, Дж; S — поверхня теплообміну, м²; τ — тривалість теплообміну, с; k — коефіцієнт

теплопередачі, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; Δt — різниця температур між середовищами, що обмінюються теплотою, $^{\circ}\text{C}$.

Рушійна сила є основою під час розгляду всіх теплових процесів. При цьому середовище з більш високою температурою, що віддає теплоту, називається гарячим теплоносієм, а середовище з більш низькою температурою, що сприймає теплоту, називається холодним теплоносієм.

Як теплоносії під час нагрівання застосовують насичену водяну пару, гарячу воду і конденсат, гаряче повітря, електричний струм та ін.

У процесах охолодження широко застосовуються такі холодні теплоносії, як холодна вода, лід, розчин солі (розсіл), скраплена вуглекислота, аміак, фреони та ін.

Теплообмін між різноманітними теплоносіями найбільш часто відбувається за таких комбінацій теплових процесів:

- нагрівання холодної рідини за рахунок охолодження гарячої;
- нагрівання рідини за рахунок теплоти конденсації гріючої пари;
- кипіння рідини за рахунок охолодження гарячої рідини;
- кипіння рідини за рахунок теплоти конденсації гріючої пари.

У харчових виробництвах широко застосовується раціональне тепловикористання, коли у ролі гріючого теплоносія використовуються рідкі харчові продукти, вторинні пари і конденсати.

5.1.2 Засоби передавання теплоти та її основні закономірності

Теплообміном називається самодовільний незворотний процес поширювання теплоти в рідких, твердих і газоподібних середовищах, або переноса теплоти від одного середовища до іншого.

Теплообмін викликається нерівномірністю розподілу температури у даній системі тіл, тобто зумовлений характером її температурного поля.

Є три способи (механізми) теплообміну: теплопровідність, конвекція і випромінювання.

Теплопровідність — це процес передачі теплової енергії від більш нагрітої частини тіла до менш нагрітої у результаті безпосередньої взаємодії частинок (молекул, атомів, електронів) у їхньому тепловому русі. Теплопровідність у твердих тілах, рідинах і газах відбувається, відповідно, за рахунок:

- передавання енергії теплових коливань між сусідніми молекулами і атомами; крім того, у металах — за рахунок руху вільних електронів, що має переважний характер;
- обміну енергією сусідніх молекул і дифузії молекул;
- дифузії молекул.

Конвекція — це перенос теплоти шляхом переміщення деяких об'ємів (макрооб'ємів) рідини або газу з більш нагрітої області простору в менш нагріту. Таким чином, конвективна теплопередача тісно пов'язана з масовим переносом і супроводжується теплопровідністю між сусідніми макрооб'ємами. Розрізняють природну (вільну) і вимушену конвекцію. Під час природної конвекції переміщення середовища зумовлене меншою густиною більш нагрітих об'ємів та їх підняттям у полі сил тяжіння за законом Архімеда. Якщо переміщення викликається штучно вентилятором, насосом, мішалкою, то така конвекція називається вимушеною. При цьому розповсюдження теплоти, тобто прогрівання всієї маси рідини (газу), відбувається значно швидше, ніж під час вільної конвекції. Поряд зі змушеним рухом водночас може розвиватися і вільний.

Конвективний перехід теплоти від рідких і газових теплоносіїв до твердих тіл спостерігається під час варення харчових продуктів у водному або паровому середовищі, хлібовипіканні, сушінні та інших процесах.

Теплове випромінювання полягає в емітуванні енергії, що випромінюється тілом і розповсюдженні її в просторі електромагнітними хвилями. При цьому внутрішня енергія тіла перетворюється в енергію електромагнітних хвиль. Кількість енергії, що випромінюється, визначається температурою тіла, станом його поверхні, властивостями тіла. Частина цієї енергії поглинається тілами, розташованими на шляху розповсюдження хвиль, і перетворюється у внутрішню енергію тіла, що поглинається, тобто витрачається на підвищення температури тіла. Якась кількість променевої енергії частково відбивається від поверхні тіла, що її сприймає, а частково проходить крізь тіло.

Практично розповсюдження теплоти відбувається не лише якимось одним із розглянутих способів, а водночас двома, а ще частіше — всіма трьома: теплопровідністю, конвекцією і випромінюванням. Такий процес називається *складним теплообміном*.

Розглянемо кожний із цих трьох способів, а також і об'єднуючий їх складний процес переносу теплоти.

Умовимось у подальшому розрізняти два випадки теплообміну, які найбільш часто зустрічаються в теплотехнічній практиці: тепловіддачу і теплопередачу. Тепловіддачею називається процес теплообміну між твердим тілом (наприклад, стінкою апарата) і рідиною (або газом), що його омиває. Теплообмін між рідинами, газами, між рідиною і газом, розділений твердою стінкою, називається теплопередачею. Кількість теплоти, яка передається через стінку в одиницю часу, називається тепловим потоком (має розмірність потужності, Вт). Тепловий потік, віднесений до одиниці поверхні, називається густиною теплового потоку (Вт/м^2).

Теплопровідність. Теплопровідність розглядається як самостійний процес, що може протікати тільки у твердих тілах. У рідинах і газах теплопровідність протікає спільно з конвекцією або випромінюванням, або з обома цими процесами водночас.

Передача теплоти теплопровідністю пов'язана з наявністю різниці температур тіла. Сукупність значень температур всіх точок тіла в даний момент часу називається температурним полем. У загальному випадку рівняння температурного поля має вигляд:

$$t = f(x, y, z, \tau), \quad (5.1)$$

де t — температура тіла; x, y, z — координати точки; τ — час.

Таке температурне поле називається нестационарним і відповідає неусталеному режиму теплопровідності. Якщо температура тіла не змінюється протягом часу, то температурне поле називається стаціонарним. Тоді

$$t = f(x, y, z); \quad \frac{\partial t}{\partial \tau} = 0. \quad (5.2)$$

Температура може бути функцією однієї, двох і трьох координат, відповідно температурне поле буде одно-, дво-, та тривимірним. Найбільш простий вигляд має рівняння одновимірного стаціонарного температурного поля:

$$t = f(x); \quad \frac{\partial t}{\partial \tau} = 0.$$

Якщо з'єднати всі точки тіла з однаковою температурою, то отримаємо поверхню рівних температур, яка називається ізотермічною. Перетин ізотермічних поверхонь площиною дасть на ній родину ліній постійної температури, які називаються ізотермами (рис. 5.1).

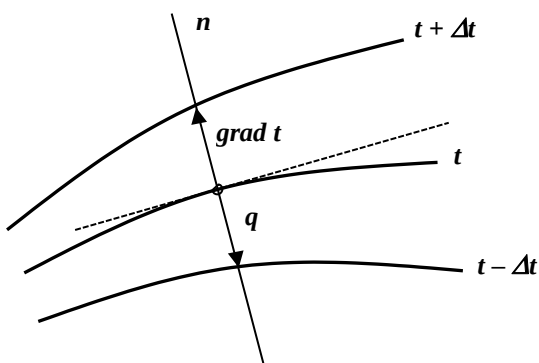


Рисунок 5.1 — Родина ізотерм

Температура у просторі змінюється від однієї ізотермічної поверхні до іншої. При цьому зміна температури іде найбільш інтенсивно у напрямку нормалі. Похідна зміни температури по нормалі називається температурним градієнтом, він направлений за нормаллю до ізотермічної поверхні у бік зростання температури.

$$\lim_{\Delta n} \frac{\Delta t}{\Delta n} = \frac{\partial t}{\partial n} = \text{grad } t. \quad (5.3)$$

Розмірність градієнта температури — (К/м).

Розглянемо процес передавання теплоти теплопровідністю в твердій стінці. Обов'язковою умовою здійснення такого процесу є різниця температур поверхонь стінки. У цьому випадку в ній утвориться потік теплоти, направлений від поверхні стінки з більшою температурою до поверхні стінки з меншою температурою.

Якщо тепловий потік не змінюється в часі та якщо при цьому залишаються постійними температури поверхонь стінки, то такий процес називається усталеним. За основним законом теплопровідності — законом Фур'є — кількість теплоти, що проходить через елемент ізотермічної поверхні в одиницю часу, пропорційна градієнту температури, тобто

$$dQ = - \lambda \left(\frac{\partial t}{\partial n} \right) dS d\tau, \quad (5.4)$$

де Q — кількість теплоти, що передається, Дж; λ — коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К); $\left(\frac{\partial t}{\partial n} \right)$ — градієнт температури; S — поверхня теплообміну, м²; τ — час, с.

Негативний знак у правій частині рівняння (5.4) відображує передавання теплоти в напрямку зменшення температури. Коефіцієнт теплопровідності показує, яку кількість теплоти передано за 1 с через 1 м² поверхні тіла при градієнті температури 1° С на 1 м довжини нормалі до ізотермічної поверхні. Його величина характеризує спроможність тіла проводити теплоту і залежить від природи тіла, його структури, температури, тиску і деяких інших чинників. Значення коефіцієнта теплопровідності для більшої частини твердих харчових продуктів (м'яса, риби, картоплі, моркви) дуже мале (~ 0,6 Вт/(м·К)), для рідких харчових жирів і масел не перевищує 0,18 Вт/(м·К). Коефіцієнти теплопровідності твердих тіл (окрім чистих металів) і газів із підвищенням температури збільшуються, а у рідини (окрім води і гліцерину) — зменшуються.

У табл. 5.1 наведено граничні значення коефіцієнтів теплопровідності газів, рідини і твердих матеріалів.

Таблиця 5.1

Коефіцієнти теплопровідності, λ , Вт/(м·К)

Матеріал	Газ	Рідина	Тверде тіло: метал	Ізоляційний матеріал
λ , Вт/(м·К)	0,006...0,18	0,1...0,7	2,4...430	0,01...0,2

Процеси теплообміну між рідиною, газами і паром у теплових апаратах харчових виробництв протікають найчастіше через плоскі, циліндричні та сферичні стінки, що їх розділяють. Товщина останніх часто дуже мала порівняно з їхньою довжиною вздовж осей Y і Z , тому температурне поле у таких стінках можна з достатньою точністю вважати одновимірним (температура змінюється лише вздовж осі X). Для однорідної плоскої одношарової стінки (рис. 5.2) на основі рівняння (5.4) можна записати:

$$dQ = \frac{-\lambda dS dt (t_2 - t_1)}{\delta}, \quad (5.5)$$

де t_1 — температура стінки з боку входу теплового потоку, °C; t_2 — температура стінки з боку виходу теплового потоку, °C; δ — товщина стінки, м

Інтегрування виразу (5.5) дозволяє отримати рівняння перенесення теплоти теплопровідністю плоскою однорідною стінкою:

$$Q = \frac{\lambda (t_1 - t_2) S \tau}{\delta}. \quad (5.6)$$

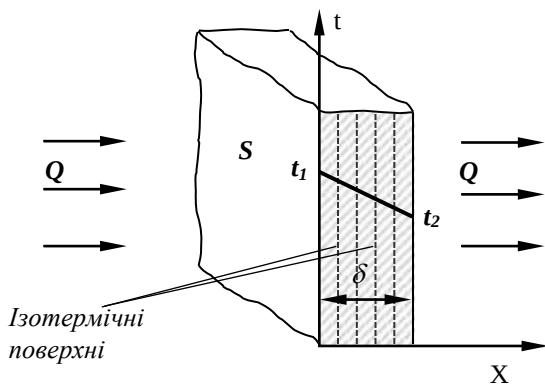


Рисунок 5.2 — Схема передачі теплоти теплопровідністю через плоску однорідну стінку

Відношення коефіцієнта теплопровідності стінки до її товщини λ/δ називають тепловою провідністю стінки, зворотну її величину $R = \delta / \lambda$ — тепловим опором теплопровідності.

Поверхня нагріву теплообмінної апаратури харчових виробництв і підприємств ресторанного господарства часто покривається накипом, шарами пригорілих продуктів, корозії, продуктів згоряння палива і т.ін. У зв'язку з цим під час розрахунку кількості теплоти, що передається в теплообмінних апаратах розглядають теплопровідність не одношарової, а багатошарової стінки (рис. 5.3). Не викликає труднощів отримати розрахункову формулу для визначення кількості теплоти, що передається через багатошарову стінку за рахунок її теплопровідності:

$$Q = \frac{S \tau (t_1 - t_2)}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i}}. \quad (5.7)$$

Вираз, що стоїть в знаменнику являє собою загальний термічний опір теплопровідності багатошарової стінки.

Для одношарової циліндричної стінки теплопровідність описується рівнянням

$$Q = \frac{\lambda}{\ln \frac{r_2}{r_1}} 2\pi l (t_1 - t_2) \tau, \quad (5.8)$$

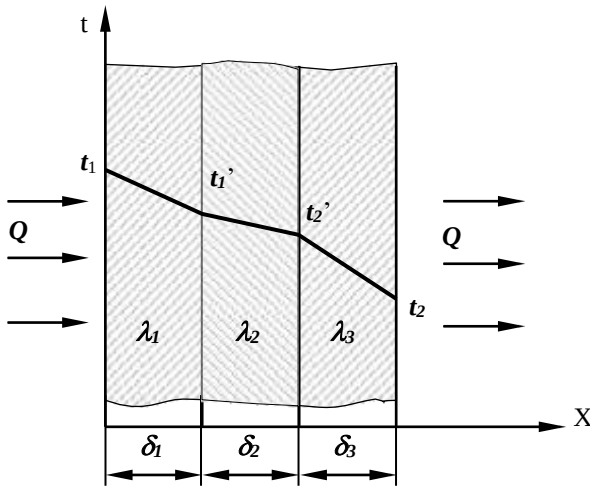


Рисунок 5.3 — Схема передавання теплоти теплопровідністю через плоску багатшарову стінку

де r_1 — внутрішній радіус циліндра, м;
 r_2 — зовнішній радіус циліндра, м;
 l — довжина стінки, м.

Вище було розглянуто умови розповсюдження теплоти теплопровідністю для стаціонарного температурного поля. Теплова обробка твердих харчових продуктів частіше за все пов'язана зі зміною температурного поля не лише в просторі, але й в часі:

$$Q = f(x, y, z, \tau).$$

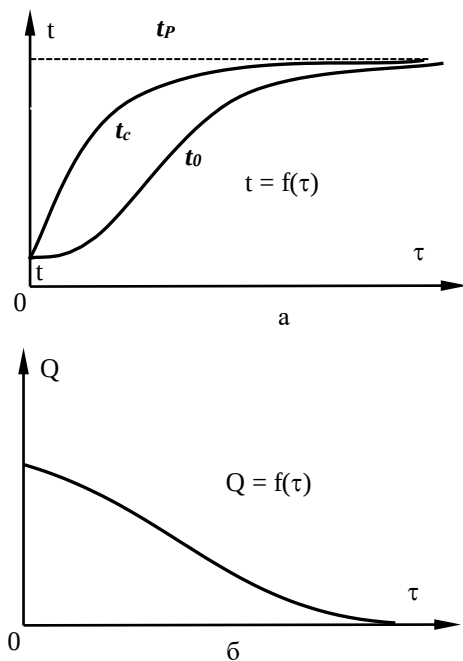


Рисунок 5.4 — Нестационарна теплопровідність

Нестационарність теплових процесів зумовлюється зміною ентальпії твердих тіл і завжди пов'язана з явищами їх нагрівання або охолодження за безпосереднього контакту з гарячими або холодними потоками рідин або газів. Приклади нестационарних теплових процесів: випічка хлібобулочних виробів у шафах та хлібопекарних печах, варіння овочів, м'ясних та інших продуктів у рідинному або паровому середовищі і т.ін. При внесенні тіла у середовище з більш високою температурою, між середовищем і тілом виникає процес теплообміну, і тіло починає прогріватися. Про характер зміни температури тіла за час прогрівання дають уявлення криві на рис. 5.4 а, де t_p — температура середовища, що нагріває, t — початкова температура, t_c — температура на поверхні тіла і t_0 — температура у центрі тіла.

Про характер зміни інтенсивності передавання теплоти дає уявлення крива на рис. 5.4 б.

В інженерній практиці задача нестационарної теплопровідності — знаходження залежності зміни температури і кількості переданої теплоти у часі для будь-якої точки твердого тіла. Ця задача сьогодні

розв'язується за допомогою електронно-обчислювальних машин при використанні критеріальних залежностей

$$\frac{t}{t_1} = f_t(Bi, Fo) \text{ і } \frac{Q}{Q_1} = f_Q(Bi, Fo), \quad (5.9)$$

де $\frac{t}{t_1}$ — безрозмірна температура; $\frac{Q}{Q_1}$ — безрозмірна теплота;

Bi — критерій Біо; Fo — критерій Фур'є.

Розв'язання задач нестационарної теплопровідності викладається у спеціальних курсах теплопередачі.

Конвекція. Перенесення теплоти конвекцією відбувається, якщо стінка сприймає або віддає теплоту, контактуючи з рухомими частинками рідини.

Під час протікання потоку рідини у трубах і каналах або під час зовнішнього обтікання тіл у безпосередній близькості від твердої поверхні утворюється особлива зона — пограничний шар, що відіграє надзвичайно важливу роль у процесі конвективного теплообміну. Частинки рідини, які знаходяться в безпосередній близькості від поверхні, немов би «прилипають» до неї, і швидкість потоку в точці, що знаходиться на поверхні стінки, дорівнює нулю. Гальмуюча дія поверхні на потік розповсюджується на деяку відстань δ від поверхні внаслідок в'язкого тертя в рідині.

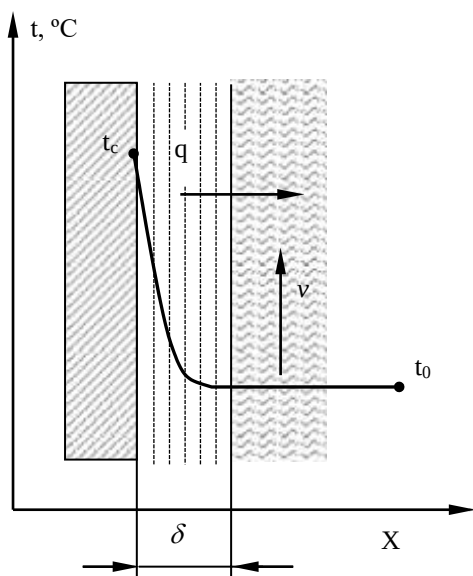


Рисунок 5.5 — Характер зміни температури у разі конвективного теплообміну

Зона гальмування потоку називається динамічним ламінарним пограничним шаром; у ньому зосереджено основну частину перепаду температур між поверхнею і ядром потоку, а теплота передається теплопровідністю. За межами пограничного шару відбувається інтенсивне вирівнювання температури рідини за рахунок турбулентного її перемішування.

На рис. 5.5 показано характер зміни температур у рухомому середовищі у разі конвективного теплообміну. Найбільші градієнти температур спостерігаються в пограничному шарі, термічний опір якого, в основному, визначає інтенсивність тепловіддачі.

Згідно із законом Ньютона-Ріхмана кількість теплоти, відданої стінкою рідині або прийнятою від рідини, прямо пропорційна поверхні стінки, часу та різниці температур поверхні стінки і рідини (або навпаки)

$$\begin{aligned}dQ &= \alpha S (t_c - t_0) d\tau, \\dQ &= \alpha S (t_0 - t_c) d\tau,\end{aligned}\tag{5.10}$$

де Q — теплота, що передана конвекцією, Дж; S — поверхня стінки, м²; τ — час, с; t_c — температура стінки, °С; t_0 — температура рідини, °С; α — коефіцієнт тепловіддачі конвекцією від стінки до рідини або від рідини до стінки, Вт/(м²·К).

Коефіцієнт тепловіддачі показує, яка кількість теплоти передається від теплообмінної поверхні в 1 м² до потоку рідини, яка її обминає, (або від цього потоку до поверхні теплообміну) протягом одиниці часу при різниці температур поверхні теплообміну і ядра потоку в 1 К.

Якщо $\alpha = \text{const}$, то рівняння (5.10) набуває вигляду

$$\begin{aligned}Q &= \alpha S (t_c - t_0) \tau, \\Q &= \alpha S (t_0 - t_c) \tau.\end{aligned}\tag{5.11}$$

Значення коефіцієнта тепловіддачі конвекцією залежить від багатьох чинників: режиму руху рідини, характеру сил, що спричиняють її рух, фізичних параметрів рідини, форми і розміру поверхні теплообміну та ін. Визначення коефіцієнта тепловіддачі теоретичним шляхом надто важке, а у більшості випадків навіть неможливе з-за великої кількості цих чинників. Тому коефіцієнт тепловіддачі конвекцією визначається за критеріальними рівняннями, які отримують засобами теорії подібності з диференціального рівняння конвективного теплообміну, доповненого рівняннями, що характеризують умови на межі розділу потоку рідини і стінки апарата.

Основні критерії теплової подібності, що характеризують процес тепловіддачі, такі: Нуссельта (Nu), Фур'є (Fo), Пекле (Pe), Прандтля (Pr), Біо (Bi).

Критерій Нуссельта (1.38) характеризує інтенсивність теплообміну на межі між стінкою і потоком рідини:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda},$$

де α — коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м²·К); l — лінійний розмір, м; λ — коефіцієнт теплопровідності рідини, Вт/(м·К).

Критерій Фур'є (1.41) характеризує зв'язок між швидкістю зміни температурного поля, розмірами і фізичними характеристиками середовища в нестационарних теплових процесах:

$$Fo = \frac{a\tau}{l^2},$$

де a — коефіцієнт температуропровідності, м²/с; τ — час, с.

Критерій Пекле (1.39) характеризує відношення кількості теплоти, що розповсюджується в потоці рідини конвекцією та теплопровідністю:

$$Pe = \frac{v l}{a},$$

де v — швидкість руху середовища, що бере участь у теплообміні, м/с.

Критерій Прандтля (1.40) характеризує фізичні властивості рідини і може бути представлений комплексами таких величин:

$$Pr = \frac{\vartheta}{a} = \frac{\eta \cdot c}{\lambda},$$

де ϑ — кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини, м²/с; η — динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, Па·с; c — масова теплоємність рідини, Дж/(кг·К).

Критерій Біо (1.44) (разом із критерієм Фур'є) характеризує нестационарні процеси розповсюдження теплоти. Фізичний сенс критерію Біо полягає у встановленні співвідношення між інтенсивностями тепловіддачі з поверхні тіла і підведення теплоти теплопровідністю з внутрішніх шарів тіла до поверхні:

$$Bi = \frac{\alpha l}{\lambda_{cm}},$$

де λ_{cm} — теплопровідність стінки, Вт/(м·К).

За зовнішнім виглядом критерій Біо співпадає з критерієм Нуссельта, але між ними існує принципова відмінність. У критерій Біо входить теплопровідність стінки, а в критерій Нуссельта — теплопровідність середовища, яке омиває стінку.

Окрім критеріїв теплової подібності для аналізу теплообмінних процесів важливе значення мають критерії гідродинамічної подібності — Рейнольдса (Re), Галілея (Ga), Архімеда (Ar), Грасгофа (Gr).

Критерій Рейнольдса (1.33) характеризує режим руху теплоносія:

$$Re = \frac{v l \rho}{\eta}.$$

Критерій Галілея (1.35) характеризує вплив в'язкості теплоносія на теплообмін:

$$Ga = \frac{g l^3}{\vartheta^2},$$

де g — прискорення сили падання, м/с².

Критерій Архімеда (1.37) характеризує рух рідини внаслідок різниці густини у різноманітних її шарах:

$$Ar = \frac{g l^3 (\rho_0 - \rho)}{g^2 \rho},$$

де ρ_0, ρ — густина рідини в двох її різноманітних точках, кг/м³.

Критерій Грасгофа (1.42) характеризує гідродинамічний режим потоку рідини в умовах природної конвекції, що відбувається під впливом різниці густини нагрітої та холодної рідини:

$$Gr = \frac{g l^3 \beta \Delta t}{g^2},$$

де β — температурний коефіцієнт об'ємного розширення рідини, 1/К;

Δt — різниця температур, відповідна різниці густини, К.

Критерій фазового перетворення (1.43) (критерій Кутателадзе) характеризує відносну модифікацію кількості рідини, що протікає внаслідок зміни агрегатного стану на межі розділу фаз:

$$Ku = \frac{r}{c \cdot \Delta t},$$

де r — теплота пароутворення (конденсації), Дж/кг; c — масова теплоємність рідини, Дж/(кг·К); Δt — різниця температур насичення і поверхні стінки, К.

З наведених критеріїв подібності тільки критерій Нуссельта містить шуканий коефіцієнт тепловіддачі; тому він і є визначальним критерієм подібності. Решта критеріїв на відміну від нього називаються визначними.

Загальний вигляд критеріального рівняння тепловіддачі під час конвективного теплообміну:

$$Nu = f(Re, Gr, Pr, Fo...). \quad (5.12)$$

Звичайно його записують у вигляді ступеневої функції

$$Nu = \alpha Re^n Gr^m Pr^k Fo^l, \quad (5.13)$$

де α, m, n, k, l — постійні, що визначаються експериментальним шляхом.

Відповідно до конкретних умов процесу, залежність (5.13) спрощується, тому що деякі з цих критеріїв не є визначальними для процесу, що вивчається. Обчисливши значення визначних критеріїв, за критеріальним рівнянням (5.13) знаходять значення критерію Нуссельта Nu , а після цього з нього α — коефіцієнт тепловіддачі:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot l}{\lambda}. \quad (5.14)$$

Під час рішення критеріальних рівнянь слід звертати увагу на температуру та визначальний геометричний розмір. Визначальною

температурою називається температура, за якої визначають значення фізичних параметрів середовища, що входять до критерію подібності, визначальним розміром — характерний лінійний розмір l , яким визначається розвиток процесу. Наприклад, для труб круглого перерізу, визначальним лінійним розміром є діаметр; для каналів некруглого перерізу — еквівалентний діаметр $d_E = 4S/\pi$, де S — площа поперечного перерізу каналу; π — змочений периметр перерізу.

З конвективного теплообміну проведено дуже багато досліджень, на основі яких сьогодні є можливим визначити значення коефіцієнтів тепловіддачі для всіх основних випадків теплообміну. Розглянемо основні математичні залежності в процесах конвективного теплообміну.

А. Тепловіддача без зміння агрегатного стану потоку

1. Тепловіддача під час вільної конвекції рідини описується критеріальним рівнянням

$$Nu = C (Pr \cdot Gr)^n, \quad (5.15)$$

у якому числові значення C і n обираються залежно від режиму руху рідини, тобто від добутку $Gr \cdot Pr$:

Режим	$Gr \cdot Pr$	C	n
Ламінарний	$< 5 \cdot 10^2$	1,18	0,125
Перехідний	$5 \cdot 10^2 — 2 \cdot 10^7$	0,54	0,25
Турбулентний	$> 2 \cdot 10^7$	0,135	0,33

Визначальною температурою в критеріях є середня температура межового шару $t = 0,5(t_c + t_0)$, а різниця температур $\Delta t = t_c - t_0$.

2. Під час вимушеної конвекції тепловіддача залежить, у першу чергу, від характеру руху рідини і визначається такими рівняннями:

а) під час руху потоку в трубі для $Re < 2\,300$ (ламінарний рух)

$$Nu = 0,17 Re^{0,33} Pr^{0,43} Gr^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_0} \right)^{0,25}; \quad (5.16)$$

б) під час руху потоку в трубі для $Re > 10\,000$ (турбулентний рух)

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_0} \right)^{0,25}; \quad (5.17)$$

в) під час поперечного обтікання одинокої труби для $Re < 1\,000$

$$Nu = 0,56 Re^{0,5} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_0} \right)^{0,25}; \quad (5.18)$$

для $Re > 1\,000$

$$Nu = 0,28 Re^{0,6} Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_0} \right)^{0,25}. \quad (5.19)$$

У наведених рівняннях Pr_0 — критерій Прандтля для пограничного шару. Фізичні властивості рідини враховують за її середньої температури.

3. Критеріальне рівняння конвективного теплообміну в кільцевих каналах може бути наведене таким чином:

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \left(\frac{D_e}{D_z} \right)^{0,45}, \quad (5.20)$$

де D_e — внутрішній діаметр зовнішньої труби, м; D_z — зовнішній діаметр внутрішньої труби, м.

4. Для теплообмінних процесів, що протікають у апаратах підприємств ресторанного господарства, певне значення має теплообмін під час перемішування системи, що нагрівається. У цьому випадку загальне критеріальне рівняння набуває такого вигляду:

$$Nu = C Re_m^n Pr^m \left(\frac{\vartheta}{\vartheta_c} \right)^a, \quad (5.21)$$

де C — коефіцієнт пропорційності; Re_m — модифікований критерій Рейнольдса для перемішування; ϑ — кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини за середньої температури рідини і стінки, m^2/s ; ϑ_c — те ж за температури стінки, m^2/s . Значення C , n , m та a залежать від конструкції апарата і виду мішалки. Так, для оболонкового апарата, обладнаного лопатевою мішалкою, $C = 1,01$; $n = 0,3$; $m = 0,67$; $a = 0,14$.

5. Тепловіддача під час плівкової течії рідини по різноманітних поверхнях залежить від товщини плівки, що в свою чергу є функцією фізичних властивостей рідини і режиму течії плівки.

Під час ламінарної плівкової течії рідини ($Re < 2\,300$)

$$Nu = 0,67 Re^{0,11} Pr^{0,33} \left(\frac{\delta}{h} \right)^{0,33}, \quad (5.22)$$

де δ — товщина плівки, м; h — висота вертикальної поверхні, м.

Під час турбулентного режиму течії плівки по вертикальній стінці

$$Nu = 0,11 Re^{0,33} Pr^{0,33}. \quad (5.23)$$

Під час турбулентного режиму течії плівки для горизонтальних труб

$$Nu = 0,005 Re^{0,33} Pr^{0,33}. \quad (5.24)$$

Б. Тепловіддача під час змінювання агрегатного стану потоку

Зміна агрегатного стану відбувається під час конденсації пари, кипіння рідини, заморожування та розморожування, плавлення та затвердіння матеріалу. Особливість таких процесів теплообміну полягає у тому, що теплота підводиться до матеріалів або відводиться від них за постійної температури та розповсюджується не в одній, а у двох фазах.

З різноманітних випадків тепловіддачі під час змінювання агрегатного стану найбільше значення для процесів харчової технології мають тепловіддача під час конденсації пари і під час кипіння рідини.

Оскільки теплові процеси, що пов'язані зі зміною агрегатного стану, буде розглянуто дещо пізніше, наведемо лише рівняння для обчислення коефіцієнтів тепловіддачі.

1. Плівкова конденсація пари під час ламінарного стікання плівки описується узагальненим рівнянням:

$$Nu = C (Pr \cdot Ga \cdot Ku)^{0,25}, \quad (5.25)$$

де C — коефіцієнт, що залежить від виду поверхні, на якій відбувається конденсація. Для вертикальних стінок і труб $C = 0,943$, для горизонтальних труб $C = 0,728$.

Рішення рівняння (5.25) відносно коефіцієнта тепловіддачі буде мати такий вигляд:

а) під час конденсації пари на поверхні пучка вертикальних труб або стінки висотою H

$$\alpha = 1,15 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 g r}{\eta \cdot \Delta t \cdot H}}, \quad (5.26)$$

де r — теплота конденсації, Дж/кг; ρ — густина конденсату, кг/м³; λ — теплопровідність конденсату, Вт/(м·К); η — динамічний коефіцієнт в'язкості конденсату, Па·С; Δt — різниця між температурами насичення і стінки, К; H — висота вертикальної труби або стінки, м. Параметри конденсату приймаються за середньої температури плівки конденсату;

б) під час конденсації пари на зовнішній поверхні одинокої горизонтальної труби діаметром d

$$\alpha = 0,728 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 g r}{\eta \Delta t d}}. \quad (5.27)$$

2. Бульбашковий режим кипіння рідини можна описати узагальненим рівнянням:

$$Nu = C Re^n Pr^m. \quad (5.28)$$

В області $10^{-2} < Re < 10^4$ рівняння (5.28) набуває вигляду:

$$Nu = 0,125 Re^{0,66} Pr^{0,33}. \quad (5.29)$$

Для води під час кипіння за умов природної конвекції можна використати формулу

$$\alpha = 6,87 q^{0,7} p^{0,4}, \quad (5.30)$$

де p — тиск, МПа; $q = Q/S$ — питоме теплове навантаження, Вт/м².

Наведемо орієнтовні значення коефіцієнтів тепловіддачі для найбільш розповсюджених процесів теплообміну (табл. 5.2).

Таблиця 5.2

Орієнтовні значення коефіцієнтів тепловіддачі

ВИД ТЕПЛОВІДДАЧІ	Коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м ² ·К)
Нагрівання і охолодження газів ($P_{абс} \approx 0,1$ МПа)	10...50
Нагрівання і охолодження води режим потоку — ламінарний	100...350
режим потоку — турбулентний	350...2 500
Кипіння води	500...10 000
Конденсація водяної пари	4000...15 000
Нагрівання і охолодження мінеральних масел	60...200
Нагрівання і охолодження органічних рідин (даутерма)	1 400...1 700

Променевий теплообмін

Випромінювання — це процес переносу енергії шляхом електромагнітних хвиль від випромінюючого тіла, до тіл, розташованих у навколишньому просторі. Теплова енергія переноситься у найбільшому ступені інфрачервоним промінням при довжинах хвиль 0,8...800 мкм. Інтенсивність випромінювання тіла залежить від його фізичної природи, стану поверхні та температури нагрівання. Властивості інфрачервоного випромінювання: прямолінійне розповсюдження, спроможність поглинатися, відбиватись або заломлюватися під час зустрічі з будь-якими тілами. Поглинута променева енергія перетворюється у теплову, що може підвищити температуру тіла і посилити його власне випромінювання. Відбита або та, що пройшла через тіло, енергія може поглинатися іншими тілами. При цьому (рис. 5.6) загальний потік променевої енергії, що падає на поверхню тіла Q , частково відбивається Q_R , частково поглинається Q_A і частково проходить крізь тіло Q_D , тобто:

$$Q = Q_R + Q_A + Q_D. \quad (5.31)$$

Поділивши праву і ліву частини рівняння (5.31) на Q отримаємо:

$$\frac{Q_R}{Q} + \frac{Q_A}{Q} + \frac{Q_D}{Q} = 1,$$

відношення $\frac{Q_A}{Q} = A; \frac{Q_R}{Q} = R; \frac{Q_D}{Q} = D,$

характеризують відповідно поглинальну, відбивну і пропускальну спроможність тіла:

$$A + R + D = 1. \quad (5.32)$$

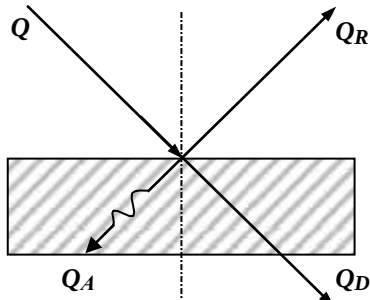


Рисунок 5.6 — Схема розподілу потоку променевої енергії

Тіло, яке відбиває повністю всі промені, що на нього падають ($R = 1, A = 0, D = 0$) називається абсолютно білим. Якщо вся променева енергія, що падає на тіло ним поглинається і перетворюється у теплову, то таке тіло називається абсолютно чорним ($A = 1, R = 0, D = 0$). Нарешті, тіло називається прозорим або діатермічним, якщо воно пропускає всю променеву енергію, що на нього падає, не поглинаючи її та не відбиваючи ($R = 0, A = 0, D = 1$). У природі не існує абсолютно чорних, абсолютно білих і діатермічних тіл; реальні тіла в різному ступені поглинають, відбивають і пропускають крізь себе променеву енергію і в силу цього називаються сірими.

Випромінювання тіл підкоряється закону Стефана-Больцмана: густина теплового потоку випромінювання тіла дорівнює добутку коефіцієнта випромінювання C на його абсолютну температуру T у четвертому степені:

$$q_n = C \left(\frac{T}{100} \right)^4. \quad (5.33)$$

Найбільше значення коефіцієнт випромінювання має для абсолютно чорного тіла $C = C_0 = 5,68 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$.

Для сірих тіл вводять коефіцієнт ступеня чорноти тіла $\varepsilon = C/C_0$. Тоді закон Стефана-Больцмана запишеться у вигляді:

$$q_n = \varepsilon C \left(\frac{T}{100} \right)^4 = \varepsilon q_0, \quad (5.34)$$

де q_0 — густина потоку теплового випромінювання абсолютно чорного тіла.

Для абсолютно чорного тіла $\varepsilon = 1$, для деяких сірих тіл ε має такі значення: чавун — 0,96; сталь — 0,82; алюміній — 0,15; скло — 0,9; фарба масляна — 0,94.

Відзначимо, що найменші значення ε характерні для чистих поверхонь кольорових металів, у чорних металів вони дещо більші.

Значне підвищення ступеня чорноти відбувається під час окислення металів.

Співвідношення між випромінювальною і поглинальною спроможністю тіл встановлюється законом Кірхгофа. За цим законом відношення коефіцієнта випромінювання тіла до його коефіцієнта поглинання однакове для поверхонь усіх сірих тіл, що мають одну і ту ж температуру, і дорівнює коефіцієнту випромінювання чорного тіла за тією ж температурою.

Це означає, якщо тіло володіє малим коефіцієнтом поглинання, то воно володіє і малим коефіцієнтом випромінювання. Чорне тіло, що має максимальний коефіцієнт поглинання $A = 1$, володіє і максимальним коефіцієнтом випромінювання. Біле тіло, у якого коефіцієнт поглинання $A = 0$, не здатне випромінювати енергію. Із закону Кірхгофа випливає, що коефіцієнт чорноти сірого тіла ε за однієї й тієї ж температури дорівнює коефіцієнту поглинання A :

$$\varepsilon = A.$$

Процес обміну променевою енергією між тілами називається променевим теплообміном. Природно, що менш нагріте тіло одержує теплову енергію випромінювання від більш нагрітого тіла. Найпростіший випадок променевого теплообміну — це теплообмін між двома паралельно розташованими плоскими тілами. Співвідношення для розрахунку променевого теплообміну для цього випадку записується у такому вигляді:

$$Q_{1-2} = C_{1-2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] S \tau, \quad (5.35)$$

де Q_{1-2} — кількість теплоти, що передається випромінюванням тіла 1 тілу 2; $S = S_1 = S_2$ — випромінююча поверхня тіл; T_1, T_2 — абсолютні температури тіл; C_{1-2} — наведений коефіцієнт випромінювання системи тіл, який дорівнює:

$$C_{1-2} = \left(\frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} + \frac{1}{C_0} \right)^{-1}, \quad (5.36)$$

де C_1, C_2 , і C_0 — коефіцієнти випромінювання першого, другого та абсолютно чорного тіла.

Для випадку променевого теплообміну між двома тілами, одне з яких повністю охоплює інше, застосуємо розрахункове співвідношення (5.35), в якому $S_2 > S_1$, а наведений коефіцієнт випромінювання має значення:

$$C_{1-2} = \left[\frac{1}{C_1} + \frac{S_1}{S_2} \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_0} \right) \right]^{-1}, \quad (5.37)$$

де S_1, S_2 — площі поверхонь охоплюваного і охоплюючого тіл.

Для деяких практичних завдань, що пов'язані з променевим теплообміном у газовому середовищі, за аналогією з конвективною тепловіддачею введено поняття про коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням.

Теплоту, що передана поверхнею стінки газовому середовищі у вигляді променевої енергії, можна також виразити через коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням α_l

$$Q_A = \alpha_l S (t_1 - t_2) \tau = C \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] S \tau. \quad (5.38)$$

Тоді коефіцієнт тепловіддачі α_l буде дорівнювати:

$$\alpha_l = \frac{C}{t_1 - t_2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]. \quad (5.39)$$

Складний теплообмін

У теплових процесах променевий теплообмін часто супроводжується конвективним рухом середовища відносно тепловипромінюваної поверхні. Одночасна передача теплоти шляхом конвективного і променевого теплообміну називається конвективно-променевим теплообміном. Наприклад, конвективно-променевим теплообміном здійснюється тепловіддача від стінок теплообмінних апаратів у довкілля. Обидва ці процеси не впливають один на одного, тому результуючий коефіцієнт тепловіддачі дорівнює сумі:

$$\alpha_\Sigma = \alpha + \alpha_l. \quad (5.40)$$

Цей коефіцієнт показує, яка кількість теплоти переходить у довкілля за рахунок радіації та конвекції з 1 м² поверхні стінки апарату у 1 с з різницею температур між стінкою і довкіллям (повітрям), що дорівнює 1 К.

Відзначимо, що коефіцієнт тепловіддачі конвекцією відносно мало залежить від температури теплоносія, в той час як коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням, а отже, і сумарний коефіцієнт тепловіддачі істотно залежать від температури, що необхідно мати на увазі під час розрахунків конвективно-променевого теплообміну.

Під час розв'язування поодиноких задач для випадку тепловіддачі в закритих приміщеннях за температури стінки до 150° С сумарний коефіцієнт тепловіддачі може бути визначений за формулою:

$$\alpha_\Sigma = 9,74 + 0,07 (t_1 - t_2). \quad (5.41)$$

Теплообмін через розділову стінку (теплопередача)

У теплообмінних апаратах теплота передається від однієї рідини до іншої здебільшого через стінку, що їх розділяє. Такий теплообмін називається теплопередачею. Теплопередача може здійснюватися за усталених процесів (безперервних) і таких, що не встановилися (періодичних). Усталений тепловий процес характеризується тим, що температура і кількість теплоти в кожній точці теплоносіїв з часом не змінюються, а під час неусталеного процесу ці параметри безперервно змінюються в кожній точці обох теплоносіїв.

Розглянемо теплопередачу через плоску одношарову стінку, по один бік якої знаходиться гаряча вода, а по інший — повітря (рис. 5.7).

Нехай температура рідини, що нагріває, t_1 , а температура повітря, що нагрівається, t_4 ($t_1 > t_4$).

Процес передавання теплоти складається з процесу тепловіддачі від рідини, що нагріває до поверхні А стінки, передавання теплоти теплопровідністю крізь стінку і процесу тепловіддачі від поверхні Б стінки до повітря, що нагрівається. Слід врахувати, що від поверхні Б стінки теплота до повітря передається за рахунок випромінювання і конвекції. В усталеному процесі теплопередачі тепловий потік в усіх зазначених етапах один і той же.

Напишемо рівняння теплообміну для випадку теплопередачі, який розглядається.

1. Рівняння тепловіддачі від рідини, що нагріває до поверхні стінки:

$$Q = \alpha_1 S (t_1 - t_2) \tau, \quad (5.42)$$

де α_1 — коефіцієнт тепловіддачі від рідини, що нагрівається до стінки, Вт/(м²·К); t_1 — температура рідини, що нагріває, °С; t_2 — температура поверхні стінки з боку рідини, що нагріває, °С.

2. Рівняння теплопровідності через стінку:

$$Q = \frac{\lambda S (t_2 - t_3) \tau}{\delta}, \quad (5.43)$$

де λ — коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки, Вт/(м·К); δ — товщина стінки, м; t_3 — температура поверхні стінки з боку середовища, що нагрівається (повітря), °С.

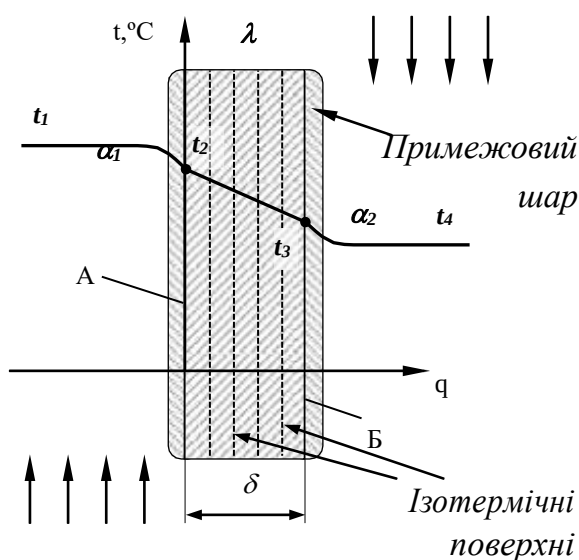


Рисунок 5.7 — Схема теплопередачі через плоску стінку

3. Рівняння тепловіддачі від поверхні стінки до середовища, що нагрівається (повітря):

$$Q = \alpha_2 S (t_3 - t_4) \tau, \quad (5.44)$$

де α_2 — коефіцієнт тепловіддачі від поверхні стінки до середовища, що нагрівається (повітря), Вт/(м²·К); t_4 — температура середовища, що нагрівається (повітря), °С.

Розв'язуючи рівняння (5.42), (5.43) і (5.44) відносно температурного напору (різниці температур між рідиною і повітрям), отримаємо (опускаючи деякі прості перетворення) рівняння теплообміну потоку, що називається основним рівнянням теплопередачі:

$$Q = K S (t_1 - t_4) \tau = K S \Delta t_{сер.} \tau, \quad (5.45)$$

де Q — кількість теплоти, яку передано від більш нагрітого теплоносія (гарячої води) до менш нагрітого (повітря), Дж; $\Delta t_{сер.}$ — середня різниця температур між теплоносіями, °С; K — коефіцієнт теплопередачі, що дорівнює:

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)}. \quad (5.46)$$

Величина $1/K$ називається термічним опором теплопередачі:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}. \quad (5.47)$$

Величини $\frac{1}{\alpha_1}$ і $\frac{1}{\alpha_2}$ називаються термічними опорами тепловіддачі.

Величина $\frac{\delta}{\lambda}$ як було вже раніше відзначено — термічний опір

теплопровідності стінки.

З рівняння теплопередачі (5.45) виходить, що чим більше величина K , тим інтенсивніший теплообмін, тобто більша кількість теплоти перейде від одного теплоносія до іншого через стінку, що їх розділяє в одиницю часу. У свою чергу, коефіцієнт теплопередачі K залежить від величини коефіцієнтів тепловіддачі α_1 і α_2 . Чим вище α_1 і α_2 , тим вище K . Отже, для інтенсифікації процесу теплообміну потрібно збільшувати коефіцієнти тепловіддачі α_1 і α_2 .

Термічний опір чистої металевої стінки надто незначний і не виявляє помітного впливу на значення коефіцієнта теплопередачі K . Тому, за умови чистої та тонкої металевої стінки обчислення коефіцієнта теплопередачі можна здійснити за формулою:

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} \right)} = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2}. \quad (5.48)$$

У випадку багат шарової стінки в рівняння (5.47) замість δ/λ підставляється сума термічних опорів кожного шару стінки. Тоді:

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2} \right)}, \quad (5.49)$$

де n — кількість шарів стінки; i — порядковий номер шару.

У більшості теплообмінних апаратів потік теплоти проходить через стінки круглих трубок. Величина K , що називається, в даному випадку, лінійним коефіцієнтом теплопередачі визначається за формулою:

$$K_l = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2} \right)}, \quad (5.50)$$

де d_1 — внутрішній діаметр труби, м; d_2 — зовнішній діаметр труби, м.

За відношенням товщини стінки до внутрішнього діаметра труби який не перевищує $\delta/d_1 = 0,3 \dots 0,4$ кривизною стінки можна знехтувати, зводячи задачу близькою до розрахунку плоскої стінки. При цьому розрахункову площу поверхні слід обирати за площу поверхні з того боку, для якого термічний опір ($1/\alpha_1$ або $1/\alpha_2$) більший.

Рушійна сила теплових процесів

Рушійною силою теплових процесів є різниця температур середовищ, за наявності якої теплота розповсюджується від середовища з більшою температурою до середовища з меншою температурою.

Під час вивчення законів теплопередачі ми вважали ці температури по обидва боки стінки, що їх розділяє, постійними, що справедливо лише в одному випадку, коли водяна пара, що конденсується у паровій оболонці випарного апарата або автоклава, віддає теплоту киплячій рідині. У більшості випадків у процесі теплообміну температури теплоносіїв (або, принаймні, одного з них) змінюються вздовж поверхні теплообміну, тому в теплових розрахунках, де застосовується основне рівняння теплопередавання (5.45), використовується середня різниця температур.

На практиці зустрічаються такі схеми руху теплоносіїв (рис. 5.8): а) протіччя — обидва теплоносії рухаються паралельно один до одного в одному напрямку; б) зустріччя — паралельний зустрічний рух;

в) перехресна течія — рух у взаємно перпендикулярному напрямку;
 г) змішана течія — один або два теплоносії роблять декілька ходів у апараті, омиваючи одну частину його поверхні за схемою прототечії, іншу — за схемою протитечії або перехресної течії.

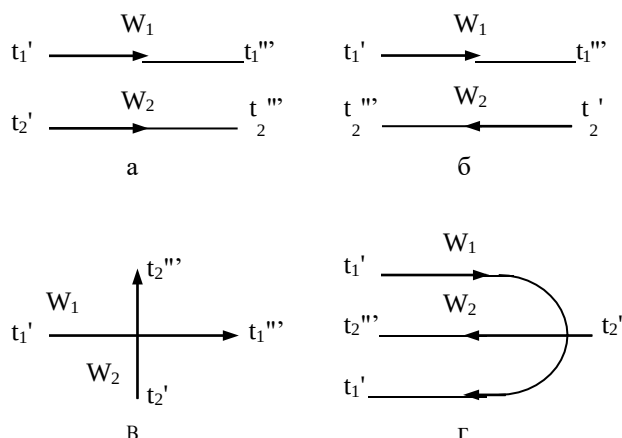


Рисунок 5.8 — Схема напрямку руху теплоносіїв у разі теплообміну

На рис. 5.9 у координатній системі: температура (за оссю ординат) — площа поверхні нагрівання апарата (за оссю абсцис), графічно наведено характер зміни температур нагрівального теплоносія, і теплоносія, що нагрівається, вздовж поверхні теплообміну за постійної температури нагрівального агента (а), постійної температури агента, що охолоджує (б), протитечії (в) і протитечії (г).

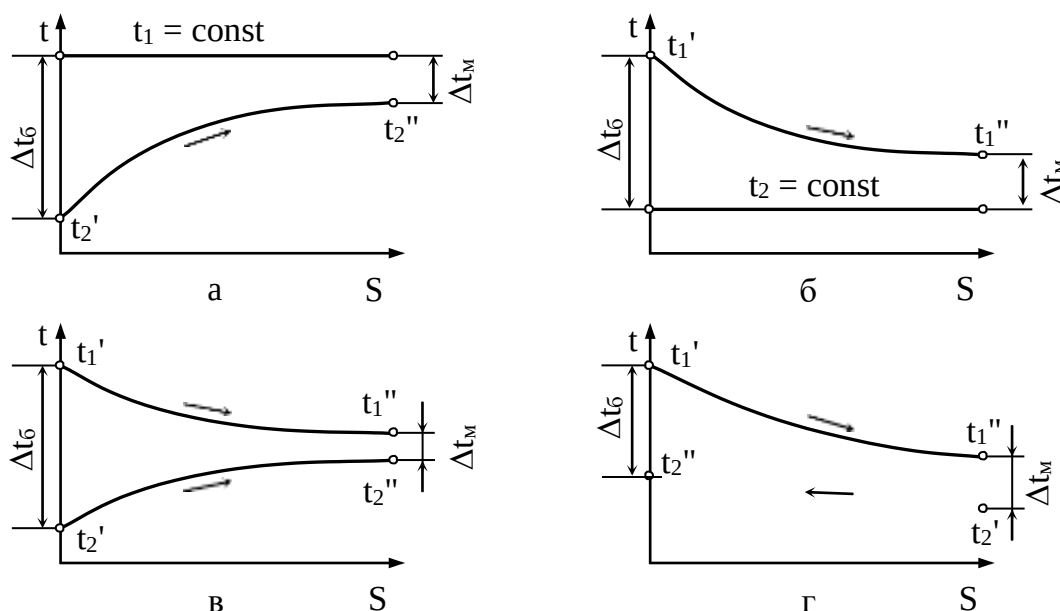


Рисунок 5.9 — Схема зміни температур теплоносіїв вздовж поверхні теплообміну

Для розрахунку середньої різниці температур необхідно встановити за графіками у кожному конкретному випадку більшу і меншу різницю температур. Після цього встановлюють величину відношення між більшою і меншою різницею температур.

Якщо відношення $\Delta t_{\delta} / \Delta t_m < 2$, то середня різниця температур визначається як середньоарифметична величина:

$$\Delta t_{\text{ср.}} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_m}{2}. \quad (5.51)$$

Коли $\Delta t_{\delta} / \Delta t_m \geq 2$ то середня різниця температур теплоносіїв визначається як середньологарифмічна величина за формулою:

$$\Delta t_{сер.} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_m}{2,3 \lg \left(\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m} \right)}. \quad (5.52)$$

Для апаратів зі змішаною та перехресною течією теплоносіїв середню різницю температур можна обчислити за формулою (5.52) з поправним коефіцієнтом $\varepsilon_{\Delta t}$:

$$\Delta t_{сер.} = \varepsilon_{\Delta t} \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_m}{2,3 \lg \left(\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m} \right)}. \quad (5.53)$$

Поправний коефіцієнт знаходиться за графіками і таблицями, наведеними в теплотехнічній літературі, залежно від співвідношення температур теплоносіїв.

Таким чином, середня різниця температур теплоносіїв — середній температурний напір є рушійною силою теплових процесів. Тільки за його наявності теплота передається від одного середовища до іншого. Дійсно, якщо $\Delta t_{сер.} = 0$, то згідно з рівнянням теплопередачі (5.45) $Q = 0$, і теплообмін між теплоносіями відбуватися не буде.

Порівняння середніх температурних напорів показує, що за однакових температур теплоносіїв на вході та виході з апарата найбільший температурний напір одержується в теплообміннику з протитечією, найменший — із прямотечією. Завдяки більшій величині середнього температурного напору робоча поверхня теплообмінника з протитечією виявляється меншою, ніж із прямотечією.

5.1.3 Нагрівання

Способи нагрівання. Нагрівання в харчовій технології та ресторанному господарстві широко застосовують для прискорення багатьох гідромеханічних, теплових, масообмінних, хімічних та біохімічних процесів, а також для проведення пастеризації та стерилізації низки харчових продуктів.

Залежно від температурного режиму та інших умов проведення процесу для кожного з них обирають такий спосіб нагрівання, що є найбільш доцільним у технологічному та економічному відношеннях.

Найбільше розповсюдження в харчовій технології одержали такі способи: нагрівання прямими джерелами теплоти — димовими газами і електричним струмом; проміжними теплоносіями — водяною парою, гарячою водою, гарячим повітрям, мінеральними маслами.

Крім того, для нагрівання використовують теплоту раніше нагрітого харчового продукту, що під час обробки повинен бути охолоджений.

У разі вибору теплоносія враховують його термічну та хімічну стійкість, токсичність, вартість і доступність. Однією з найважливіших характеристик теплоносія є величина коефіцієнта тепловіддачі (табл. 5.2).

Нагрівання водяною парою. Водяна пара є найбільш розповсюдженим теплоносієм. Економічним є використання відпрацьованої пари паросилових установок і вторинної пари випарних установок. Частіше використовують насичену водяну пару тиском до 1,2 МПа. Використання пари більшого тиску вимагає складної та дорогої апаратури, що, як правило, економічно не виправдовується. Відповідно до тиску 1,2 МПа нагрівання насиченою водяною парою обмежене температурою $\approx 180^\circ \text{C}$.

Нагрівання водяною парою має такі переваги: 1) велика кількість теплоти, що виділяється під час її конденсації ($2\,264 \dots 2\,024 \text{ кДж/кг}$ з тиском відповідно $0,1 \dots 1,0 \text{ МПа}$); 2) високий коефіцієнт тепловіддачі від пари, що конденсується, до стінки — $5 \dots 18 \text{ кВт/(м}^2 \cdot \text{К)}$; 3) створюється рівномірний нагрів теплопередаючої поверхні, оскільки пара конденсується за постійної температури; 4) водяна пара дешева, не токсична і пожежобезпечна.

Розрізняють нагрівання гострою, глухою та м'ятою парою.

Під час нагрівання гострою парою водяна пара вводиться безпосередньо в середовище, що нагрівається, і змішується з ним. Цей спосіб застосовується, коли допустиме змішування середовища, що нагрівається, з паровим конденсатом. Уведення гострої пари здійснюється по трубі 3, через барботери — труби 2, що розташовані біля дна апарата 1 і обладнані безліччю дрібних отворів (рис. 5.10).

Під час барботування пара потрапляє в шар рідини і конденсується, віддаючи їй теплоту конденсації. Таке нагрівання визначає найбільш повне використання теплоти, яку містить водяна пара. Наведемо деякі приклади використання гострої пари в харчовій технології:

- парова очистка картоплі та інших коренеплодів;
- обробка водяною парою тістових заготовок під час випікання хліба;
- пароконтактна обробка м'ясопродуктів у виробництві консервів для дитячого харчування;
- варіння продуктів у пароварильних апаратах підприємств ресторанного господарства (рис. 5.11);
- дезодорація жирів і масел у виробництві харчових жирів.

Пароварильна шафа, схему якої наведено на рис. 5.11, має власний парогенератор 3 та робочу камеру 2. Корпус 6 камери виконаний із

нержавіючої сталі та покритий шаром ізоляції 1. Продукт 7 встановлюється в камері на полці-решітці 5. Нагрівання води в парогенераторі відбувається за допомогою тенів 4.

Технологічними перевагами цих процесів є їхня короткочасність, збереження біологічної цінності, надання готовому продукту реологічних властивостей, що вимагаються, та ін.

Витрати гострої пари D (кг/с) визначають з теплового балансу:

$$Gc t_n + D i = Gc t_k + Dc_k t_k + Q_e, \quad (5.54)$$

де G — кількість рідини, що нагрівається, кг/с; t_n , t_k — початкова та кінцева температури середовища, що нагрівається, °С; c — середня теплоємність середовища, що нагрівається, в інтервалі температур $t_n - t_k$, Дж/(кг·К); i — ентальпія гріючої пари, Дж/кг; c_k — теплоємність конденсату, Дж/(кг·К); Q_e — втрати теплоти в довкілля, Дж.

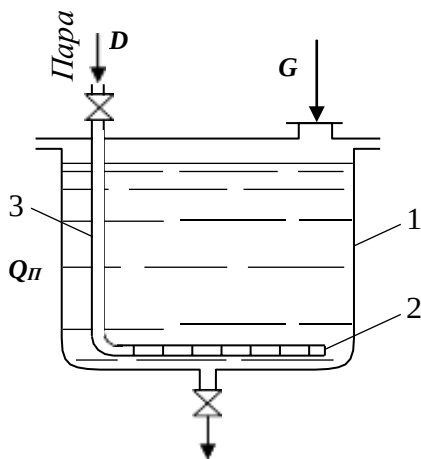


Рисунок 5.10 — Схема нагрівання рідини «гострою» паром

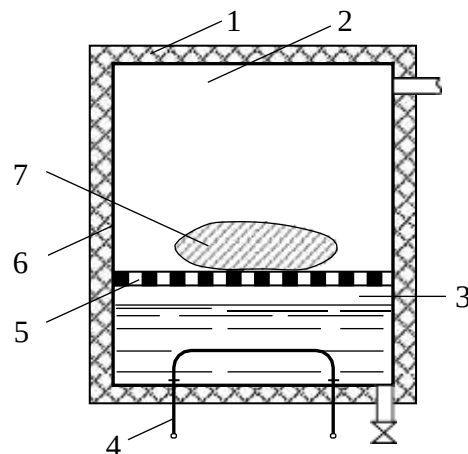


Рисунок 5.11 — Схема пароварильної шафи

З рівняння (5.54) витрата пари становить:

$$D = \frac{[Gc(t_k - t_n) + Q_e]}{(i - c_k t_k)}. \quad (5.55)$$

Потрібна кількість пари для здійснення інших технологічних операцій обчислюється з відповідних рівнянь теплового балансу, складених із урахуванням всіх процесів, що відбуваються при цьому.

Так, наприклад, потрібна кількість пари, яка конденсується на поверхні тістових заготовок у промислових хлібопекарних печах, визначається виразом:

$$D = D_m + D_n + D_{кл}, \quad (5.56)$$

де D_m — кількість конденсату, яка потрібна для вилучення борошністості на поверхні; D_n — кількість конденсату, що потрібна для

доведення температури поверхні заготовки до температури початку клейстеризації крохмалю ($55...60^{\circ}\text{C}$); $D_{кл}$ — кількість пари, що потрібна для проведення повної клейстеризації крохмалю поверхневого шару заготовки ($80...90^{\circ}\text{C}$).

Під час нагрівання глухою парою (рис. 5.12) остання надходить у спеціальний простір 1 (оболонку, трубку, змійовик) що відокремлений від продукту 3, який нагрівається, теплообмінною поверхнею (стілкою) 4. У гріючій камері, пара повністю конденсується, і конденсат за допомогою конденсатовідвідника 5 виводиться з теплообмінника.

Під час нагрівання глухою парою у паровій оболонці апарата накопичуються гази, головним чином повітря, що потрапляє в оболонку разом із парою. Із-за наявності газів у паровому просторі знижується коефіцієнт тепловіддачі від пари, яка конденсується, до стінки апарата і зростає витрата пари. Нижче наведені приблизні зразки значення α в $\text{Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$ для суміші пари з повітрям: чиста пара — 11 000; пара, що містить 3% повітря — 3 400; пара, що містить 6 % повітря — 1 100.

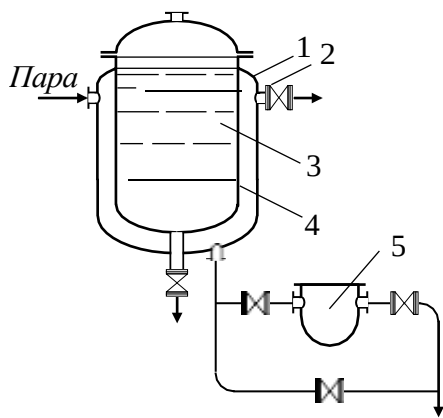


Рисунок 5.12 — Схема нагрівання глухою парою

Тому періодично гази слід виводити з парової оболонки апарата через спеціальний штуцер 2 (рис. 5.12). Це особливо важливо враховувати під час експлуатації харчоварильних котлів, що використовують для процесів варення в підприємствах ресторанного господарства.

Витрата глухої пари (в $\text{кг}/\text{с}$) визначається з теплового балансу процесу нагрівання:

$$Gct_n + Di_n = Gct_k + Di_k + Q_g, \quad (5.57)$$

$$D = \frac{[Gc(t_k - t_n) + Q_g]}{i_n - i_k}, \quad (5.58)$$

де i_n та i_k — ентальпії відповідно гріючої пари та конденсату, $\text{Дж}/\text{кг}$. Інші позначки тут такі ж самі, що і в рівнянні (5.54.).

Нагрівання топковими газами та повітрям

Обігрів топковими газами застосовується там, де вимагається одержання високих температур, для досягнення яких застосування водяної пари або інших теплоносіїв неможливе. Топкові гази дозволяють здійснювати нагрівання до $1\,100^{\circ}\text{C}$. Вони утворюються під час згоряння твердого, рідкого або газоподібного палива в спеціальних топках. Для

зниження температури топкових газів до 500...800° С їх змішують із повітрям.

Топкові гази використовують як сушильний агент у барабанних сушарках, призначених для сушіння сипких відходів харчових виробництв: бурякового жому на цукрових заводах, зерно-картопляної барди на спиртових та пивоварних заводах, мезги на крохмале-патокових заводах.

На рис. 5.13 наведено схему обігріву барабанної сушарки топковими газами.

Газ, що утворюється у топці 2, надходить у барабан сушарки 1 через проміжну камеру 3, в яку подається повітря для змішування з газами і зниження їхньої температури.

Іншим прикладом використання топкових газів є водонагрівальне обладнання підприємств ресторанного господарства, наприклад — кип'ятильник безперервної дії газовий КНГ-200У та водонагрівачі типу АГВ. Знаходять застосування й виносні водонагрівачі, які утилізують теплоту продуктів згоряння від газових і твердопаливних плит. У зв'язку з цим відзначимо, що застосування відпрацьованих газів не вимагає додаткової витрати палива, тому використання їх для нагрівання надзвичайно доцільне. Найбільш істотними недоліками топкових газів є нерівномірність нагріву та значні температурні перепади, труднощі точного регулювання температури, низькі коефіцієнти тепловіддачі (35...60 Вт/(м²·К), забруднюваність.

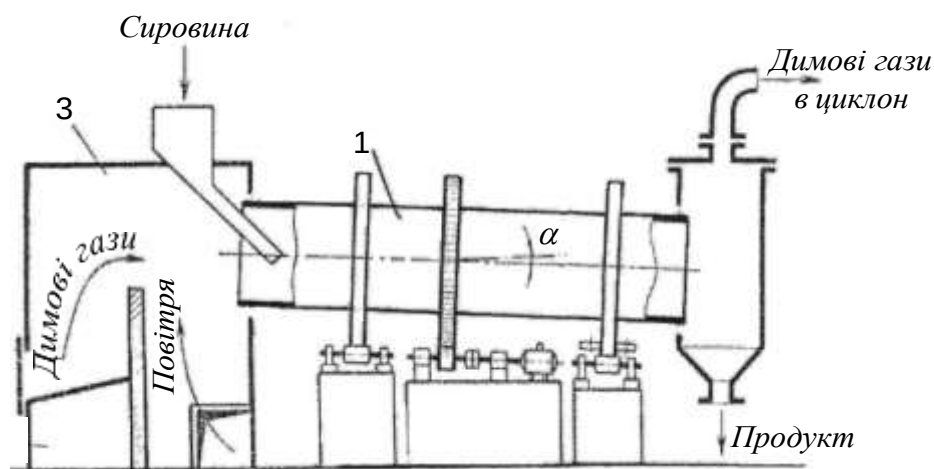


Рисунок 5.13 — Схема барабанної сушарки

Витрати B газоподібного палива можна обчислити з рівняння теплового балансу

$$B \cdot I_1 + Gct_n = B \cdot I_2 + Gct_k + Q_v, \quad (5.59)$$

де I_1 та I_2 — ентальпії топкових газів на вході та виході з теплообмінника.

$$B = \frac{[Gc(t_k - t_n) + Q_6]}{I_1 - I_2} \quad (5.60)$$

Позначки в рівнянні (5.59) ті ж самі, що і в рівнянні (5.54).

Нагрівання електричним струмом

За допомогою електричного струму можна проводити нагрівання в дуже широкому діапазоні температур, легко регулювати і точно підтримувати заданий температурний режим. Усі електричні нагрівачі прості за конструкцією, компактні та зручні у монтажі й обслуговуванні. Проте їх застосування стримується порівняно високою вартістю електроенергії.

Залежно від способу перетворення електричної енергії в теплову розрізняють нагрівання електричними опорами (омічний нагрів), індукційний, високочастотний та нагрівання електричною дугою.

Нагрівання електричним опором — найбільш розповсюджений спосіб. Електричні нагрівачі за конструктивним оформленням бувають відкриті, закриті (з доступом повітря) та герметично закриті (без доступу повітря). Найбільш досконалі та розповсюджені герметично закриті нагрівачі, які складаються з металевої (сталевий, латунної, мідної або алюмінієвої) трубки 4, всередині якої запресована в наповнювачі 2 спіраль 1 із ніхромового дроту (сплав, що містить 20% хрому, 30...80% нікелю і 0,5...50% заліза). Тому їх називають трубчатими електронагрівачами або тенами (рис. 5.14).

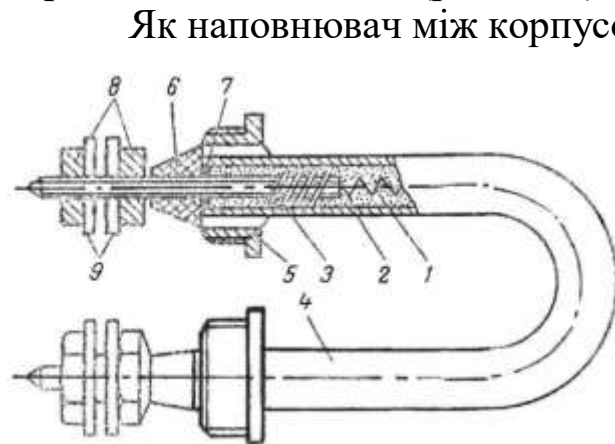


Рисунок 5.14 — Трубчатий електронагрівач

Як наповнювач між корпусом і спіраллю тена застосовують, в основному, периклаз або кварцовий пісок; він являється, з одного боку, електроізоляцією спіралі від металевої трубки, а з іншого — провідником теплоти.

За допомогою тенів можна нагрівати воду, лужні та кислотні розчини, повітря, харчові жири та мінеральні масла. Тени виготовляються різної довжини, діаметра і конфігурації, а також різної номінальної потужності.

На рис. 5.11 наведено принципову конструктивну схему пароварильної шафи з вбудованим парогенератором на електричному обігріванні тенами. Тени широко використовуються в тепловому обладнанні підприємств ресторанного господарства: харчоварильних котлах, жарильних і пекарських шафах, фритюрницях, сковородах та

інших апаратах. Ними обладнується теплообмінна апаратура багатьох харчових виробництв малої та середньої потужності.

Кількість теплоти, що необхідно підвести у процесі нагрівання електричним струмом, визначається з теплового балансу:

$$Q_e + Gct_n = Gct_k + Q_v, \quad (5.61)$$

де Q_e — теплота, що підводиться до апарата з електронагрівачем, Дж; Q_v — втрати теплоти в довкілля, Дж. Інші позначки ті ж, що і в рівнянні (5.54).

З рівняння (5.61) одержуємо:

$$Q_e = Gc(t_k - t_n) + Q_v. \quad (5.62)$$

Необхідна потужність електронагрівача (у Вт) дорівнює:

$$P = \frac{Q_e}{\tau\eta}, \quad (5.63)$$

де τ — час нагрівання, с; η — ККД електронагрівача.

Електроконтактний спосіб нагрівання полягає у перетворенні електричної енергії у теплову під час проходження змінного електричного струму промислової частоти 50 Гц через продукт, як через провідник, що має опір. Проведені експериментальні дослідження з вивчення закономірностей кінетики електроконтактного нагріву низки харчових продуктів, наприклад, хліба, м'ясного фаршу та бісквітного тіста, вивчений вплив різноманітних чинників на особливості процесу. На рис. 5.15 зображено типові криві закономірності зміни основних параметрів процесу випікання бісквітного тіста (величини струму в електричному колі 1, температури матеріалу в центрі виробу 2 і вологості 3) залежно від тривалості процесу.

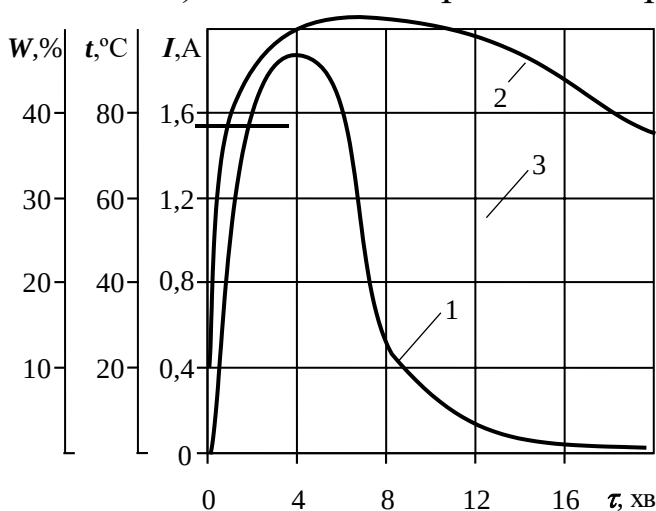


Рисунок 5.15 — Кінетика електроконтактного нагрівання бісквітного тіста

Тісто знаходилося поміж двома електродами, до яких підводили змінний струм частотою 50 Гц за різних напруг. Аналіз наведених залежностей дозволяє уявити процес електроконтактного випікання бісквітного тіста таким чином. На початку процесу, після замикання електричного кола, величина струму швидко зростає. При цьому також швидко зростає і температура матеріалу. Цей період

прогресивного зростання струму в ланцюзі та підвищення температури матеріалу до їх максимальних значень є фазою розігріву. Друга фаза — припинення зростання струму в колі та сталість температури. При цьому теплота, яка виділяється, витрачається на інтенсивне випаровування вологи і зниження вологовмісту матеріалу, що тягне за собою збільшення електричного опору матеріалу і зменшення величини струму, що протікає. Третя фаза процесу (фаза охолодження) характеризується зниженням вологомісткості матеріалу, а отже, його провідності, що призводить майже до повного припинення струму в колі. Втрата вологи при цьому триває за рахунок теплоти, що акумулювалася матеріалом. Готовність продукту настає при падінні струму, що протікає через нього до 0,05...0,1 А. Тривалість випікання складає 13...18 хв, тобто скорочується приблизно в 3 рази порівняно з нагріванням у печах. Перепад температур окремих ділянок продукту, що обробляється, в процесі випікання складає не більш 2...3° С. Вологість готового продукту відповідає вимогам нормативної документації. Коефіцієнт корисного використання електричної енергії під час електроконтактної обробки досягає 97...98%.

Індукційне нагрівання засноване на використанні теплового ефекту, що викликається струмами Фуко, які виникають безпосередньо в стінках сталевого апарата, що нагрівається. Апарат з індукційним нагрівом подібний трансформатору, первинною обмоткою якого є індукційні котушки, а магнітопроводом і вторинною котушкою — стінки апарата. Цей вид нагріву в апаратурі харчових виробництв поки не знайшов належного розповсюдження.

Нагрівання електричною дугою проводять до температури 3 000° С у дугових печах за рахунок полум'я дуги, що виникає між електродами. Теплота від стовпа дуги передається матеріалу, що нагрівається. Вид нагріву в харчовій технології застосування не має.

Високочастотне нагрівання засноване на тому, що під час впливу на діелектрик змінного електричного струму молекули діелектрика приходять у коливальний рух з частотою поля, при цьому частина енергії витрачається на подолання тертя між молекулами діелектрика і перетворюється в теплоту, нагріваючи тіло. Кількість теплоти, що виділяється, пропорційна квадрату напруги та частоті струму. Більш докладно про НВЧ-нагрів викладено у підрозділі 5.1.6.

Нагрівання проміжними теплоносіями

Проміжними називаються теплоносії, що сприймають теплоту від прямих джерел тепла та передають її матеріалам, що нагріваються. У якості проміжних теплоносіїв застосовуються гаряча та перегріта вода, мінеральне масло, високотемпературні органічні теплоносії.

Гаряча вода застосовується звичайно для нагрівання до температури не більше 100°C . Обігрів водою застосовують у тих випадках, коли необхідно забезпечити м'які умови обігріву і коли це диктується вимогою технології виробництва. Часто для цієї мети використовують конденсат водяної пари. Гарячу воду одержують у водогрійних котлах, що обігріваються топковими газами, і парових водонагрівачах (бойлерах). Для нагрівання водою застосовують, головним чином, циркуляційні системи обігріву, що можуть бути з природною або примусовою циркуляцією.

Принципова схема установки з природною циркуляцією рідини показана на рис. 5.16 а. Вода нагрівається у змійовику 3, печі 2. У результаті зменшення густини води, під час нагрівання вона переміщується по трубопроводу вгору до апарата 1, що обігрівається. Охолоджена вода стікає з апарата в змійовик самопливом. Таким чином здійснюється замкнена природна циркуляція теплоносія, швидкість води не перевищує при цьому $0,1 \dots 0,2 \text{ м/с}$.

Кількість теплоти, що передається рідким теплоносієм у системі з природною циркуляцією, визначається виразом:

$$Q = Gc (t_2 - t_x), \quad (5.64)$$

де G — кількість теплоносія, кг/с ; c — теплоємність теплоносія, $\text{Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$; t_2 — температура теплоносія в гарячому напрямку системи (до апарата, що обігрівається), $^{\circ}\text{C}$; t_x — температура теплоносія в холодному напрямку системи (після апарата, що обігрівається), $^{\circ}\text{C}$.

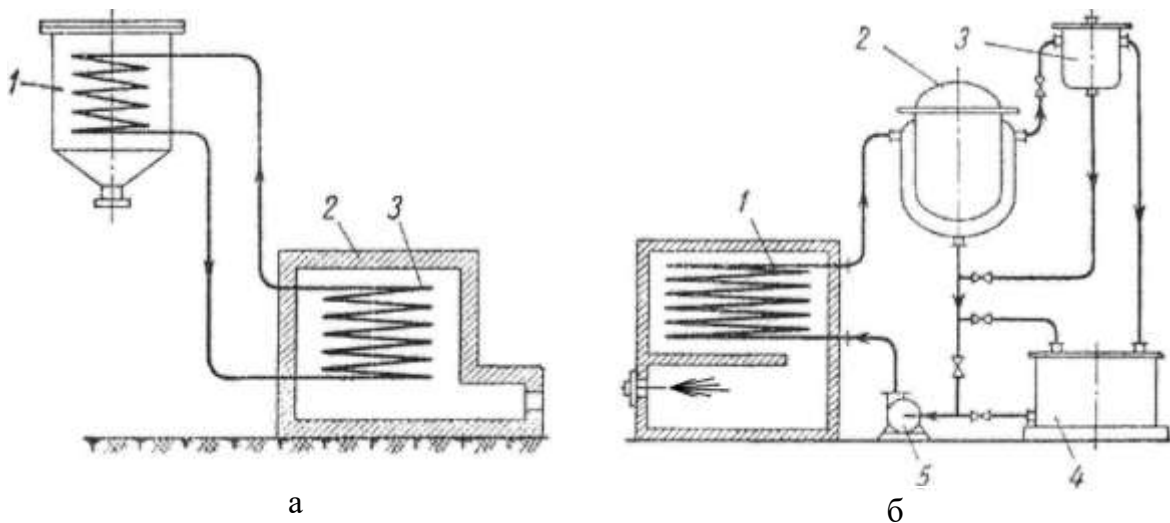


Рисунок 5.16 — Принципова схема нагрівання рідким теплоносієм

Кількість теплоносія, що циркулює у системі, визначається рівнянням витрати:

$$G = f \nu \rho, \quad (5.65)$$

де f — площа перетину трубопроводу, м^2 ; v — середня лінійна швидкість теплоносія у трубопроводі, м/с ; ρ — густина теплоносія, кг/м^3 .

Лінійна швидкість теплоносія в системі може бути визначена виходячи з законів гідродинаміки. Напір (у м), що визначає рух теплоносія в системі, складає:

$$P = gH\rho_x - gH\rho_z = gH(\rho_x - \rho_z), \quad (5.66)$$

де H — висота, що визначає положення апарата, що обігривається над піччю, м; ρ_x і ρ_z — густина теплоносія відповідно в холодному і гарячому напрямках системи, кг/м^3 .

Опір гарячого Δp_z і холодного Δp_x напрямків циркуляційної системи може бути визначений, як:

$$\Delta p_z + \Delta p_x = \frac{\rho_x v_x^2}{2} (1 + \sum \xi_x) + \frac{\rho_z v_z^2}{2} (1 + \sum \xi_z), \quad (5.67)$$

де v_x та v_z — лінійна швидкість теплоносія відповідно в холодній і гарячій гілці, м/с ; $\sum \xi_x$ та $\sum \xi_z$ — сума опорів відповідно холодного і гарячого напрямків.

При одному і тому ж перетині трубопроводу в холодному і гарячому напрямках, згідно з законом нерозривності потоку:

$$v_x \rho_x = v_z \rho_z, \quad v_z = \frac{v_x \rho_x}{\rho_z}. \quad (5.68)$$

Підставляючи знайдене значення v_z в (5.67) та враховуючи, що під час процесу, який встановився:

$$\Delta p_x + \Delta p_z = P = gH(\rho_x - \rho_z),$$

можна отримати вираз для визначення швидкості теплоносія:

$$v_x = \frac{1}{\rho_x} \sqrt{\frac{2 gH(\rho_x - \rho_z)}{(1 + \sum \xi_x) / \rho_x + (1 + \sum \xi_z) / \rho_z}}. \quad (5.69)$$

З (5.69) слідує, що швидкість, а отже і продуктивність установки, зростає із збільшенням різниці висот розташування апарата, що обігривається, і печі, збільшенням різниці густин теплоносіїв у холодному та гарячому напрямках та із зменшенням гідравлічних опорів системи.

Примусова циркуляція води між водогрійним котлом і теплообмінним апаратом (рис. 5.16 б) здійснюється насосом 5. Апаратура, що існує для примусової циркуляції води, включає окрім водогрійного котла 1 і теплообмінного апарата 2, безперервно працюючий відцентровий насос 5, розширювальний бачок 3 і збірник для води 4. Таким чином, установки з примусовою циркуляцією теплоносія складніші порівняно з системами природної циркуляції. Проте примусова циркуляція має свої

переваги — теплоносій рухається через теплообмінний апарат із швидкістю 1...2 м/с, що збільшує коефіцієнт тепловіддачі від нього до стінки апарата і прискорює нагрівання продукту в ньому.

Гаряча вода як теплоносій поступається водяній парі. Коефіцієнт тепловіддачі під час нагрівання водою в багато разів нижчий за коефіцієнт тепловіддачі від пари, що конденсується (табл. 5.2). Нагрівання гарячою водою супроводжується зниженням її температури вздовж теплообмінної поверхні, що погіршує рівномірність обігріву і ускладнює регулювання температури. Означені недоліки обмежують застосування води як теплоносія.

Як теплоносій можна використати «перегріту» воду з температурою 300° С, яка циркулює у системі та знаходиться під тиском 20 МПа. Нагрівання за допомогою такої води застосовується дуже рідко з-за високого тиску теплоносія, що пов'язане з ускладненням обладнання.

Щоб нагріти продукт до температури понад 200° С, як теплоносій використовують висококиплячі органічні теплоносії (скорочено ВОТ) і мінеральне масло.

До найбільш розповсюджених ВОТ відносять діарилметани — дітолилметан (ДТМ) з температурою кипіння $t_k = 296^\circ \text{С}$ та з температурою замерзання $t_z = -36^\circ \text{С}$, дікумілметан (ДКМ) з температурою кипіння $t_k = 336^\circ \text{С}$ і з температурою замерзання $t_z = -24^\circ \text{С}$, а також дифенільна суміш (даутерм-А). Вони являють собою легкокорухомі рідини, не викликають корозії металів, термостійкі, дешеві. ВОТ можуть застосовуватися як в однофазному, так і у двофазному (рідина-пар) стані.

Мінеральне масло — продукт переробки нафти; температура кипіння знаходиться в межах від 250 до 300° С. Застосовується компресійне масло марок 12-М і 19-Т, циліндрове — марок 11 і 24 та циліндрове важке — марок 38 і 52-вапор. Мінеральне масло за високих температур осмолується і забруднює теплообмінну поверхню апаратів, що значно знижує коефіцієнт тепловіддачі. Воно використовується лише в однофазному (рідкому) стані.

Схеми використання мінерального масла і ВОТ для процесів нагрівання аналогічні наведеним на рис. 5.16.

5.1.4 Охолодження

Способи охолодження

У харчовій технології дуже часто виникає необхідність охолоджувати газ, пару, рідину та тверді тіла. Основними параметрами при цьому є кінцева температура продуктів і швидкість їхнього охолод-

жування. Кінцева температура залежить від вихідного стану продукту, його виду і вимоги технологічного процесу. Швидкість процесу визначається, в основному, видом продукту, що охолоджується. Особливо актуальне питання вибору швидкості під час охолодження продуктів із метою збільшення термінів їх зберігання без зниження харчової цінності. Якщо швидкість недостатньо велика, то в продукті часто відбуваються небажані зміни внаслідок руйнівної дії мікробіологічних і ферментативних процесів, що можуть випереджати процес охолодження. Практика показує, що чим швидше та глибше охолодити свіжі продукти, тим краще збережуться їхні початкові якості та зменшаться витрати їхньої маси. Це стосується всіх продуктів рослинного і тваринного походження, наприклад таких, як м'ясо, риба, морепродукти, деякі молочні та кулінарні вироби. Охолодження може бути природним і штучним. Під час природного охолодження тіло може бути охолоджене тільки до температури довкілля, наприклад до температури повітря або води. Більш низькі температури досягаються шляхом штучного охолодження. Для штучного охолодження може бути використаний будь-який фізичний процес, пов'язаний з вилученням теплоти (плавлення, сублімація, кипіння та ін.). Залежно від температури охолодження середовища розрізняють штучне охолодження помірне (до температури мінус 153°C) і глибоке або криогенне (від -153°C до температур, близьких до абсолютного нуля).

Найбільш розповсюдженими і доступними теплоносіями, що охолоджують, є вода, повітря і лід, які дозволяють здійснити охолодження до 0°C . Для охолодження до температур нижче 0°C застосовують суміші льоду з сіллю, сухий лід, холодильні розсоли (розчини NaCl , CaCl_2), зріджені аміак, фреони та ін.

Повітряне охолодження

Повітря — найбільш розповсюджений холодоагент. Він не має запаху і на більшість харчових продуктів не виявляє шкідливого впливу (за винятком окислюючої дії кисню).

До недоліків охолодження у повітрі можна віднести низький коефіцієнт тепловіддачі з боку повітря (до $58\text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{K})$), порівняно низька питома теплоємність (біля $1\text{ кДж}/(\text{кг}\cdot\text{K})$), випаровування вологи з поверхні продукту, що супроводжується втратою їхньої маси за недостатньої вологості повітря.

Для інтенсифікації теплообміну підвищують швидкість переміщення повітря (за допомогою вентилятора) і збільшують перепад температур між ним і продуктом, що охолоджується. Для цього служать повітроохолоджувачі, що охолоджують змійовики і т. ін.

Кількість теплоти (у Вт), що втрачає рідкий продукт під час випаровування в повітряне середовище в апаратах відкритого типу, визначають за формулою:

$$Q = D (i - c t_k), \quad (5.70)$$

де D — кількість рідини, що випарувалася, кг/с; i — ентальпія пари, що утворюється з рідини, Дж/кг; c — питома теплоємність продукту, що охолоджується, Дж/(кг·К); t_k — середня температура продукту, що охолоджується, °С.

Водяне охолодження

Вода має більшу теплоємність і більш високі коефіцієнти тепловіддачі, ніж повітря. Залежно від пори року та кліматичних умов температура води з водоймища становить 12...25° С. Артезіанська вода має температуру 4...15° С. Для економії води і охорони навколишнього середовища вводиться система водообігу, що дає можливість різко скоротити споживання свіжої води і зменшити стік. При цьому воду після теплообмінного обладнання охолоджують у градирнях за рахунок часткового випаровування в повітря, що рухається протитечією, і після очищення знову спрямовують на використання як холодоагента.

Вода використовується для охолодження в поверхневих і змішувальних теплообмінниках. У останні роки широко застосовують холодну (льодяну) воду (1...4° С) для охолодження тушок птиці до 4...6° С, розміщуючи їх у спеціальні ванни або зрошуючи через форсунки. Широко використовується льодяна вода для охолодження молока в пластинчатих охолоджувачах.

Витрата води на охолодження продукту в теплообміннику визначається з теплового балансу процесу (рис. 5.17 а), що виражається рівнянням:

$$Gct_n + Wc_6t_1 = Gct_k + Wc_6t_2 + Q_6, \quad (5.71)$$

де G — кількість продукту, що охолоджується, кг/с; t_n, t_k — відповідно початкова та кінцева температури продукту, °С; c — теплоємність продукту, Дж/(кг·К); W — витрата води на охолодження, кг/с; t_1, t_2 — відповідно початкова і кінцева температури води, що охолоджує, °С; c_6 — теплоємність води, Дж/(кг·К); Q_6 — втрата теплоти в довкілля, Дж. З формули (5.71) одержуємо:

$$W = \frac{[Gc(t_n - t_k) - Q_6]}{c_6(t_2 - t_1)}. \quad (5.72)$$

З виразу (5.72) витікає, що завдяки тепловим втратам у довкілля, витрата води на охолодження дещо знижується.

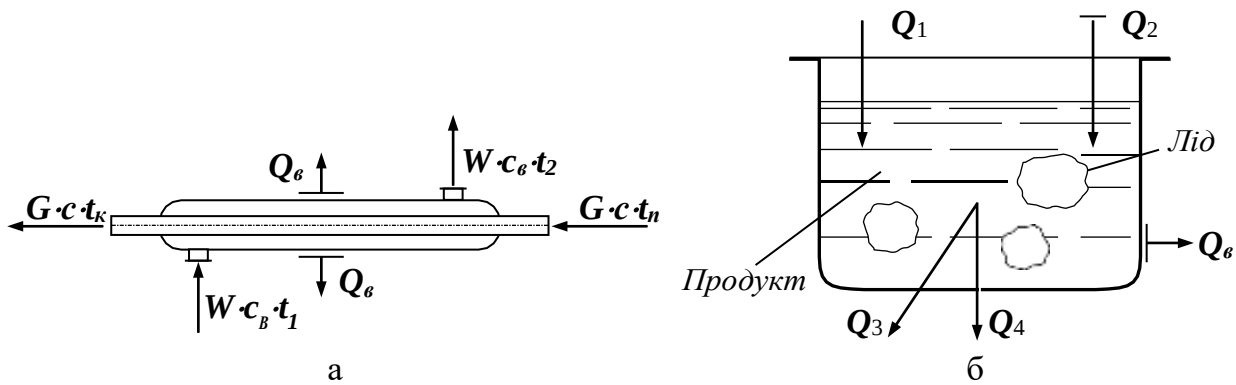


Рисунок 5.17 — Принципова схема до теплового балансу охолодження

Охолодження льодом

Лід застосовують для одержання температури біля 0°C , бо за цієї температури він плавиться і забирає теплоту від продукту. Якщо додати до льоду або снігу кристалічну кухонну сіль (NaCl), то температура плавлення цієї суміші буде нижче 0°C , і величина її визначається кількістю солі в суміші. Найбільш низьку температуру в суміші ($-1,2^{\circ}\text{C}$) можна отримати з вмістом солі 29% у суміші. У тих випадках, коли продукт, що охолоджується, рідкий, хімічно не взаємодіє з водою і для нього допускається розведення, лід вноситься в нього безпосередньо. При цьому лід нагрівається рідиною до 0°C , а після цього плавиться, віднімаючи теплоту плавлення від рідини, що охолоджується. Під час безпосереднього охолодження льодом в апарат із рідиною, що охолоджується, (рис. 5.17 б) вноситься теплота в кількості:

$$Q_1 = Gc t_n,$$

де G — кількість рідини, що охолоджується, кг; c — теплоємність рідини, що охолоджується, Дж (кг·К); t_n — початкова температура рідини, $^{\circ}\text{C}$.

З льодом вноситься холод (або теплота з негативним знаком) у кількості:

$$Q_2 = L \cdot (-r),$$

де L — кількість льоду, кг; r — теплота плавлення льоду, Дж/кг; вона становить $335 \cdot 10^3$ Дж/кг.

З апарата теплота виноситься з охолодженим продуктом Q_3 і водою Q_4 , що утвориться під час плавлення льоду. Позначивши кінцеву температуру суміші рідини, що охолоджується, і води, що утворюється під час плавлення льоду, через t_k і теплоємність води через c_6 , тепловий баланс процесу можна виразити рівнянням:

$$Gct_n - L \cdot r = Gct_k + Lc_6t_k + Q_6. \quad (5.73)$$

З цього рівняння визначимо витрату льоду (в кг):

$$L = \frac{[Gc_n(t_n - t_k) - Q]}{r + c_k t_k}. \quad (5.74)$$

Тривалість охолодження льодом залежить від умов проведення процесу; вона зменшується зі зменшенням розмірів шматків льоду та зі збільшенням інтенсивності перемішування рідини.

5.1.5 Фізичні основи плавлення та твердіння

Усі тіла, що є предметами праці у харчовій технології, знаходяться в одному з трьох агрегатних станів: твердому, рідкому або газоподібному; воно визначається середньою відстанню між молекулами. Причини, за яких тіла зберігають властивості, притаманні даному агрегатному стану, даній фазі, відомі з курсу фізики. Розглянемо процеси переходу тіл з одних станів в інші, так звані фазові переходи. Із збільшенням температури зростає кінетична енергія молекул і середня відстань між ними. За певної температури, що називається температурою плавлення, речовина переходить із твердого стану в рідкий. Температура речовини при цьому не змінюється. Кількість теплоти, необхідна для даного фазового переходу, називається теплотою плавлення і виражається в Дж/кг.

Особливості процесу плавлення відіграють значну роль у виробництві жиру, особливо маргаринової продукції. Зазначимо, що в процесах смаження жир безпосередньо контактує з гріючою поверхнею і поверхнею харчового продукту, виконуючи при цьому роль теплоносія. Плавлення жирів, як теплообмінний процес, ускладнюється тим, що більшість із них не мають певної постійної температури плавлення. Це пояснюється тим, що до складу жиру входять різноманітні легкоплавкі та тугоплавкі жирні кислоти, що передають їм свої властивості.

Температура плавлення є одним із основних фізико-хімічних показників жиру та маргаринової продукції. Для більшості видів і найменувань маргарину, що використовуються при виготовленні продуктів харчування (страви) і, температура плавлення коливається від 27 до 32° С, кондитерських, хлібопекарних і кулінарних жирів — від 26 до 37° С.

Процес плавлення жиру тривалий, що викликано дуже низькою його тепло- і температуропровідністю. Кількість теплоти, необхідної для плавлення жиру в Дж, можна визначити за формулою:

$$Q = G_{ж} (q_{пл} + c_{ж} t_{ж}), \quad (5.75)$$

де $G_{ж}$ — кількість жиру, кг; $q_{пл}$ — питома теплота плавлення жиру, Дж/кг; $c_{ж}$ — питома теплоємність розплавленого жиру, Дж/(кг·К); $t_{ж}$ — температура розплавленого жиру, °С.

Перехід речовини з рідкого або пластичного стану в твердий називається твердінням, а температура, за якої це здійснюється, називається температурою застигання або кристалізації. Стосовно до жиру ця температура знаходиться в прямій залежності від жирнокислотного складу. Як правило, температура застигання значно нижча, ніж температура плавлення. Так, наприклад, температура плавлення свинячого жиру $28...48^{\circ}\text{C}$, а температура його застигання — $22...32^{\circ}\text{C}$.

5.1.6 Електрофізичні методи обробки харчових продуктів

У останній час в харчову технологію широко впроваджуються електрофізичні способи обробки харчових продуктів — електростатичне поле, струми промислової частоти, струми ВЧ і НВЧ, інфрачервоне випромінювання, ультразвук та ін. Використання цих способів у технологічних процесах дозволяє знизити питомі витрати енергії, скоротити тривалість теплової обробки, забезпечити раціональні температурні режими, що в свою чергу підвищує якість продукції та дає значний економічний ефект.

Суттєвість обробки харчових продуктів у електромагнітному полі полягає в тому, що електромагнітні хвилі від генератора випромінювання проникають у продукт на значну глибину і частково або повністю поглинаються в ньому. При цьому електромагнітна енергія перетворюється в теплоту, що викликає нагрівання продукту.

Інфрачервоне нагрівання здійснюється за схемою «теплота—промінь—теплота», тобто спочатку за рахунок нагрівання випромінювача в ньому генерується енергія, після чого вона передається у вигляді електромагнітних коливань через середовище (повітря, газ) до об'єкта нагрівання, в якому енергія електромагнітних коливань знов перетворюється в теплоту.

Джерелами випромінювання (генераторами) інфрачервоної енергії є, головним чином, температурні випромінювачі, в яких інфрачервоне проміння виникає в результаті спалювання газу, якогось іншого пального або під час нагрівання тіл. Крім того, джерелами випромінювання можуть бути електричні лампи розжарювання, ртутні та кварцові лампи, напіввипромінюючі тели, сени (селітові електронагрівачі), металеві та керамічні випромінювачі газових пальників та ін.

Однією з найбільш важливих характеристик генераторів ІЧ-енергії є довжина хвилі максимального випромінювання λ_{max} , тобто довжина хвилі, якій відповідає максимальна інтенсивність випромінювання. Вона залежить від температури і для абсолютно чорного тіла визначається за законом Віна (у мкм):

$$\lambda_{\max} = 2898/T, \quad (5.76)$$

де T — температура випромінювача, К.

Залежно від довжини хвилі максимального випромінювання, а отже, і температури нагрівання випромінювачі поділяються умовно на «світлі» та «темні». «Світлі» випромінювачі мають у своєму спектрі видиме (світлове) випромінювання, їх $\lambda_{\max} = 0,77 \dots 2,6$ мкм. Це кварцові випромінювачі КИ-220-1000, лампи ЗС, сени, газові мікрофакельні пальники та ін. «Темні» випромінювачі — тени, конфорки та ін. мають температуру до 1 000 К, $\lambda_{\max} = 2,6 \dots 4,0$ мкм, у спектрі їхнього випромінювання буде відсутнє видиме випромінювання. Як «світлі», так і «темні» випромінювачі застосовуються з відбивачами тієї або іншої форми.

Променевий теплообмін між тілами — складний процес. Як вже було раніше відзначено під час розгляду променевого теплообміну, в цьому процесі відбуваються багатократні поглинання та відбиття променевої енергії, що поступово згасають.

Інфрачервоне проміння переборює шлях від джерела випромінювання до об'єкта опромінення в мільйонні частки секунди, не зустрічаючи опору пограничного шару, що має місце під час конвективного нагрівання. Його особливістю є здатність проникати на деяку глибину всередину матеріалу (залежно від його оптичних характеристик — поглинальної, відбивальної та пропускну здатності), а також впливати на його молекулярну структуру та на циркуляцію газу в порах. Інфрачервоне проміння інтенсифікує рух атомів і молекул поверхневих шарів продукту, і він нагрівається. Температура поверхні матеріалу і розташованих нижче шарів швидко зростає, причому максимальна температура спостерігається не на поверхні матеріалу, а на деякій його глибині (від часток до декількох мм), що пояснюється охолодженням поверхні навколишнім середовищем.

Глибина проникнення короткохвильових інфрачервоних променів у продукти має значний діапазон і залежить від властивостей, структури, характеру поверхні, вологовмісту продуктів, а також від довжини хвиль випромінювання ІЧ-генераторів. За даними деяких авторів, глибина проникнення для низки продуктів, що мають значну поглинальну спроможність, що дорівнює $A = 0,7 \dots 0,9$ (наприклад, м'ясо, тісто, хліб, картопля та ін.), може досягати 18...20 мм.

Сприятливим чинником для ІЧ-обробки харчових продуктів є наявність довжин хвиль поблизу 1 мкм у спектрі генератора випромінювання, і високого вологовмісту вихідного продукту (при $\lambda = 0,75 \dots 2,5$ мкм вода інтенсивно поглинає ІЧ-випромінювання). На поверхні випромінюваного продукту досягається значна густина

променевого потоку, що призводить до утворення на ньому специфічної кірочки відповідного кольору.

Щільність опромінення (в Вт/м²) визначається як:

$$q = \frac{\Phi}{S}, \quad (5.77)$$

де Φ — променевий потік генератора випромінювання, Вт; S — розрахункова поверхня опромінення, м².

ІЧ-нагрівання може бути використане не тільки як основний енергоносіє, але і в комбінаціях з іншими засобами енергопідведення, наприклад у комбінації з конвективним і НВЧ-нагріванням. Для таких високотемпературних процесів, як випікання печива і хліба, сушіння сухарів, смаження зерен кави і бобів какао, копчення риби та ін., застосування ІЧ-випромінювання дає значний ефект.

Теплова обробка продуктів у електромагнітному полі НВЧ. НВЧ-нагрівання стало останнім часом одним із найбільш перспективних засобів термічної обробки харчових продуктів. Використання його дозволяє значно інтенсифікувати теплові та масообмінні процеси, зменшити втрати маси продуктів під час термічної обробки, більшою мірою зберегти вітаміни, мінеральні та екстрактивні речовини.

Під час звичайних способів теплової обробки продуктів теплота передається від їхньої поверхні до центральних шарів за рахунок теплопровідності, яка для більшості харчових продуктів дуже мала (про це відзначено під час розгляду передавання теплоти теплопровідністю). Для нагрівання центральних шарів продукту до необхідної температури 70...80° С його поверхню нагрівають до 100° С (під час варки) або до 250...300° С (під час випікання, смаження). Велика тривалість передачі теплоти і неминучий перегрів поверхні продукту призводять до зниження вмісту в готових виробах низки поживних речовин та вітамінів, перевитраті енергії.

У змінному електромагнітному полі надвисокої частоти (НВЧ) нагрівання харчових продуктів може здійснюватися одразу за всім об'ємом. До основних особливостей НВЧ-нагрівання слід віднести: спроможність НВЧ-поля проникати в оброблюваний продукт на значну глибину, що дозволяє здійснити його об'ємне нагрівання незалежно від теплопровідності; високу швидкість нагрівання і відсутність контакту продукту з теплоносієм; безінерційність процесу нагрівання; високий ККД перетворення енергії НВЧ-поля в теплоту, що виділяється в продукті.

НВЧ-нагрівання відоме під різноманітними назвами, основу яких складають його узагальнені ознаки. Так, часто цей вид нагрівання називають діелектричним, оскільки використовують його для теплової обробки діелектриків, тобто матеріалів і продуктів, що не пропускають

або погано пропускають електричний струм. Назва «мікрохвильове нагрівання» підкреслює коротку довжину хвилі НВЧ-поля, що дорівнює $10^{-3} \dots 10^{-1}$ м. Об'ємним це нагрівання називають тому, що під час використання НВЧ-поля прогрівання продукту відбувається за всім об'ємом (на відміну від поверхневого нагрівання).

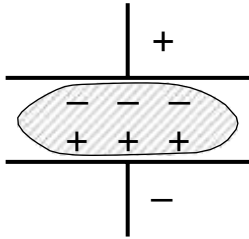


Рисунок 5.18 — Плоский конденсатор

Процес утворення теплоти у продукті за допомогою струмів НВЧ заснований на законах електричного поля і принципі дії конденсатора. Основні параметри та закономірності теплоутворення найпростіше можна пояснити, ґрунтуючись на принципі дії плоского конденсатора (рис. 5.18).

При підключенні плоского конденсатора до полюсів джерела постійного струму його пластини заряджаються протилежними зарядами, і між ними утворюється гомогенне силове поле. Це силове поле буде діяти на виріб (продукт) що нагрівається, розміщений між пластинами конденсатора.

Передусім відзначимо, що практично всі харчові продукти і кулінарні вироби належать до діелектриків, у яких електричні заряди під дією електричного поля не можуть переміщуватися, а лише зміщуються відносно один одного або повертаються у просторі. Зміщення зв'язаних зарядів під дією зовнішнього електричного поля називається поляризацією.

Розрізняють три основних види поляризації діелектриків: дипольний, електронний та іонний. Крім того, у харчових продуктах можуть мати місце макроструктурна і електролітична поляризації.

Основну роль у процесі поглинання енергії поля під час НВЧ-нагрівання харчових продуктів відіграє дипольна поляризація, бо в харчових продуктах у значній кількості міститься вода. У електричному полі на полярні молекули, що мають власний дипольний момент, діють сили, що орієнтують їх відповідно напрямку поля. Диполі розташовуються упорядковано, причому різнойменні заряди сусідніх диполів розміщуються поруч. Оскільки поляризаційні заряди протилежні за знаком зарядам пластин конденсатора, то електричне поле, створене поляризаційними зарядами, спрямоване назустріч полю, створеному зарядами пластин конденсатора. Тому в діелектрику електричне поле між пластинами виявиться послабленим. Величина, що показує, у скільки разів діелектрик послаблює напруженість поля, називається електричною проникністю діелектрика ϵ . Для всіх твердих непровідних матеріалів, у тому числі й харчових продуктів, $\epsilon > 1$. Дипольна поляризація викликає значні втрати енергії поля і, отже, нагрівання продукту.

При електронній поляризації електронні оболонки атомів під впливом зовнішнього електричного поля зміщуються відносно ядра.

При іонній поляризації відбувається зміщення іонів із їхнього рівноважного положення в кристалічній решітці.

Макроструктурна поляризація припускає переміщення в межах окремих включень вільних електронів та іонів під дією зовнішнього електричного поля.

Електролітична поляризація пов'язана з явищем електролізу, зумовленим рухом дисоційованих іонів.

Таким чином, момент сил, що впливають на атоми, іони, молекули та макрочастки при розміщенні харчового продукту в зовнішньому електричному полі, дорівнює:

$$M = M_{\partial} + M_{en} + M_i + M_m + M_{el}, \quad (5.78)$$

де у правій частині рівняння наведено відповідно моменти сил, що виникають під час дипольної, електронної, іонної, макроструктурної та електролітичної поляризацій.

Якщо конденсатор з'єднати з джерелом змінного струму, між пластинами конденсатора утвориться змінне електричне поле. Відповідно зі зміною електричного поля і полярності пластин диполі переорієнтуються (повертаються на 180°). Поляризація йде за зміною електричного поля із запізненням по фазі в результаті внутрішнього тертя матеріалу. На це витрачається робота сили електричного поля, що перетворюється в теплоту і нагріває діелектрик. Робота електричного поля, що витрачається на зміщення зарядів атомів і молекул, із-за наявності «міжмолекулярного тертя» перетворюється в теплоту. У результаті теплових ефектів температура продукту підвищується водночас за всім об'ємом.

Питому потужність, необхідну для нагрівання продукту, визначають за формулою (у Вт/м³):

$$P_n = \frac{\gamma c}{\eta_t} \cdot \frac{\Delta t}{\Delta \tau}, \quad (5.79)$$

де γ — питома вага продукту, кг/м³; c — питома теплоємність продукту, Дж/(кг·К); η_t — термічний ККД процесу нагрівання, що враховує втрати теплоти в довкілля; $\Delta t/\Delta \tau$ — швидкість (темп) нагрівання, °C/с.

Відзначимо, що темпи нагрівання деяких харчових продуктів із частотою НВЧ-поля $f = 2\,375$ МГц за експериментальними даними становлять (в °C/с): м'ясо — 0,50; котлети — 0,76; риба — 0,62; птиця — 0,38. Водночас помітимо, що у разі використання процесу варення ці величини у 20...25 разів менші.

Питому потужність, необхідну для покриття втрат на випаровування вологи, визначають за формулою (у Вт/м³):

$$P_e = \frac{r}{\eta_t} \frac{\Delta W}{\Delta \tau}, \quad (5.80)$$

де r — теплота пароутворення, Дж/кг; ΔW — зменшення вологи, віднесене до одиниці об'єму продукту (кг/м³) за проміжок часу $\Delta \tau$ (с).

Сумарна питома потужність, необхідна для теплової обробки продукту, складе:

$$P = P_n + P_e. \quad (5.81)$$

З іншого боку, тепла потужність, що виділяється в поміщеному в НВЧ-поле продукті (в одиниці об'єму, Вт/м³) дорівнює:

$$P = 0,556 \cdot 10^{-10} E^2 f \varepsilon' \operatorname{tg} \delta, \quad (5.82)$$

де E — напруженість електричного поля, В/м; f — частота змінного електричного поля, Гц; δ — кут діелектричних втрат; ε' — відносна діелектрична проникність середовища (продукту):

$$\varepsilon' = \varepsilon / \varepsilon_0, \quad (5.83)$$

де ε — діелектрична проникність середовища (продукту); ε_0 — електрична постійна, дорівнює $8,85 \cdot 10^{-12}$ Ф/м.

Добуток $\varepsilon'' = \varepsilon' \operatorname{tg} \delta$ називають повним коефіцієнтом поглинання.

Як виходить із формули (5.82), під час НВЧ-нагрівання тепла потужність, що виділяється в продукті, пропорційна частоті та квадрату напруженості поля, а також повному коефіцієнту поглинання.

Теплова обробка харчових продуктів у полі НВЧ здійснюється лише в посуді з матеріалів, що характеризуються низьким коефіцієнтом поглинання і, отже, практично не схильних до нагрівання (скло, фарфор, кераміка, поліетилен, папір, меланіт).

Відзначимо дві важливі характеристики НВЧ-нагрівання харчових продуктів: глибина проникнення поля в продукт і частота поля.

Глибина проникнення поля НВЧ (у м) визначається за формулою

$$\Delta = \frac{9,5510^9}{f \operatorname{tg} \delta \sqrt{\varepsilon'}}. \quad (5.84)$$

У табл. 5.3 наведено діелектричні властивості та глибина проникнення НВЧ-поля в деякі харчові продукти.

Згідно з (5.82) із збільшенням частоти електричного поля f зростає швидкість нагрівання. Проте зі збільшенням частоти зменшується глибина проникнення поля в продукт (5.84), тобто втрачається ефект об'ємного прогрівання. Тому під час вибору частоти поля прагнуть

забезпечити підведення до продукту заданої величини питомої потужності, необхідну глибину проникнення поля, а також ефективну роботу генератора НВЧ.

Таблиця 5.3

Діелектричні властивості, глибина проникнення НВЧ-поля в харчові продукти і час теплової обробки ($f = 2\,375$ МГц, $t = 20^\circ\text{C}$)

Продукт	ε'	ε''	$\operatorname{tg} \delta$	Δ , мм	τ , хв
Яловичина	50	19	0,38	11-13	5,8
Свинина	48	18	0,36	20-24	5,1
Котлетна маса	42	25	0,6	10	-
Жир свинячий	3,2	0,23	0,08	50—60	-
Тріска	51	20	0,39	15—17	4,8
Картопля	56,7	15,2	0,27	18—24	7,2
Морква	62,7	14,3	0,30	21—23	8,3
Буряк	47,9	12,5	0,26	20—22	10

Для діелектричного нагрівання виділено низку частот: 433, 915, 2 375, 2 450, 5 800 і 22 125 МГц.

В основному, використовується електромагнітне поле надвисокої частоти в 2 375 МГц. Для збереження об'ємного прогрівання на цій частоті тепловій обробці слід піддавати вироби товщиною не більше 30...50 мм.

Основним джерелом енергії НВЧ є спеціальний електронний прилад, що називається магнетроном. Нині розроблені та експлуатуються водночас із магнетроном й інші електронні прилади: клістри, лампи рухомої та зворотної хвиль, твердотільні устрої. У генераторних приладах НВЧ здійснюється перетворення енергії джерела постійної напруги, що живить прилад, в енергію електромагнітних коливань. Передача електромагнітної енергії від генератора до навантаження здійснюється по НВЧ-тракту, основними елементами якого є хвилеводи — металеві труби прямокутного або круглого перетину. Оброблюваний продукт можна розміщувати як у хвилевід, так і в спеціальну камеру-резонатор.

У виробничих умовах НВЧ-нагрівання використовують для сушіння матеріалів, теплових технологічних процесів (варення, смаження), розморожування харчової сировини та готової продукції, пастеризації та стерилізації виробів. Особливо ефективно застосування діелектричного нагрівання в процесах сушіння, бо в даному випадку в

матеріалі, що висушується, співпадають за спрямуванням потоки теплоти і вологи, яку видаляють.

На рис. 5.19 наведено схему вакуум-сушарки з НВЧ-нагріванням. Продукт із шлюзового бункера 3 надходить на стрічку 2 транспортера, який знаходиться в камері 1.

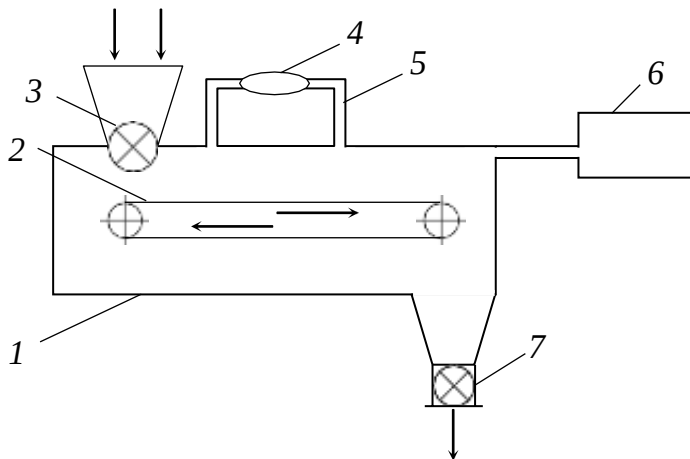


Рисунок 5.19 — Схема вакуум-сушарки з НВЧ-нагріванням

Нагрівання продукту здійснюється завдяки магнетрону 4 і хвильоводам 5. Нагляд за температурою сушіння ведуть дистанційні прилади. Вакуум у камері сушарки підтримується вакуум-насосом 6. Готовий продукт вивантажується через шлюзовий бункер 7.

Якість матеріалів, висушених НВЧ-способом дуже висока. Наприклад, висушене таким способом м'ясо має

пористу структуру; воно відновлює до 70% свого початкового об'єму під час простого обводнення. У ньому добре зберігаються вітаміни та інші цінні компоненти.

НВЧ-нагрівання розповсюджене в кондитерському, м'ясному, молочному, консервному виробництвах і підприємствах ресторанного господарства.

Обробка харчових продуктів у електростатичному полі застосовується для електрогазоочищення, електрокопчення та паніровки м'яса та риби, нанесення консервуючих речовин на поверхню продукту, сепарації зерна, чаю, олійного насіння та ін. Установки являють собою камеру з електродами, до яких підводиться постійний струм високої напруги (до 9 000 В). Частинки пилу, туману або коптільного диму, які входять у електростатичне поле, заряджаються і під впливом поля одержують направлений рух до осаджувальних електродів. При електрокопченні компоненти коптільного диму осаджуються на поверхні продукту, а після цього дифундують у нього, в результаті чого відбувається зміна кольору, аромату, смаку продукту, а також досягається бактерицидний та антиокислювальний ефекти. Процес електрокопчення протікає 2...5 хвилин на відміну від декількох годин із використанням звичайних засобів.

Сутність електроконтактного методу обробки полягає у тому, що електричний струм промислової частоти (220 В, 50 Гц), проходячи через продукт, що має опір, викликає його нагрівання, за рахунок якого досягається значна інтенсифікація процесу. Електроконтактне

нагрівання використовується для розморожування (дефростації) риби, випікання бісквітного тіста, сушіння тютюну, варення сосисок. До процесів електроконтактної обробки харчових продуктів належить і електроплазмоліз, під час якого відбувається пошкодження протоплазматичних оболонок клітин рослинної сировини, що дає збільшення виходу соку на 8...10% порівняно зі звичайними методами.

Сутність процесу електрофлотації, розробленого Б. М. Матовим, полягає у розкладанні постійним електричним струмом води на кисень і водень, який після цього у вигляді бульбашок осаджується на поверхні твердої фази (завислих частинок соку) і тягне її вгору для наступного виділення.

Комбіновані методи теплової обробки продуктів — це послідовне та паралельне нагрівання виробів декількома з викладених вище способів із метою скорочення часу обробки, підвищення якості кінцевого продукту та ефективності технологічного процесу.

У разі вибору комбінованих способів теплової обробки треба:

- провести аналіз традиційного (базового) способу з метою виявлення його переваг та недоліків;
- сформулювати основні технологічні вимоги до даного процесу з урахуванням фізико-хімічних змін, що відбуваються у продукті, температури обробки, рівномірності обігрівання тощо;
- здійснити підбір способів теплової обробки, що усунуть ті або інші недоліки традиційного способу;
- здійснити синтез різноманітних комбінованих способів теплової обробки з метою виявлення найбільш оптимального варіанту.

На базі поверхневого, НВЧ- та ІЧ-нагрівання можливі такі комбіновані способи теплової обробки харчових продуктів: радіаційно-конвективне нагрівання (РК-нагрівання); НВЧ-парове нагрівання; НВЧ-нагрівання-гаряче повітря; паро-ІЧ-нагрівання; НВЧ-нагрівання-ІЧ-нагрівання; ІЧ-нагрівання-НВЧ-нагрівання.

Наведемо низку прикладів створення комбінованого теплового процесу, що дозволяє реалізувати переваги різноманітних способів теплової обробки з одержанням готової продукції високої якості. У харчових продуктів, які пройшли теплову обробку в НВЧ-шафах, відсутні специфічна кірочка і колір, характерні для смаження традиційним способом. Подальша обробка цих продуктів у полі ІЧ-випромінювання (1...2 хвилини) дозволяє отримати виріб із специфічною кірочкою та кольором. Такий спосіб нагрівання може бути здійснений в одній і тій же шафі НВЧ, оснащений ІЧ-випромінювачами, або послідовно в двох апаратах — шафі НВЧ і шафі з ІЧ-випромінюванням (електрогрилі). У даному прикладі використання комбінованого нагрівання диктується, з одного боку, технологією (наявність

кірочки і кольору), з іншого — економічними міркуваннями (енергія НВЧ-поля приблизно в два рази дорожча енергії ІЧ-поля).

Теоретично та практично доведена також техніко-економічна доцільність застосування комбінованих способів сушіння: НВЧ-нагрівання доповнюють вакуумуванням сушильної камери (рис. 5.19), повітряним обдувом об'єкта, що висушується.

Запитання до підрозділу 5.1

1. Які існують засоби передачі теплоти? Їх визначення.
2. Сформулюйте закон Фур'є.
3. Що називають коефіцієнтом теплопровідності?
4. У якому разі теплопровідність циліндричної стінки розраховують за допомогою формули плоскої стінки?
5. Наведіть приклади багатошарової стінки.
6. Які орієнтовні значення коефіцієнта теплопровідності для міді та заліза; які висновки можна зробити з їх порівняння?
7. У чому полягає сутність конвективного теплообміну?
8. Що таке критеріальні рівняння і як ними користуватися для обчислення коефіцієнта тепловіддачі?
9. Які значення має критерій Рейнольдса для ламінарного і турбулентного режимів?
10. Як відбувається тепловіддача під час вільного руху рідини?
11. Що таке плівкова конденсація пари?
12. Від чого залежить передача теплоти випромінюванням?
13. Сформулюйте закон Стефана-Больцмана.
14. Що таке ступінь чорноти?
15. Які тіла називають абсолютно чорними?
16. У чому сутність процесу теплопередачі?
17. Що таке складний теплообмін?
18. Що таке коефіцієнт теплопередачі, його визначення?
19. Як обчислити коефіцієнт теплопередачі для одношарової та багатошарової стінок?
20. Як визначається рушійна сила теплових процесів?
21. У чому переваги нагрівання водяною парою?
22. Як визначається витрата пари на процес?
23. Наведіть приклади використання топкових газів.
24. У чому сутність омичного, індукційного та високочастотного нагрівів?
25. Що таке проміжний теплоносіє?
26. Назвіть фізичні основи плавлення і твердіння.
27. Які електрофізичні методи оброблення харчових продуктів вам відомі?
28. Для яких матеріалів ефективно сушіння в полі струмів високої частоти? Чому?
29. У чому особливість процесу нагрівання в полі НВЧ?
30. На яку глибину продукту проникають інфрачервоні промені?
31. Які типи генераторів інфрачервоних променів вам відомі?

5.2 ТЕПЛООБМІННІ АПАРАТИ

5.2.1 Класифікація теплообмінників

Теплообмінники — це пристрої, в яких здійснюється теплообмін між середовищами, які гріють, і середовищами, які нагріваються. Для того, щоб розібратися в різноманітті теплообмінників, їх класифікують за низкою ознак.

У теплообмінних апаратах здійснюються майже всі види теплових процесів, тому залежно від функцій, що виконуються, їх можна поділити на такі основні групи: нагрівачі, випарники та кип'ятильники, холодильники та конденсатори, випарні апарати, пастеризатори, регенератори, деаератори та ін.

Залежно від агрегатного стану робочих середовищ розрізняються теплообмінники:

— рідинно-рідинні — теплообмін між двома рідкими середовищами;

— парорідинні та парогазові — теплообмін між паром та рідиною або газом;

— газорідинні та газогазові — теплообмін між газом та рідиною або газом.

За способом передачі теплоти розрізняються теплообмінники поверхневі та змішувальні. У поверхневих теплообмінниках відбувається передавання теплоти через поверхню нагрівання. У змішувальних теплообмінниках здійснюється обмін теплотою під час безпосереднього змішування теплоносіїв. Поверхневі теплообмінники бувають рекуперативні та регенеративні. У рекуператорах теплоносій і продукт, між якими відбувається теплообмін, знаходяться по різні боки стінки, що їх розділяє. У регенераторах одна і та сама поверхня апарата омивається по черговому то теплоносієм, то продуктом. Ці теплообмінники в харчовій промисловості широкого розповсюдження не отримали. Тому далі під назвою «поверхневі теплообмінники» або просто «теплообмінники» будемо мати на увазі рекуперативні теплообмінники.

За тепловим режимом розрізняються теплообмінники періодичної дії, в яких спостерігається нестационарний тепловий процес, і безперервної дії з процесом, що встановився у часі.

За конфігурацією поверхні теплообміну розрізняють теплообмінники: трубчаті, пластинчаті, спіральні, оболонкові та з оребреною поверхнею. Трубчаті теплообмінники, в свою чергу, поділяються на кожухотрубні, змійовикові, типу «труба в трубі», елементні секційні, зрошувальні та комбіновані.

Окрім наведених основних класифікаційних ознак теплообмінних апаратів останні можна класифікувати за низкою додаткових ознак. Так, наприклад, за напрямом руху робочих середовищ розрізняють теплообмінники прямоточні, протитечійні, з перехресною течією і зі змішаною течією; за числом ходів теплоносія розрізняють теплообмінники одноходові та багатходові; за жорсткістю конструкції — теплообмінники жорсткого, напівжорсткого та нежорсткого типів.

Відповідно з класифікаційною схемою і стандартами, прийнято індексацію теплообмінних апаратів, що дає відомості про їх призначення, тип, виконання, основні параметри та розміри. Наведемо індексацію найбільш розповсюдженого у харчовій технології теплообмінника — кожухотрубного. За технологічним призначенням передбачають чотири види кожухотрубних апаратів: випарники **В**, конденсатори **К**, холодильники **Х** і теплообмінники **Т**. Друга літера умовної позначки показує наявність конструкційних пристроїв для компенсації температурних деформацій: **Н** — з нерухомими трубними решітками; **К** — з температурним компенсатором на кожусі; **П** — з плаваючою головкою; **У** — з U-подібними трубами; **ПК** — з плаваючою головкою і компенсатором на ній. Теплообмінники повинні вироблятися в такому виконанні: **Г** — горизонтальні; **В** — вертикальні; для вибухо- і пожежобезпечних середовищ та середовищ, що не мають токсичності — група **А**, для вибухо- і пожежонебезпечних середовищ та середовищ із токсичністю — група **Б**. Виготовлення теплообмінника за видом матеріалів вказане в ДГСТ 15122-79, ДГСТ 14245-69. Теплообмінники можуть бути виготовлені одно-, дво-, чотири-, шестиходовими у трубному просторі, з перегородками або без них у міжтрубному просторі.

Наприклад, умовна позначка теплообмінника **Т** типу **Н** горизонтального **Г**, з кожухом діаметром 800 мм на умовний тиск 16 МПа, виконання за видом матеріалу **М1**, з теплообмінними трубами діаметром 20 мм і довжиною 6 м, чотириходового, для вибухо- і пожежонебезпечних середовищ: теплообмінник 800 ТНГ-16-М1-0/20-6-4 гр. Б (ДГСТ 15122-79).

5.2.2 Конструкції теплообмінників

Теплообмінники із оболонками. Дані апарати із оболонками (рис. 5.20) дуже часто застосовуються для періодичного нагрівання або охолодження (наприклад, для підігрівання та уварювання кондитерських мас). Технологічний процес у них може здійснюватися під тиском (автоклави), під розрідженням (вакуум-апарати) і при атмосферному тиску (варильні котли).

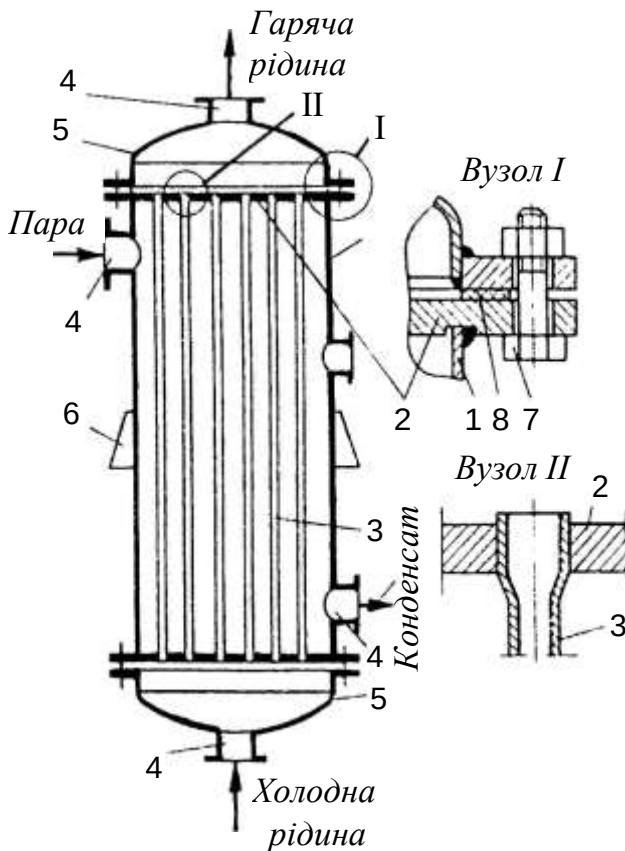


Рисунок 5.20 — Кожухотрубний теплообмінник

рідина, газ-газ, газ-рідина.

На рис. 5.20 показано вертикальний одноходовий теплообмінник жорсткої конструкції, що складається з циліндричного корпусу (або кожуха) 1 та приварених до нього трубних решіток 2 з пучком труб 3. Пучок труб поділяє весь об'єм корпусу теплообмінника на трубний простір, укладений всередині гріючих труб, та міжтрубний простір.

До корпусу приєднані герметично за допомогою прокладок 8 і болтового сполучення 7 два днища 5. Для введення та виведення теплоносіїв корпус і днища мають патрубки 4. Один потік теплоносія, наприклад, рідина, спрямовується в трубний простір, проходить по трубках і виходить із теплообмінника через патрубок у верхньому днищі. Інший потік теплоносія, наприклад пара, рухається у міжтрубному просторі теплообмінника, омиваючи ззовні пучок гріючих труб. При цьому середовище, що гріється, спрямовують знизу вгору, а середовище, що віддає теплоту, — в протилежному напрямку.

Гріючі труби з'єднуються з трубними решітками зварюванням, пайкою або розвальцьовані в них. Гріючі труби виготовляють із сталі, міді або латуні. Труби в решітках, звичайно, розміщують рівномірно по периметрах правильних шестикутників, що забезпечує компактність розташування. Інколи труби розміщують по концентричних колах.

Апарати мають циліндричні, сферичні або плоскі подвійні стінки, що утворюють герметично замкнений простір — водяну або парову оболонку. Для інтенсифікації теплообміну з боку продукту, що обробляється, апарати можуть обладнуватися механічними мішалками, а для вивантаження продукту — пристроєм для перевертання. Звичайно апарати з паровою оболонкою працюють під тиском, що не перевищує 0,5 МПа.

Кожухотрубні теплообмінники. Ці теплообмінники отримали у промисловості найбільше застосування завдяки своїй компактності, простоті у виготовленні та надійності у роботі. Вони використовуються для теплообміну між потоками у різноманітних агрегатних станах: пара-рідина, рідина-

За необхідності забезпечення очищення зовнішніх поверхонь труб застосовується коридорне розташування — по боках квадратів.

Теплообмінник, зображений на рис. 5.20, є вертикальним, однокоридорним. Унаслідок великого сумарного прохідного перерізу труб і міжтрубного простору швидкості протікання теплоносіїв невеликі, і коефіцієнти тепловіддачі в цьому теплообміннику порівняно низькі. Для збільшення швидкості протікання (інтенсифікації теплообміну) у трубному і міжтрубному просторах встановлюють перегородки, які зменшують переріз потоку теплоносіїв. На рис. 5.21 подано такий багатокоридоровий теплообмінник, що має два ходи у трубному просторі та п'ять ходів у міжтрубному.

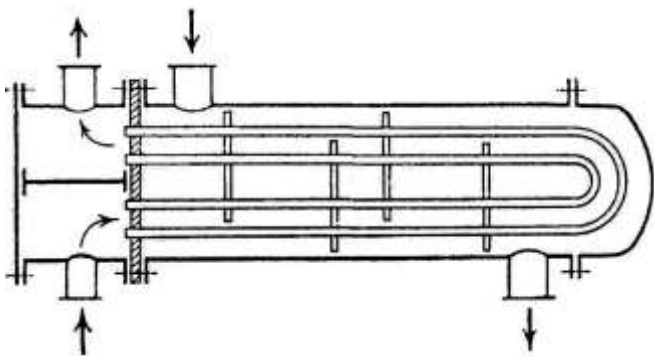


Рисунок 5.21 — Багатокоридровий кожухотрубний теплообмінник з U-подібними трубами

Кожухотрубні теплообмінники розташовуються вертикально або горизонтально за допомогою опорних лап 6 (рис. 5.21).

За різниці температур між теплоносіями понад 50°C за рахунок неоднакових температурних подовжень у зварювальних швах приєднання кожухів до трубних решіток, а також у місцях приєднань труб у решітках

виникають значні напруження, що можуть перевищити межу міцності матеріалу. У результаті з'являються нещільності, порушується герметичність. Для компенсації неоднакового подовження труб і корпусу апарата застосовують конструкції теплообмінників із лінзовими компенсаторами, з плаваючою головкою, з U-подібними трубами (рис. 5.21), а також із сальниковими пристроями. Поверхня нагрівання кожухотрубних теплообмінників може складати $1\ 200\ \text{м}^2$ з довжиною труб від 1 до 9 м; умовний тиск досягає 6,4 МПа.

Елементні теплообмінники. Найпростіший двотрубний теплообмінник типу «труба в трубі» (рис. 5.22) складається з двох труб: внутрішньої труби 1 меншого діаметра і зовнішньої труби 4 більшого діаметра. Звичайно складають послідовно один із іншим у батарею декілька таких простих теплообмінних елементів за допомогою фланцевих з'єднань 3 і колін (калачів) 2.

У двотрубних теплообмінниках можна створити високі швидкості теплоносія та продукту. У зв'язку з цим апарати характеризуються порівняно високим коефіцієнтом теплопередачі. Проте ці теплообмінники громіздкі та металомісткі.

Змійовикові теплообмінники. Теплообмінний елемент — змійовик — це труба 1, зігнута будь-яким чином і поміщена в посудину 2

(рис. 5.23). При цьому змійовик занурено в рідину, яка нагрівається або охолоджується теплоносієм, що рухається по змійовику. У змійови-

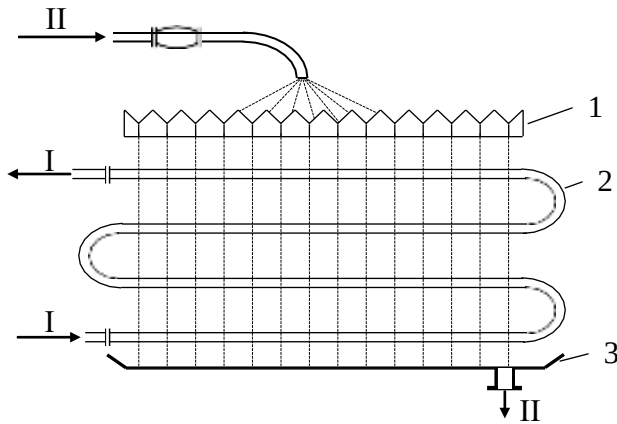


Рисунок 5.24 — Зрошувальний теплообмінник

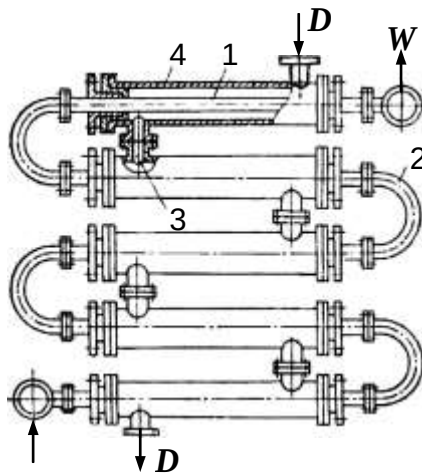


Рисунок 5.22 — Теплообмінник типу «труба в трубі»

ковому вакуум-апараті для уварювання кондитерських мас по змійовику проходить продукт. Змійовикові теплообмінники виготовляються з плоским змійовиком або зі змійовиком, зігнутим у вигляді гвинтової лінії.

Теплообмінники відрізняються простотою конструкції. У той же час у них ускладнено очищення внутрішньої поверхні зігнутої труби, змійовик має великий гідравлічний опір.

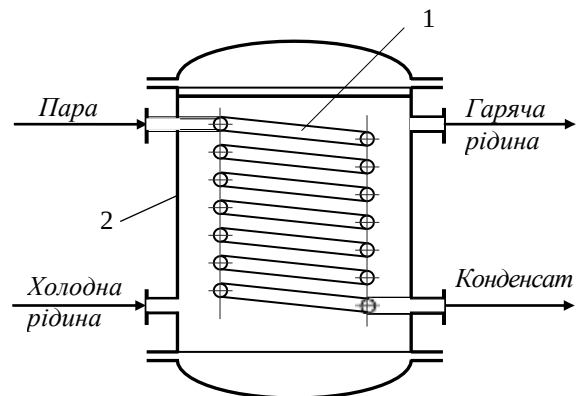


Рисунок 5.23 — Змійовиковий теплообмінник

Зрошувальні теплообмінники. Зрошувальний теплообмінник (рис. 5.24) — це змійовик 2, зігнутий у вертикальній площині, розподільний жолоб з отворами 1 та піддон 3. Рідина з розподільного жолоба витікає на верхній виток змійовика, омиває зовнішню поверхню труб змійовика та стікає в піддон під змійовиком. Залежно від температури середовища, що протікає всередині змійовика, рідина, що омиває трубки, нагрівається або охолоджується.

Позитивна якість цих теплообмінників полягає в простоті обслуговування і невеликій витраті охолоджуючого агента (води), що використовується багаторазово. Недоліки зрошувальних теплообмінників: громіздкість, значна металомісткість та низькі значення коефіцієнта теплопередачі.

Застосовуються для охолодження пива, молока та інших рідин, у холодильній техніці як конденсатор.

Спіральні теплообмінники. У спіральному теплообміннику (рис. 5.25) поверхня теплообміну утворюється двома металевими листами 1 і 2, згорнутими у вигляді спіралі. Внутрішні кінці листів приварені до глухої перегородки 3, а їхні зовнішні кінці зварені один із одним.

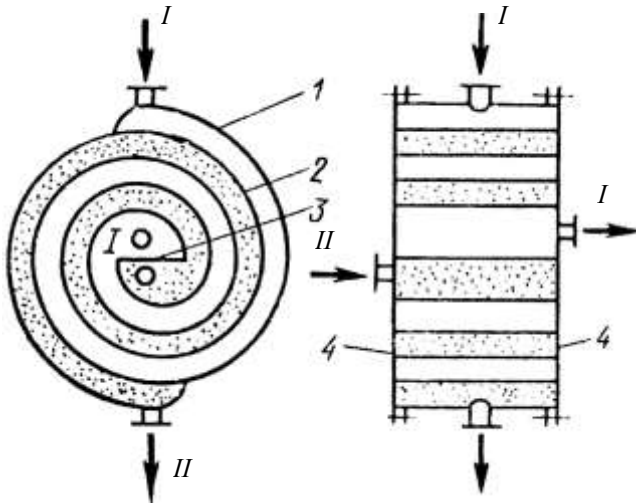


Рисунок 5.25 — Спіральний теплообмінник

Торці спіралі закриті встановленими на прокладках плоскими кришками 4. Біля зовнішніх кінців спіралей та в центрі кришки приварені патрубки для введення і виведення теплоносіїв.

Спіральний теплообмінник має високий коефіцієнт теплопередачі, незначний гідравлічний опір і відрізняється компактністю. Проте він складний у виготовленні та непридатний для роботи під тиском більше 1 МПа.

Пластинчаті теплообмінники знайшли широке застосування для охолодження та підігрівання різноманітних рідин (молока, соків, вина, пива та ін.) з робочими температурами до 300° С з тиском до 1,6 МПа.

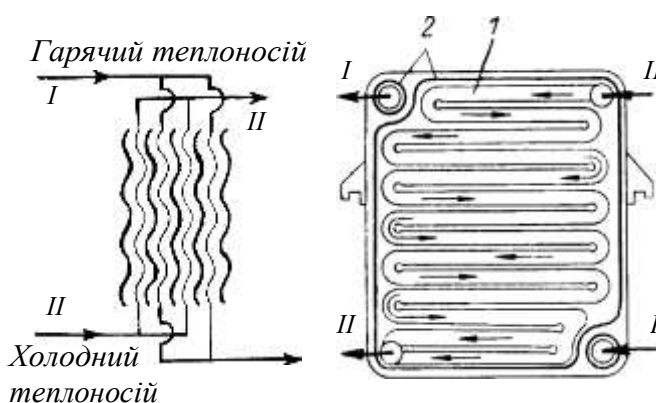


Рисунок 5.26 — Пластинчатий теплообмінник

Теплообмінник (рис. 5.26) складається з пакету гофрованих металевих пластин. Між пластинами утворюються герметичні канали 1, в яких здійснюється протиточна течія гарячого і холодного теплоносіїв. Пластини гофровані для того, щоб збільшити поверхню теплообміну і створити турбулентну течію рідини у вузьких каналах, відстань між якими дорівнює

3...10 мм. Пластини відокремлюються одна від одної прокладками 2 і мають два отвори по кутах для входу і виходу одного теплоносія, що циркулює в герметичному каналі. Через два інших кутових отвори в пластині втікає і витікає інший теплоносій. Пластини стягнуті зажимами.

Унаслідок високих швидкостей руху рідини між пластинами досягається високе значення коефіцієнта теплопередачі з малим гідравлічним опором.

Випускаються різноманітні модифікації теплообмінників цього типу з пластинами зі сталі різних марок, алюмінію, титану та інших металів, розбірної та нерозбірної конструкції з поверхнями теплообміну від 0,4 до 600 м². Більш докладно про конструктивні особливості пластинчатих теплообмінників наведено в підрозділі 5.4.3.

5.2.3 Розрахунок теплообмінників

Розрізняють два види розрахунку теплообмінників: проектний і перевірний. Проектний розрахунок виконується при проектуванні нового теплообмінника, коли задано кількість продукту, що охолоджується або нагрівається, і його параметри. Мета проектного розрахунку — визначення необхідної поверхні теплообміну, витрати теплоносія або холодоагенту, конструктивних розмірів обраного апарата, його гідравлічного опору та механічної міцності.

За допомогою перевірного розрахунку виявляють можливість використання наявних теплообмінників в умовах заданого процесу і визначають умови, що забезпечують оптимальний режим роботи апарата.

Проектний розрахунок включає вибір типу та конструкції теплообмінного апарата, тепловий, конструктивний, гідравлічний, механічний та техніко-економічний розрахунки.

Тепловий розрахунок теплообмінників *полягає у визначенні необхідної поверхні теплообміну з основного рівняння теплопередачі (5.45).*

$$S = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{сер}},$$

де Q — теплове навантаження теплообмінного апарата, Вт; K — коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К); $\Delta t_{сер}$ — середній температурний напір, °С.

Визначення теплового навантаження і витрат теплоносіїв

Теплове навантаження теплообмінника визначають з рівняння теплового балансу. Рівняння теплового балансу в загальному вигляді без обліку втрат теплоти в довкілля (що звичайно не перевищують 5%), виражається рівністю:

$$Q = Q_{прих} = Q_{вит}, \quad (5.85)$$

де $Q_{прих}$ — кількість теплоти, відданої гарячим теплоносієм, Вт; $Q_{вит}$ — кількість теплоти, одержаної холодним теплоносієм, Вт.

Залежно від конкретного процесу теплові баланси мають різний вигляд.

а) теплообмін протікає без зміни агрегатного стану теплоносіїв.

Тоді:

$$Q_{\text{прих}} = G_1 c_1 (t_{1n} - t_{1k}), \quad (5.86)$$

$$Q_{\text{вум}} = G_2 c_2 (t_{2k} - t_{2n}), \quad (5.87)$$

де G_1 — витрата гарячого теплоносія, кг/с; c_1 — середня питома теплоємність гарячого теплоносія, Дж/(кг·К); t_{1n} і t_{1k} — початкова і кінцева температури гарячого теплоносія, °С; G_2 — витрата холодного теплоносія, кг/с; c_2 — середня питома теплоємність холодного теплоносія, Дж/(кг·К); t_{2n} і t_{2k} — температура холодного теплоносія на вході в апарат і на виході з нього, °С.

Таким чином, рівняння теплового балансу набуде вигляду:

$$G_1 c_1 (t_{1n} - t_{1k}) = G_2 c_2 (t_{2k} - t_{2n}). \quad (5.88)$$

З рівняння (5.88) визначається витрата теплоносіїв або невідома температура одного з теплоносіїв. Наприклад, якщо невідома витрата холодного теплоносія (для холодильників), вона визначається, як:

$$G_2 = \frac{G_1 c_1 (t_{1n} - t_{1k})}{c_2 (t_{2k} - t_{2n})}. \quad (5.89)$$

За необхідності визначення кінцевої температури гарячого теплоносія, отримаємо:

$$t_{1k} = t_{1n} - \frac{G_2 c_2 (t_{2k} - t_{2n})}{G_1 c_1}. \quad (5.90)$$

б) теплообмін протікає при зміні агрегатного стану одного з теплоносіїв (наприклад: нагрівання холодного теплоносія відбувається за рахунок конденсації гріючої водяної пари). Теплове навантаження визначиться виразами:

$$\left. \begin{aligned} Q_{\text{прих}} &= D (i_{1n} - i_{1k}) = D \cdot r, \\ Q_{\text{вум}} &= G_2 c_2 (t_{2k} - t_{2n}). \end{aligned} \right\} \quad (5.91)$$

Рівняння теплового балансу:

$$D (i_{1n} - i_{1k}) = G_2 c_2 (t_{2k} - t_{2n}) \quad (5.92)$$

або

$$D \cdot r = G_2 c_2 (t_{2k} - t_{2n}),$$

де D — витрата пари, кг/с; i_{1n} — ентальпія гріючої пари (визначається з таблиць насиченої водяної пари), Дж/кг; i_{1k} — ентальпія конденсату, Дж/кг; r — теплота пароутворення (конденсації) води, Дж/кг. Інші позначки, як у формулі (5.87).

Тоді витрата гріючої пари:

$$D = \frac{G c (t_{2\kappa} - t_{2n})}{(i_{1n} - i_{1\kappa})} = \frac{G_2 c_2 (t_{2\kappa} - t_{2n})}{r} \quad (5.93)$$

Якщо врахувати тепловтрати від стінок апарата в довкілля $Q_{вт}$, що складають 2...5% від підведеної теплоти, за допомогою коефіцієнта $\eta = 0,95...0,98$, то рівняння теплового балансу запишеться так:

$$Q_{прих} = Q_{ввт} + Q_{вт}.$$

Вираз (5.93) зміниться на такий:

$$D = \frac{G c (t_{2\kappa} - t_{2n})}{(i_{1n} - i_{1\kappa}) \eta} = \frac{G_2 c_2 (t_{2\kappa} - t_{2n})}{r \cdot \eta} \quad (5.94)$$

в) теплообмін протікає при зміні агрегатного стану обох теплоносіїв (наприклад, у випарникові). Нагрівання холодного теплоносія здійснюється зі зміною його агрегатного стану, тобто рідина переходить у пару, в той же час гарячий теплоносій (наприклад, насичена пара), віддаючи теплоту, також змінює агрегатний стан — конденсується:

$$\left. \begin{aligned} Q_{прих} &= D (i_{1n} - i_{1\kappa}), \\ Q_{ввт} &= Q_n + Q_g + Q_{вт}, \end{aligned} \right\} \quad (5.95)$$

де Q_n — теплота, що витрачається на нагрівання холодного теплоносія до температури кипіння, Вт; Q_g — теплота, що витрачається на випаровування киплячої рідини, Вт.

$$Q_n = G c (t_s - t_1), \quad (5.96)$$

$$Q_g = G \cdot r, \quad (5.97)$$

де G — витрата холодного теплоносія, кг/с; c — питома теплоємність теплоносія, Дж/(кг·К); t_s — температура кипіння холодного теплоносія, °С; t_1 — початкова температура холодного теплоносія, °С; r — теплота пароутворення теплоносія, Дж/кг.

Рівняння теплового балансу:

$$D (i_{1n} - i_{1\kappa}) \eta = G c (t_s - t_1) + G \cdot r \quad (5.98)$$

Витрата гріючої пари, (кг/с):

$$D = \frac{G c (t_s - t_1) + G \cdot r}{(i_{1n} - i_{1\kappa}) \cdot \eta} \quad (5.99)$$

г) при конденсації перегрітої пари з подальшим охолодженням конденсату теплове навантаження буде дорівнювати:

$$Q_{прих} = Q_{пер} + Q_{конд} + Q_{охол}, \quad (5.100)$$

де $Q_{пер}$ — теплота, що виділяється під час охолодження перегрітої пари від t_{nn} до насиченого стану $t_{nn} = t_s$, Вт; $Q_{конд}$ — теплота, що виділяється під час конденсації насиченої пари, Вт; $Q_{охол}$ — теплота, що виділяється під час охолодження гарячої рідини від t_s до заданої температури t_1 , Вт.

Теплота від гарячого теплоносія (наприклад, парів етилового спирту) частіше за все відводиться холодною водою:

$$Q_{вум} = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2н}).$$

Позначки величини — див. (5.87).

Якщо

$$Q_{пер} = G_1 c_p (t_{nn} - t_s), \quad (5.101)$$

$$Q_{конд} = G_1 r_1, \quad (5.102)$$

$$Q_{охол} = G_1 c_1 (t_s - t_1), \quad (5.103)$$

то рівняння теплового балансу набуде такого виду:

$$G_1 c_p (t_{nn} - t_s) + G_1 r_1 + G_1 c_1 (t_s - t_1) = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2н}), \quad (5.104)$$

де G_1 — витрата гарячого теплоносія, кг/с; c_p — масова теплоємність перегрітої пари при постійному тиску, Дж/(кг·К); r_1 — теплота конденсації гарячого теплоносія, Дж/кг; c_1 — масова теплоємність рідкого гарячого теплоносія, Дж/(кг·К).

Якщо вода, що охолоджується, подається в міжтрубний простір і зовнішні стінки апарата мають температуру, що мало відрізняється від температури навколишнього середовища, то теплові втрати дуже малі й тому їх не враховують.

З рівняння (5.104) визначається витрата води, що охолоджує:

$$G_2 = \frac{G_1 c_p (t_{nn} - t_s) + G_1 r_1 + G_1 c_1 (t_s - t_1)}{c_2 (t_{2к} - t_{2н})}. \quad (5.105)$$

Якщо у процесі теплообміну є додаткові умови, а ускладнюють процес, наприклад, додатковий прибуток або витрата теплоти за рахунок хімічних реакцій чи перетворень речовини, то під час обчислення теплового балансу їх треба врахувати.

Визначення рушійної сили теплообміну, тобто середньої різниці температур

Розрахунок температурного режиму теплообмінного апарата складається з визначення середньої різниці температур, обчислення

середніх температур теплоносіїв (робочих середовищ), а також визначення температури стінок апарата.

Під час розрахунку температурного режиму теплообмінника необхідно спочатку встановити характер зміни температур теплоносіїв, обрати схему їхнього руху так, щоб отримати більшу середню різницю температур. Це забезпечить найсприятливіші умови теплопередачі та мінімальну температуру стінок апарата.

Величина середнього температурного напору залежить від схеми руху теплоносіїв вздовж поверхні теплообміну (рис. 5.8). Середній температурний напір під час прототечії та протитечії, а також із постійною температурою одного з теплоносіїв визначається як середньологарифмічна різниця (5.52):

$$\Delta t_{\text{сеп.}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}}{2,3 \lg \left(\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} \right)},$$

де Δt_{δ} , $\Delta t_{\text{м}}$ — більша і менша різниці температур між гарячим і холодним теплоносіями на кінцях теплообмінника (рис. 5.9).

Якщо $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} < 2$, то середній температурний напір визначається як середньоарифметична величина (5.51):

$$\Delta t_{\text{сеп.}} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{\text{м}}}{2}.$$

Для складних схем руху теплоносіїв, тобто під час перехресного та змішаного потоків (рис. 5.8), потрібно визначити середню різницю температур так же, як під час протитечії, а після цього ввести поправний коефіцієнт $\varepsilon_{\Delta t}$ (5.53). Величина $\varepsilon_{\Delta t}$ лежить у межах 0,65...1,0. Визначення середньологарифмічної різниці температур зручно виконувати за допомогою спеціальної номограми (рис. 5.27).

Середня різниця температур під час періодичного процесу нагрівання (або охолодження) в апараті:

$$\Delta t_{\text{сеп.}} = \frac{t'_1 - t'_2}{2,3 \lg [(t'_1 - t'_1) / (t'_2 - t'_2)]} \cdot \frac{A - 1}{2,3 \lg A}, \quad (5.106)$$

де t'_1 і t''_1 — початкова та кінцева температури рідини, що нагріває, °C; t'_2 і t''_2 — початкова і кінцева температури теплоносія що нагрівається, °C.

$$A = \frac{(t - t'_1)}{(t - t'_2)}, \quad (5.107)$$

де t — температура гріючого (або охолоджуючого) теплоносія в будь-який момент часу, °С.

Визначення коефіцієнтів тепловіддачі та теплопередачі

Коефіцієнти тепловіддачі знаходять за формулами, наведеними в розділі 5.1 — див. формули (5.15) — (5.30).

Крім того, для деяких конструкцій теплообмінників є свої специфічні рівняння. Так, наприклад, коефіцієнт тепловіддачі під час руху рідкого теплоносія в міжтрубному просторі кожухотрубних теплообмінників визначається за рівнянням

$$Nu = c (d_e Re)^{0,6} Pr^{0,33}, \quad (5.108)$$

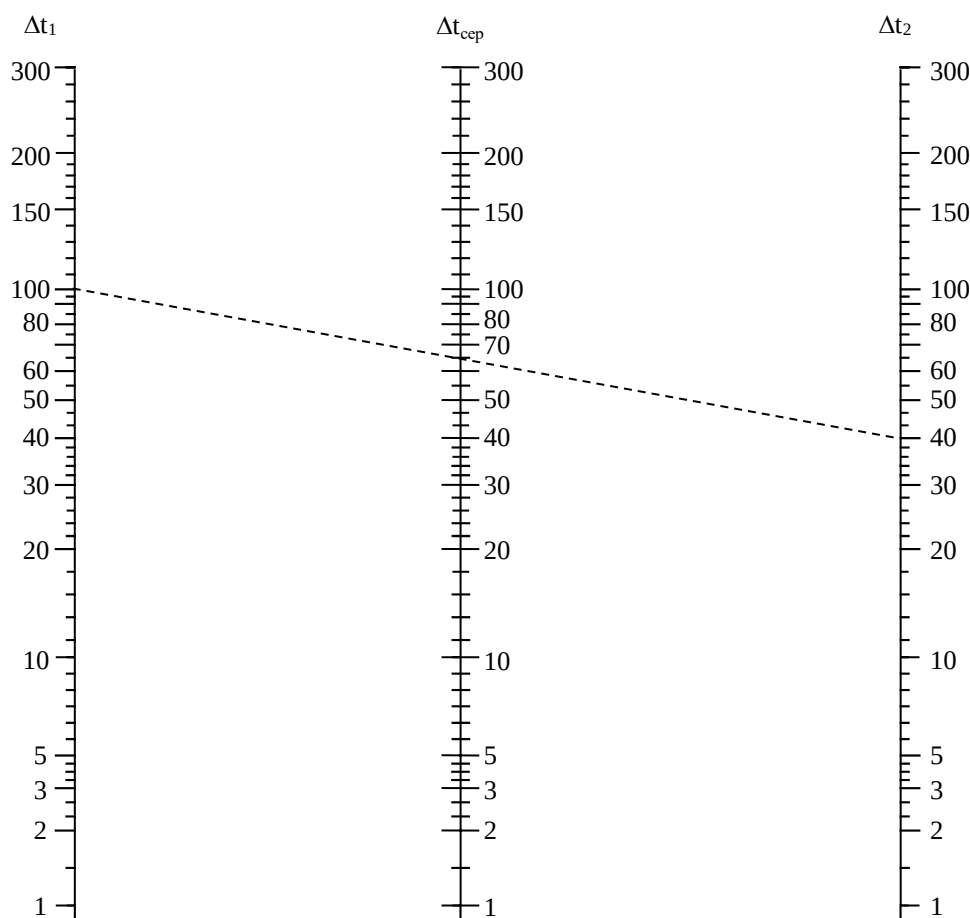


Рисунок 5.27 — Номограма для визначення середнього температурного напору

де коефіцієнт $c = 1,16$, якщо немає перегородок, і $c = 1,72$, якщо є сегментні перегородки; d_e — еквівалентний діаметр міжтрубного простору, м.

У рівнянні (5.108) визначальним розміром є еквівалентний діаметр.

Коефіцієнт тепловіддачі в апаратах зі змійовиками, оболонками та мішалкою визначається за рівнянням:

$$Nu = c Re^m Pr^{0,33} \left(\frac{\eta}{\eta_{cm}} \right)^{0,14} \cdot \Gamma^{-1}, \quad (5.109)$$

де $Nu = \alpha d_m / \lambda$; $Re = \rho n d_m^2 / \eta$; $\Gamma = D/d$; D — діаметр посудини, м; n — частота обертання мішалки, 1/с; d_m — діаметр кола, що обмітається мішалкою, м; η_{cm} і η — динамічний коефіцієнт в'язкості рідини відповідно за температури стінки оболонки або зміювика і за середньої температури, що дорівнює $0,5 (t_{c.p.} + t_{cm})$.

Рівняння (5.109) застосовується для турбінних, пропелерних і лопатевих мішалок з $\Gamma = 2,5 \dots 4$ в апаратах із діаметром D до 1,5 м. Для апаратів із оболонками $c = 0,36$, $m = 0,67$; для апаратів зі зміювиками $c = 0,87$, $m = 0,62$.

Коефіцієнт теплопередачі для плоскої поверхні теплообміну визначається за формулою (5.49):

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2} \right)}.$$

Як вже було відзначено, це рівняння можна з достатнім ступенем точності застосовувати для розрахунку теплопередачі через циліндричну стінку (при $d_z / d_e < 2$).

Вплив забруднення поверхні теплообміну враховують введенням коефіцієнта використання поверхні. Тоді дійсний коефіцієнт теплопередачі буде:

$$K = \varphi K_p, \quad (5.110)$$

де K_p — розрахункове значення коефіцієнта теплопередачі з чистою поверхнею нагрівання; φ — коефіцієнт використання поверхні теплообміну, що враховує вплив забруднення і неповноту омивання поверхні нагрівання теплоносіями. Для більшості апаратів $\varphi = 0,65 \dots 0,85$.

При визначенні коефіцієнтів тепловіддачі в низці випадків необхідно знати температуру стінки. Оскільки на початку обчислення ця величина невідома, її обирають, а після закінчення обчислення перевіряють за відповідними формулами. Температуру стінки з боку гарячого теплоносія перевіряють за формулою:

$$t_{cm1} = t_1 - \left(\frac{K \Delta t_{cp}}{\alpha_1} \right), \quad (5.111)$$

де t_1 — температура гарячого теплоносія, °С.

З боку холодного теплоносія:

$$t_{cm2} = t_2 - \left| \frac{K \Delta t_{cp.}}{\alpha_2} \right|, \quad (5.112)$$

де t_2 — температура холодного теплоносія, °С.

Конструктивний розрахунок теплообмінників

Завдання конструктивного розрахунку теплообмінних апаратів — визначення їх основних розмірів. Він виконується залежно від типу апарата. Детальний розрахунок проводиться в тому випадку, якщо немає можливості обрати стандартний теплообмінник серійного виробництва. Під час вибору стандартного теплообмінника конструктивний розрахунок зводиться до визначення поверхні теплообміну і основних параметрів.

Конструктивний розрахунок кожухотрубного теплообмінника включає розрахунок проточної частини трубного простору, вибір розміщення труб у трубних решітках, визначення діаметра корпусу апарата і діаметрів штуцерів. Виходячи з заданої продуктивності апарата та швидкості руху знаходять площу прохідного перерізу трубок одного ходу (у м²).

$$S_1 = \frac{G}{\rho v}, \quad (5.113)$$

де G — продуктивність (витрата рідини), кг/с; ρ — густина рідини, кг/м³; v — швидкість руху рідини всередині трубок, м/с.

Число трубок одного ходу:

$$n_1 = \frac{S_1}{0,785 d_g^2}, \quad (5.114)$$

де d_g — внутрішній діаметр трубки, м. Розрахункова довжина однієї трубки під час одного ходу дорівнює (у м):

$$L = \frac{S}{\pi d_p n_1}, \quad (5.115)$$

де d_p — розрахунковий діаметр труби; якщо α_1 і α_2 є величинами одного порядку, то:

$$d_p = 0,5 (d_3 + d_g). \quad (5.116)$$

Якщо $\alpha_1 \gg \alpha_2$ або $\alpha_1 \ll \alpha_2$, то за d_p приймається той діаметр труби, яким визначається поверхня, що омивається теплоносієм з малим α .

Кількість ходів трубного простору визначається як $Z = \frac{L}{l}$, де l — робоча довжина трубок: приймається за ДГСТ 9929-82; рекомендується брати $l = 1\ 000, 1\ 500, 2\ 000, 3\ 000, 4\ 000, 6\ 000, 9\ 000$ мм.

Загальна кількість трубок, що розміщуються на трубних решітках визначають за формулою:

$$n = Z \cdot n_1.$$

Труби у трубних решітках розміщують по боках правильних шестикутників, квадратів і по концентричних колах. Найбільш розповсюджене розміщення труб по боках правильних шестикутників. При цьому:

$$n = 3a(a + 1) + 1,$$

де a — порядковий номер шестикутника (рахуючи від центру) або кола.

Кількість труб на діагоналі найбільшого шестикутника:

$$b = 2a + 1.$$

Загальна кількість труб повинна бути такою, щоб a та b були цілими числами.

Відстань між центрами труб t згідно з ДГСТ 9929-82 залежить від їх діаметра і обирається у такому порядку:

- зовнішній діаметр труб d_z , мм: 16, 20, 25, 38, 57;
- відстань отворів t , мм: 21, 26, 32, 48, 70;

Внутрішній діаметр корпусу апарата визначається за формулами: одноходового

$$D_{\text{вн}} = t(\epsilon - 1) + 4d_n \quad \text{або} \quad D_{\text{вн}} = 1,1t \sqrt{n} \quad (5.117)$$

багатоходового

$$D_{\text{вн}} = 1,1t \sqrt{\frac{n}{\eta_3}}, \quad (5.118)$$

де $\eta_3 = 0,6 \dots 0,8$ — коефіцієнт заповнення трубної решітки. Розрахункове значення $D_{\text{вн}}$ округляють до найближчого більшого розміру діаметра, що рекомендується ДГСТом або нормами. Загальна висота кожухотрубного теплообмінника дорівнює сумі активної довжини труб і висоті двох розподільчих камер:

$$H = \ell + 2h, \quad (5.119)$$

де $h = 200 \dots 400$ — висота розподільчої камери, мм.

Товщина трубних решіток $\delta_{\text{тр}} = 15 \dots 35$ мм залежить від діаметра розвальцьованих труб. Для сталевих решіток мінімальне значення:

$$\delta_{mp} = \frac{d_3}{8} + 5 \text{ мм.} \quad (5.120)$$

Діаметри патрубків визначають із рівняння витрати:

$$V = \frac{G}{\rho} = S \cdot v = \frac{\pi d^2}{4} \cdot v.$$

Звідки

$$d_n = 1,13 \sqrt{\frac{G}{\rho v}}, \quad (5.121)$$

де G — витрата теплоносія, кг/с; ρ — густина, кг/м³; v — швидкість теплоносія в патрубку (для рідини $v = 0,5 \dots 1,5$; для пари та газів $v = 10 \dots 40$), м/с.

Конструктивний розрахунок теплообмінника типу «труба в трубі» виконується з вихідними даними: поверхнею теплообміну S і довжиною одного елемента l .

Діаметр внутрішньої труби визначається за формулою (5.121).

Внутрішній діаметр зовнішньої труби визначається за формулою:

$$D = \sqrt{\left(\frac{S_k}{0,785} \right) + d_3^2}, \quad (5.122)$$

де $S_k = G_1 / (\rho_1 V_1)$ — площа перерізу кільцевого простору, м²; G_1 — витрата теплоносія, кг/с; ρ — густина нагріваючого теплоносія, кг/м³; v — швидкість руху нагріваючого теплоносія у міжтрубному просторі, м/с.

Діаметри труб d і D після розрахунку слід прийняти за ДГСТ 9930-78. Перерізи прийнятих труб повинні за необхідності відповідати турбулентному режиму руху рідин ($Re > 10^4$). Якщо за розрахунками $Re < 10^4$, то задають нові швидкості руху теплоносіїв і розрахунки d і D повторюють.

Загальна довжина труби, рахуючи за зовнішнім діаметром,

$$L = \frac{S}{\pi d_3}. \quad (5.123)$$

Приймаючи довжину теплообмінної поверхні рівною довжині кожухової труби, визначається кількість елементів теплообмінника:

$$n = \frac{L}{l_1},$$

де l_1 — прийнята довжина одного елемента (рекомендується 1,5; 3,0; 4,5; 6,0; 9,0; 12,0 м).

Конструктивний розрахунок змійовикових теплообмінників включає визначення загальної довжини L , кількості витків n і висоти H

змійовика. Для виконання розрахунку повинні бути задані площа поверхні теплообміну S , середній діаметр трубки d_p , з якої навивається змійовик, діаметр витка змійовика $D_{зм}$ та відстань між осями сусідніх витків h (звичайно $h = (1,5...2) d_p$).

Загальна довжина трубки змійовика:

$$L = \frac{S}{\pi d_p}.$$

Довжина одного витка:

$$l = \sqrt{(\pi D_{зм})^2 + h^2} \approx \pi D_{зм}. \quad (5.124)$$

Кількість витків змійовика:

$$n = \frac{L}{l}. \quad (5.125)$$

Загальна висота змійовика:

$$H = n \cdot h. \quad (5.126)$$

Внутрішній діаметр D корпусу теплообмінника, в який занурюється змійовик:

$$D = D_{зм} + (3...4) d_z, \quad (5.127)$$

де d_z — зовнішній діаметр труби змійовика.

Конструктивні розрахунки інших типів теплообмінників наведено у спеціальній літературі.

Гідравлічний розрахунок теплообмінників

Метою розрахунку є визначення величини гідравлічного опору, що вноситься теплообмінником у систему теплотехнічних трубопроводів, і визначення потужності, необхідної для переміщення теплоносіїв. Втрати тиску Δp (у Па) під час проходження теплоносіїв у трубному і міжтрубному просторах складається з втрат на опір тертю Δp_l та на місцеві опори Δp_m , а також залежить від конструкції апарата і визначається за формулою (2.45):

$$\Delta p = \Delta p_l + \Delta p_m = \left(\lambda \frac{L}{d_e} + \Sigma \xi \right) \frac{v^2 \rho}{2},$$

де v — швидкість руху теплоносія, м/с; ρ — густина теплоносія, кг/м³; λ — коефіцієнт тертя; L — довжина труби або каналу, м; d_e — еквівалентний діаметр труби, каналу, міжтрубного простору, м; ξ — коефіцієнт місцевого опору.

Коефіцієнт тертя λ для ламінарної течії середовища ($Re < 2\ 300$) в трубах круглого перерізу визначається за формулою (2.41), для турбулентного режиму — формулою (2.42).

Місцеві опори пов'язані з різноманітними змінами форми та перерізів каналу. Значення коефіцієнтів місцевих опорів наведено у відповідних літературних джерелах.

Потужність на валу насоса (або вентилятора), необхідну для переміщення теплоносія через апарат, обчислюють за формулою (2.76):

$$N = \frac{G \Delta p}{\rho \eta},$$

де G — масова витрата теплоносія, кг/с; η — ККД насоса (або вентилятора).

Механічний розрахунок теплообмінників

Механічний розрахунок складається з перевірки на міцність окремих вузлів та деталей і зводиться до визначення їх номінальних розрахункових розмірів (товщини стінок, фланців і т. ін.), що повинні забезпечити їм необхідну довговічність.

Розрахунок основних елементів (обичайок, днищ, оболонок, фланців, трубних решіток, опор, компенсаторів, перемішувальних пристроїв) теплообмінних апаратів за однакових умов діючих навантажень здійснюється за одними і тими ж формулами.

Товщина стінки циліндричної обичайки δ (у м), працюючої під внутрішнім тиском, розраховується за формулою:

$$\delta = \frac{p D_e}{2\beta[\delta] - p} + \delta_c, \quad (5.128)$$

де p — внутрішній тиск в апараті, МПа; D_e — внутрішній діаметр посудини або апарата, м; β — коефіцієнт міцності зварних сполучень ($\beta = 0,65 \dots 0,85$); δ — напруга, що допускається при розтягуванні для матеріалу стінки апарата, МПа; δ_c — надбавка на корозію до товщини стінки апарата ($\delta_c = 0,001 \dots 0,004$ м).

Запитання до підрозділу 5.2

1. На які групи можна розділити теплообмінні апарати?
2. Наведіть приклади використання кожухотрубних апаратів для теплообміну між двома рідинами.
3. Назвіть найбільш компактні теплообмінні апарати.
4. Що таке калорифери? Де їх застосовують?
5. З яких розділів складається проектний розрахунок теплообмінного апарата?

6. З якою метою виконують повірочний розрахунок теплообмінника?
7. Складіть рівняння теплового балансу теплообмінного апарата.
8. Яка мета гідравлічного розрахунку теплообмінника?

5.3 ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ ЗІ ЗМІНЕННЯМ АГРЕГАТНОГО СТАНУ

Часто у процесі теплообміну речовини, що нагріваються або охолоджуються, змінюють агрегатний стан: випарюються, конденсуються, плавляться або кристалізуються. Особливості таких процесів теплообміну полягають у тому, що теплота підводиться до речовин або відводиться від них за постійної температури і розповсюджується не в одній, а в двох фазах.

Розглянемо стисло фізичну суть цих процесів та особливості теплообміну.

5.3.1 Випаровування

Випаровування — перехід речовини з рідкого або твердого стану в газоподібний шляхом підведення до неї теплоти.

Причиною випаровування з вільної поверхні рідини є тепловий рух її молекул. Після нагрівання рідини до відповідної температури в ній з'являються молекули, що мають енергію, яка дозволяє їм подолати сили зчеплення і піти в довкілля. Проте не всі ці молекули залишаються в довкіллі — після зіткнення з молекулами газу частина їх повертається до поверхні випаровування. У свою чергу, молекули, що повертаються, можуть бути поділені на дві частини. Молекули з досить високою кінетичною енергією, переборюючи значні сили зчеплення поверхневого шару рідини, проникають всередину та залишаються у ній. Інша частина молекул із менш високим енергетичним рівнем відбивається від поверхні рідини і остаточно залишається у довкіллі. Нарівні з випаровуванням рідини можливе випаровування твердого тіла. Перехід речовини з твердої фази у газоподібну, минаючи рідку фазу, називається сублімацією. Для реалізації процесу сублімації необхідно, щоб температура твердого тіла була меншою від його температури в потрібній точці фазової діаграми. Як сублімуючий матеріал під атмосферним тиском і відповідних температурних умовах можуть виступати сухий лід, нафталін, графіт та інші матеріали. За фізичною сутністю процес сублімації аналогічний процесу випаровування рідини. У харчовій технології сублімація широко

використовується в сушильних процесах під час так званого сублімаційного сушіння.

Розглянемо теплові потоки, що виникають біля поверхні рідини під час її випаровування в парогазове середовище. Слід відзначити, що процес теплообміну при цьому супроводжується процесом переносу маси речовини. Якщо газоподібне середовище не насичене паром, то масовий потік спрямований від поверхні випаровування. Напрямок теплового потоку визначається різницею температур поверхні рідини T_p і парогазового середовища T_c . Якщо $T_p > T_c$, то тепловий потік спрямований від рідини в парогазове середовище. При цьому випаровування рідини відбувається за рахунок внутрішньої енергії, що призводить до зниження температури рідини, яка в будь-який момент стає рівною температурі парогазового середовища. Згідно з рівнянням $q_\alpha = \alpha(T_p - T_c)$ тепловіддача в цей момент припиниться, проте випаровування буде тривати, що призведе до подальшого зниження температури рідини. Випаровування рідини триває як за рахунок внутрішньої енергії, так і за рахунок конвективного потоку теплоти $q_\beta = \alpha(T_c - T_p)$, що передається від парогазового середовища до рідини. У той же час від поверхні рідини в парогазове середовище відводиться потік теплоти з випарованою вологою. Густина цього теплового потоку:

$$q_\beta = r\beta_p (p_c - p_p), \quad (5.129)$$

де r — теплота пароутворення, Дж/кг; p_c — парціальний тиск парогазового середовища, Па; p_p — парціальний тиск рідини, Па.

Коефіцієнт $\beta_p = \frac{\beta_c}{RT}$, де β_c — коефіцієнт масовіддачі, м/с; R — газова постійна; T — температура довкілля, К.

У міру охолодження рідини величина q_α буде збільшуватися внаслідок зменшення T_p , а величина q_β — зменшуватися внаслідок зменшення парціального тиску p_c , що дорівнює тиску насиченої пари, відповідної температурі T_c .

Коли теплота, отримана рідиною від парогазового середовища, виявиться рівною теплоті, що витрачається на випаровування, зміна температури поверхні рідини припиниться. Процес випаровування, під час якого вся теплота, передана від парогазового середовища до рідини, витрачається на її випаровування і повертається в парогазове середовище з паром, називається процесом адіабатичного випаровування, а відповідна рівноважна температура поверхні рідини — температурою мокрого термометра T_m .

Температуру T_m можна визначити з рівняння теплового балансу:

$$q_\alpha = q_\beta,$$

$$\alpha (T_m - T_c) = r \beta_p (p_c - p_p).$$

На практиці частіше за все зустрічаються неадіабатичні процеси випаровування, під час яких деяка кількість теплоти q_w передається через поверхню випаровування в рідку фазу. Теплота q_w може йти на підігрівання рідини, що надходить на випаровування і частково витрачатися в навколишнє середовище через поверхню рідини.

У цьому випадку:

$$q_\alpha = q_\beta - q_w. \quad (5.130)$$

Рівняння теплового балансу на поверхні характеризує рівноважний стан системи і дозволяє визначити значення рівноважної температури поверхні рідини.

Розглянемо широко використовуване в практиці таке явище, як самовипаровування. У даному випадку випаровування здійснюється за рахунок теплоти, якою володіє рідина. Якщо гаряча рідина (розчин) з температурою T_1 , надходить в простір, де створено тиск, під час якого рідина кипить із меншою температурою T_s , то виявиться, що рідина має зайву теплоту, яка і витрачається на її випаровування. Якщо рідина — водний розчин, то випаровується вода. Таке явище носить назву самовипаровування розчину. Кількість теплоти Q , що виділяється розчином, визначається рівнянням:

$$Q = Gc (T_1 - T_s), \quad (5.131)$$

де G — кількість розчину, кг; c — теплоємність розчину, Дж/(кг·К).

Цю теплоту сприйме вода, що випаровується:

$$Q = W \cdot r, \quad (5.132)$$

де W — кількість води, що випаровується, кг; r — теплота випаровування, Дж/кг.

Кількість самовипаровуваної води можна знайти з рівняння теплового балансу:

$$Gc (T_1 - T_s) = Wr,$$

$$W = \frac{Gc (T_1 - T_s)}{r}.$$

Процес самовипаровування використовують при випарюванні в багатокорпусних випарних установках, а також для охолодження гарячих рідин. Це дуже інтенсивний процес. Встановлено, що зайву теплоту рідина втрачає протягом кількох секунд.

5.3.2 Кипіння

Кипінням називається процес переходу рідини, що знаходиться при температурі насичення T_s або дещо перегрітої відносно цієї температури, в пару всередині її об'єма з утворенням

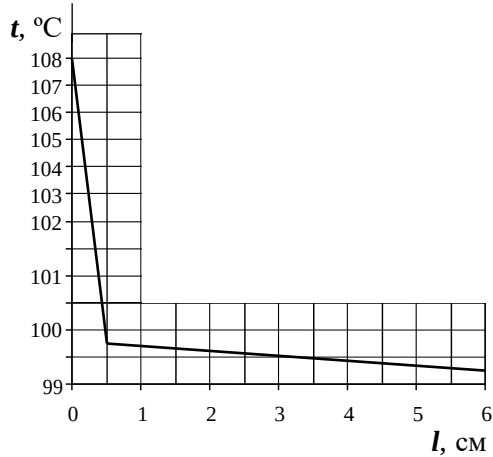


Рисунок 5.28 — Зміна температури в шарі киплячої рідини

парових бульбашок. Процес пароутворення пов'язаний з підведенням теплоти, необхідної для фазового переходу рідини в пару, що називається теплотою пароутворення.

Рівняння теплового балансу під час кипіння рідини має вигляд (5.97):

$$Q = G \cdot r,$$

де Q — кількість підведеної теплоти, Дж;
 G — кількість пари, що утворюється, кг;
 r — теплота пароутворення, Дж/кг.

Температура киплячої рідини T_p непостійна, вона зменшується у міру віддалення від поверхні нагрівання (рис. 5.28).

Характер зміни температури рідини T_p залежить від умов теплообміну з поверхнею нагрівання і між фазами (пара-рідина). На межі розділу фаз кипляча рідина завжди дещо перегріта, а біля поверхні нагріву має максимальну температуру, що дорівнює температурі стінки T_c . Основна зміна температури від T_c до T_p відбувається в при стінному пограничному шарі (2...5 мм) і тут перегрівання рідини $\Delta T = T_c - T_p$ досягає максимального значення. Для води перегрівання може досягнути 25° С. Основна маса рідини має незмінну температуру T_p .

Розрізняють кипіння в об'ємі рідини (об'ємне кипіння) і на поверхні нагрівання (поверхневе кипіння). У першому випадку бульбашки пари зароджуються в будь-якій точці об'єму рідини під час значного її перегріву відносно температури насичення ($T_p > T_s$), що можливо або під час різкого зниження тиску над рідиною, або за наявності в рідині внутрішніх джерел теплоти. У випадку поверхневого кипіння бульбашки пари утворюються тільки на поверхні нагрівання в окремих її точках — центрах пароутворення. Центрами пароутворення є нерівності поверхні нагрівання (мікровпадини, шорсткості, тріщини), бульбашки газу або пари і найдрібніші тверді частинки. Для сучасної теплоенергетики характерне поверхневе кипіння на стінках труб, каналів, циліндричних, сферичних та інших поверхонь. Установлено існування двох основних видів поверхневого кипіння: бульбашкового і плівкового.

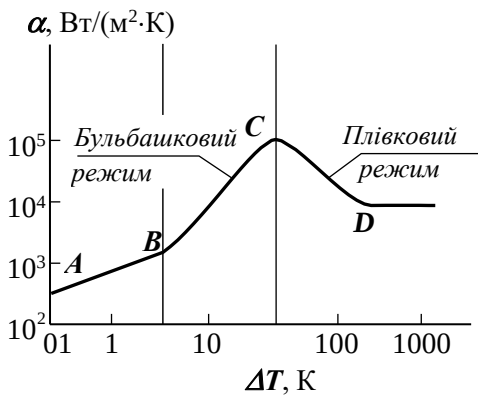


Рисунок 5.29 — Залежність коефіцієнта тепловіддачі від перегріву стінки

Під час бульбашкового кипіння на поверхні нагрівання періодично утворюються бульбашки пари, для зародження яких рідина повинна бути перегрітою. Бульбашки перегрітої пари, досягнувши розмірів 2...3 мм, відриваються від стінки і починають рухатися вгору під впливом підйомної архімедової сили, збільшуючись в об'ємі в десятки разів за рахунок інтенсивного випаровування навколишньої рідини. Об'єм бульбашки пари тим більший, чим вищий перегрів рідини і чим більший час спливання бульбашки. Встановлено, що приблизно 95% пари утворюється під час руху бульбашок у товщі рідини та 5% під час розвитку їх на поверхні нагрівання.

У процесі руху бульбашки рідина сильно перемішується, що призводить до інтенсифікації тепловіддачі. Природно, що зростає і коефіцієнт тепловіддачі α . Із збільшенням теплового потоку інтенсивність утворення бульбашок зростає, що веде до ще більшого зростання α . Нарешті настає період, коли парових бульбашок стає так багато, що вони починають зливатися між собою, утворюючи на поверхні нагрівання парову плівку. Ця парова плівка фактично відокремлює рідину від поверхні нагрівання, причому теплопровідність її значно менша теплопровідності рідини (в 20 разів і більше). Унаслідок малої теплопровідності пари в декілька разів зменшується тепловіддача від стінки до рідини, тому температура стінки різко зростає. Це явище носить назву кризи тепловіддачі та може призвести до руйнування поверхні нагрівання.

Графічну залежність коефіцієнта тепловіддачі α від перегріву стінки $\Delta T = T_c - T_s$ в логарифмічній системі координат під час плівкового та бульбашкового кипіння води з $P = 0,1$ МПа показано на рис. 5.29. Ділянка ABC відповідає бульбашковому кипінню, а лінія CD — плівковому режиму. Момент переходу бульбашкового кипіння в плівкове називається кризою кипіння (точка C), а величини, що його характеризують, — критичними ($\Delta T_{кр}$, $\alpha_{кр}$, $q_{кр}$). З практичної точки зору, важливо організувати кипіння в області бульбашкового режиму з високим коефіцієнтом тепловіддачі α (ділянка BC на рис. 5.29).

Під час розвиненого бульбашкового режиму кипіння та природної циркуляції коефіцієнт тепловіддачі від стінки до киплячої рідини α визначається критеріальним рівнянням подібності:

$$Nu = c Re^n Pr^m. \quad (5.133)$$

Критерії подібності, що входять у рівняння подібності (5.133), обчислюються за такими формулами:

$$Nu = \frac{\alpha l'}{\lambda_p}, Re = \frac{v_k l'}{\mathcal{G}_p}, Pr = \frac{\mathcal{G}_p}{a_p}. \quad (5.134)$$

Характерний розмір l' приймається пропорційним лінійному розміру бульбашки пари в момент зародження:

$$l' = \frac{c_p \rho_p \delta T}{r^2 \rho_n}, \quad (5.135)$$

$$v_k = \frac{q}{r \cdot \rho_n}, \quad (5.136)$$

де v_k — умовна швидкість кипіння пари, м/с.

У формулах (5.134—5.136) прийняті такі позначки: c_p — питома теплоємність рідини, Дж/(кг·К); δ — поверхневий натяг киплячої рідини, Н/м; T — температура кипіння, К; r — теплота пароутворення, Дж/кг; ρ_p, ρ_n — густина рідини і пари, кг/м³; q — густина теплового потоку на твердій стінці, Вт/м²; λ_p — коефіцієнт теплопровідності рідини, Вт/(м·К); $\mathcal{G}_p$ — кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини, м²/с; a_p — коефіцієнт температуропровідності рідини, м²/с. Індекс « p » означає рідину, індекс « n » — пару.

Значення констант рівняння подібності (5.133):

при $Re < 0,01$ $c = 0,06$; $n = 0,5$; $m = 0,33$,

при $Re > 0,01$ $c = 0,125$; $n = 0,65$; $m = 0,65$.

В умовах вимушеного переміщення киплячої рідини по поверхні нагрівання під дією напору стовпа рідини (під час кипіння у вертикальних трубах), циркуляційного насосу або лопатей мішалки характер процесу дещо змінюється. Рух середовища, систематично руйнуючи парову плівку (під час плівкового режиму кипіння), полегшує доступ рідини до нагрітої поверхні й цим сприяє покращенню умов тепловіддачі.

Відзначимо, що досягнення критичних умов процесу можливе лише під час дуже інтенсивного підведення теплоти. На практиці в апаратах харчових виробництв кипіння відбувається у докритичній області. В умовах підприємств ресторанного господарства підтримують режим кипіння, що називається слабким, або тихим кипінням. У цьому випадку $\Delta T = 5 \dots 8^\circ \text{C}$ і густина теплового потоку звичайно не перевищує 6 000 Вт/м².

5.3.3 Випарювання

Загальна характеристика процесу

Випарюванням називається процес концентрування розчинів твердих нелетких речовин шляхом вилучення леткого розчинника під час кипіння. За допомогою випарювання одержують і перенасичені розчини, в яких після цього проводять кристалізацію, наприклад, розчини сахарози, фруктози, молочного цукру та ін.

Випарювання широко застосовують у цукровому, консервному, кондитерському, молочному та інших виробництвах для концентрування цукрових та вітамінних сиропів, плодових і овочевих соків, фруктових начинок, молока, вершків та ін. Особливо важливий цей процес під час виробництва цукру. Підраховано, що протягом одного сезону на цукрових заводах СНД випарюють біля $15 \cdot 10^6$ т води, а в США щорічно на підприємствах харчової промисловості випарюється майже 10^8 т води з цукрового сиропу, фруктових соків, молока, кавових екстрактів і т. ін.

Існують три методи випарювання: 1) поверхневе випарювання, що здійснюється шляхом нагрівання розчину на теплообмінній поверхні за рахунок підведення теплоти до розчину через стінку теплообмінного апарата від гріючої пари; 2) адіабатичне випарювання, що здійснюється шляхом миттєвого випаровування перегрітого розчину в камері, де тиск нижчий, ніж тиск насиченої пари; 3) випарювання шляхом контактного випаровування, під час якого нагрівання розчину здійснюється під час прямого контакту між розчином та гарячим теплоносієм (газом або рідиною), які рухаються. Частіше за все використовується поверхневе випарювання.

Для нагрівання розчинів до температури кипіння використовують різноманітні теплоносії, але найбільше застосування знаходить водяна пара, що у цьому випадку називається гріючою. Утворена під час випарювання розчину пара називається вторинною, її теплоту може бути використано у теплообмінних апаратах, які працюють під меншим тиском.

Процес випарювання розчинника з розчину можна проводити під вакуумом, з атмосферним та підвищеним тиском.

Під час випарювання під вакуумом знижується температура кипіння розчину, що дає можливість використати для обігрівання апарата пару низького тиску. Цей спосіб особливо застосовується під час випарювання харчових розчинів, що чутливі до високих температур. Перевагою процесу випарювання під вакуумом є зменшення втрат теплоти в навколишнє середовище, а також збільшення корисної різниці

температур між гріючою парою та киплячим розчином. Це дозволяє зменшити поверхню теплообміну та габарити усього вакуум-випарного апарата.

Дійсно, середня різниця температур $\Delta t_{\text{сер.}}$ між гріючою парою t_n і киплячим розчином t_p дорівнює:

$$\Delta t_{\text{сер.}} = t_n - t_p.$$

У вакуумі температура кипіння розчину знижується, тому $\Delta t_{\text{сер.}}$ зростає. З рівняння теплопередачі (5.45),

$$= K \Delta S \Delta t_{\text{сер.}} \tau,$$

виходить, що якщо $\Delta t_{\text{сер.}}$ збільшується, то для того, щоб через стінку апарата, працюючого під розрідженням, пройшла така ж кількість теплоти Q , як з атмосферним тиском, поверхню теплообміну треба зменшити (при $K = \text{const}$ і $\tau = \text{const}$).

У разі випарювання під атмосферним тиском утворена вторинна пара звичайно не використовується і викидається в атмосферу.

Випарювання за підвищеного тиску викликає підвищення температури кипіння розчину і дає можливість використання вторинної пари як теплоносія в інших теплообмінниках. Можливість застосування цього способу випарювання залежить від стійкості компонентів розчину, що випарюється.

Процес випарювання можна здійснювати в одному апараті (однокорпусна установка) або у низці послідовно з'єднаних випарних апаратів (багатокорпусна установка). У однокорпусній випарній установці теплота гріючої пари використовується одноразово, а теплота вторинної пари звичайно не використовується. У багатокорпусній випарній установці вторинна пара, яка виходить з будь-якого попереднього корпусу, є гріючою парою для наступного, в якому розчин кипить за більш низького тиску. Цей метод проведення процесу забезпечує значну економію теплоти і тому має широке розповсюдження у промисловості.

За методом ведення процесу розрізняють періодичне та безперервне випарювання. Апарати і установки періодичної дії використовуються у виробництвах малого масштабу, коли економія теплоти не має великого значення, або для випарювання розчинів до високих кінцевих концентрацій.

Випарні апарати

Апарати, які призначені для проведення процесів випарювання, називаються випарними. Їх можна класифікувати за низкою ознак: роду теплоносіїв або методу обігрівання; розташуванню і виду поверхні

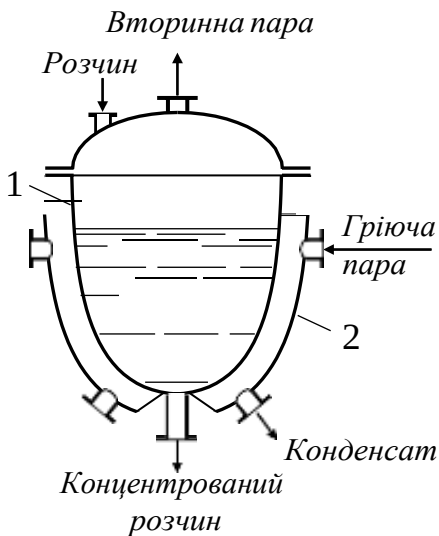


Рисунок 5.30 — Випарний апарат з паровою оболонкою

теплообміну (компоновці та конструкції поверхні нагрівання); розташуванню робочих середовищ; режиму і кратності циркуляції розчину та ін.

Найбільше застосування отримали випарні апарати з паровим обігріванням, тому що водяна пара характеризується високою теплотою конденсації, високим коефіцієнтом тепловіддачі при конденсації; парове обігрівання характеризується гнучкістю регулювання.

За розташуванням поверхні теплообміну апарати можуть бути вертикальними, горизонтальними та похилими. Поверхня теплообміну може бути конструктивно оформлена у вигляді пучка труб, змійовика,

кільцевих елементів або у вигляді парової оболонки.

За режимом руху киплячої рідини випарні апарати бувають з вільною, природною, примусовою циркуляцією та плівкові. За кратністю циркуляції розрізняють випарні апарати з однократною і багатократною циркуляцією киплячого розчину.

Існує велика різноманітність конструкцій випарних апаратів. На сьогодні є тенденція до скорочення кількості типів і конструктивних різновидів апаратів за рахунок уніфікації вузлів та деталей.

Враховуючи велике значення характеру циркуляції, звичайно її й беруть як визначальну ознаку під час розгляду конструкцій випарних апаратів.

Для випарювання в'язких продуктів та продуктів, що кристалізуються в малотоннажних виробництвах знаходять ще застосування оболонкові випарні апарати періодичної дії з вільною циркуляцією і паровим обігріванням (рис. 5.30).

Слабко концентрований розчин подається в апарат 1, де за рахунок обігрівання виникає вільна циркуляція. Підігрівання ведеться парою, яка поступає в оболонку 2, до температури кипіння. Після випарювання до необхідної концентрації випарений розчин випускається з апарату і він знову наповнюється неконцентрованим розчином.

Обмежене застосування знаходять також випарні апарати з вільною циркуляцією, обладнані змієвиковою або трубчатою поверхнями теплообміну.

Випарні апарати з природною циркуляцією розчину поділяються на апарати з центральною циркуляційною трубою, з осьовою зоною кипіння і з виносною гріючою камерою.

Випарний апарат з центральною циркуляційною трубою (рис. 5.31) має гріючу камеру 1 з трубчатою поверхнею нагрівання, утворену пучком труб з двома трубними решітками, які знаходяться в кожусі-обичайці. Вихідний розчин подають в апарат через штуцер 3. Гріюча пара надходить через штуцер 2 в міжтрубний простір, а конденсат відводиться через штуцер 9. Киплячий розчин разом із вторинною парою рухається в кип'ятильних трубах 8 вгору, а по центральній циркуляційній трубі 11 холодний розчин опускається вниз. Таким чином, за рахунок різниці густин розчину в циркуляційній трубі та парорідинної суміші в кип'ятильних трубах забезпечується природна організована циркуляція розчину. Вторинна пара у вигляді парорідинної суміші викидається у паровий сепараційний простір 7, з якого вона надходить до брызкоуловлювача 4. Брызкоуловлювач призначений для відокремлення піни і крапель розчину від вторинної пари; це відбувається завдяки зміні швидкості та напрямку руху вторинної пари. Рідина, що при цьому виділилась, стікає по трубі 6 в гріючу камеру, а вторинна пара через штуцер 5 виходить із випарного апарата. Концентрований розчин, що є цільовим

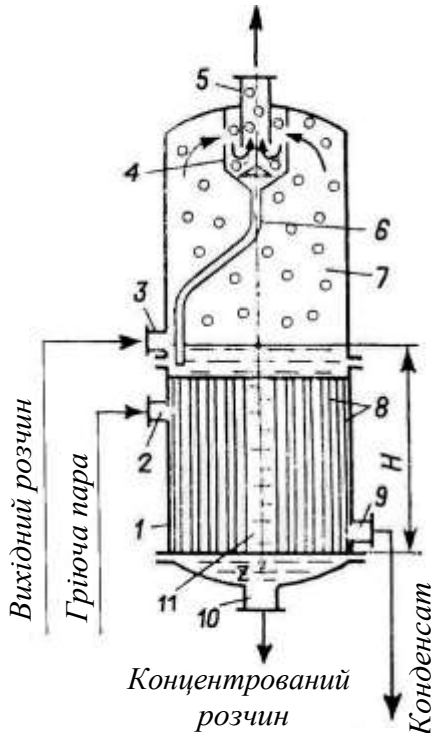


Рисунок 5.31 — Випарний апарат з центральною циркуляційною трубою

продуктом, витікає з нижньої частини гріючої камери через штуцер 10.

Інколи циркуляційну трубу в апаратах з трубчатою поверхнею нагрівання розміщують ексцентрично або виносять за межі гріючої камери.

Апарат з винесеною гріючою камерою (рис. 5.32) складається з гріючої камери 1, виготовленої з труб, сепаратора 2 з брызкоуловлювачем 3 та циркуляційної труби 4, з'єднаної з нижньою камерою 5.

Гріюча пара надходить у міжтрубний простір трубної камери і обігріває трубки, заповнені рідиною. Парорідинна суміш, що утворюється, розділяється у сепараторі на вторинну пару і рідину, що надходить у циркуляційну трубу 4. За рахунок збільшення висоти трубок до 4...5 м створюється значна різниця тиску парорідинного стовпа в трубках 1 і стовпа рідини в циркуляційній трубі 4, що забезпечує інтенсивну природну циркуляцію. Цьому сприяє також те, що циркуляційна труба не обігрівається. Для покращення відокремлення пари та рідини парорідинна суміш вводиться з гріючої камери в сепаратор тангенціально. Перевага цих випарних апаратів полягає також

у тому, що гріюча камера розміщена окремо; це дозволяє легко її оглядати і здійснювати очищення внутрішньої поверхні.

Апарат з примусовою циркуляцією принципово відрізняється від апарата з винесеною гріючою камерою тим, що між циркуляційною трубою 4 і нижньою камерою 5 (рис. 5.32) встановлюється насос. Швидкість рідини в трубках за рахунок роботи насоса піднімається до $2 \dots 2,5$ м/с, що забезпечує більш інтенсивну циркуляцію.

Роторно-плівкові випарні апарати (рис. 5.33) знаходять все більш широке застосування для випаровування високов'язких і пастоподібних термолабільних розчинів.

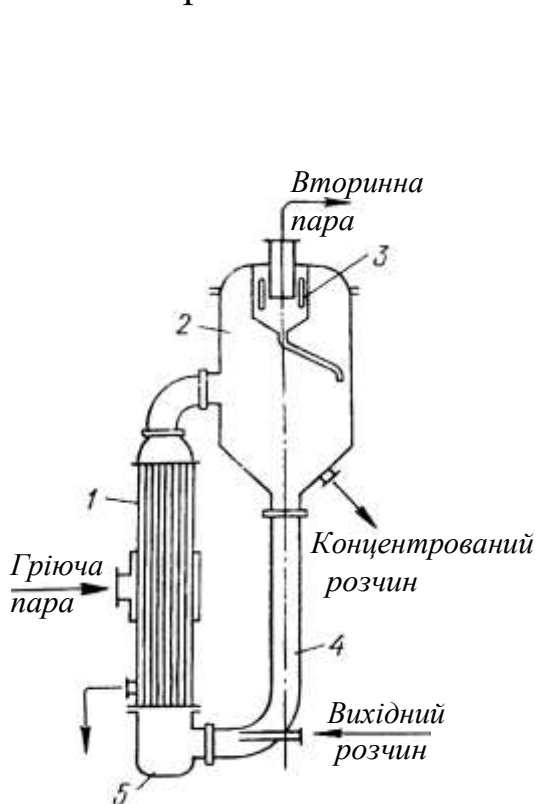


Рисунок 5.32 — Випарний апарат із винесеною гріючою камерою

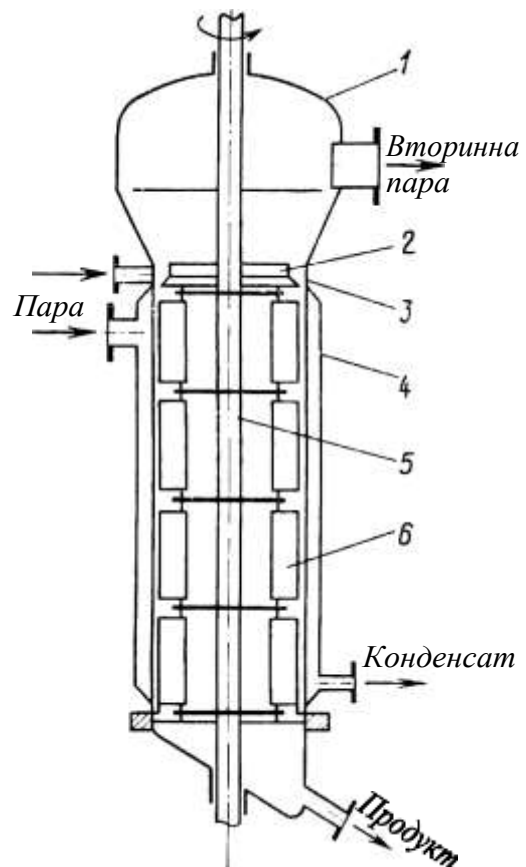


Рисунок 5.33 — Роторно-плівковий випарний апарат

Усередині гріючої камери 3, яка оточена нагрівальною паровою оболонкою 4, є ротор 5 з лопатями 6. Ротор приводиться в обертання з частотою $1 \dots 3$ с⁻¹. Надходячи в апарат, розчин розподіляється пристроєм 2, що обертається разом із валом ротора, по стінці корпусу і стікає у вигляді тонкої плівки під дією сили тяжіння. Під час течії розчин концентрується за рахунок випаровування розчинника. Вторинна пара виходить із апарата через сепаратор 1. У міру випарювання розчинника на стінці корпусу утворюється пастоподібний або навіть сухий залишок розчиненої речовини, що знімається з поверхні, що обігрівається, лопатями 6.

Проміжок між лопаттю і стінкою апарата складає від 0,4 до 1,5 мм. Час перебування рідини в апараті (залежно від продуктивності, фізичних властивостей розчину, частоти обертання ротора) 10...30 с, що становить головну перевагу апарата. Апарати мають площу робочої поверхні до 40 м² і рекомендуються для проведення процесів випарювання широкої номенклатури харчових продуктів — молока, цукрових розчинів, екстрактів кави та цикорію, клеєвих бульйонів, соків, томатної пасты та ін.

Однокорпусні випарні установки

Однокорпусні випарні установки застосовуються для згущення порівняно невеликих кількостей розчину, коли економія теплоти не має великого значення. Установки можуть працювати або в періодичному, або в безперервному режимах.

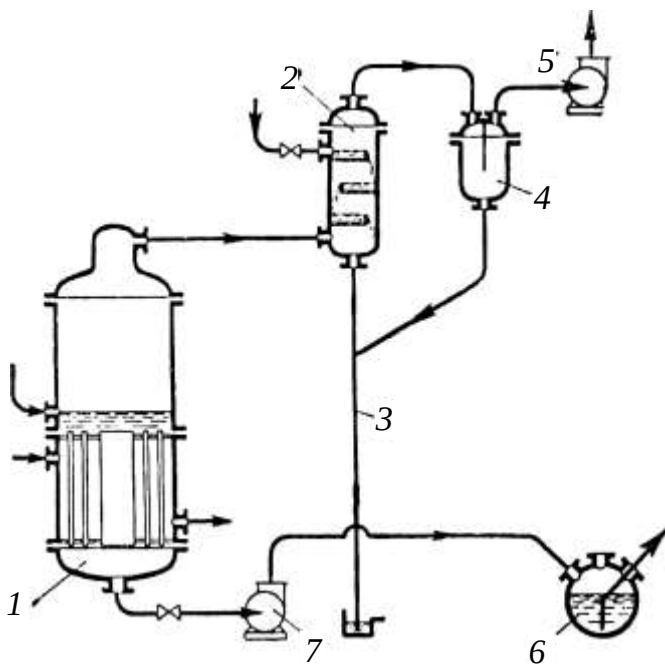


Рисунок 5.34 — Однокорпусна випарна установка

На рис. 5.34 зображено схему однокорпусної випарної установки, працюючої під вакуумом. Установка складається з випарного апарата 1, конденсатора 2 з барометричною трубою 3, уловлювача рідини 4, вакуум-насоса 5 і збірника готової продукції 6.

Установка працює таким чином. Холодний або нагрітий раніше в теплообміннику розчин надходить до випарного апарата 1 для згущення. У нижній частині апарата розчин сприймає теплоту гріючої пари, і розчинник випаровується. Утворена вторинна пара разом

із повітрям і газами надходить до барометричного конденсатора 2. Тут пара конденсується під час змішування її з водою, а повітря і гази з верхньої частини конденсатора через уловлювач 4 відкачуються вакуум-насосом 5. Конденсат разом із охолоджуючою водою вилучається через барометричну трубу 3. Згущений до потрібної концентрації розчин відкачується насосом 7 у збірник готового продукту 6.

Для складання матеріального та теплового балансів однокорпусного випарного апарата приймемо такі позначки: G — кількість розчину, що надходить, кг/с; G_1 — кількість упареного розчину, кг/с; W — кількість води, що випарюється, кг/с; α та ν — відповідно

початкова та кінцева концентрація сухих речовин розчину, мас. %.

Рівняння матеріального балансу всього процесу випарювання має вигляд:

$$G = G_1 + W.$$

Звідси: (5.137)

$$G_1 = G - W.$$

Запишемо рівняння матеріального балансу за абсолютно сухої речовини, згідно з яким кількість сухої речовини, що знаходиться в розчині до і після випаровування, не зміниться:

$$G \cdot \alpha = G_1 \cdot \epsilon. \quad (5.138)$$

З рівнянь (5.137) і (5.138) визначаються кількість упареного розчину G_1 , остаточна концентрація розчину ϵ , кількість випареної води W :

$$G_1 = \frac{G}{\epsilon}; \quad W = G \left(\frac{1 - \alpha}{\epsilon} \right).$$

Складемо тепловий баланс випарного апарата, що дозволяє визначити витрату теплоти на випарювання і витрату гріючої пари.

Введемо додаткові позначки: Q — витрата теплоти на випарювання, Вт; D — витрата гріючої пари на випарювання, кг/с; i , i_1 , i_2 — відповідно ентальпія вторинної пари на виході її з апарата, ентальпія гріючої пари і конденсату, Дж/кг; c_ϵ , c_n , c_k — відповідно питома теплоємність води, початкового (вихідного) і кінцевого (згущеного) розчину, Дж/(кг·К); t_n , t_k — температура розчину на вході в апарат (початкова) і розчину на виході його з апарата (кипіння), °С; Q_ϵ — витрата теплоти на компенсацію втрат у довкілля, Вт.

Прихід теплоти в апарат складається з теплових потоків гріючої пари $D i_1$ і вихідного розчину $G c_n t_n$. Витрата теплоти дорівнює сумі теплових потоків конденсату $D i_2$, згущеного розчину $(G - W) c_k t_k$, вторинної пари $W i$ та теплових втрат у довкілля Q_ϵ .

Тоді,

$$D i_1 + G c_n t_n = D i_2 + (G - W) c_k t_k + W i + Q_\epsilon. \quad (5.139)$$

Рівняння (5.139) можна записати в такому вигляді:

$$Q = D (i_1 - i_2) = G (c_k t_k - c_n t_n) + W (i - c_\epsilon t_k) + Q_\epsilon. \quad (5.140)$$

Витрата гріючої пари на випарювання розчину складе:

$$D = \frac{G (c_k t_k - c_n t_n)}{i_1 - i_2} + \frac{W (i - c_\epsilon t_k)}{i_1 - i_2} + \frac{Q_\epsilon}{i_1 - i_2} \quad (5.141)$$

За відсутності теплових втрат і подачі на випарювання розчину, нагрітого до температури t_k , отримаємо витрату пари під час одноразового випарювання:

$$D = \frac{W(i - c_{\epsilon} t_k)}{i_1 - i_2}. \quad (5.142)$$

Питому витрату гріючої пари на випарювання можна отримати відношенням загальної витрати пари до кількості води, що випарюється (кг/кг).

$$d = \frac{D}{W}. \quad (5.143)$$

З рівняння (5.141) видно, що загальна витрата гріючої пари визначається трьома складовими правої частини: перша з них — витрата пари на нагрівання розчину, що випарюється до температури кипіння, друга — витрата пари на утворення вторинних парів із постійною температурою кипіння розчину і третя — витрата пари на компенсацію втрат теплоти в довкілля. Значення першої та третьої складових невеликі порівняно з другою, тому під час наближених обчислень приймають значення $d = 1,1 \dots 1,2$ кг/кг.

Поверхня теплообміну випарного апарата може являти собою стінки кип'ятильних трубок, змійовика або оболонки, по один бік яких знаходиться гріюча пара, а по інший — розчин, що випарюється. Величину поверхні нагрівання випарного апарата обчислюють з основного рівняння теплопередачі (5.45):

$$= K S \Delta t_{\text{сер.}},$$

де S — поверхня нагрівання випарного апарата, м^2 ; $\Delta t_{\text{сер.}}$ — середня різниця температур гріючої пари та розчину, $^{\circ}\text{C}$; K — коефіцієнт теплопередачі від конденсуючої пари до розчину, що випарюється, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.

Слід відзначити, що якщо розчин надходить на випарювання в апарат холодним, визначення поверхні теплопередачі треба вести окремо на дві стадії процесу: на підігрівання розчину до температури кипіння і на випарювання з температурою кипіння.

Тепловий потік, що передається через поверхню теплопередачі (5.140):

$$\text{під час нагрівання} \quad Q_n = G (c_k t_k - c_n t_n);$$

$$\text{під час випарювання} \quad Q_{\epsilon} = W (i - c_{\epsilon} t_k).$$

У коефіцієнті теплопередачі (5.49) термічні опори $\sum \delta i / \lambda_i$ та $1/\alpha_1$, можна вважати для обох стадій однаковими, але термічний опір $1/\alpha_2$ на

обох стадіях різний, бо коефіцієнт α_2 у першій стадії буде характеризувати тепловіддачу від стінки до рідини, що гріється, а в другій — до киплячої.

Середню різницю температур середовищ визначають під час нагрівання за рівнянням (5.52), під час випарювання за рівнянням (5.51). Поверхня теплопередачі (в м^2) буде дорівнювати:

$$\begin{aligned} \text{під час нагрівання} \quad S_n &= \frac{Q_n}{K \Delta t_{\text{сер.н}}}; \\ \text{під час випарювання} \quad S_v &= \frac{Q_v}{K_v \cdot \Delta t_{\text{сер.в}}}. \end{aligned}$$

З отриманих двох величин обирається більша, яка і приймається за поверхню теплообміну.

Корисна різниця температур і температурні втрати під час випарювання

Основним чинником, що визначає інтенсивність випарювання і продуктивність випарного апарата, є температурний перепад (або температурний напір) — різниця між температурами гріючої пари і киплячого розчину.

У випарних апаратах розрізняють повну (загальну) і корисну різницю температур. Повною різницею температур Δt_0 називається різниця між температурами гріючої $t_{\text{гн}}$ і вторинної пари, що надходить до конденсатора $t_{\text{ен}}$:

$$\Delta t_0 = t_{\text{гн}} - t_{\text{ен}}. \quad (5.144)$$

Корисна різниця температур Δt , що забезпечує теплопередачу, менша повної різниці на величину температурних втрат Δ .

$$\Delta t = \Delta t_0 - \Delta. \quad (5.145)$$

Температурні втрати Δ є сумою трьох складових:

$$\Delta = \Delta_{\text{сер}} + \Delta_z + \Delta_c, \quad (5.146)$$

де $\Delta_{\text{сер}}$ — фізико-хімічна (або температурна) депресія, Δ_z — гідростатична депресія, Δ_c — гідравлічна депресія.

Фізико-хімічна депресія $\Delta_{\text{сер}}$ — це різниця між температурами кипіння розчину і чистого розчинника з однаковим тиском. Температура кипіння розчину вища, ніж температура кипіння чистого розчинника. Так, чиста вода під атмосферним тиском кипить за температури 100°C , а 26%-ий розчин NaCl за температури $107,5^\circ \text{C}$. Це підвищення температури кипіння залежить від природи розчиненої речовини та її

концентрації в розчині. Із збільшенням концентрації депресія розчину значно зростає. З цього виходить, що під час нагрівання насиченою парою концентрованого розчину, рухома сила процесу — корисна різниця температур — нижча, ніж під час нагрівання розбавленого розчину; із збільшенням концентрації розчину в процесі випарювання $\Delta_{сер}$ зростає, а Δt відповідно зменшується.

Для однокорпусної випарної установки при згущенні вітамінного сиропу з шипшини величина $\Delta_{сер}$ складає $1,5^{\circ}\text{C}$; для трикорпусної установки при послідовному з'єднанні апаратів у другому корпусі $\Delta_{сер}$ становить 3°C , у третьому — 10°C .

Гідростатична депресія Δ_z — різниця між температурами кипіння у верхньому шарі розчину і середньому за висотою шару, викликана гідростатичним тиском стовпа рідини. На рівні рідини, що стикається з паровим простором, розчин знаходиться під тиском, наявним у паровому просторі апарата. Розчин біля дна апарата знаходиться під тиском не тільки парового простору, але і стовпа рідини в апараті. Тому кипіння нижніх шарів розчину відбувається за більш високої температури. Так, наприклад, якщо нагрівати воду до кипіння в посудині, що має висоту 10 м, верхній шар води закипить за температури 100°C , а нижній, що знаходиться під тиском 202 кПа (101 кПа — це атмосферний тиск над водою +101 кПа — тиск стовпа води висотою 10 м), — при 120°C . Δ_z знижує корисну різницю температур приблизно на $1...2^{\circ}\text{C}$ на 1 корпус багатокорпусної випарної установки. Відзначимо, що в плівкових випарних апаратах гідростатична депресія буде відсутня.

Гідравлічна депресія Δ_c — зниження температури вторинної пари, що викликається гідравлічним опором трубопроводів. Вторинна пара на шляху від поверхні киплячого розчину, який знаходиться у випарному апараті, до входу в конденсатор переборює гідравлічний опір трубопроводів, завдяки якому знижується її тиск, отже, знижується її температура. Зниження тиску і зниження температури тим більше, чим довший паропровід і вища швидкість вторинної пари.

Величина Δ_c складає приблизно $1,0...1,5^{\circ}\text{C}$ для 1 корпусу установки.

Багатокорпусні випарні установки

На сучасних підприємствах харчової промисловості та в інших галузях випарюванню піддають дуже велику кількість розчинів, тому проблема економії гріючої водяної пари має винятково важливе значення.

Витрата гріючої пари значно знижується порівняно з одно корпусною випарною установкою, якщо процес проводити в багатокорпусних

випарних установках. У таких установках гріюча пара надходить тільки на обігрівання першого корпусу, інші корпуси обігріваються вторинною парою попередніх.

Найбільше застосування знаходять випарні установки з проточним рухом пари і розчину (рис. 5.35 а). Вихідний розчин подається в корпус 1, далі переміщується в корпуси 2 і 3 та видаляється з корпусу 3 у вигляді згущеного розчину. Тиск в установці зменшується у напрямку від корпусу 1 до корпусу 3 ($p_1 > p_2 > p_3$), що дозволяє переміщувати розчин під дією перепадів тиску.

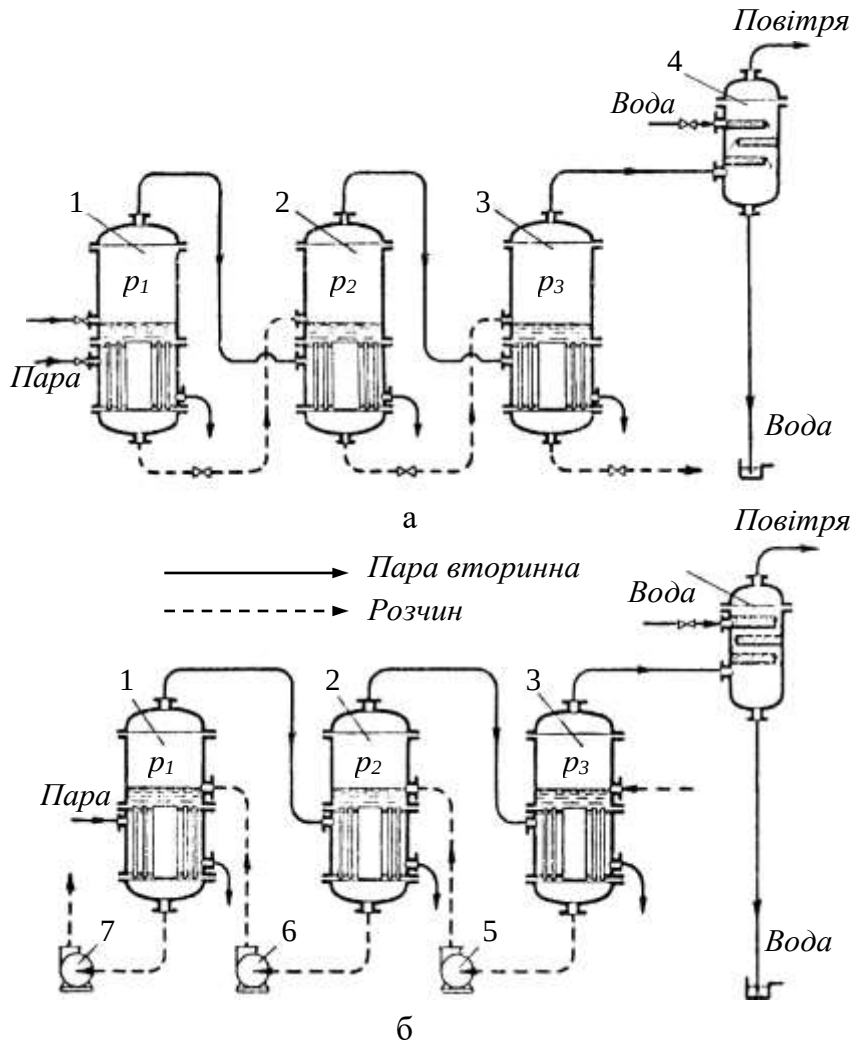


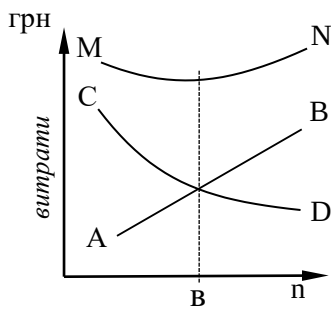
Рисунок 5.35 (а, б) — Багатокорпусні випарні установки

Нагрівальна пара переміщується в тому ж напрямку, що і розчин; свіжа пара вводиться у корпус 1; утворена у цьому корпусі вторинна пара йде як нагрівальна у корпус 2; утворена у корпусі 2 вторинна пара надходить на обігрівання корпусу 3; вторинна пара з корпусу 3 спрямовується для конденсації у барометричний конденсатор 4.

Принципову схему протічній випарної установки показано на рис. 5.35 б. Розчин, що випарюється, надходить у корпус 3, з якого перекачується насосом 5 у корпус 2, а звідти — в корпус 1. Необхідність

у насосах 5 і 6 зумовлена тиском, що, як і під час прямооточного випарювання, змінюється по корпусах ($p_1 > p_2 > p_3$).

Гріючі пари (свіжа і вторинна) переміщуються від корпусу 1 до корпусу 3 протитечією по відношенню до руху розчину. Згущений розчин вивантажується з корпусу 1; вторинна пара з корпусу 3 спрямовується в конденсатор 4. Істотним недоліком протитечії системи є наявність насосів, які перекачують киплячі розчини, що викликає труднощі під час експлуатації, а також додаткову витрату енергії на перекачування.



Продовження рисунка 5.35 (в) — Графік економічного розрахунку багатокорпусних випарних установок

Оптимальне число корпусів у випарній установці визначають на підставі економічних розрахунків та технологічних вимог. Для цього використовують графік наведений, на рис. 5.35 в. Крива CD характеризує затрати на свіжу гріючу пару; із збільшенням числа корпусів установки ці затрати зменшуються. Водночас зазначимо, що питома витрата гріючої пари (в кг на 1 кг випареної води) становить: для установки однокорпусної — 1,1; двокорпусної — 0,57; трикорпусної — 0,4; чотирьокорпусної — 0,3; п'ятикорпусної — 0,27. Крива AB характеризує затрати на установку, її

обслуговування та ремонт. Сумарна крива MN відображає загальні витрати на випарювання; мінімум на цій кривій відповідає оптимальному числу корпусів.

5.3.4 Конденсація

Загальні відомості

Конденсацією називають процес переходу пари або стиснутого до критичного стану газу в рідкий стан. Скраплювання пари досягається охолодженням її, а газу — стискуванням з подальшим охолодженням.

Процес конденсації широко застосовується в харчових виробництвах для різноманітних цілей: створення розрідження у випарних, фільтраційних, сушільних та інших вакуумних установках; використання теплоти конденсації для нагрівання в теплообмінниках з паровим обігріванням; розподіл багатокомпонентних систем з різними температурами скраплення; скраплення парів спирту, вуглекислого газу (для одержання рідкої вуглекислоти), аміаку і фреонів у холодильних установках і т. ін.

Апарати, в яких відбувається конденсація, називають конденсаторами. Конденсатори бувають двох типів: поверхневі, в яких пара

(або газ), що конденсується, та охолоджуючий агент розділені поверхнею теплопередачі, і змішування, в яких конденсація пари відбувається під час безпосереднього зіткнення з охолоджуючим теплоносієм. Звичайно охолоджуючим агентом є холодна вода, рідше — повітря та інші холодоносії.

Поверхневі конденсатори

Поверхневі конденсатори застосовують у тих випадках, коли необхідно отримати конденсат в чистому вигляді або сконденсувати пари цінного продукту, наприклад, етилового спирту, винних парів та ін. Як поверхневі конденсатори широко застосовують теплообмінники кожухотрубні, «труба в трубі», змійовикові та зрошувальні.

Розглянемо загальний випадок конденсації перегрітої водяної пари. Охолоджуючим агентом є вода. Конденсація здійснюється у вертикальному кожухотрубному протитечійному конденсаторі. Графік зміни температур водяної пари, що конденсується охолоджуючої води в процесі конденсації показано на рис. 5.36.

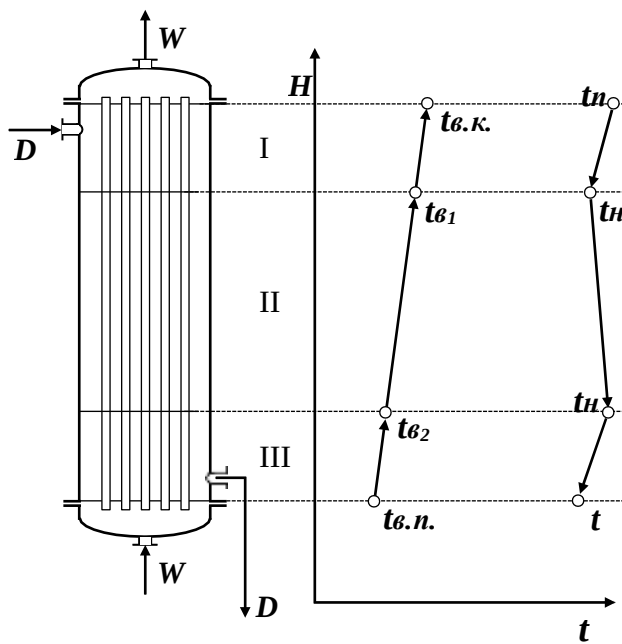


Рисунок 5.36 — Поверхнева конденсація

З урахуванням особливостей процесів, які протікають у конденсаторі, робочу поверхню його по висоті умовно поділяють на три зони: I — зона охолодження перегрітої пари від температури t_n до температури насичення t_n , II — зона конденсації пари, в якій процес протікає з $t_n = \text{const}$, III — зона охолодження отриманого в другій зоні конденсату від t_n до заданої кінцевої температури t . Зазначимо, що в працюючому конденсаторі таких чітких меж між зонами немає. Для кожної зони складається тепловий

баланс і визначається необхідна поверхня теплообміну.

Для зони охолодження перегрітої пари рівняння теплового балансу, нехтуючи втратами теплоти, буде мати вигляд:

$$Q_1 = Dc(t_n - t_n) = Wc_w(t_{wk} - t_{w1}), \quad (5.147)$$

де D — кількість перегрітої пари, що надходить у конденсатор, кг/с; c, c_w — теплоємності перегрітої пари та води, Дж/(кг·К); t_n — температу-

ра перегрітої пари, °C; t_n — температура насиченої пари, °C; W — витрата охолоджувальної води, кг/с; t_{61} — початкова температура води під час входу в зону, °C; $t_{6к}$ — кінцева температура води під час виходу з зони, °C.

Для зони конденсації пари з $t_n = \text{const}$ рівняння теплового балансу буде:

$$Q_2 = D \cdot r = Wc_6 (t_{61} - t_{62}), \quad (5.148)$$

де r — питома теплота конденсації, Дж/кг; t_{62} — температура води на вході в зону II, °C.

Для зони охолодження отриманого конденсату від t_n до заданої температури t (в °C) рівняння теплового балансу буде:

$$Q_3 = Dc_k (t_n - t) = Wc_6 (t_{62} - t_{6н}), \quad (5.149)$$

де c_k — теплоємність конденсату, Дж/(кг·K); $t_{6н}$ — температура води на вході в зону III, °C.

Знаючи величини Q_1 , Q_2 , і Q_3 , можна встановити поверхні S_1 , S_2 та S_3 (в м²) для розглянутих зон:

$$S_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t'_{сер}}; \quad S_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t'_{сер}}; \quad S_3 = \frac{Q_3}{K_3 \Delta t''_{сер}}.$$

Тут $\Delta t'_{сер}$, $\Delta t''_{сер}$ і $\Delta t'_{сер}$ — температурний напір (рушійна сила процесу) для кожної з зон відповідно, °C; K_1 , K_2 , K_3 — коефіцієнти теплопередачі для кожної з зон відповідно, Вт/(м²·K).

Загальна поверхня теплообміну конденсатора становить:

$$S = S_1 + S_2 + S_3. \quad (5.150)$$

Витрата охолоджувальної води визначиться відповідно рівняннями (5.147), (5.148) та (5.149) таким чином:

$$W = \frac{Dc(t_n - t_n) + D \cdot r + Dc_k(t_n - t)}{c_6(t_{6н} - t_{6к})} = \frac{D(i_n - c_k t)}{c_6(t_{6н} - t_{6к})}, \quad (5.151)$$

де i_n — ентальпія перегрітої пари, що надходить (Дж/кг), яку можна виразити співвідношенням:

$$i_n = c(t_n - t_n) + r + c_k t_n.$$

Використовуючи рівності (5.147) та (5.149) легко визначити проміжні температури охолоджувальної води:

$$t_{62} = t_{6н} + \frac{3}{c_6} W. \quad (5.152)$$

$$t_{el} = t_{ek} - \frac{Q_1}{W c_{\epsilon}}. \quad (5.153)$$

Конденсатори змішування застосовуються для конденсації парів рідини, не розчинних у воді, або пари, що є відходом, який не використовується, того або іншого процесу. Ефективність роботи конденсаторів змішування залежить від величини поверхні контакту охолоджуючої води та пари, тому для її збільшення охолоджуючу воду подають у конденсатор за допомогою різноманітних розбризкуючих приладів.

Витрату охолоджуючої води на конденсацію пари визначають із теплового балансу конденсатора:

$$Di + Wc_{\text{в}}t_n = (D + W) c_{\text{в}}t_k, \quad (5.154)$$

$$W = \frac{D(i - c_{\text{в}}t_k)}{c_{\text{в}}(t_k - t_n)}, \quad (5.155)$$

де W — витрата охолоджуючої води, кг/с; D — кількість пари, яка конденсується, кг/с; i — ентальпія пари яка конденсується, Дж/кг; $c_{\text{в}}$ — теплоємність води, Дж/(кг·К); t_k — температура суміші констант конденсату та води, що виходить із апарата, °С; t_n — початкова температура охолоджуючої води, °С.

У співвідношення (5.154) та (5.155) не включені втрати теплоти через стінки конденсатора в довкілля, бо вони незначно знижують витрати охолоджуючої води.

Питома витрата охолоджуючої води на конденсацію (кратність охолодження) в кг/кг:

$$m = \frac{W}{D}.$$

Величина m звичайно становить від 15 до 60 кг води на 1 кг пари.

У конденсатор змішування разом із парою і водою, а також через нещільності апарата потрапляє повітря, що знижує ефективність теплообміну. Тому воно безперервно відсмоктується з конденсатора насосом.

Залежно від способу виведення з апарата води і газів розрізняють конденсатори змішування мокрі й сухі (рис. 5.37). У мокрих конденсаторах суміш води і конденсату, а також повітря та інші гази, які не конденсуються відводяться разом мокроповітряним насосом. У сухих конденсаторах суміш води і конденсату відводиться знизу (як правило — самопливом), а повітря та гази відсмоктуються вакуум-насосом із верхньої частини конденсатора. Для відводу суміші води і конденсату застосовують барометричну трубу.

Крім того, залежно від напрямку руху пари та води розрізняють конденсатори змішування прямоточні та протитечійні.

На рис. 5.37 а, б наведено мокрі прямоточні та протитечієві конденсатори змішування.

На рис. 5.37 в зображено сухий протитечієвий барометричний конденсатор. Пара на конденсацію надходить у конденсатор через штуцер 1 у нижній частині апарата. У конденсаторі розміщено низку перфорованих сегментних полиць 2. Охолоджуюча вода подається на верхню полицю, після цього перетікає з полиці на полицю у вигляді тонких струмків через отвори та борти. Утворений конденсат разом із водою виводиться через патрубок у нижній частині апарата, для відводу суміші служить барометрична труба 5. Повітря відводиться через патрубок 3 у верхній частині апарата і, минаючи бризкоуловлювач 4, висушеним вилучається з системи за допомогою вакуум-насосу.

Барометрична труба забезпечує відведення з апарата води і конденсату самопливом у барометричний ящик. Висота цієї труби H (у м) визначається рівністю

$$H = h_1 + h_2 + 0,5, \quad (5.156)$$

де h_1 — висота стовпа рідини в барометричній трубі, що врівноважує різницю між тиском у конденсаторі та атмосферним, м; h_2 — висота стовпа рідини у барометричній трубі, що створює динамічний напір, який забезпечує рух по трубі, м; $0,5$ м — запасна висота, що відвертає заливання водою штуцера для введення пари під час збільшення атмосферного тиску.

Висоту h_1 (у м) знаходять зі співвідношення

$$h_1 = 1,02 \cdot 10^{-4} \cdot p, \quad (5.157)$$

де p — розрідження в конденсаторі, Па.

Висота h_2 може бути визначена зі співвідношення (2.45)

$$h_2 = \frac{v^2}{2g} \left(1 + \sum \xi + \lambda \frac{H}{d} \right),$$

де v — швидкість рідини у барометричній трубі, м/с; λ — коефіцієнт тертя під час руху рідини по барометричній трубі; d — діаметр барометричної труби, м; H — висота барометричної труби, м; $\sum \xi$ — сума коефіцієнтів місцевих опорів (на вході води у барометричну трубу приймають $\xi = 0,5$; на виході $\xi = 1,5$).

Діаметр барометричної труби знаходять за формулою

$$d = \sqrt{\frac{4(D + W)}{\pi \rho v}}, \quad (5.158)$$

де ρ — густина води, кг/м³.

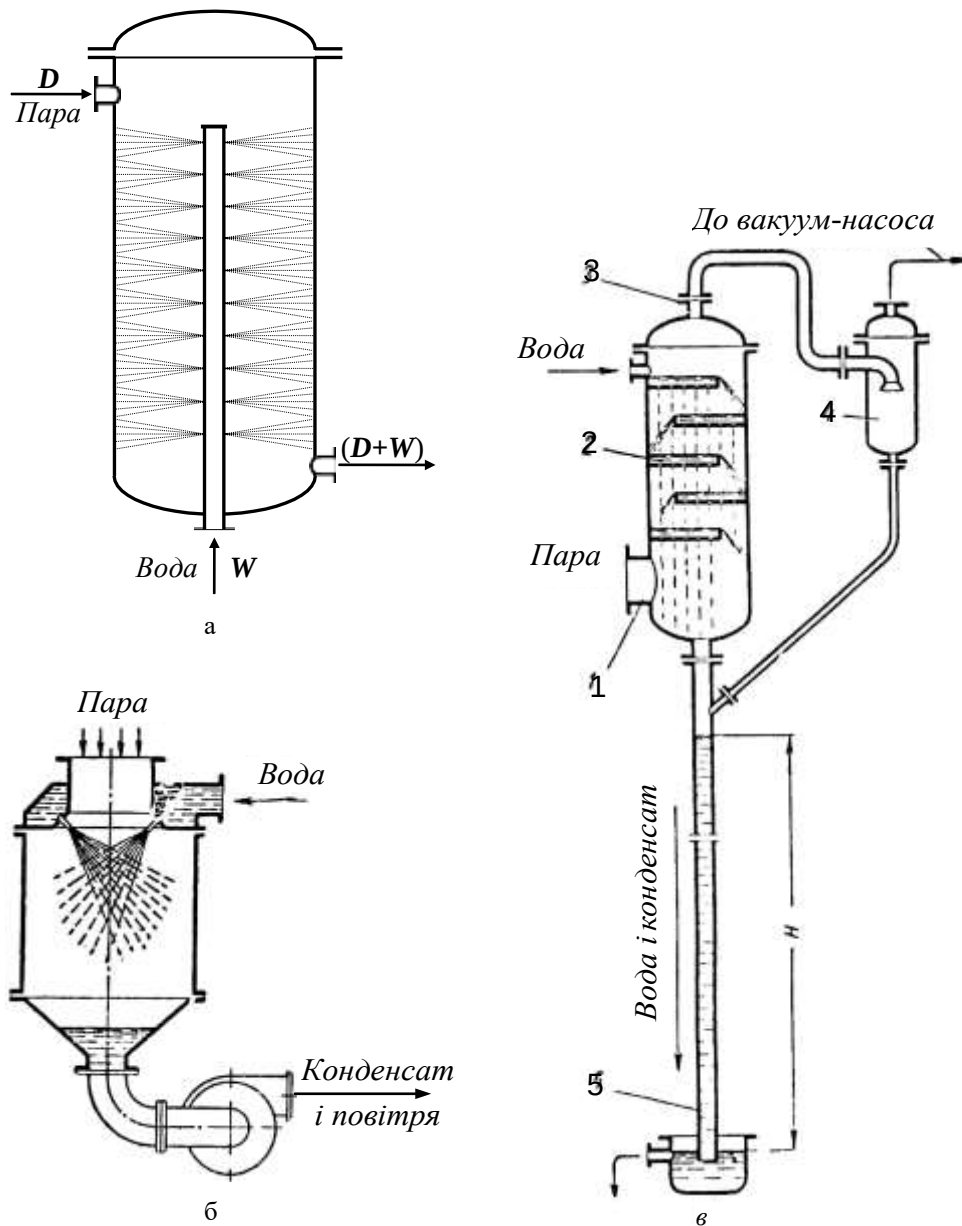


Рисунок 5.37 — Конденсатори змішування

5.3.5 Охолодження, заморожування та розморожування

Штучне охолодження широко застосовується в різних галузях народного господарства, наприклад, для кондиціонування повітря, збереження харчових продуктів. До числа хіміко-технологічних процесів, що здійснюються під час штучного охолодження, відносяться процеси кристалізації, поділу газів, сублімаційного сушіння, деякі реакторні процеси. Холодильні процеси використовуються також у металургії, електротехніці й електроніці, ядерній, ракетній та інших галузях техніки.

Охолодження завжди пов'язане з перенесенням теплоти від тіла з більш низькою температурою до тіла з більш високою. Відповідно до

другого закону термодинаміки, таке перенесення вимагає витрати енергії. Тому для одержання холоду необхідно безупинно підводити енергію до холодильної установки.

Способи одержання штучного холоду класифікуються за необхідною температурою охолодження. Умовно розрізняють помірне охолодження (діапазон температур від $+20$ до -100°C) і глибоке (температури нижче -100°C). Температури, близькі до абсолютного нуля (4 K і нижче), одержують лише в лабораторних умовах.

У процесах штучного охолодження теплота від охолоджуваного тіла відводиться до холодильного агента, що виконує роль переносника теплоти. Температуру холодильного агента знижують за допомогою випаровування рідин із низькою температурою кипіння, наприклад, аміаку NH_3 , фреонів (CClF_2 , CHClF_2) та інших, або розширення попередньо стиснутих газів. Так, якщо випаровувати NH_3 за тиску $0,1\text{ МПа}$, то він буде кипіти за температури -34°C . Розширення газів і зниження тиску здійснюються в дросельних пристроях або детандерах.

Процес розширення ідеального газу відбувається без зміни ентальпії, і температура його не змінюється. Дроселювання ж реальних газів супроводжується зниженням температури, незважаючи на постійність ентальпії. Явище зміни температури реального газу під час його дроселювання називається *дросельним ефектом*. Під час проходження газу через детандер — машину, подібну до компресора, газ, розширюючись, здійснює роботу.

Крім випаровування низькокиплячих речовин і розширення газів, для охолодження використовують тепловий ефект плавлення, звичайно льоду, але його можна використовувати лише до температури його плавлення, тобто до 0°C . Для безперервного помірного охолодження найчастіше використовують компресійні холодильні машини. У цих машинах, як холодильні агенти, використовуються речовини з низькою температурою кипіння, що здатні випаровуватися за температури нижче нуля під час підведення теплоти від охолоджуваного тіла. У результаті наступного стиснення пари й охолодження до звичайної температури вона знову перетворюються в рідину. Стиснення пари здійснюється в поршневих чи турбокомпресорах.

Робота компресійної холодильної машини побудована за принципом замкнутого циклу (рис. 5.38). Компресор 2 видаляє з випарника пару холодильного агента та стискає її до тиску, за якого вона може бути зріджена під час охолодження водою в конденсаторі 1. Рідкий холодильний агент із конденсатора подається через дросельний вентиль 4 у випарник 3, де випаровується за низької температури, забираючи теплоту від охолоджуваного середовища. Під час дроселювання ентальпія агента не змінюється, а тиск і температура знижуються. Пара

холодильного агента, що виходить із випарника 3, надходить у компресор, стискається, і цикл повторюється.

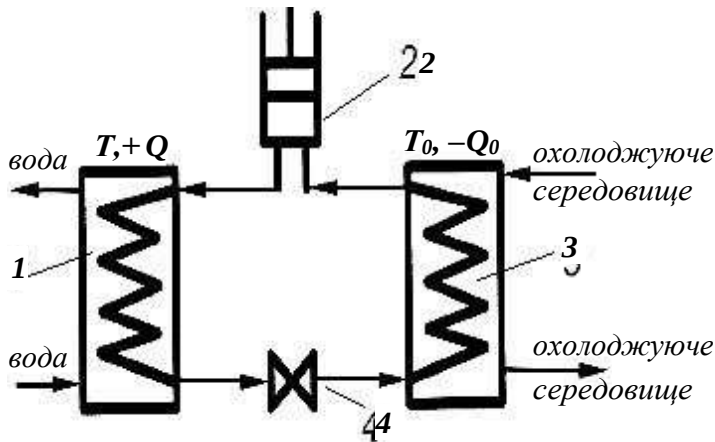


Рисунок 5.38 — Компресійна холодильна машина

Основними вимогами до речовин, які застосовуються як холодильні агенти, є велика прихована теплота випаровування та можливо менший питомий об'єм пари. Велика прихована теплота випаровування дозволяє зменшити кількість агента, який циркулює в системі, що необхідно для досягнення заданої холодопродуктивності, а малий

питомий об'єм пари призводить до зменшення розмірів холодильної машини. Крім того, холодильний агент не повинен бути хімічно агресивний, має задовольняти вимоги пожежної безпеки та бути за можливістю нешкідливим. На сьогодні найбільш розповсюдженими холодильними агентами є фреони й аміак. Фреони являють собою фторхлорпохідні метану. Фреони нешкідливі, пожежо- та вибухобезпечні, не викликають корозії конструкційних матеріалів. Недолік фреонів — їхня висока плинність, що вимагає забезпечення високої герметичності системи, і здатність розчиняти мастила.

У деяких технологічних процесах вимагаються більш низькі температури, ніж ті, котрі можуть бути отримані під час використання одноступінчатих холодильних машин. Наприклад, одноступінчата машина з аміаком дозволяє одержати температуру не нижче -34°C . Для досягнення більш низьких температур одноступінчаті машини малоефективні або зовсім непридатні. Тому для одержання більш низьких температур застосовують двоступінчаті чи триступінчаті машини. Шляхом двоступінчатого стискання аміачної пари можна одержати температуру до -50°C , шляхом триступінчатого — до -70°C . У виробничих умовах холодильна установка звичайно обслуговує кілька апаратів, для охолодження яких використовують проміжні холодоносії. Як проміжні холодоносії використовуються охолоджені розсоли — водяні розчини солей CaCl_2 , MgCl_2 , NaCl , що замерзають лише за низьких температур. Охолоджені розсоли подаються за допомогою насосів від випарника холодильної машини, де вони охолоджуються, до споживачів холоду, де вони віддають холод і самі нагріваються. Вибір розсолу та його концентрації залежить від необхідної температури охолодження, що має бути вище температури замерзання розсолу.

Для штучного охолодження застосовуються також пароежекторні та абсорбційні холодильні установки. Дія абсорбційних холодильних установок заснована на поглинанні пари холодильного агента яким-небудь абсорбентом і наступним виділенням його шляхом нагрівання. Замість стискування холодильного агента в компресорі, що необхідно для наступної конденсації, в абсорбційній холодильній установці застосовуються десорбція та відгонка холодильного агента з розчинника під надлишковим тиском.

Найчастіше як холодильний агент в абсорбційних установках використовується аміак, а абсорбент — вода. Аміак дуже добре поглинається водою, причому температура кипіння розчину вища, ніж аміаку.

Абсорбційні й пароежекторні холодильні установки в харчових технологіях майже не використовуються.

Загальні відомості про охолодження та заморожування

Холодильна обробка продуктів та їхнє зберігання за відповідних низьких температур є одним із найбільш досконалих прийомів попередження або уповільнення їх псування. Під час холодильної обробки досягається найбільш повне збереження первинних натуральних властивостей і забезпечуються мінімальні зміни харчової цінності та смаку продуктів. Обробка холодом зумовлює пригнічення життєдіяльності мікроорганізмів, а також уповільнення хімічних та біохімічних процесів, що відбуваються у продукті під дією власних ферментів: кисню повітря, теплоти та світла. У промисловій практиці користуються такими трьома способами холодильної обробки і зберігання продуктів із їх середньооб'ємною температурою: 1) на $1...4^{\circ}\text{C}$ вище криоскопічної — це охолодження і зберігання охолоджених продуктів; 2) на $1...2^{\circ}\text{C}$ нижче криоскопічної — це підморожування і зберігання підморожених продуктів; 3) на $15...20^{\circ}\text{C}$ нижче криоскопічної — це заморожування і зберігання заморожених продуктів.

Під криоскопічною температурою мають на увазі температуру початку утворення кристалів льоду з тканинних соків продукту; її дуже часто називають температурою замерзання. Для більшості харчових продуктів ця температура знаходиться біля мінус $1,5^{\circ}\text{C}$.

Охолодження харчових продуктів — процес відводу від них теплоти із зниженням температури до рівня, близького до криоскопічної точки. Швидкість охолодження продуктів повинна бути максимальною, що гарантує краще збереження їх якостей і найменшу втрату маси. Якщо вона недостатньо велика, то в продуктах часто відбуваються небажані зміни внаслідок руйнівної дії мікробіологічних і ферментативних процесів, що можуть випереджати процес охолодження.

Продукти охолоджують у випадках відносно короткого терміну їх зберігання (до 10...15 діб), причому охолоджені продукти за своїми властивостями майже не відрізняються від неохолоджених.

Охолодження дуже часто є одним із етапів технологічного процесу виробництва різноманітних харчових продуктів. Охолодженню піддають карамель, глазурі та шоколад з метою переведу їх з пластичного стану в твердий у кондитерському виробництві; маргаринову емульсію перед кристалізацією; пивне сусло та пиво перед освітленням; патоку та глюкозу після вакуум-випарювання з метою запобігання колірності; ковбаси після термічної обробки; вина з метою прискорення їхнього визрівання та стабілізації; молочні продукти (масло, сир) і т. ін.

Підморожування — процес охолодження продуктів до середньо-об'ємної температури на 1...3° С нижче криоскопічної. До підморожування звертаються у тих випадках, коли необхідно продовжити термін зберігання харчових продуктів. При цьому тільки невелика частина води, наявна у продукті, перетворюється у лід.

Заморожування являє собою відведення теплоти від харчових продуктів із перетворенням у лід більшої частини рідини, що міститься у них. До заморожування вдаються звичайно для досягнення таких основних цілей: 1) забезпечення стійкості продуктів під час тривалого зберігання за низької температури (до них належать м'ясо, птиця, риба, тісто, сир, пельмені, ягоди, плоди, овочі та ін.); 2) відокремлення вологи під час концентрування пива, фруктових соків та інших рідких харчових продуктів або під час сублимаційного сушіння продуктів; 3) виробництво продуктів зі своєрідним смаком (морозиво, креми, морожені плоди та ягоди); 4) виробництво харчового льоду.

Останнім часом проводяться пошукові науково-дослідні роботи з консервування заморожуванням тіста і випечених хлібобулочних виробів. Для ресторанного господарства, має інтерес заморожування готових дрібноштучних булочних виробів, що швидко черствіють. Технологія заморожування виробів передбачає охолодження їх після випікання до 30...40° С протягом 1...2 годин і наступне заморожування за температури -18...-23° С та відносній вологості повітря 95...97%. Продукція, витримана в такому стані 3 тижні, після розморожування була за органолептичною оцінкою рівноцінна свіжовипеченим. Інтерес мають і роботи із заморожування тіста. Дослідження показують можливість заморожування напівфабрикатів як прісного листкового, так і дріжджового тіста за температури -18° С без погіршення якостей виробів, що випікаються. Гранична тривалість зберігання заморожених напівфабрикатів — 12 тижнів, перевищення цього терміну погіршує якість випечених виробів. Проведено дослідження також і з вивчення

впливу тривалого зберігання тортів і тістечок за температури мінус 18° С (заморожування проводилося за мінус 35° С), які показали збереження якості виробів протягом трьох місяців зберігання.

Відзначимо деякі особливості заморожування продуктів із метою їх тривалого зберігання. Кінцевою метою технології заморожування, на жаль недосяжною на сьогодні, є збереження оборотності процесу. Перетворення тканинної рідини в лід під час заморожування продукту викликає фізико-хімічні зміни, що впливають на його якість. Щоб звести до мінімуму шкідливий вплив низьких температур на продукт у результаті заморожування, слід передбачати оптимальне поєднання температури, швидкості та тривалості процесу заморожування.

Передусім необхідно враховувати, що розчини солей та цукрів, що містяться в тканинах харчових продуктів, замерзають за більш низької температури, ніж чиста вода (інколи за мінус 60° С). Встановлено, що за температури мінус 4° С виморожується $\frac{3}{4}$ частини води, що міститься в м'ясі, рибі, яйцях, і $\frac{1}{2}$ — в плодах і картоплі. Під час подальшого зниження температури кількість вимороженої води різко скорочується. Під час заморожування продуктів у них утворюються кристали льоду. Під час повільного заморожування кристали льоду зароджуються в першу чергу в міжклітинному просторі, що зумовлено меншою концентрацією цукрів і солей у ньому, ніж у клітинах. Тому міжклітинна рідина замерзає за більш високої температури, ніж та, що міститься в клітинах. У процесі зростання кристалів льоду, що утворилися, і підвищення концентрації рідини у міжклітинному просторі волога з клітин мігрує в міжклітинний простір і викликає подальше зростання кристалів. Великі кристали льоду деформують і своїми гострими гранями руйнують тканину клітини.

Під час швидкого заморожування у тканинах виникає велика кількість центрів кристалізації, причому вони виникають як у міжклітинному просторі, так і у клітинах. Це пояснюється великою швидкістю зниження температури. Утворення великої кількості центрів кристалізації зумовлює невелике збільшення розмірів кристалів і відсутність руйнування оболонок клітин. Під час швидкого заморожування швидкість утворення кристалів вище швидкості переміщення вологи, тому значна частина рідини заморожується там, де вона знаходилася до заморожування. Для запобігання пошкодження клітинної структури необхідно застосовувати температуру заморожування мінус 40° С. При цьому в лід переходить біля 90% вологи, що міститься в плодах, ягодах і овочах, до 85% вологи — під час заморожування м'яса. Аналогічне явище спостерігається і під час заморожування продуктів коагуляційної структури (сир та ін.).

Таким чином, при високому темпі заморожування утворюються дрібні кристали і завдяки цьому створюються умови для максимальної оборотності структури і властивостей продукту під час розморожування. Температурний режим зберігання для заморожених продуктів залежить від виду продукту і тривалості його збереження. У рекомендаціях Міжнародного інституту холоду температуру -12°C названо як максимально допустиму, а температуру -18°C і нижче — як рекомендовану.

Спосіб концентрування рідких продуктів (пива, соків, вина, оцту та ін.) шляхом заморожування (кріоконцентрування) заснований на тому, що за низької температури вимерзає розчинник (вода), а екстрактивні речовини (цукор, сіль, кислоти, фарбуючі речовини і т. ін.) залишаються в розчині й не кристалізуються. При цьому рідину, що концентрується, заморожують за температури $-10\ldots-12^{\circ}\text{C}$ і на центрифугах відокремлюють від льоду.

Способи охолодження та заморожування

Вибір того або іншого способу охолодження і заморожування залежить від техніко-економічних показників різноманітних способів і визначається цільовим призначенням процесу, видом продукту і його кількістю.

Процес охолодження продуктів здійснюється в газовому (повітряному) і рідкому середовищах, в апаратах із теплопередаючою поверхнею, у вакуумі. Повітря — найбільш розповсюджений холодоагент; воно не має запаху і на більшість продуктів не чинить шкідливого впливу. До недоліків охолодження в повітрі можна віднести слабку інтенсивність процесу і випаровування вологи з поверхні продуктів, що супроводжується втратою їхньої маси.

Охолодження в холодній воді або розсолі може бути контактним або безконтактним. При контактному охолодженні продукт розміщують у рідкому охолоджуваному середовищі. Так, наприклад, охолоджують тушки птиці та варені ковбасні вироби до $4\ldots6^{\circ}\text{C}$, розміщуючи їх у спеціальні ванни або зрошуючи холодною (крижаною) водою (з температурою $1\ldots4^{\circ}\text{C}$). За безконтактного охолодження продукт відокремлений від рідкого охолоджувача металевою стінкою або вологонепроникною оболонкою.

Останнім часом одержує розповсюдження спосіб вакуумного охолодження, в якому відвід теплоти здійснюється за рахунок прихованої теплоти фазового переходу частини вологи, що міститься в продукті. Такий спосіб застосовують для охолодження плодів, риби, сиру, м'ясного фаршу, курей, кулінарних виробів. Відзначимо, що

процес вакуумного охолодження рідких і пастоподібних продуктів, які містяться у відкритих функціональних ємностях супроводжується їх розбризкуванням і віднесенням з паровими бульбашками, що утворюються під час кипіння. Спливаючи до вільної поверхні, бульбашки швидко ростуть в об'ємі та, руйнуючись, викидають краплі продукту з ємності. Інтенсивність кипіння продукту, що охолоджується, залежить від швидкості зміни тиску в вакуум-камері.

Основні методи заморожування у сучасній технології, також як і охолодження, поділяються на заморожування в рідкому та заморожування в повітряному середовищі. Найбільш широко застосовується спосіб контактного заморожування у повітрі. Розрізняють заморожування з природним переміщенням повітря (у камерах) та зі змушеним рухом повітря (тунельні морозилки, гравітаційно-конвейєрні та флюїдизаційні швидкоморозильні апарати). Найбільш перспективне заморожування продуктів охолодженням повітрям у псевдозрідженому шарі. Цей вид заморожування називається флюїдизацією, а швидкоморозильні апарати, в яких здійснюється процес, називаються флюїдизаційними. Істотні переваги цих апаратів порівняно зі звичайними — скорочення часу заморожування і більш висока якість заморожених продуктів.

Рідкими середовищами для контактного заморожування продуктів (риби, м'яса) є розчини солі (наприклад, кухонної). Водночас із перевагами (простота і доступність, прискорення процесу та відсутність втрати маси) цей спосіб заморожування має і недолік — проникнення солі в продукт, що призводить до зміни його кольору і погіршення зовнішнього вигляду. Знаходить застосування і розсільне охолодження продуктів, які упаковані в різноманітні плівки.

Заморожування киплячими холодоагентами буває безконтактним і контактним. Безконтактне заморожування здійснюється здебільшого у швидкоморозильних апаратах, де продукти затискаються між порожніми металевими плитами, в яких «кипить» холодоагент. Під час контактного заморожування використовують кріогенну рідину — азот або фреони (хладони). Останній метод холодильної обробки різноманітних продуктів (м'ясних, молочних, кулінарних виробів) є найбільш перспективним, бо процес заморожування протікає швидко і за дуже низьких температур. Існує декілька способів заморожування харчових продуктів за допомогою рідкого азоту: під час безпосереднього контакту з газоподібним азотом; зануренням в азот; зрошенням рідким азотом. Азот — інертний газ без запаху і смаку; під час контакту з харчовими продуктами шкідливо на них не впливає. Зазначимо, що температура кипіння азоту під час нормального атмосферного тиску — -196°C , а заморожування в рідкому азоті в 3...4 рази дорожче, ніж заморожування в повітряному середовищі.

Розрахунок процесів охолодження та заморожування

Охолодження твердих продуктів відбувається теоретично згідно з законом Фур'є про теплопровідність тіл під час нестационарного режиму. Спочатку охолоджуються поверхневі шари, а після цього охолодження поступово розповсюджується в глиб тіла (рис. 5.39). Через деякий час τ_0 , що складає тривалість охолодження продукту, температура всіх частин тіла вирівнюється і дорівнює температурі зовнішнього середовища t_c .

Для визначення тривалості охолодження τ_0 (у годинах) можна використати формулу А.Г. Фікіїна, яку застосовано для тіл правильної геометричної форми:

$$\tau_0 = \frac{\delta^2}{Aa} \left[\left(\frac{2,3}{Bi} + 0,8 \right) \lg \frac{t_n - t_c}{t_k - t_c} + 0,12 \right], \quad (5.159)$$

де A — безрозмірний коефіцієнт форми (для пластини $A = 1$, для циліндра $A = 1/2$, для сфери $A = 1/3$); δ — половина товщини продукту, м; a — коефіцієнт температуропровідності продукту, м²/год; Bi — критерій Біо ($Bi = \alpha \delta / \lambda_n$); α — ефективний коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м²·К); t_n і t_k — початкова та кінцева температури в центрі продукту, °С; λ_n — коефіцієнт теплопровідності продукту, Вт/(м·К).

Аналіз рівняння (5.159) показує, що тривалість охолодження про-

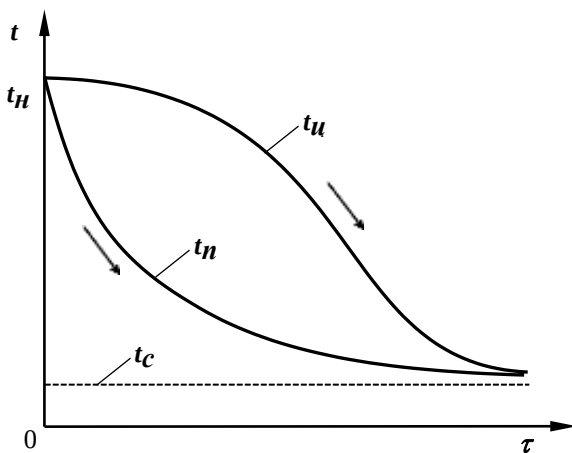


Рисунок 5.39 — Діаграма зміни температур у поверхневому шарі t_n і центральній частині t_k під час охолодження продукту

дукту τ_0 збільшується пропорційно квадрату характерного розміру δ і знаходиться у зворотній пропорційній залежності від коефіцієнта температуропровідності a продукту. Зі збільшенням коефіцієнта тепловіддачі α збільшується Bi , а отже зменшується τ_0 .

Тривалість заморожування продукту τ_3 (у годинах) від початкової температури, що дорівнює криоскопічній $t_{кр}$ до температури зберігання (рис. 5.40), може бути визначена формулою Р. Планка з урахуванням форми тіла:

$$\tau_3 = \frac{q_3 \rho_3}{-A t - \delta A} \left(\frac{\delta}{2\lambda} + \frac{1}{\alpha} \right), \quad (5.160)$$

де q_3 — видалена теплота з одиниці маси продукту під час його заморожування, кДж/кг; ρ_3 — густина замороженого продукту, кг/м³;

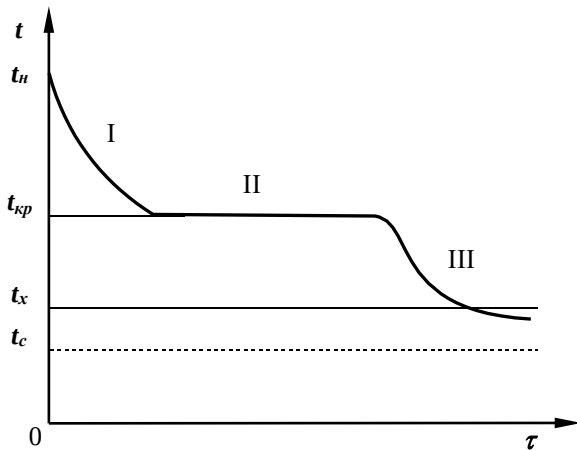


Рисунок 5.40 — Діаграма зміни температури продукту під час заморожування

Δt — різниця температур між криоскопічною температурою продукту t_{kp} і охолоджуючого середовища t_c , °C;
 λ — коефіцієнт теплопровідності замороженого продукту, Вт/(м·К);
 α — коефіцієнт тепловіддачі продукту в охолоджуюче середовище, Вт/(м²·К).

З формул (5.159) і (5.160) виходить, що за одних і тих же умов тіло циліндричної форми охолоджується та заморожується вдвічі, а сферичної форми — втричі швидше, ніж у формі пластини розміром δ . Інтенсивність охолодження і заморожування

доцільно підвищувати шляхом збільшення коефіцієнта тепловіддачі, температурної різниці та зменшення розмірів продукту.

Величина ефективного коефіцієнта тепловіддачі визначається засобом охолодження. Під час охолодження в повітряному середовищі конвективна тепловіддача (α_k) супроводжується теплообміном під час випаровування (α_v) та радіаційним теплообміном (α_l). При цьому:

$$\alpha = \alpha_k + \alpha_v + \alpha_l \quad (5.161)$$

Конвективний коефіцієнт тепловіддачі α_k визначають з критеріального рівняння:

$$Nu = 0,17 Re^{0,7}$$

або

$$Nu = 0,33 Re^{0,58}, \quad (5.162)$$

де $Nu = \alpha_k 2\delta / \lambda_v$; $Re = v 2\delta / \nu$; v — швидкість повітря, м/с; λ_v — коефіцієнт тепло-провідності повітря, Вт/(м·К); ν — кінематичний коефіцієнт в'язкості повітря, м²/с.

Для визначення α_k можна використати емпіричну формулу:

$$\alpha_k = 6,15 + 4,18 v. \quad (5.163)$$

Коефіцієнт тепловіддачі під час випаровування вологи α_v з поверхні продукту S можна визначити за абсолютною втратою маси в процесі охолодження:

$$\alpha_v = \frac{W \cdot r_0}{S(t_n - t_c)}, \quad (5.164)$$

де W — кількість випарованої вологи, кг/с; r_0 — питома прихована теплота фазового перетворення води в пару без льодоутворення, $r_0 = 2483$ кДж/кг.

Радіаційний коефіцієнт тепловіддачі $\alpha_{\text{л}}$ визначається за формулою:

$$\alpha_{\text{л}} = \frac{\varepsilon C_0 \varphi}{t_{\text{к}} - t_{\text{БАТ}}} \left[\left(\frac{T_{\text{к}}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{\text{БАТ}}}{100} \right)^4 \right], \quad (5.165)$$

де ε — ступінь чорноти; C_0 — коефіцієнт випромінювання абсолютно чорного тіла, Вт/(м²·К); φ — коефіцієнт опроміненості; $T_{\text{БАТ}}$ — температура поверхні батареї або холодного екрану, К; $T_{\text{к}}$ — середня температура поверхні продукту, що охолоджується, яка дорівнює кріоскопічній, К.

Відзначимо, що під час повітряного охолодження $\alpha_{\text{л}}$ — величина незначна, вона становить приблизно 1 Вт/(м²·К).

Під час охолодження продукту в рідкому середовищі або під час охолодження в контакт з твердими тілами має місце лише конвективна тепловіддача, тобто $\alpha = \alpha_{\text{к}}$.

Коефіцієнт теплопередачі під час охолодження твердого продукту визначається за формулою:

$$K = 1/(\delta/\lambda + 1/\alpha). \quad (5.166)$$

Знаючи коефіцієнт теплопередачі K , можна, використовуючи основне рівняння теплопередачі (5.45), встановити кількість відведеної теплоти під час охолодження продукту. При заморожуванні на межі розділу між продуктом та холодоносієм утворюється шар замерзлого продукту, що також треба враховувати. У зв'язку з цим сумарний коефіцієнт теплопередачі під час заморожування продукту можна подати таким рівнянням:

$$K = 1/(\delta_{\text{н}}/\lambda_{\text{н}} + \delta_{\text{з}}/\lambda_{\text{л}} + 1/\alpha), \quad (5.167)$$

де $\delta_{\text{н}}$, $\delta_{\text{з}}$ — товщина незамерзлого та замерзлого шару продукту, м; $\lambda_{\text{н}}$, $\lambda_{\text{л}}$ — коефіцієнти теплопровідності продукту та льоду, Вт/(м·К).

Основою розрахунків процесів охолодження і заморожування є теплові та матеріальні баланси. З метою спрощення рівнянь під час складання теплових балансів нехтують додатковими теплопритоками і втратами маси продукту.

Тепловий потік (у кВт) від тіла, що охолоджується:

$$Q_0 = Gc (t_{\text{н}} - t_{\text{к}}), \quad (5.168)$$

де G — масовий потік продукту, що охолоджується, кг/с; c — питома теплоємність продукту, кДж/(кг·К); $t_{\text{н}}$ і $t_{\text{к}}$ — середня об'ємна початкова і кінцева температури продукту відповідно, °С.

За наявності таблиць та діаграм ентальпій різноманітних харчових продуктів рівняння (5.168) можна записати у вигляді:

$$Q_0 = G (i_{\text{н}} - i_{\text{к}}),$$

де $i_{\text{н}}$ та $i_{\text{к}}$ — початкова і кінцева ентальпія продукту, кДж/кг.

Кількість теплоти (у кВт), що повинна бути прийнята охолоджуючим приладом апарата з урахуванням біохімічного екзотермічного ефекту та масообмінного теплового ефекту, становить:

$$Q = Gc (t_n - t_k) + Q_{БХ} + W (r_k - r_0), \quad (5.169)$$

де $Q_{БХ}$ — внутрішнє тепловиділення під час біохімічного екзотермічного процесу, кВт; W — кількість випарованої вологи, кг/с; r_k — питома теплота конденсації та льодоутворення; r_0 — питома теплота випаровування води, кДж/кг ($r_0 = 2\,500$ кДж/кг).

Тепловий баланс під час заморожування продукту без обліку теплових втрат висловлюється рівнянням:

$$Q_{зм} = Q_1 + Q_2 + Q_3, \quad (5.170)$$

де $Q_{зм}$ — кількість теплоти, яка сприймається холодоносієм, кДж; Q_1 — кількість теплоти, що віддається продуктом під час його охолодження від початкової до криоскопічної температури, кДж; Q_2 — кількість теплоти, що віддається продуктом під час фазового перетворення води (утворення льоду), кДж; Q_3 — кількість теплоти, що віддається продуктом після заморожування під час його охолодження до температури зберігання, кДж.

Рівняння (5.170) теплового балансу під час заморожування можна подати в розгорненому вигляді таким чином:

$$Q_{зм} = Gc (t_n - t_k) + G_l r_k + Gc_k (t_k - t_x), \quad (5.171)$$

де G — маса продукту, кг; c , c_k — питома теплоємність продукту до і після заморожування, кДж/(кг·К); t_n — початкова температура продукту, °С; t_k — криоскопічна температура продукту, °С; t_x — кінцева температура замороженого продукту, °С; G_l — маса льоду, що утворився під час заморожування продукту, кг; r_k — прихована теплота льодоутворення кДж/кг ($r_k = 335$ кДж/кг).

Необхідна кількість (у кДж) холоду для заморожування може бути визначена також рівнянням:

$$Q_{зм} = G (i_n - i_k), \quad (5.172)$$

де i_n — початкова ентальпія продукту при середньооб'ємній початковій температурі t_n , кДж/кг; i_k — кінцева ентальпія продукту при середньооб'ємній кінцевій температурі t_k , кДж/кг. При цьому $t_n > t_k > t_x$.

Типи та конструкції апаратів для охолодження і заморожування

У залежності від призначення розрізняють апарати для охолодження і апарати для заморожування продуктів. За видом продуктів, що

піддаються охолодженню і замороженню, розрізняють апарати для рідких, пластичних і твердих продуктів. У залежності від агрегатного стану охолоджуючого середовища, розрізняють: обладнання для охолодження і замороження у повітряному середовищі, у рідкому середовищі, а також таке, що використовує твердий теплоносії (лід та «сухий» лід) і вакуум.

Охолодження і замороження харчових продуктів у повітряному середовищі найбільш розповсюджений засіб. Розрізняють установки з природним переміщенням повітря (камери і тунелі) та зі змушеним рухом повітря (тунельні морозилки, гравітаційно-конвейєрні та флюїдизаційні швидкоморозильні апарати).

При невеликій кількості заморожуваного чи охолоджуваного продукту, використовують найпростіші апарати та пристрої. В умовах централізованого виробництва охолоджених і кулінарних виробів застосовують спеціалізовані апарати періодичної та безперервної дії.

Серед безперервно діючих апаратів для охолодження рідких продуктів застосовуються пластинчаті, трубчаті та зрошувальні охолоджувачі. Їхня будова принципово не відрізняється від теплообмінних апаратів, призначених для нагрівання (рис. 5.22, 5.24, 5.26).

До трубчатих теплообмінників (охолоджувачів) відносяться і спеціальні апарати — ультраохолоджувачі, в яких для охолодження використовують безпосередньо випаровуваний холодоагент. Вони являють собою апарат, в якому є декілька горизонтально розташованих елементів типу «труба в трубі». По внутрішній трубі кожного елемента протікає продукт, що обробляється, а по міжтрубному простору — холодоносії (аміак або фреон). Для запобігання продукту (вина, соку та ін.) від замерзання в порожнину внутрішньої труби вставлена мішалка. Значна швидкість руху оброблюваного продукту та його перемішування забезпечують швидке охолодження без замерзання. Ультраохолоджувачі можуть бути використані також для концентрування вина, соків та інших рідких продуктів їхнім виморожуванням.

Специфічними теплообмінниками, призначеними для охолодження і часткового замороження в'язких продуктів під час виробництва морозива, є так звані морожениці та фризери. У цих апаратах водночас із процесами охолодження та замороження продукту відбувається його збивання, тобто насичення повітрям. Відзначимо, що звичайно у фризери температуру морозива доводять до мінус 5...6° С, причому в лід перетворюється до 65% води, що у ньому міститься. Об'єм морозива в результаті збивання збільшується по відношенню до початкового об'єму суміші у 1,3...2 рази.

На рис. 5.41 наведено технологічну схему фризера періодичної дії.

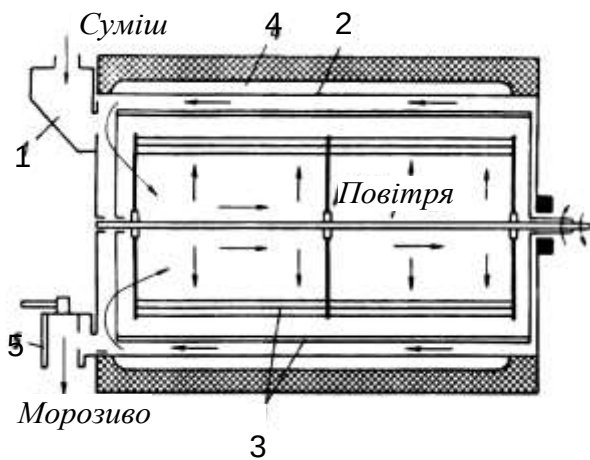


Рисунок 5.41 — Схема фризера періодичної дії

засувку 5. Рух суміші показано на рис. 5.41 стрілками. Складаючись в основному з двох рухів — поступального та обертального, циркуляція суміші має гвинтовий характер. В охолоджуючу оболонку надходить холодоагент (розсіл, рідкий аміак або рідкий хладон), ззовні вона покрита шаром ізоляції, який облицьовано кожухом.

Очистка поверхні, яка передає тепло, що досягається зрізанням

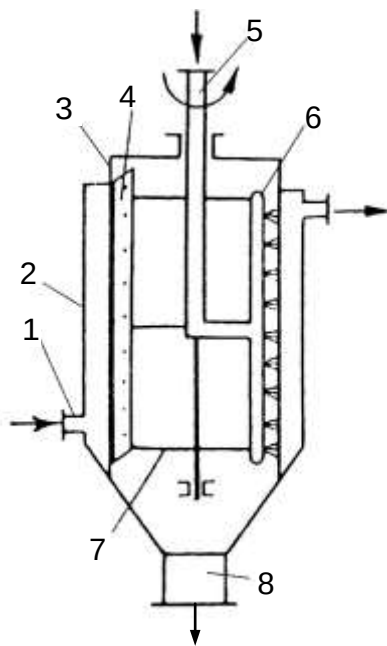


Рисунок 5.42 — Схема генератора лускоподібного льоду

ножами з неї володіючого теплоізоляційними властивостями шару морозива, дає значне покращення теплообміну. Поряд з цим інтенсивно перемішується заморожена маса, збагачуються центри кристалізації та додатково відводиться теплота не лише з поверхні, але і від усієї суміші, яка знаходиться в циліндрі.

Принцип механічної інтенсифікації теплообміну, характерний для фризерів, широко застосовується в інших теплообмінних апаратах, в яких шар, що нагромаджується на стінці, знімається з неї механічним способом (щітками, скрібками). До них належить і льодогенератор для одержання лускоподібного (сніжного) льоду, схему якого наведено на рис. 5.42.

Апарат являє собою порожній циліндр — корпус 3, оточений охолоджуючою оболонкою 2. У оболонку через штуцер 1 надходить рідкий холодоагент. На внутрішню поверхню циліндра насосом подають воду через форсунки 6. Стікаючи, вода замерзає тонким шаром льоду, що зрізається ножом 4, закріпленим на вертикальній осі 5, що обертається. Ніж 4 та трубка з форсунками 6 для

розбризування води обертається з однаковою частотою, бо їх насаджено на загальну раму 7. Отриманий лід разом із водою падає в піддон 8, звідки надходить у виробництво або для виготовлення брикетів.

Апарати для охолодження та заморожування твердих продуктів за видом контакту продукту з холодоносієм бувають контактними та безконтактними. У контактних апаратах продукт (без упаковки або разом із нею) має безпосередню межу розділу з холодоносієм, в безконтактних — безпосереднього контакту продукту з холодоносієм немає.

Як приклад контактного апарата з повітряним охолодженням, розглянемо холодильну шафу (рис. 5.43).

Такі апарати застосовують як для охолодження, так і заморожування різноманітних за формою і розмірами продуктів, що надходять на обробку в відносно невеликих кількостях. Апарати універсальні, прості та надійні в експлуатації, не вимагають значних затрат ручної праці. В середині теплоізоляційної камери 1 знаходяться повітроохолоджувач 2, вагонетка 3 та канал з відбивачами 4 у верхній частині апарата для організації поперечного руху повітря. Повітря з каналу всмоктується вентилятором, проходить через повітроохолоджувач, після цього обдуває продукти і знову надходить в канал. Продукт (м'ясо,

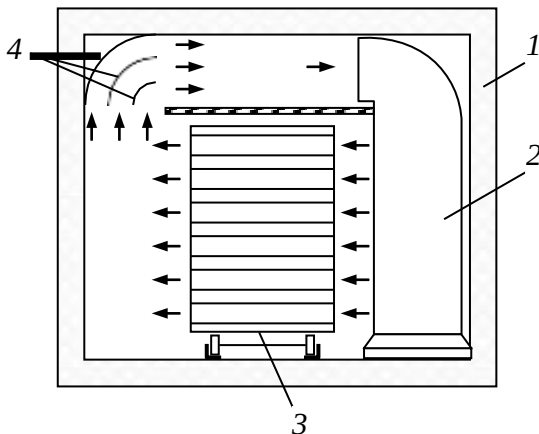


Рисунок 5.43 — Схема холодильної шафи

риба, птиця, овочі, плоди) в упаковці або без неї вкладають на металеві листи (лотки) з проміжком, необхідним для циркуляції повітря, і встановлюють на вагонетку, яка заочується в апарат через завантажувальні двері. У подібних апаратах режим обробки продукту залежить від температури, що створюється в повітроохолоджувачі.

Заморожування у рідких холодоносіях або кріогенних рідинах більш ефективно, ніж у повітряному середовищі, бо інтенсивність тепловідводу від продукту при цьому різко зростає.

Продукт у них заморожується швидко, що забезпечує його гарну якість і невеликий розмір втрат маси (до 0,5%). Схему апарата для заморожування продуктів рідким азотом наведено на рис. 5.44. Апарат являє собою решітчастий конвейєр 2, теплоізольований камерою 4, в якій розміщені вентилятор 3 і зрошуючий пристрій 5. Для максимального використання охолоджуючого ефекту азоту апарат по довжині розділений на три зони. Пара азоту з середньої зони II за допомогою

вентилятора спрямовується в зону попереднього охолодження I, де продукт 1 (може бути упакований в тонку, щільно прилеглу плівку) охолоджується до -1°C . Після цього продукт надходить в зону зрошення II, де відбувається його повне заморожування (температура в центрі до -10°C). Рідкий азот, який не випарувався, стікає в резервуар для рідкого азоту і насосом подається знову в форсунки. В останній третій зоні температура продукту вирівнюється по об'єму в середовищі газу. Продукт виводиться з апарата з температурою біля -20°C . Азот виходить з установки з температурою $-50\dots-60^{\circ}\text{C}$.

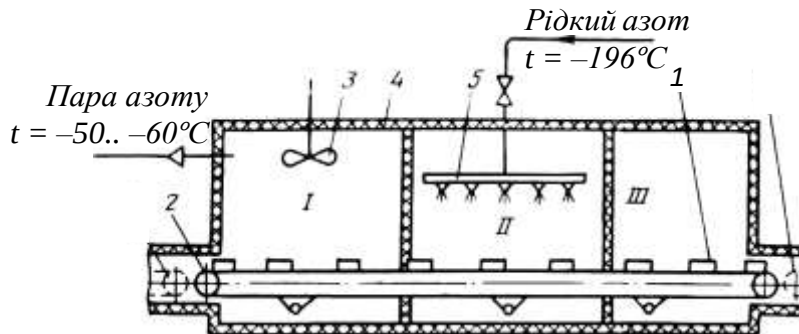


Рисунок 5.44 — Схема апарата заморожування продукту рідким азотом

Відзначимо, що вартість кріогенного заморожування харчових продуктів рідким азотом дуже висока із-за високої ціни азоту (в 3...4 рази дорожча, ніж заморожування в повітрі). У таких апаратах доцільно заморожувати ті продукти, натуральні властивості яких можна зберегти лише під час дуже швидкого заморожування і дуже низьких температур, наприклад рослинні продукти з ніжною консистенцією (малина, полуниця, цитрусові), продукти з панірованою поверхнею, пельмені. До кріогенних морозильних апаратів належать також апарати, що працюють на зрідженому повітрі, азоті, вуглекислоті.

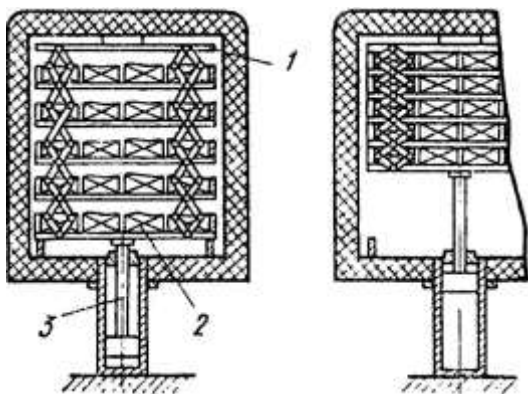


Рисунок 5.45 — Горизонтальний багатоплитковий апарат

Широке розповсюдження в харчових виробництвах отримали контактні морозильні апарати, засновані на методі відводу теплоти з продукту під час безпосереднього контакту з охолодженою металевою поверхнею. До них належать багатоплиткові та мембранні апарати; за конструктивними особливостями вони бувають роторними, барабанними і стрічковими.

На рис. 5.45 наведено схему горизонтального багатоплиткового апарата з нижнім розташуванням гідролічної силової системи.

Продукти (м'ясо, риба, сир, плоди, ягоди та ін.) 2 упаковують у картонні коробки або полімерну плівку і поміщують в апарат при віддалених одна від одної плитах 1. Після цього за допомогою гідравлічної силової системи 3 плити щільно притискаються до продукту. По краях плит вкладають дерев'яні рейки висотою на 2...3 мм менше висоти коробок. Вони захищають коробки від роздавлювання плитами. Постійний тиск підтримується спеціальним масляним клапаном. У плити через пружні сполучення надходить охолоджений до мінус 30° С розчин хлористого кальцію або стислий холодоагент, де він випаровується і охолоджує плити, а через них продукт. Апарати мають від 6 до 21 плити.

Наприкінці відзначимо процес вакуумного охолодження і заморожування продуктів, здійснюваний у вакуум-охолоджувачах і вакуум-заморожувачах. У них продукт охолоджується за рахунок випаровування частини води, бо при цьому витрачається теплова енергія на пароутворення. Кінцева температура залежить від глибини розрідження і відповідає температурі пари при тиску в апараті. Наприклад, при розрідженні в охолоджувачі 680 мм рт.ст. (остаточний тиск 80 мм рт.ст.) продукт за рахунок самовипаровування охолоджується на 50° С. Вакуум-охолоджувач являє собою герметичну посудину, з'єднану з конденсатором і вакуум-насосом. З цією метою може бути використаний вакуум-випарний апарат із двотільною нагрівальною камерою (див. рис. 5.30). Кількість води, що випарувалася шляхом самовипаровування, знаходять з рівняння теплового балансу:

$$W = \frac{G c (t_1 - t_2)}{r},$$

де W — кількість води, що випарувалася, кг; r — теплота випаровування, відповідна тиску над дзеркалом випаровування, кДж/кг; G — маса продукту, що охолоджується, кг; c — середня теплоємність продукту, кДж/(кг·К); t_1 і t_2 — початкова і кінцева температури продукту, °С.

Сутність процесу розморожування. Розморожування продуктів здійснюють перед випуском у реалізацію, кулінарною обробкою або промисловою переробкою. Метою цього процесу є повернення продукту в стан, близький до вихідного, що він мав перед заморожуванням.

У підприємствах ресторанного господарства процес розморожування є одним із основних, бо значна частина сировини і напівфабрикатів надходять на підприємства галузі в замороженому стані.

Процес розморожування продукту проходить зі зміною його агрегатного стану — кристали льоду в продукті перетворюються в рідину. Процес теплообміну в цьому випадку складається з двох стадій:

теплота підводиться до поверхні замороженого продукту, а після цього передається на глибину продукту через талу зону; причому коефіцієнт теплопровідності розмороженого продукту в 2...2,5 рази нижчий, ніж замороженого. Тому при великому перепаді температур між продуктом і навколишнім середовищем легко виникають місцеві перегрівання поверхні, які негативно впливають на якість продуктів.

Існують два методи розморожування продуктів: поверхнєве і внутрішнє нагрівання. При поверхневому нагріванні енергія для відтавання поступає від поверхні продукту, а як носії теплоти використовують повітря, пароповітряні суміші, рідину (вода, розсіл). Під час внутрішнього нагрівання тепла енергія виділяється всередині продукту, при цьому для одержання теплоти використовують струми НВЧ, ІЧ-промені та ультразвук. Методи внутрішнього нагрівання пов'язані з більшими енергетичними витратами, ніж розморожування в повітрі або у воді, але дуже прості, гігієнічні та технологічні; вони знаходять застосування, в основному, для розморожування, розігрівання та приготування кулінарних виробів.

Частіше за все розморожування здійснюється в спеціальних камерах із посиленою циркуляцією повітря, яке кондиціонується — дефростерах. Температуру повітря, що циркулює, поступово збільшують, підтримуючи її постійно на 5...6° С вище температури продукту, що розморожується, вологість повітря підтримують на рівні 80%. Розморожування вважається завершеним при досягненні в товщі продукту криоскопічної температури.

У воді продукти розморожують шляхом занурення (наприклад, м'ясо, рибу, птицю) або зрошенням. Під час розморожування у воді скорочується тривалість процесу і виключається втрата маси внаслідок випаровування вологи.

Теорія процесу розморожування. Перенесення теплоти під час розморожування описується рівняннями теплопередачі та теплового балансу. Кількість теплоти Q , що треба підвести до продукту, складається з теплоти Q_1 , необхідної для підвищення температури продукту від t_x до t_k , Q_2 — теплота відтавання і Q_3 — теплота, необхідна для можливого підвищення температури розмороженого продукту від t_k до t_n всередині, тобто теплоти отеплювання.

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = Gc_3 (t_k - t_x) + G_l r_k + Gc (t_n - t_k),$$

де G — маса продукту, кг; c_3 і c — питома теплоємність продукту до і після розморожування, кДж/(кг·К); t_k — криоскопічна температура продукту, °С; t_x і t_n — початкова (зберігання) і кінцева температури продукту, °С; G_l — маса розплавленого льоду (вологи продукту), кг; r_k — теплота плавлення льоду, кДж/кг.

Рівняння теплопередачі:

$$Q = K S \Delta t_{\text{сер.}} \tau,$$

де S — поверхня контакту продукту з теплоносієм, м^2 ; $\Delta t_{\text{сер.}}$ — середня різниця температур між продуктом і теплоносієм, $^{\circ}\text{C}$; τ — тривалість процесу, с ; K — коефіцієнт теплопередачі, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.

Останній є змінною величиною і визначається, як:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + \frac{\delta_p}{\lambda_p} + \frac{\delta_z}{\lambda_z}}, \quad (5.173)$$

де α — коефіцієнт тепловіддачі від гріючого середовища до продукту, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$; δ_p і δ_z — відповідно товщина розмороженого і замороженого шарів продукту, м ; λ_p і λ_z — відповідно коефіцієнти теплопровідності розмороженого і замороженого шарів продукту, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{K})$.

Значення величин λ , α , K коливаються в широких межах залежно від виду, властивостей, розмірів і форми продуктів; вони визначаються, в основному, експериментально.

Апарати для розморожування продуктів. Розрізняють апарати з підведенням теплоти до поверхні продукту і з об'ємним нагріванням продукту. У свою чергу, апарати для розморожування з підведенням теплоти до поверхні продукту поділяють на повітряні й рідинні. Апарати з повітряним обігріванням працюють аналогічно апаратам для заморожування. Тільки замість охолоджуючих у них встановлюють нагрівальні батареї. Апарат, де здійснюють розморожування, обладнують кондиціонерами або калориферами і системою повітряних каналів. Він має теплоізоляційну огорожуючу конструкцію, всередині якої розташовуються системи транспортування продукту, подачі повітря, автоматичного управління та регулювання. Під час розморожування в повітрі перепад температур між повітрям і продуктом повинен забезпечити відсутність точки роси з метою запобігання конденсації вологи. При розморожуванні продуктів (в основному — м'яса) в пароповітряному середовищі досягається значне прискорення процесу, тому що отеплювання відбувається конденсуючою парою.

Рідинні апарати для розморожування бувають занурювальними і зрошувальними. У занурювальних апаратах продукт поміщують у гарячу воду, а в зрошувальних розморожувачах гаряча вода зрошує продукт із спеціальних розбризкуючих приладів.

Під час розморожування НВЧ-енергією найбільш істотними чинниками, що впливають на протікання процесу і кінцевий результат, є потужність НВЧ-енергії, маса продукту, що розморожується і тривалість

процесу (до 4...5 хв). Такі чинники, як температура повітря довкілля, його відносна вологість, відіграють незначну роль і в деяких випадках взагалі не впливають на процес розморожування в НВЧ-полі. У промисловості використовується конвеєрна НВЧ-установка з частотою збудження 433 МГц потужністю 6 кВт для розморожування м'ясних блоків. Тривалість впливу НВЧ-енергії при цьому складає 4 хв.

Запитання до підрозділу 5.3

1. Чим розрізняються випарювання і випаровування?
2. Що називають питомою витратою пари, що гріє?
3. У якому випадку питома витрата пари, що гріє, менша: у разі випарювання у вакуумі, під атмосферним тиском, чи під надлишковим тиском?
4. Чим відрізняється багатокорпусна випарна установка від однокорпусної?
5. Чим викликане явище самовипаровування? Коли воно спостерігається?
6. У якій схемі роботи багатокорпусної випарної установки витрата енергії менше: під час прямотечії чи протитечії?
7. У яких випадках доцільно застосовувати апарати з примусовою циркуляцією розчину?
8. Для випарювання яких розчинів рекомендується використовувати роторно-плівкові апарати?
9. Назвіть відомі вам типи конденсаторів.
10. Як улаштовані конденсатори змішування?
11. Чому вторинну пару останнього корпусу багатокорпусної випарної установки направляють на конденсацію?
12. Яку мету переслідують процеси конденсації в різних виробництвах?
13. Які основні цілі процесу заморожування харчових продуктів?
14. Що мають на увазі під кріоскопічною температурою?
15. Які баланси лежать в основі розрахунків процесів охолодження і заморожування?
16. Як визначається тривалість охолодження і заморожування продукту?
17. Як здійснюється процес фризрування морозива?
18. У чому сутність процесу розморожування продуктів?

5.4 СПЕЦИФІЧНІ ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ

5.4.1 Процес в'арення

В'арення — це процес гідротермічної обробки продуктів із метою доведення їх до стану готовності. Воно знаходить широке застосування при виробництві продуктів у підприємствах ресторанного господарства

та технологічних процесах низки харчових виробництв. Так, при виробництві спирту одним із найбільш важливих процесів є розварювання зерна і картоплі, у пивоварінні варять хмільне пивне сусло, у консервному і кондитерському виробництвах варять джеми, повидло, начинки тощо. При варенні змінюються білки, жири, вуглеводи, вітаміни, мінеральні та смакові речовини, які містяться в продуктах, що впливає на засвоюваність, харчову цінність, масу, смак, запах і колір цих продуктів. Під час варення денатуються і коагулюються білки, колаген сполучної тканини м'ясо-рибних продуктів переходить у глютин, знищується більшість вегетативних форм мікробів, інактивуються ферменти. Жири у процесі варення переходять у воду і емульгують, розпадаючись на дрібні жирові кульки, які під час бурхливого кипіння і тривалого нагрівання утворюють гліцерин і жирні кислоти, які в свою чергу надають бульйону каламутного кольору і неприємного смаку і запаху. Тому бульйон варять за слабого кипіння, знімаючи з його поверхні жир.

Крохмаль, що нагрівається з водою, клейстеризується, поглинаючи вологу; завдяки цьому збільшується маса круп, бобових і макаронних виробів.

Продукти рослинного походження розм'якшуються, бо протопектин, що міститься в стінках клітин, переходить у розчинний пектин.

Основною метою розварювання сировини, яка містить крохмаль (зерно, картопля), широко застосовуваного у виробництві спирту, є руйнування клітинних стінок, звільнення крохмалю з клітин і переведення його в форму, в якій він швидше і легше оцукрюється ферментами. Розварювання сировини проводять шляхом обробки його парою з тиском 0,4...0,5 МПа, в основному за двома схемами: за температури 130...140° С і тривалості варення 50...60 хвилин; за температури 165...172° С і тривалості варення 2...4 хвилини.

Під час варення (у воді, бульйоні, молоці або насиченій парі) відбувається рівномірне прогрівання продуктів за всім об'ємом до стану кулінарної готовності при повному або частковому зануренні їх у середовище, що обігрівається. Кулінарна готовність багатьох продуктів визначається не лише температурою в їхніх центральних шарах, але, головним чином, за змінами, що відбуваються з основними їхніми компонентами.

Відзначимо, що варення, як теплообмінний процес, супроводжується масообміном — мають місце екстрагування, сорбція, розчинення тощо. Частина розчинних речовин (білки, вуглеводи, мінеральні солі, екстрактивні та фарбуючі речовини, вітаміни) переходять у рідину. Найбільша екстракція спостерігається при основному способі варення, значно менша — при припусканні та тушкуванні, і цілком незначна —

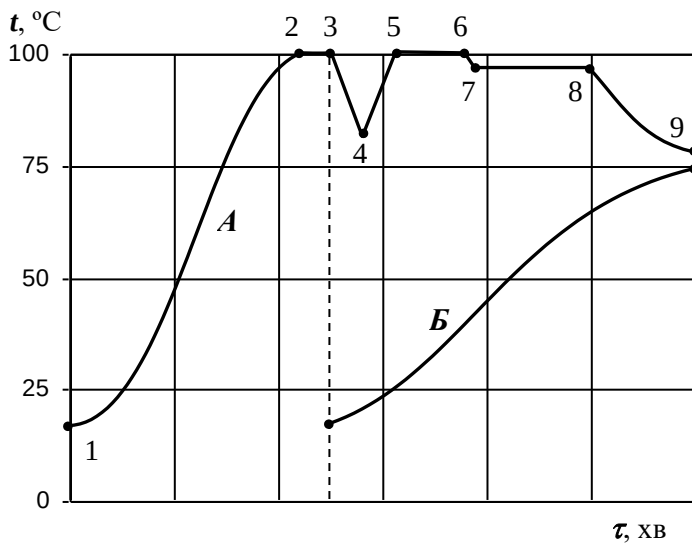


Рисунок 5.46 — Графік зміни температур рідини (А) і продукту (Б) під час варення

при варенні парою. Кількість екстрагованих речовин зростає із збільшенням тривалості та температури процесу варення.

При варенні відбуваються як бажані, так і небажані зміни в різноманітних продуктах. Особливо це стосується варення круп. Так, наприклад, під час варення в крупах утворюються одоруючі речовини, що надають крупам у нагрітому стані неприємний і незвичний запах, а інколи і прогірклий смак. Ці речовини

можна легко видалити з паром. Але якщо варення здійснюється в герметично закритій посудині, пара нікуди не видаляється, а конденсується (захоплюючи при цьому і одоруючі речовини) та всмоктується продуктом.

Класифікація способів варення та їх характеристика

Усі способи варення можна класифікувати за декількома ознаками. За технологічною ознакою існують такі способи варення: у великій кількості рідини (основний спосіб), у малій кількості рідини (припускання, тушкування та бланшування). За видом гріючого середовища (теплоносія) розрізняють варення: в рідині (у воді, бульйоні, відварі, молоці, сокові, сиропі), в атмосфері пари, пароводяній і пароповітряній суміші. Окрім цього, розрізняють варення під атмосферним тиском, під надлишковим тиском і під вакуумом. Від тиску, за якого здійснюється варення в рідині, залежить температурний режим процесу, відповідно 98...100° С — під атмосферним тиском, 110...120° С — під надлишковим тиском і 60...80° С — у вакуумі.

Варення здійснюють також нагріванням: конвективним, кондуктивним, електроконтактним, інфрачервоним і в електромагнітному полі ВЧ і НВЧ.

У кулінарній практиці застосовуються комбінації основних прийомів варення.

Зупинимось більш докладно на розгляді двох основних способів варення — в рідині та атмосфері насиченої та перегрітої пари. Варення у рідині під атмосферним тиском можна проводити у двох режимах.

При першому рідину з продуктом доводять до кипіння, далі температуру дещо знижують (на $2...3^{\circ}\text{C}$) і продовжують варення при слабкому (тихому) кипінні. Другий режим полягає у тому, що рідину з продуктом доводять до кипіння, витримують деякий час за цієї температури, а після цього припиняють підведення теплоти. Кулінарна готовність продукту досягається за рахунок теплоти, що акумулювалася апаратом, рідиною і продуктом. Зміна температури рідини і продукту в робочій ємності варильного апарата при другому режимі варення перших страв можна простежити на прикладі одного з характерних графіків (рис. 5.46). На цьому графіку ділянка 1—2 характеризує нагрівання рідини до кипіння; 2—3 — сильне кипіння; 3—4 — закладання продукту; 4—5 — нагрівання до кипіння; 5—6 — сильне кипіння; 6—7 — зниження температури; 7—8 — слабе кипіння; 8—9 — акумулювання теплоти. Завантаження продукту для варення в киплячу воду зменшує перехід розчинних речовин в бульйон. Теплофізичні закономірності варення продукту в рідині буде розглянуто нижче. Залежно від параметрів варення з використанням водяної пари поділяють на варення в атмосфері вологої насиченої пари (за температури $100...120^{\circ}\text{C}$), варення в атмосфері перегрітої пари (за температури $140...180^{\circ}\text{C}$), варення паро-повітряною сумішшю (за температури $80...90^{\circ}\text{C}$). Під час варення в атмосфері насиченої пари на поверхні продукту утворюється плівка конденсату і теплота передається від пари до продукту через цю плівку за рахунок теплопровідності. При варенні в атмосфері перегрітої пари плівка конденсату утворюється на поверхні продукту лише в самому початку

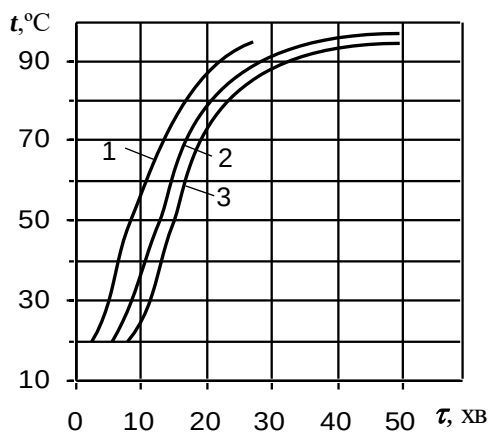


Рисунок 5.47 — Графік зміни температури під час варення паром: 1) морква; 2) буряк; 3) картопля

процесу, при первинному прогріванні. Після цього вона випаровується і передавання теплоти від пари до продукту здійснюється безпосередньо конвекцією. За рахунок високої температури при варенні в атмосфері перегрітої пари на продукті завдяки реакції меланоїдиноутворення з'являється рум'яна скоринка, що виявляє певний термічний опір теплопередачі. При варенні на парі, порівняно з варенням у воді, істотно знижуються втрати продуктами харчових речовин і маси, скорочується час варення. Прогрівання продуктів при варенні воло-

гою насиченою паром має три основних періоди, що добре видно на прикладі варення овочів (рис. 5.47). Перший період — період прогрівання продукту, його тривалість у основному визначається геометричними

розмірами продукту (5...10 хвилин). Другий період — період постійної швидкості процесу (температура змінюється лінійно). У цьому періоді теплота витрачається на випаровування вологи з поверхні продукту і на нагрівання самого продукту. Третій період — період спадної швидкості процесу — характеризується вирівнюванням температури за об'ємом продукту і наближенням її до температури гріючого середовища.

У останній час широке розповсюдження отримало варення пароповітряною сумішшю. Воно найбільш раціональне під час варення ковбасних виробів. При цьому повітря насичене водяною парою до 90...95%, а мінімальна різниця парціальних тисків пари в повітрі та на поверхні продукту приводить до виключення випаровування вологи з продукту, підвищенню коефіцієнта тепловіддачі.

У кінці наведемо стислу характеристику допоміжного прийому теплової обробки продуктів — бланшування. Це процес короткочасної (від 1 до 5 хвилин) теплової обробки плодовоовочевої сировини, м'яса і риби за певної температури у воді, парою або у водних розчинах солі, цукру, органічних кислот або лугів. Мета бланшування залежить від виду і призначення продукту. У більшості випадків бланшування застосовують для досягнення такої мети:

- збереження природного кольору продукту, що досягається руйнуванням окислювальних ферментів під впливом порівняно високих температур (70° С і вище);

- зміни консистенції, об'єму та маси плодів та овочів;

- підвищення проникливості протоплазми клітин плодів і овочів, що полегшує подальше вичавлювання соку на пресах;

- часткового знищення мікроорганізмів, головним чином тих, що знаходяться на поверхні продуктів; полегшення очищення і виділення шкірки від плодів і овочів.

Плоди і овочі бланшуються частіше за все в цілому вигляді, м'ясо і риба — шматками. При бланшуванні у гарячій воді спостерігаються втрати цінних розчинних поживних речовин (цукру, кислот, вітамінів та ін.). Для зменшення втрат розчинних речовин, бланшування проводять у водному розчині солі, або у середовищі водяної пари.

Теплофізичні закономірності процесу варення

Весь процес варення в рідині можна розбити на два етапи. Перший полягає у нагріванні рідини до температури кипіння, другий — у нагріванні продукту до необхідної температури.

Тривалість нагрівання рідини до кипіння у варильному апараті залежить від багатьох чинників: теплофізичних характеристик і початкової температури рідини, величини коефіцієнта теплопередачі, поверхні нагрі-

вання, температурного напору. Без урахування теплових втрат тривалість нагрівання може бути визначена з рівняння теплового балансу:

$$Gc(t_k - t_n) = K S \Delta t_{сер} \tau,$$

Звідки:

(5.174)

$$\tau = \frac{G c (t_k - t_n)}{K S \Delta t_{сер}},$$

де G — кількість рідини, кг; c — питома теплоємність рідини, Дж/(кг·К); t_k і t_n — відповідно температура кипіння і початкова температура рідини, °С; K — коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К); S — робоча поверхня варильного апарата (поверхня теплообміну), м²; $\Delta t_{сер}$ — температурний напір, °С.

Цілком очевидно, що скорочення тривалості нагрівання можна досягти за рахунок збільшення коефіцієнта теплопередачі та температурного напору. Про основні шляхи досягнення цього буде сказано далі.

Нагрівання продукту, поміщеного в киплячу рідину (у парове середовище), здійснюється під час підведення теплоти до його зовнішньої поверхні. Теплообмін між гріючим середовищем (рідиною або паром) і продуктом, що нагрівається, здійснюється, в основному, конвекцією, а перенос теплоти від поверхні продукту до його центральної частини — теплопровідністю.

Більшість харчових продуктів мають відносно низький коефіцієнт теплопровідності, що і визначає тривалість процесу їхньої теплової обробки. Як було вже відзначено, під час теплової обробки продукту в киплячій рідині, необхідно нагріти всю масу продукту до певної температури і витримати за неї для здійснення процесів, пов'язаних із хімічними змінами окремих складників продукту (перехід колагену в глютин, протопектина у пектин та ін.). Тривалість за часом теплової обробки продукту являє собою суму двох складових: тривалість нагрівання продукту до заданої температури в центрі та тривалості процесу власне варення за постійної температури. Особливий інтерес являє аналіз першого етапу процесу, коли температурне поле продукту змінюється в часі, тобто є функцією часу. Такі теплові процеси називаються нестационарними. Про характер зміни температури однорідного продукту за час прогрівання дають уявлення криві на рис. 5.48, де t_c — температура на поверхні, t_u — температура у центрі продукту, t_p — температура рідини.

Через деякий час температура всіх частин продукту вирівнюється і дорівнює температурі довкілля, тобто настає тепла рівновага. За умов нестационарного режиму інтенсивність підведення теплоти також мінлива в часі. У міру прогрівання продукту кількість сприйнятої теплоти спочатку збільшується, досягає деякого максимуму, після цього

зменшується і в межах теплової рівноваги дорівнює нулю. Через те, що швидкість зміни ентальпії прямо пропорційна здатності матеріалу проводити теплоту (тобто коефіцієнта теплопровідності λ) і обернено пропорційна його акумулюючій здатності (тобто об'ємній теплоємності $c \cdot \rho$), то в цілому швидкість нагрівання продукту за нестационарного

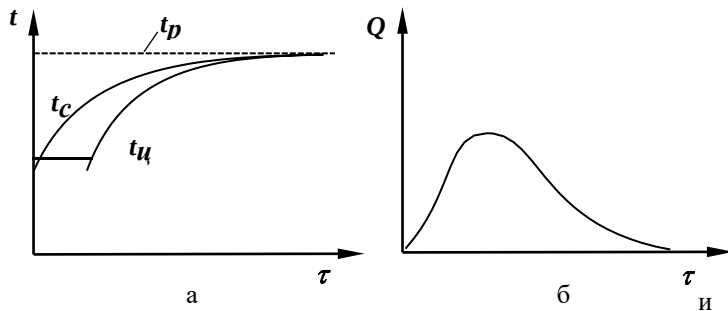


Рисунок 5.48 — Характер зміни температури (а) та кількості теплоти (б) в процесі нагрівання продукту

режиму визначається значенням температуропровідності $a = \lambda / c\rho$. Зміна температурного поля твердого тіла за нестационарного режиму описується диференціальним рівнянням теплопровідності (рівнянням М. Фур'є):

$$\frac{dt}{d\tau} = a \left\{ \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right\}. \quad (5.175)$$

Залежність зміни температури і кількості теплоти в часі для будь-якої точки тіла в кожному конкретному випадку може бути знайдена аналітичним способом у результаті розв'язання рівняння (5.175) спільно з умовами однозначності (краєвими умовами), що являють собою математичне описання всіх поодиноких особливостей явища, що розглядається. Умови однозначності складаються з геометричних (що характеризують форму та розміри системи, в якій протікає процес), фізичних (властивості середовища і тіла), тимчасових (що характеризують початковий стан і особливості протікання процесу в часі) і граничних (характеризуючих особливості протікання процесу на межі тіла) умов. Наприклад, вказується, що досліджувальним тілом є пластина з розмірами l_1, l_2, l_3 , матеріал тіла характеризується фізичними параметрами λ, ρ і c , в початковий момент часу ($\tau = 0$) температура на поверхні та в центрі тіла однакова ($t_c = t_{\text{ц}} = \text{const}$), відома і температура довкілля t_p . Тоді теплообмін між довкіллям і поверхнею продукту можна оцінити, використовуючи закон Ньютона-Ріхмана (5.10):

$$dQ = \alpha (t_p - t_c) dS.$$

Згідно з цим законом кількість теплоти dQ , що передається від рідини продукту, пропорційна поверхні теплообміну (поверхні продукту) dS , різниці температур рідини t_p і поверхні продукту t_c та коефіцієнта тепловіддачі α , що залежить від багатьох чинників.

Кількість теплоти, яка протікає від поверхні тіла всередину, визначається законом Фур'є (5.4):

$$dQ = -\lambda \frac{dt}{dn} dS.$$

Зіставляючи рівняння (5.10) і (5.4), отримаємо:

$$-\frac{dt}{dn} = \frac{\alpha}{\lambda} (t_p - t_c). \quad (5.176)$$

Точне аналітичне рішення рівняння (5.175) може бути отримане лише для одновимірних температурних полів і тіл простої форми (пластина, циліндр, куля). Для розрахунку температурних полів складної форми точних аналітичних рішень не існує.

Шукана функція:

$$\tau = f(t), \quad (5.177)$$

де τ — тривалість теплової обробки, с; t — температура нагрівання продукту, °C, залежить від великої кількості параметрів, що можна згрупувати в дві безрозмірні величини. Ці величини є критеріями подібності, вони одержуються з рівнянь (5.175) і (5.176):

$\alpha l / \lambda = Bi$ — критерій Біо;

$a \tau / l^2 = Fo$ — критерій Фур'є.

Функціональна залежність має вигляд:

$$Fo = f(Bi), \quad (5.178)$$

або

$$\tau = f(Bi, l^2/a), \quad (5.179)$$

де l — лінійний розмір продукту, м; a — коефіцієнт теплопровідності продукту, м²/с; λ — коефіцієнт теплопровідності продукту, Вт/(м·К).

Стосовно до процесу варення критерій Біо Bi характеризує відношення внутрішнього термічного опору теплопровідності продукту до зовнішнього термічного опору тепловіддачі від теплоносія до продукту. Визначити числове значення Bi , хоч і наближено, не складає труднощів, бо значення α можна розрахувати за відомими критеріальними рівняннями (формули 5.15—5.30). Значення коефіцієнта теплопровідності приймають усередненим для усього шматка продукту.

На основі теоретичного аналізу і узагальнення емпіричних даних отримано таку залежність:

$$\tau = \left(\frac{c \rho}{\Psi \alpha S} \right) \ln \left(\frac{\Delta t_n}{\Delta t_k} \right), \quad (5.180)$$

де ψ — безрозмірний коефіцієнт, що залежить від критерію Bi ; c — усереднена питома теплоємність продукту, Дж/(кг·К); ρ — густина продукту, кг/м³; Δt_n та Δt_k — відповідно початкова і кінцева різниця температур між довкіллям (теплоносієм) і продуктом; S_{num} — питома поверхня шматків продукту.

Як виходить з (5.180), одним із найважливіших чинників, що визначають тривалість нагрівання продукту, є питома поверхня шматків продукту, яка, у свою чергу, залежить від їхніх розмірів і форми.

Для шматків продукту, що мають форму паралелепіпеда:

$$S_{num} = \frac{S}{V} = \frac{(2bh + 2lh + 2bl)}{blh} = 2 \left(\frac{1}{l} + \frac{1}{b} + \frac{1}{h} \right), \quad (5.181)$$

де S — поверхня шматка продукту, м²; V — об'єм шматка, м³; b, l, h — відповідно ширина, довжина і висота паралелепіпеда, м.

Найгірші умови для нагрівання продукту (найменша питома поверхня) створюються у тому випадку, коли шматки продукту мають форму куба, найкращі — для пластини.

Для шматків циліндричної форми радіусом R і висотою h

$$S_{num} = \frac{2}{R} + \frac{2}{h}. \quad (5.182)$$

Найменша питома поверхня циліндричного шматка продукту буде за умови $h = 2R$.

Для того щоб можна було скористатися формулою (5.180), необхідно встановити значення ψ для основних видів продуктів, що піддаються варенню з урахуванням їхньої структури і форми. У зв'язку з цим слід відзначити, що властивості та структура харчових продуктів за об'ємом, як правило, не однакові, тому ізотермічні поверхні продукту в різноманітних його шарах можуть мати найвигадливішу конфігурацію. Це призводить до того, що швидкість нагрівання продукту в різноманітних напрямках також може бути неоднаковою.

Основні типи варильних апаратів

У харчовій промисловості та ресторанному господарстві знаходять застосування різноманітні варильні апарати, що можуть бути класифіковані за низкою ознак. Передусім, варильні апарати поділяються на апарати для варення в киплячій рідині, для варення в атмосфері вологої насиченої водяної пари, перегрітої пари та пароповітряної суміші.

За структурою робочого циклу вони можуть бути періодичної та безперервної дії. За тиском, а отже, за температурою обробки, розрізняють апарати, що працюють за таких умов:

— під атмосферним тиском (температура 100°C) — стравоварильні котли, пароварильні шафи, сосисковарки, термоагрегати і різноманітні варильні апарати безперервної дії;

— під надлишковим тиском (тиск до $0,7\text{ МПа}$, температура до 180°C) — автоклави, пароварильні камери і агрегати безперервного розварювання крохмалистої сировини;

— під вакуумом (температура нижче 100°C) — вакуум-апарати, вакуум-камери, вакуум-горизонтальні котли.

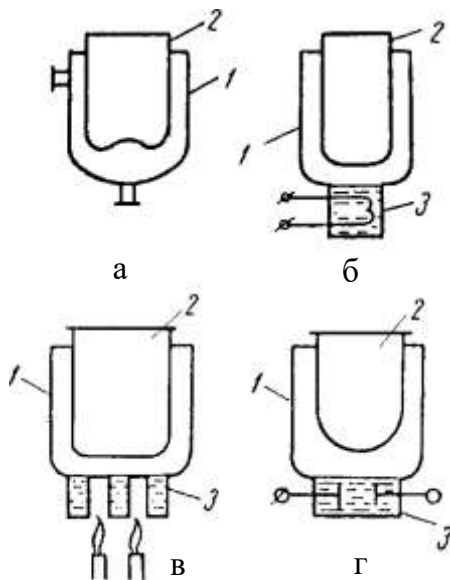


Рисунок 5.49 — Схеми стравоварильних котлів із оболонками

Найбільшу групу складають апарати оболонкового типу — стравоварильні котли, де варення відбувається зануренням у рідину. Котли бувають перекидні та з нижнім розвантаженням готового продукту, відкриті або герметично закриті, з мішалкою або без неї. Внутрішня поверхня у них буває емальованою, з нержавіючої сталі та іншого корозієстійкого матеріалу. Залежно від виду енергоносія котли поділяють на електричні, газові, парові та твердопаливні.

У котлах варять бульйони, перші та солодкі страви, гарніри, соуси, маринади, каші, ковбасні та інші фаршеві вироби в оболонці, джеми, варення тощо.

Схеми основних типів стравоварильних котлів із оболонками наведено на рис. 5.49.

Основними частинами стравоварильного котла є варильна посудина 2, парогенератор 3, пароводяна оболонка 1, постамент, контрольно-вимірювальна апаратура. У котлів, які перекидаються, крім того, є механізм перекидання. Зовні котли покриваються теплоізоляцією та облицьовуються кожухом.

Розглянуті нами стравоварильні котли з оболонками несуть ще назву апаратів із непрямим обігрівом, тобто з теплоносієм. Використовуються і теплообмінні апарати, в яких є поверхневі нагрівачі, але немає теплоносія — стравоварильні котли з безпосереднім обігрівом. За приклад наведемо котел, схему якого надано на рис. 5.50.

Для обігрівання варильної посудини 3 використано гнучкі нагрівальні елементи 4, розташовані на її боковій поверхні, що дозволяє здійснити рівномірне підведення теплоти. Електронагрівальний елемент із зовнішнього боку покритий шаром теплової ізоляції 6. Котел має

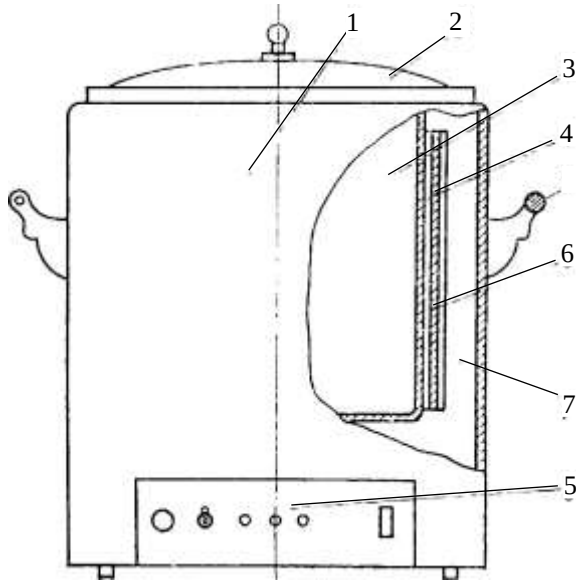


Рисунок 5.50 — Схема стравоварильного котла з гнучким електронагрівачем

кришку 2, кожух 1, між кожухом і шаром теплоізоляції знаходиться повітряний прошарок 7. Пускорегулююча апаратура розміщена під пультом управління 5.

У апаратів із безпосереднім обігріванням порівняно з котлами з непрямим обігріванням значно нижча питома витрата енергії (на 5%) і металоємність (на 40%).

На підприємствах ресторанного господарства для варення бульйонів, а також швидкого варення овочів і бобових використовуються автоклави. Автоклав являє собою стравоварильний котел із

герметичною кришкою, що закривається. Завдяки цьому тиск у варильній посудині досягає 0,3 МПа, а температура варення — 130...135° С. Це сприяє швидкому прогріванню продуктів і значному прискоренню масообмінних процесів, що відбуваються при цьому.

Для механізації процесів варення деяких виробів (макарони, рис, картопля, фрикадельки) у киплячій воді призначено автоматизований апарат безперервної дії (рис. 5.51).

Апарат являє собою ланцюговий транспортер 4 з пластинами 3, привідною і натяжною зірочками 2 та приводом 8. Транспортну систему розміщено в корпусі, що має в нижній частині короб із киплячою рідиною, завантажувальний лотік 1, розвантажувальний лотік 11, вентиляційний отвір 6 і переливні отвори 7 та 10.

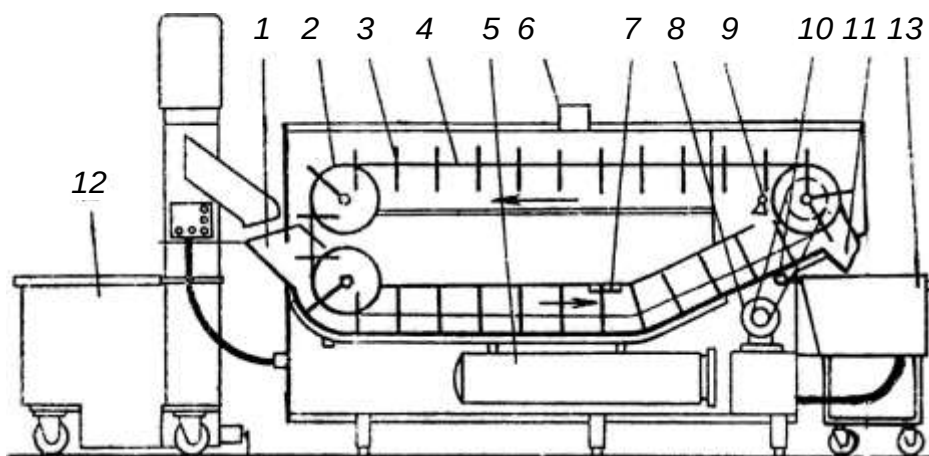


Рисунок 5.51 — Апарат для варення продуктів у киплячій воді

Транспортер діє переривчасто: під час завантаження і вивантаження його чашечок і протягом процесу варення він залишається нерухомим. Залежно від виду їжі, яка готується, апарату задається певна програма роботи, що виконується автоматично.

До складу апарата входить вузол 5 для приготування окропу, працюючий на парі невисокого тиску (30...50 кПа), що виробляється в електричному парогенераторі.

У апараті здійснюється безперервна регенерація води і систематичний контроль свіжості води, що надходить. У випадку необхідності залишки продукту видаляються за допомогою пристосування для пропарення апарата 9. Апарат комплектується візками — завантажувальним 12 і розвантажувальним 13, який обігрівається.

Для варення м'яса, різноманітних м'ясних і ковбасних виробів, риби, овочів на парі застосовуються пароварильні шафи, різноманітні пароварки, камери і термоагрегати.

У цих апаратах, що являють собою контактні теплообмінники, обігрівання продуктів здійснюється гострою парою, тобто під час безпосереднього співдотику насиченої пари з продуктами. При цьому пара, конденсуючись, віддає теплоту пароутворення продукту, який термічно обробляється. За конструкцією розрізняють пароварильні шафи з парогенератором (рис. 5.52 а, б) і без нього (рис. 5.52 в).

Пароварильна шафа з власним парогенератором 2 має робочу камеру 5, в якій на перфорованих полицях 6 встановлюється посуд із продуктами, які обробляються. Камера закривається дверцятами 7 з ручкою-засувом; ззовні вона покривається теплоізоляцією 4. У основі 1 розміщено парогенератор 2 з нагрівальними елементами 3 і живильним бачком із поплавковим клапаном.

Пароварильні камери, що застосовуються в різних галузях харчової промисловості та термоагрегати мають таку ж принципову будову, як і пароварильні шафи, але більш високу продуктивність.

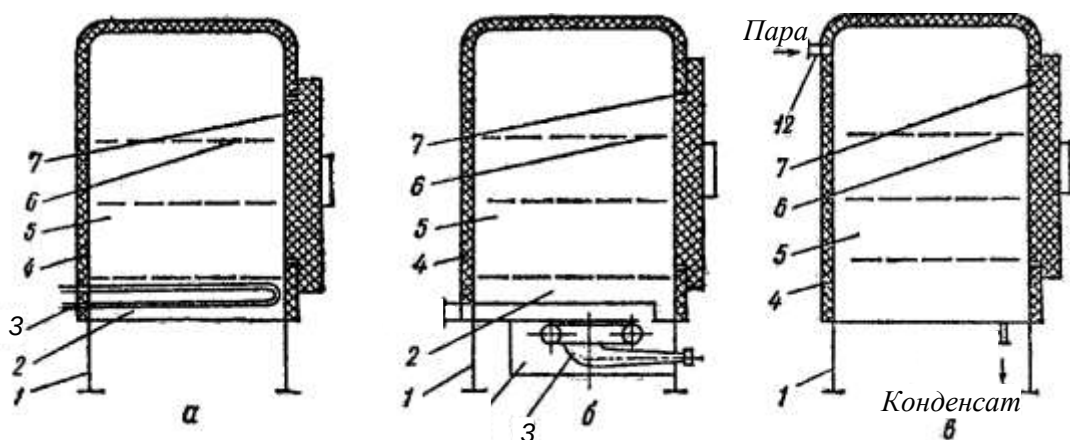


Рисунок 5.52 — Принципові схеми пароварильних шаф

Знаходять застосування і різноманітні пристрої безперервної дії малої продуктивності. Схему одного з таких пристроїв, призначеного для варення на парі пельменів, вареників та інших аналогічних виробів

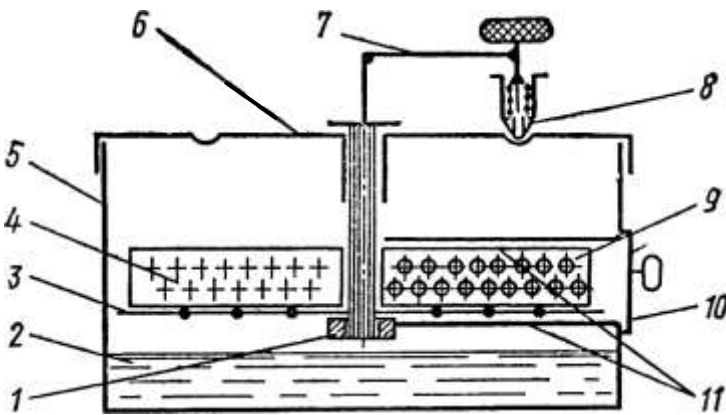


Рисунок 5.53 — Схема пристрою для варення паровою

наведено на рис. 5.53. У нижній частині циліндричного теплоізолюваного корпусу 5 з кришкою 6 розміщено водяну ванну 2. Над ванною на валу прикріплено решітчастий транспортуєчий диск 3 з радіальними перегородками 4, що утворюють секторні камери, призначені для розміщення сітчастих ємностей 9, розрахованих на одну порцію виробів.

У стінці корпусу виконано завантажувально-розвантажувальний отвір, що закривається дверцятами 10, розміри якого дозволяють встановлювати в камеру сітчасті ємності. Верхній і нижні краї отвору мають запобіжні щитки 11. Вал, який закріпленний в опорі 1, приводиться в обертання важелем 7 з пружинним фіксатором 8. Водяна ванна може обігріватися електричними нагрівачами, газовими пальниками або від конфорок плити.

Під час роботи сітчасті ємності з продуктом послідовно просуваються разом з транспортуєчим диском по колу робочої камери, обігріваються паром і повертаються по закінченні теплової обробки до завантажувально-розвантажувального пристрою, де здійснюється розвантаження готових виробів і подальше завантаження сітчастих ємностей.

Більш прогресивні високопродуктивні варильні апарати безперервної дії, що поділяються на апарати для варення продуктів у воді, на парі, у пароповітряній суміші та універсальні. У цих апаратах застосовується в основному конвеєрна система транспортування, а джерелом теплоти є водяна пара відповідних параметрів.

Уніфікованим варильним апаратом безперервної дії, призначеним для варення різноманітних харчових продуктів у стандартних функціональних ємностях, є трансферавтомат (рис. 5.54).

Основна частина апарата — циліндрична варильна камера 4 із роликів конвеєром 15, що проходить всередині неї. Вхідні 3 і вихідні 9 дверцята камери, працюючої в автоматичному режимі, мають блокувальні пристрої. Перед відкриттям дверей тиск в камері знижується за рахунок розпилення холодної води за допомогою

спеціального пристрою. По паропроводу з вентилем 6 пара подається в робочу камеру на паророзподільну гребінку 5 з соплами 7.

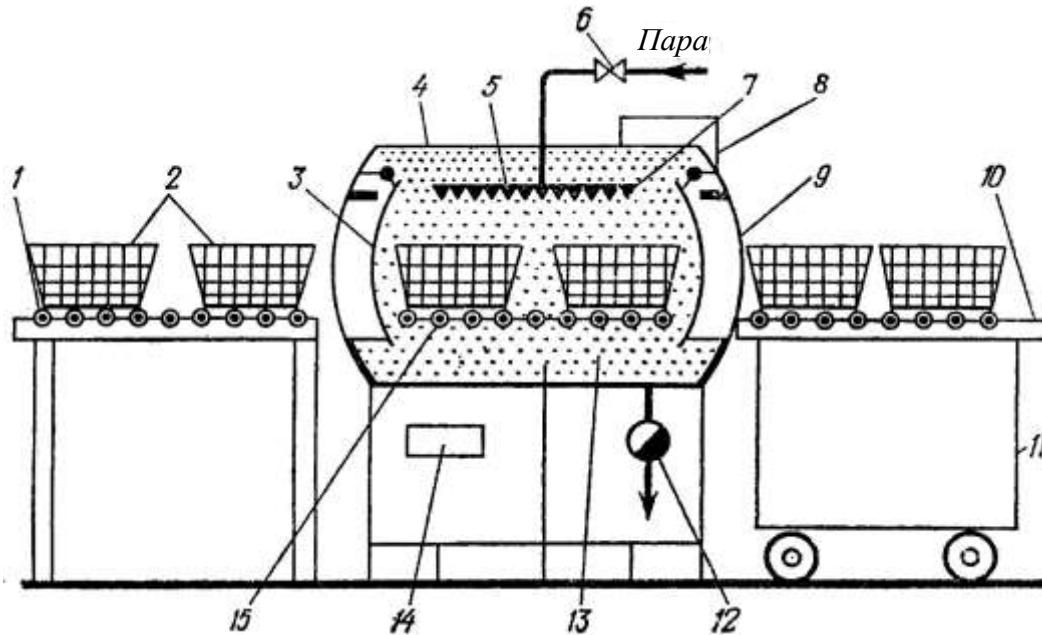


Рисунок 5.54 — Пароварильний трансферавтомат

Ємності 2 з напівфабрикатами подаються на спеціальних візках по рольгангу 1. Пересуваючись на роликівому конвеєрі в робочій камері, продукти обробляються паром 13 і після цього в ємностях розвантажуються на рольгангу 10 в теплоізововані візки 11. З робочої камери конденсат видаляється по конденсатній лінії 12. Камера має органи автоматичного регулювання 8 і автоматику управління люками 14.

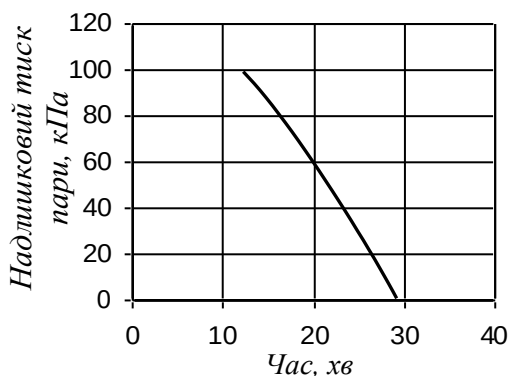


Рисунок 5.55 — Графік залежності часу варення від тиску в робочій камері

На рис. 5.55 наведено графік залежності часу варення в трансферавтоматі від надлишкового тиску в робочій камері.

Однією з найбільш досконалих є конструкція варильного апарата безперервної дії, що використовується в харчоконцентратному виробництві для варення різноманітних круп і гороху, схему якого наведено на рис. 5.56.

Апарат складається з корпусу 1, транспортної сітчастої стрічки 2 із привідним 3 і натяжним 4 барабанами, паровою камерою 5, регулюючим висоту шару шибера 6. Висота шару продукту на рухомій сітці-конвеєрі складає 100...200 мм, тривалість процесу варки залежить від швидкості конвеєра і коливається від 10 до 60 хвилин. Варення в цьому апараті здійснюється

під атмосферним тиском пароповітряною сумішшю, що забезпечує одержання круп без надмірної клейстеризації та деструкції крохмалю, створює умови для їхньої повної дезодорації.

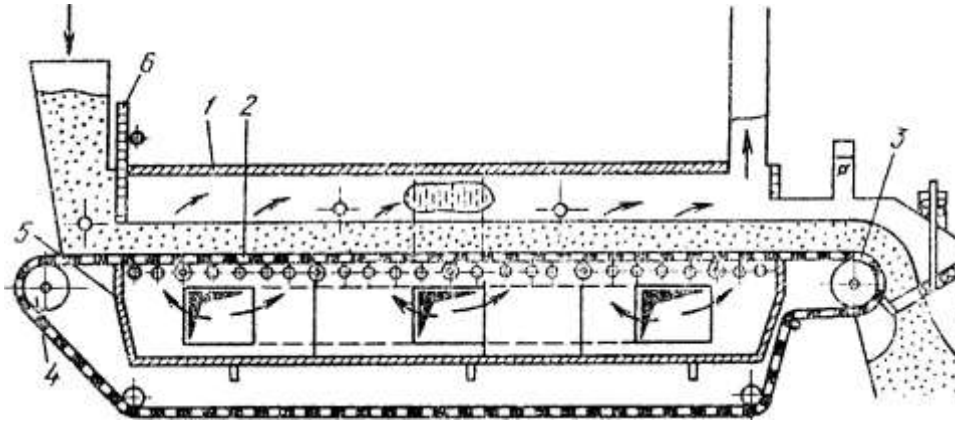


Рисунок 5.56 — Схема апарата для варення круп

У апаратах безперервного розварювання зерно-спиртового виробництва (рис. 5.57) прогрівання продукту до необхідної температури забезпечується в результаті активного введення гострої пари дрібними струминками в потік продукту, що рухається. Обігрівальна камера такого апарата обладнана перфорованою трубою 4 для проходу пари та має корпус 1, патрубок підведення пари 2, вхідний 3 і вихідний патрубки продукту.

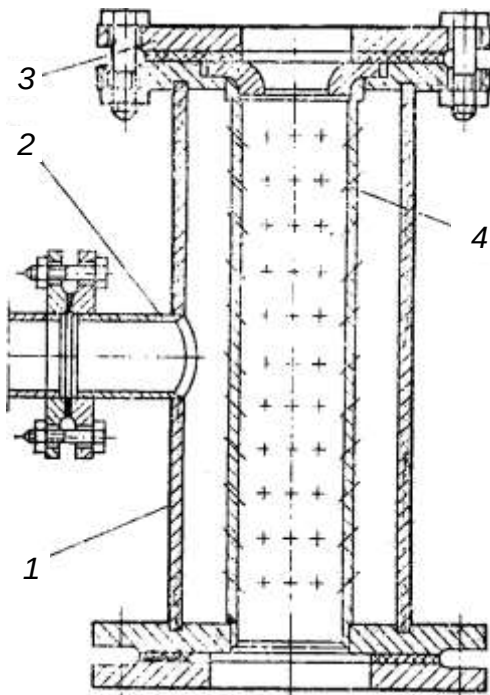


Рисунок 5.57 — Обігрівальна камера контактної камери розварювання зерна

Для аналізу варення як теплообмінного процесу важливі режими його проведення. При цьому одним із визначальних параметрів, які характеризують ефективність процесу, є швидкість або тривалість його протікання. Основним чинником, який впливає на тривалість процесу варення в стравоварильному котлі, є його питома поверхня, що визначається як:

$$S_{\text{nut}} = \frac{S}{V}, \quad (5.183)$$

де S — поверхня нагрівання апарата, м^2 ;
 V — об'єм апарата, м^3 .

Очевидно, що чим менше значення S_{nut} , тим вища ефективність апарата. Для циліндричних варильних котлів із плоским дном питому поверхню можна представити на основі формули (5.183) таким чином:

$$S_{num} = \frac{S}{V} = \frac{\left(\pi D h + \frac{\pi D^2}{4} \right)}{\frac{\pi D^2 h}{4}} = \frac{4}{D} + \frac{1}{h}, \quad (5.184)$$

де D — діаметр котла, м; h — висота робочої частини котла, м.

Встановлено, що мінімальна питома поверхня котла забезпечується при співвідношенні $h/D \approx 1$. При однакових об'ємах варильних апаратів максимальна тривалість нагрівання рідини до температури кипіння буде у тих із них, де діаметр варильної посудини $D \geq h$.

У роботі будь-якого теплового апарата мають місце два періоди — період розігрівання та стаціонарний. У період розігрівання теплового апарата, коли температурне поле всіх його елементів залежить від часу і температура як самого апарата, так і вмісту робочого об'єму підвищується, має місце нестационарний (який не встановився) режим роботи апарата. Після закінчення нестационарного періоду розігрівання апарата і стабілізації температурного поля в часі апарат починає працювати в стаціонарному режимі. Слід зазначити, що по відношенню до харчового продукту, який переробляється в даному апараті, процес не є стаціонарним, бо в ньому в цей час відбуваються всілякі зміни — температури, фізико-хімічних властивостей, агрегатного стану тощо.

Для будь-якого варильного апарата рівняння теплового балансу, що показує рівність прибутку і витрати теплоти в апараті, має такий вигляд:

$$Q_{заг} = \sum Q_{кор} + \sum Q_{вт}, \quad (5.185)$$

де $Q_{заг}$ — загальна кількість теплоти, підведеної до апарата, кДж; $\sum Q_{кор}$ — теплота, що використовується корисно, кДж; $\sum Q_{вт}$ — сумарні втрати теплоти в апараті, кДж.

Оскільки під час експлуатації варильного апарата розрізняють два режими роботи — розігрівання і варення, то тепловий баланс складають на кожний режим. Теплові баланси для нестационарного і стаціонарного режимів роботи висловлюються відповідно рівняннями:

$$Q'_{заг} = Q'_{кор} + Q'_{роз} + Q'_{вт} \quad (5.186)$$

$$Q''_{заг} = Q''_{кор} + Q''_{роз} + Q''_{вт}, \quad (5.187)$$

де $Q'_{кор}$, $Q''_{кор}$ — теплота, що корисно використовується при нестационарному і стаціонарному режимах відповідно, кДж; $Q'_{вт}$, $Q''_{вт}$ — втрати теплоти апаратом у довкілля за відповідних режимів, кДж; $Q'_{роз}$, $Q''_{роз}$ — втрати теплоти на розігрівання конструкції апарата за відповідних режимів, кДж.

Розглянемо основні варіанти визначення теплоти, що корисно використовується під час варення. При режимі розігрівання апарата

(ділянка 1—2 на рис. 5.45) теплота, що корисно використовується, витрачається на нагрівання рідини в варильній посудині та визначається за відомою формулою (5.87):

$$Q'_{кор} = Gc (t_k - t_n),$$

де G — маса рідини, що нагрівається, кг; c — питома теплоємність рідини, кДж/(кг·К); t_k — температура кипіння, °С; t_n — початкова температура рідини, °С.

За стаціонарним режимом апарата (згідно з рис. 5.46) теплота, що корисно використовується, складається, в основному, зі статей витрати теплоти на нагрівання продукту і випаровування вологи (ця теплота передається продукту від киплячої рідини):

$$Q''_{кор} = G_n c_n (t_k - t_n) + Wr, \quad (5.188)$$

де G_n — загальна кількість завантажувальних продуктів у варильний апарат, кг; c_n — середня теплоємність завантажувальних продуктів, кДж/(К·кг); t_n — середня початкова температура продуктів, °С; W — кількість вологи, випаровуваної в процесі варення, кг; r — прихована теплота пароутворення, кДж/кг.

Під час процесу варення м'ясо-кісткових бульйонів у автоклаві теплота, що корисно використовується, необхідна для режиму розігрівання, визначається як:

$$Q'_{кор} = Gc (t_k - t_n) + G_k c_k (t_k - t_n), \quad (5.189)$$

де G , G_k — маса води і кісток відповідно, кг; c , c_k — теплоємність води і кісток відповідно, кДж/(кг·К); t_k — температура кипіння вмісту автоклаву (залежить від тиску в варильній посудині), °С; t_n — початкова температура води і кісток, °С.

За стаціонарним режимом теплота, що корисно використовується, іде на слабке кипіння вмісту автоклаву (процес виварювання жиру з кісток триває 4...5 годин) і може бути визначена як:

$$Q''_{кор} = Wr + Q_{бх}, \quad (5.190)$$

Тут W — маса вторинної пари у варильній посудині, кг; r — теплота пароутворення (залежить від тиску в варильній посудині), кДж/кг; $Q_{бх}$ — теплота, що витрачається на біохімічні процеси, пов'язані з виварюванням жиру з кісток, кДж. Оскільки $Q_{бх}$ незначна, то її, як правило, в розрахунках не враховують.

У варильних апаратах безперервної дії має місце витрата теплоти на нагрівання води, яка доливається в процесі роботи в апарат. Вона визначається за формулою (5.87).

Втрати теплоти на розігрівання конструкції апарата мають, в основному, місце за нестаціонарним режимом його роботи.

У загальному випадку ці втрати можуть бути визначені з вираження:

$$Q'_{роз} = Q_m + Q_n + Q_t, \quad (5.191)$$

де Q_m — теплота, витрачена на нагрівання металевих конструкцій апарата (в тому числі й транспортуючого органу); Q_n — теплота, витрачена на нагрівання ізоляційної конструкції апарата; Q_t — теплота, що витрачається на нагрівання теплоносія (в основному води, яка міститься в парогенераторі апарата) до температури кипіння і його пароутворення.

За стаціонарним режимом варильного апарата $Q''_{роз}$ включають втрати теплоти на розігрівання транспортуючого органу (якщо він виходить за межі варильної камери) або функціональних ємностей (як, наприклад, в апараті, зображеному на рис. 5.54).

Формули для визначення кількості теплоти, необхідної для розігрівання апарата, мають вигляд, аналогічний формулі (5.87). Особливості розрахунків цього виду втрат викладаються на спеціальних курсах.

Втрати теплоти апаратом у довкілля визначаються, виходячи з конструктивних особливостей апарата і температурних режимів.

У основному ці втрати пов'язані з теплообміном між зовнішніми поверхнями апарата та довкіллям і визначаються за формулою (5.11)

$$Q_{em} = \alpha S \Delta t \tau,$$

де α — коефіцієнт тепловіддачі від зовнішніх поверхонь апарата у довкілля, Вт/(м²·К); S — зовнішня поверхня апарата, м²; Δt — середня різниця температур між апаратом і довкіллям, °С; τ — тривалість теплообміну, с.

До цих втрат можуть бути включені втрати теплоти через завантажувальні та розвантажувальні вікна апаратів.

За відомими кількостями витраченої теплоти в апараті $Q'_{заг}$ і $Q''_{заг}$ визначаються витрати палива, електроенергії або пари для проведення процесу варення.

5.4.2 Смаження

Смаженням називається процес нагрівання продукту з жиром чи без нього за температури вище 100° С, під час якого відбувається вилучення з продукту деякої частини вологи і повна або часткова зміна кольору. Смаження продукту з використанням різноманітних середовищ,

що передають теплоту, викликає зміну його структурно-механічних, теплофізичних і органолептичних властивостей, які в сукупності визначають консистенцію, колір, запах, смак, що характеризують ступінь готовності продукту.

Процес смаження харчових продуктів характеризується значним різноманіттям прийомів і режимів, класифікацію яких наведено в табл. 5.4.

Зупинимося стисло на характеристиці способів смаження. Під час смаження основним способом продукт нагрівають із жиром (5...10% від маси продукту) на сковороді або листі за температури 130...160° С до утворення підрум'яненої скоринки. Під час смаження у великій кількості жиру (у фритюрі) продукт поміщують у жир (співвідношення 1:4 або 1:6), нагрітий до температури 160...180° С. Жир не дає можливості продукту пригоріти до поверхні нагрівання, забезпечує рівномірне нагрівання, покращує смак і підвищує його калорійність. Для того, щоб не викликати розкладу жиру, його нагрівають до температур, що не перевищують 180° С (максимальна температура димоутворення жирів 230° С).

Пасерування — смаження ароматичних овочів (цибулі, моркви, петрушки, селери, ріпи) до утворення легкої золотавої скоринки, покритої тонкою плівкою жиру; всередині овочі залишаються сируватими. При цьому в жир переходить частина ефірного масла, що сприяє збереженню запаху продуктів і покращує якість страв, які готуються. Борошно пасерують для збільшення в ньому кількості водорозчинних речовин і одержання еластичної маси під час виготовлення соусів.

Під процесом випікання мають на увазі термічну обробку тістових заготовок у робочій камері жарильного апарата, в результаті чого одержуються хлібобулочні вироби, що істотно відрізняються від вихідної заготовки розмірами, зовнішнім видом, ароматом, структурою, фізичними і теплофізичними властивостями.

Запікання — смаження в жарильній шафі продукту, политого соусом або олією, попередньо звареного, припущеного або обсмаженого. Рибу та м'ясо запікають сирими.

Під час смаження, випікання та запікання продукту в камері жарильної шафи нагрівання здійснюється, в основному, за рахунок випромінювання (радіацією) від нагрітих поверхонь камери, конвекцією потоків повітря, що переміщаються і частково завдяки теплопровідності гарячого поду (радіаційно-конвективне нагрівання). За рахунок ІЧ-випромінювання здійснюється смаження продуктів у спеціалізованих апаратах-грилях, а також на відкритому вогні.

Таблиця 5.4

Класифікація процесів смаження

Спосіб обробки	Мета процесу	Гріюче середовище (поверхня)	Температура, °C		Тривалість обробки, хв	Вид продукту
			гріючого середовища	середньо-об'ємна готового продукту		
1	2	4	4	5	6	7
У невеликій кількості жиру (основний) на відкритій жарильній поверхні	Доведення продукту до повної готовності, утворення скоринки, надання продукту смаку та аромату	Жир	150...180	75...95	15...30	Овочі, м'ясопродукти, рибопродукти, птиця, млинці
Основний у жарильній шафі	Те ж	Жир, повітря, ІЧ-промені	150...350	75...95	15...90	Те ж
У фритюрі	Те ж	Жир	130...190	85...98	5...10	Те ж, а також піріжки, пончики, ковбасні палички
Без додавання жиру (за рахунок жиру в продукті)	Те ж	Жарильна поверхня	150...160	85...95	1...2	Рідке тісто для млинців, оладків
У грилях, над палаючим жаром	Те ж	Повітря, ІЧ-промені	180...200	85...90	15...30	М'ясо
Запікання	Те ж	Повітря	120...170	90...95	30...40	М'ясні хліби, зерноборошняні вироби
Випікання	Те ж	Повітря	110...280	90...98	15...60	Вироби з тіста

Продовження табл. 5.4

1	2	3	4	5	6	7
Пасерування з жиром	Доведення продукту до напівготовності	Жир	120...180	80...90	20...30	Цибуля, морква, коріння і борошно
Пасерування без жиру	Те ж	Жарильна поверхня, повітря	150...160	120...150	10...15	Борошно
Обсмаження	Вилучення вологи, утворення смаку, кольору, аромату	Повітря	180...240	120...150	10...18	Зерна кави, арахісу, злакових, сої. Горіхи, кукурудзяні пластівці
Те ж	Те ж	Димо-повітряна суміш	110...120	85	10...30	Ковбасні вироби
Те ж	Руйнування оболонки клітин, що містять олію, розм'якшення продукту	Пара	120...140	100...115	10...15	Олійна сировина (м'ятка бавовняна, соняшникова, кукурудзяна та ін.).

Смаження без жиру здійснюють під час приготування виробів із рідкого тіста, наприклад під час смаження млинцевої стрічки на жаровні ВЖШ, яка обертається; в цьому випадку смаження відбувається за рахунок жиру, який випресовується з тіста.

Обсмаження зерен кави, арахісу, сої та інших зернистих продуктів у гарячому повітрі викликає зміни білків, вуглеводів і жирних кислот, що впливає на органолептичні показники продукту. При цьому об'єм зерна збільшується до 50%, а його маса зменшується приблизно на 16...20% (здебільшого за рахунок втрати вологи).

Основи тепло- і масообміну під час смаження

Олія під час смаження є проміжним середовищем, що сприймає теплоту від джерела нагрівання і передає її продукту, який обсмажується. Під впливом теплоти в продукті протікає низка пов'язаних між собою фізичних і фізико-хімічних процесів; у результаті цих процесів відбувається виділення і вилучення частини вологи, всмоктування жиру, об'ємна усадка продукту, виділення газів, підвищення тиску всередині зразків, збільшення пористості, а також зміна густини і теплоємності продукту.

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

Дослідження показують, що під час смаження продукту є 2 періоди тепло- і масообміну.

У перший період після занурення продукту в гарячу олію температура в ньому поступово підвищується від поверхневих шарів до центральних. Починається випаровування вологи, і передусім, з поверхні продукту. У цей період волога рухається як назовні у вигляді пари і рідини (за рахунок дифузії та під дією градієнта загального тиску), так і до центра у вигляді рідини (під дією градієнта температури).

Оскільки концентрація вологи в глибині продукту виходить більшою, ніж на поверхні, відбувається дифузійне підсмоктування вологи з глибини на поверхню, де вона знову випаровується. Ззовні в продукт всмоктується деяка кількість олії. До тих пір доки поверхня продукту зволожена, температура її не може піднятися вище 100° С, хоч вона і стикається з олією, що має температуру 130...140° С: википаюча волога віднімає теплоту від поверхні та охолоджує її. Оскільки для карамелізації вуглеводів і утворення скоринки необхідна температура вище 100° С, то в цей період вона не утворюється. Температура центральних шарів у цей період продовжує зростати. Момент досягнення в центрі зразка продукту температури 96...99° С можна вважати

закінченням першого періоду. У другий період температура в кожному шарі зразка залишається деякий час постійною. При цьому волога рухається тільки назовні й тільки у вигляді пари за рахунок істотного температурного перепаду між теплоносієм (жиром) та температурою кипіння води. Отже настає момент, коли коефіцієнт випаровування вологи з поверхні починає перевищувати швидкість дифузійного підсмоктування її з глибини на поверхню. Тому як тільки поверхневий шар продукту зневоднюється, температура його відразу піднімається вище 100° С і утворюється карамелізована скоринка. Вона утворюється з вуглеводів, що містяться у продукті: цукрів, крохмалю, целюлози, пектину.

Аналогічні уявлення про механізм випаровування вологи і утворення скоринки характеризують процес випікання хлібобулочних виробів.

Відзначимо деякі особливості обсмажування риби. Вони полягають в тому, що в рибі немає вуглеводів, тому перед обсмаженням її панірують, тобто покривають поверхню обробленої риби борошном або рідким тістом, і скоринка утворюється з вуглеводів борошна. Скоринка карамелізованого крохмалю на поверхні шматка риби ускладнює випаровування вологи з тканин риби, що дозволяє прогрівати весь шматок до температури 95...98° С (в центрі), і забезпечує необхідні умови для гідролізу колагену мускульних тканин.

Утворення скоринки є органолептичною ознакою готовності обсмаженої сировини. Проте є і більш надійний, об'єктивний критерій якості — зниження маси сировини під час обсмаження, що називається видимим усяженням. Як було відзначено, під час обсмажування відбуваються два протилежно направлених процеси масообміну: випарювання вологи (направлений назовні) і всмоктування жиру (направлений усередину). Вологи випарюється більше, ніж всмоктується жиру, тому в процесі обсмажування маса сировини зменшується. Видимий відсоток усяження (у % до маси вихідної сировини) визначається за формулою:

$$x = \frac{A - B}{A} 100 \quad (5.192)$$

де A — маса сировини до обсмажування, B — маса обсмаженої сировини. Величина x нормована і складає, наприклад, для моркви 45...50, для цибулі — 50, для риби — 20%.

Для проведення теплових розрахунків жарильних апаратів необхідно мати відомості про істинний відсоток усяження, що показує кількість випареної під час обсмажування вологи у % до вихідної кількості вологи в сировині. Залежність між істинним і видимим відсотками усяження має вигляд:

$$\omega = \frac{x + m(100 - x)}{100}, \quad (5.193)$$

де ω — істинне усмаження, % до маси вихідної сировини; m — кількість жиру, всмоктаного в сировину під час обсмажування, % до маси обсмаженої сировини.

Дослідженнями процесу обсмажування кавапродуктів, що є головною операцією їх виробництва, встановлено, що він проходить у три стадії. Перша стадія, що протікає за 80...120° С характеризується інтенсивним збільшенням швидкості зміни маси речовини за рахунок випаровування вологи (стадія підсушування сировини). На другій стадії швидкість зміни маси сировини дещо уповільнюється, але спостерігається утворення темно-пофарбованих пігментів (стадія обсмажування). Третя стадія (стадія витримання), що протікає за температури більше 180° С, знову супроводжується різким збільшенням швидкості зміни маси сировини. При цьому концентрація темно-пофарбованих пігментів у каві продовжує зростати і досягає максимуму за температури 205...215° С. За рахунок вивільнення вологи з клітинних стінок за температурою 200...215° С дещо зростає вміст кофеїну, що є одним із найважливіших компонентів кави. За цієї ж температури досягає оптимального рівня і головний показник якості кави — екстрактивність.

Механізм переносу теплоти і вологи в продуктах під час обсмажування надто складний. Форма зв'язку вологи з матеріалом, колоїдно-капілярнопориста структура багатьох продуктів, а також температура олії, розмір і форма шматочків та інші чинники впливають на механізм переносу теплоти.

За станом, що встановився, коли температура олії залишається постійною в часі, кількість теплоти (в кДж), сприйнятої олією від поверхні нагрівання, дорівнює кількості теплоти, що перейшла від олії через скоринку всередину продукту на його нагрівання та випаровування вологи, а також на компенсацію всіх втрат.

Без обліку тепловтрат можна записати:

$$Q = \alpha_1 S (t_{cm} - t_m) \tau, \quad (5.194)$$

$$= \alpha_2 S_1 (t_m - t_n) \tau, \quad (5.195)$$

$$Q = \frac{\lambda S_1 (t_n - t_e) \cdot \tau}{\delta}, \quad (5.196)$$

де α_1 і α_2 — відповідно коефіцієнти тепловіддачі від поверхні нагрівання до олії, від олії до продукту, Вт/(м²·К); λ — коефіцієнт теплопровідності скоринки, Вт/(м·К); δ — товщина скоринки, м; S , S_1 — відповідно поверхня нагрівання, що віддає теплоту олії, і поверхня продукту, м²;

t_{cm}, t_m, t_n, t_g — відповідно температура поверхні нагрівання, олії, поверхні продукту і поверхні випаровування, °С.

Позначимо поверхню продукту S_1 через поверхню нагрівання S коефіцієнтом:

$$f = \frac{S_1}{S}, \quad (5.197)$$

тобто

$$f S = S_1.$$

При цьому поверхня продукту є середнє між початковою і кінцевою поверхнею його з урахуванням об'ємної усадки. Поверхня продукту залежить від ступеня його подрібнення.

Після деяких перетворень рівнянь (5.194), (5.195) і (5.196) отримаємо:

$$Q = \frac{S (t_{cm} - t_g) \tau}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{f \alpha_2} + \frac{\delta}{f \lambda} \right)}. \quad (5.198)$$

Як видно з рівняння (5.198) загальний коефіцієнт теплопередачі від поверхні нагрівання до продукту (в Вт/(м²·К)) має вигляд:

$$K = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{f \alpha_2} + \frac{\delta}{f \lambda} \right)^{-1}. \quad (5.199)$$

Аналіз величин всіх термічних опорів, які входять у коефіцієнт теплопередачі, показує їхню нерівнозначність. У першому періоді процесу обсмажування, коли скоринка ще немає або товщина її незначна (вплив $\delta/f\lambda$ малий), вирішальне значення на передавання теплоти від поверхні нагрівання до продукту виявляють величини α_1 і α_2 . У другому періоді, коли утвориться скоринка, температура якої близька до температури олії, термічний опір $1/f\alpha_2$ практично не відбивається на загальному коефіцієнті теплопередачі. Внаслідок цього на теплопередачу в цьому періоді вирішальне значення відіграють α_1 та $\delta/f\lambda$. Таким чином, величина K у ході процесу обсмажування змінюється. У період, коли випарюється вільна волога з поверхні продукту, K зростає, а після цього у міру збільшення товщини скоринки він зменшується і тим швидше, чим вище температура олії та менший ступінь подрібнення продукту.

Слід відзначити, що зараз немає достатніх даних для аналізу впливу термічного опору скоринки на величину K . Близький до дійсності аналіз теплопередачі під час смаження може бути здійснений, якщо експериментами будуть визначені значення δ/λ і уточнені коефіцієнти α_1 і α_2 .

Численні дослідження дозволили встановити значення коефіцієнта тепловіддачі від поверхні нагрівання до олії α_1 . Для його визначення можна, наприклад, використати критеріальні рівняння, запропоновані М. І. Беляєвим:

для вільної конвекції:

$$Nu = 0,29 (Gr \cdot Pr)^{0,36}, \quad (5.200)$$

за умов змушеного руху олії:

$$Nu = 0,4 Re^{0,33} Gr^{0,1} \cdot Pr^{0,43}, \quad (5.201)$$

де Nu — критерій Нуссельта; Gr — критерій Грасгофа; Pr — критерій Прандтля; Re — критерій Рейнольдса.

Процеси теплообміну між нагріваючим середовищем і продуктом, (що характеризуються коефіцієнтом тепловіддачі α_2), відбуваються за складними закономірностями, що доки ще мало вивчені та важко піддаються узагальненням.

Тривалість прогрівання продукту під час смаження у фритюрі та в повітряному середовищі можна визначити за формулою (5.180), наведеною для процесу варення. Проте, щоб нею можна було скористатися, необхідні експериментальні дослідження, в результаті яких повинні бути встановлені значення коефіцієнта ψ залежно від критерію Біо Bi за різних умов смаження і для різних продуктів.

Визначити тривалість процесу можна за допомогою методу, оснований на складанні балансу теплоти, яка підводиться до поверхні шматочка продукту.

Теплота, підведена до продукту, згідно з (5.195):

$$\frac{dQ}{d\tau} = \alpha_2 (t_m - t_n) dS_1,$$

витрачається головним чином на випаровування вологи:

$$\frac{dQ}{d\tau} = q_{num} dS_1 \cdot \left(\frac{dx}{d\tau} \right), \quad (5.202)$$

де x — поточна координата, q_{num} — питомі затрати теплоти на 1 м^3 продукту, Дж.

$$q_{num} = \frac{\Delta\omega \rho_n r}{1000}, \quad (5.203)$$

де $\Delta\omega$ — зміна вологості продукту, %; r — теплота пароутворення, кДж/кг, ρ_n — середня густина продукту, кг/м³.

Прийнято, що кількість підведеної та сприйнятої теплоти однакові між собою і що α_2 і t_m постійні в першому періоді.

Тоді тривалість періоду складе:

$$\tau_1 = \frac{q_{num} \cdot l}{\alpha_2 (t_m - t_g)}, \quad (5.204)$$

де t_g — температура випаровування води, °С; l — визначальний розмір, м.

Для другого періоду (знаходять також з балансу теплоти):

$$\tau_2 = \frac{q_{num} \cdot l^2}{2 \lambda_n (t_m - t_g)}, \quad (5.205)$$

де λ_n — теплопровідність продукту, Вт/(м·К).

Загальний час обсмажування:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2.$$

Наведені рівняння більшою мірою придатні скоріше для якісного аналізу, встановлення чинників, впливаючих на тривалість, ніж для кількісного визначення, бо в дійсності величини ρ_n , α_2 , λ_n , t_m і t_g безперервно змінюються.

Основні типи жарильних апаратів

Усі жарильні апарати можна класифікувати за низкою ознак, а саме: за видами і способами смаження, видом джерела енергії, структурою робочого циклу.

За видами і способами смаження розрізняють жаровні, призначені для відкритого смаження на невеликій кількості жиру (сковороди); обладнання для смаження продукту у фритюрі; жарильні шафи, в яких продукт має безпосередній контакт із гріючою поверхнею; жарильні шафи, в яких процес смаження і випікання здійснюється без дотику продукту до поверхні нагрівання.

За видом джерела теплової енергії розрізняють жарильні апарати: з електронагріванням, з газовим або вогневим нагріванням, з нагріванням за допомогою водяної насиченої пари тиском до 1,2 МПа, з радіаційним нагріванням.

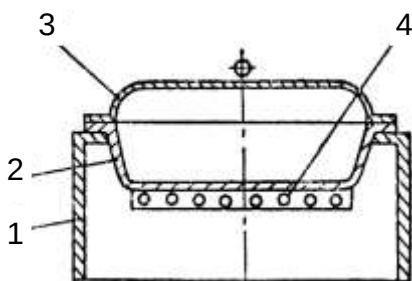


Рисунок 5.58 — Схема сковороди

Усі жарильні апарати можуть бути періодичної та безперервної дії. До жарильних апаратів періодичної дії належать сковороди, фритюрниці, жарильні та пекарські шафи, що використовуються, в основному, у підприємствах ресторанного господарства.

Апарати безперервної дії частіше за все мають транспортуючий орган, виконаний у вигляді сітчастого транспортера. Деякі конструкції мають робочий орган у вигляді шнека, барабана або ротора.

Для смаження продуктів основним способом, а також пасерування овочів, тушіння і припускання м'ясних, рибних та овочевих кулінарних виробів призначені сковороди. Принципову схему електричної сковороди з безпосереднім обігріванням наведено на рис. 5.58.

Сковорода складається з чавунної круглої або прямокутної чаші 2, встановленої на станині 1. Електронагрівальний елемент 4 змонтований під днищем сковороди. Чаша закривається кришкою 3, яка обертається на осі, або знімається. Сковорода має перекидаючий пристрій і оснащена автоматикою регулювання теплового режиму.

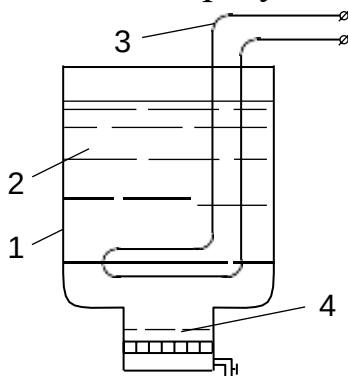


Рисунок 5.59 — Схема фритюрниці

Аналогічне обладнання мають фритюриці (рис. 5.59), призначені для смаження продуктів у великій кількості жиру 2.

Жарильна ванна 1 має більшу порівняно зі сковородою висоту, виконана з нержавіючої сталі. Відмінною особливістю фритюрниць є наявність у них «холодної зони» 4, куди потрапляють дрібні частинки продукту, а температура жиру в ній не перевищує 90° С. Обігрівання апарата може здійснюватися за допомогою тенів 3 або газових пальників.

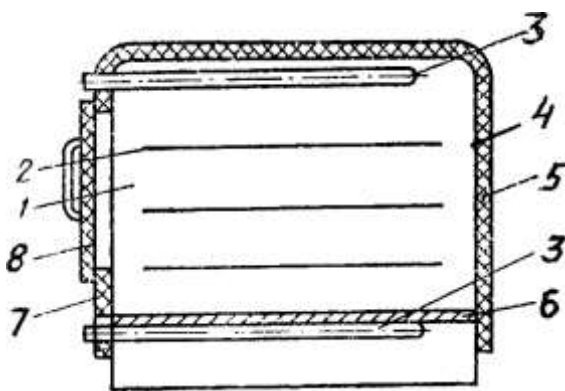


Рисунок 5.60 — Схема жарильної та пекарської шафи

Для смаження і запікання кулінарних виробів і випікання деяких борошняних виробів знаходять широке застосування жарильні та пекарські шафи. Як правило, шафа складається з декількох робочих камер-секцій (рис. 5.60), що обігріваються тенами або газовим пальником. Робоча камера 1 являє собою двостінний теплоізований металевий короб 5 з дверцятами 8. Внутрішній короб 4 виконується зі сталевих листів

товщиною 1...2 мм, зовнішній — з облицювання 7, покритого емаллю. У верхній частині камери розміщено відкриті тени 3, в нижній — закриті подовим листом 6, що служить для вирівнювання температурного поля в робочому об'ємі шафи. У камері є листи 2, в яких розміщуються продукти, що нагріваються. Шафи випускаються з природним і примусовим рухом теплоносія — повітря або пароповітряної суміші, обладнуються

автоматичним регулюванням потужності та заданого температурного режиму.

Розглянуті нами жарильні апарати є апаратами періодичної дії. На харчових підприємствах, на великих і спеціалізованих підприємствах ресторанного господарства широко застосовуються апарати безперервної дії. Їх умовно можна поділити на 4 групи: апарати для смаження у великій кількості жиру (пароолійні печі, автомати смаження пиріжків, пончиків, фритюрниці), апарати для смаження на гріючій поверхні (жаровні для млинців, оладок), апарати з радіаційним (ІЧ) і НВЧ-нагріванням і апарати з різноманітними комбінованими способами смаження.

Процес смаження овочів і риби здійснюється в пароолійних печах, що отримали свою назву в зв'язку з тим, що обробка сировини здійснюється в олії, яка в свою чергу нагрівається водяною парою. Пароолійні печі бувають різних конструкцій, проте більшість із них містить прямокутну ванну 5, яка донизу звужується на клин (рис. 5.61). Поверхня нагрівання складається з двох рядів труб 3, кожний з яких пов'язаний зі своїм колектором 2.

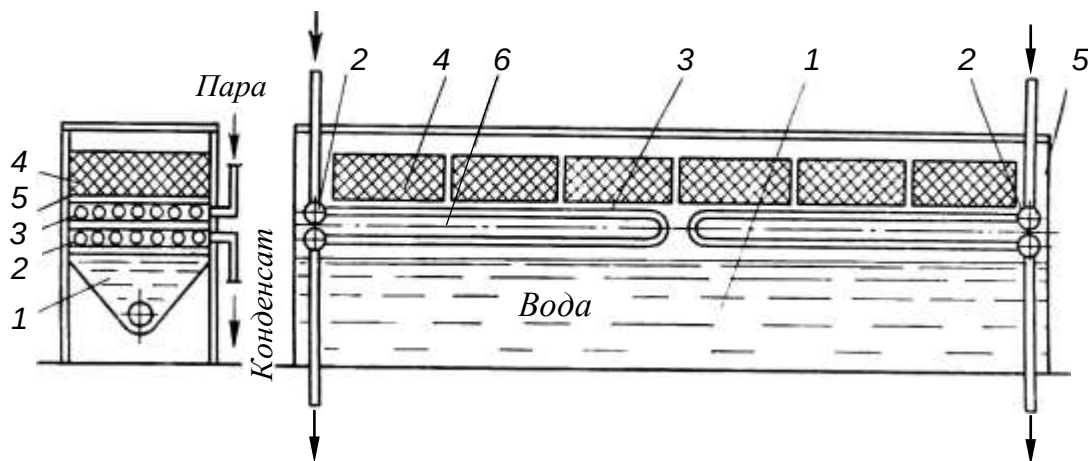


Рисунок 5.61 — Схема пароолійної печі

Клиноподібна частина ванни 1 заповнена водою. Частинки сировини, що потрапили сюди під час роботи, будуть знаходитися в так званій «холодній зоні» не обвуглюючись та не забруднюючи олії. Парові нагрівачі розміщені в олії, яка кладеться шаром поверх водяної подушки. Вздовж ванни рухається ланцюговий конвеєр, що несе сітки 4 з сировиною. Останні повністю занурені в олію 6.

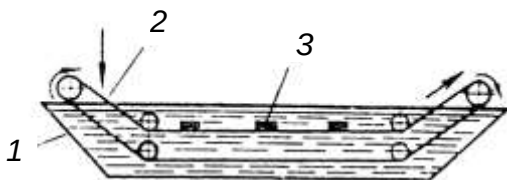


Рисунок 5.62 — Схема фритюрниці безперервної дії

Фритюрниці безперервної дії (рис. 5.62) являють собою жарильну ванну, наповнену жиром, температура якого регулюється автоматично.

Всередині ванни 1 рухається решітчастий транспортер 2, на який завантажується продукт 3. Нагрівання олії (жиру) здійснюється електронагрівачами, розташованими безпосередньо в олійній ванні. Більш досконала конструкція фритюрниці з виносним нагрівачем олії (жиру), фільтром і циркулюючим контуром. Циркуляція олії (жиру) при цьому значно інтенсифікує теплообмін між олією (жиром) і продуктом.

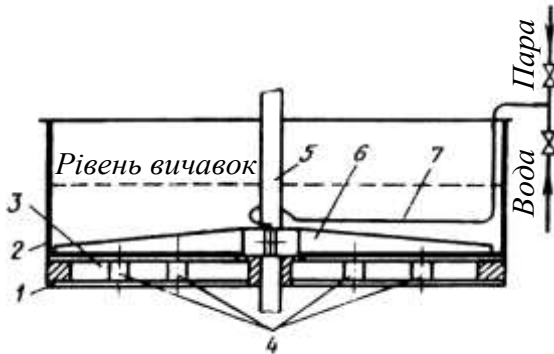


Рисунок 5.63 — Чан жаровні

Розповсюдженим апаратом для проведення волого-теплової обробки м'ятки у виробництві олії (соняшникової, бавовняної, кукурудзяної та ін.) є чанна жаровня. Основним елементом жаровні є чани (їх кількість — від 3 до 7) чавунні литі або сталеві зварні (рис. 5.63). Основними частинами чана є днище 1 та обичайка 2. Кондуктивний теплопідвід до матеріалу, що обробляється у чані, здійснюється через стінки чана від водяної пари, яка конденсується в оболонці 3. Оболонку 3 розміщено у днищі, але вона може бути і в обичайці. Між днищем і мішалкою 6 на валу 5 забезпечується мінімальний проміжок. Жорсткість зварної конструкції днища чана забезпечується установкою анкерних зв'язків 4. Для перепуску матеріалу з чану в його днищі передбачено перепускні отвори. Автоматичний перепуск з підтриманням заданого рівня матеріалу в чанах забезпечується спеціальними перепускними клапанами. Пара подається як в парову оболонку 3, по трубі 7, так і безпосередньо у продукт (для зволоження останнього).

На рис. 5.64 наведено схему жарильного апарата безперервної дії на ІЧ-обігріванні. Решітчастий транспортер 2, що має привідний 6 і натяжний 1 барабани, рухається безперервно. На нього вкладається продукт 5, що підлягає смаженню.

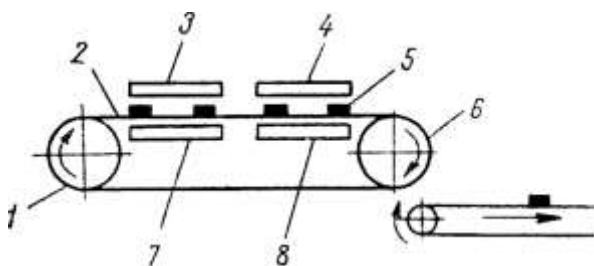


Рисунок 5.64 — Схема жарильного апарата безперервної дії на ІЧ-обігріванні

Швидкість руху транспортера регулюється; завдяки цьому змінюється продуктивність апарата і тривалість смаження. У ролі нагрівальних елементів використовують ІЧ-випромінювачі 3, 4, 7, 8, що розташовуються під та над сіткою транспортера.

У різних галузях харчової промисловості широке розповсюдження отримали комбіновані способи теплової обробки харчових продуктів, використання яких дозволяє

підвищити смакові якості та біологічну цінність продукту, а також значно інтенсифікувати процес у цілому.

У лотковій пароолійній обсмажувальній печі з ІЧ-випромінюванням (рис. 5.65) застосовано комбінований метод нагрівання: спочатку здійснюється попереднє вилучення вологи з овочів ІЧ-випромінюванням, а після цього остаточне обсмажування в олії.

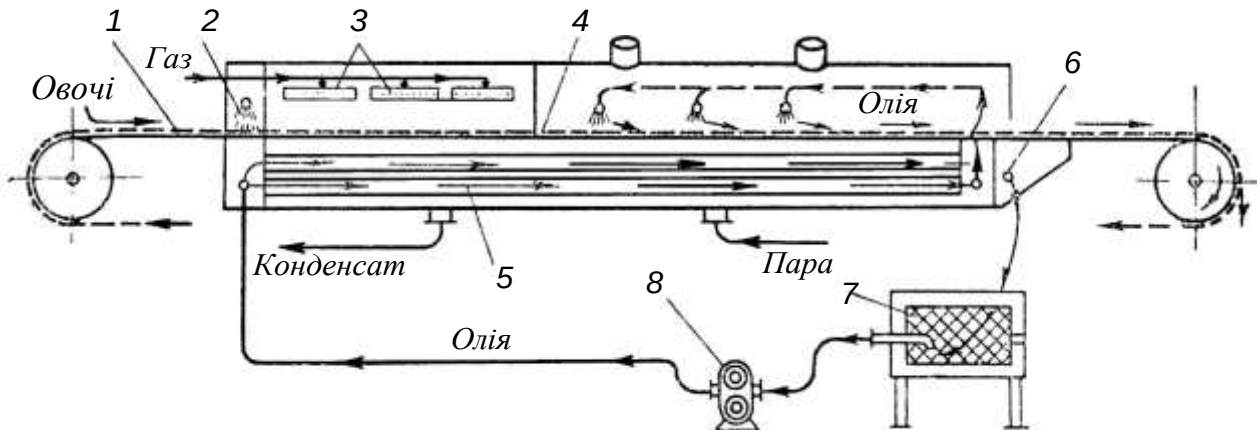


Рисунок 5.65 — Схема лоткової пароолійної печі з ІЧ-випромінюванням

Через корпус печі переміщується сітчаста стрічка транспортера 1, на якій розміщено в один або два шари овочі. Спочатку стрічка з овочами проходить під душем 2, що змочує овочі тонким шаром олії, яка інтенсифікує теплообмін і відвертає обгорання виступаючих частин продукту. Після цього стрічка рухається під ІЧ-випромінювачами 3. Тут прогріваються внутрішні шари овочів і волога виходить із них тільки у вигляді пари. Під ІЧ-променями випаровується до 30% вологи, що видаляється. Після цього стрічка з продуктом входить у лоток печі та ковзає по його днищу 4. У тому місці, де стрічка переходить у лоток, подається гаряча олія, після її нагрівання в трубочатому теплообміннику 5, розташованому під днищем лотка. Олія покриває овочі та рухається разом зі стрічкою. Через отвір 6 олія з лотка зливається у фільтр 7, звідки відкачується насосом 8 у теплообмінник.

Незважаючи на велику різноманітність жарильних апаратів за видом, влаштуванням і принципом дії, призначення їх одне й те ж: передавання теплоти від теплоносія до продукту, що термічно обробляється. Тому і основні положення теплового розрахунку для них залишаються загальними.

Рівняння теплового балансу показує рівність прибутку і витрати теплоти в апараті (5.185):

$$Q_{\text{заг}} = Q_{\text{кор}} + Q_{\text{вт}},$$

де $Q_{\text{заг}}$ — загальна кількість теплоти, підведеної до апарата; $Q_{\text{кор}}$ — корисно використовувана теплота; $Q_{\text{вт}}$ — сумарні втрати теплоти в апараті.

Робота будь-якого жарильного апарата ділиться на два етапи: перший етап — приведення апарата в робочий стан (розігрівання), другий — обсмажування продукту. Перший етап закінчується, коли олія (жарильна поверхня або об'єм) нагріті до температури обсмажування. Другий етап починається з моменту завантаження сировини і триває протягом усього часу роботи апарата. Тому тепловий баланс апарата складається для кожного з етапів окремо.

У режимі розігрівання корисно використовується теплота витрачається на нагрівання харчового жиру, який знаходиться в апараті й визначається за формулою (в кВт):

$$Q'_{кор} = \frac{G_{жс} c_{жс} (t_1 - t_0)}{\tau}, \quad (5.206)$$

де $G_{жс}$ — маса харчового жиру, який знаходиться в апараті, кг; $c_{жс}$ — питома теплоємність жиру, кДж/(кг·К); t_1 — температура нагрівання жиру (дорівнює температурі смаження), °С; t_0 — початкова температура жиру, °С; τ — тривалість розігрівання апарата до стаціонарного режиму, с.

У стаціонарному режимі теплота, що корисно використовується, складається із статей витрати теплоти на нагрівання продукту, випаровування з нього вологи, утворення кірочки та нагрівання жиру, який доливається в процесі роботи:

$$Q''_{кор} = Gc(t_3 - t_2) + 0,01\omega Gr + 0,01\varepsilon Gc_k(t_4 - t_3) + 0,01m Gc_{жс}(t_1 - t_0), \quad (5.207)$$

де G — продуктивність апарата за сировиною, кг/с; c — питома теплоємність продукту, кДж/(кг·К); t_2 , t_3 , t_4 — відповідно початкова, кінцева центру виробу (приблизно 100° С) і температура утворення скоринки (130...140° С), °С; ω — істинний відсоток усмаження (його величина складає для м'яса, смаженого порційними і крупними шматками відповідно 20...30 та 30...38, овочів смажених 17...60, риби смаженої 18...25%); ε — вміст скоринки у % (приймається в межах 15...25%); c_k — питома теплоємність скоринки, кДж/(кг·К) (можна прийняти рівній питомій теплоємності сухої речовини 1,67кДж/(кг·К)); r — прихована теплота випаровування, кДж/кг; m — витрата харчового жиру на обсмажування продукту, %.

Вхідну в формулу (5.207) продуктивність апарата за сировиною може бути задано або визначено за формулами запропонованими нижче.

Для жарильних апаратів періодичної дії (сковорід, фритюрниць) G (у кг/с):

$$G = \frac{a b h \rho}{\tau}, \quad (5.208)$$

де a , b — довжина і ширина листа (ванни), м; h — висота шару продукту, м; ρ — насипна густина продукту, кг/м³; τ — тривалість циклу (завантаження, смаження, розвантаження), с.

Для шнекових апаратів:

$$G = S_0 v_0 \rho, \quad (5.209)$$

де S_0 — площа поперечного перетину внутрішньої порожнини жарильної камери у місці розташування першого витка шнека, зайнятої продуктом, м²;

$$S_0 = \frac{\pi (d_0^2 - d_1^2)}{4},$$

де d_0 , d_1 — зовнішній і внутрішній діаметр шнека відповідно, м; ϕ — коефіцієнт заповнення (звичайно = 0,25...0,3); v_0 — швидкість поступального переміщення продукту вздовж шнека, м/с;

$$v_0 = n l_1,$$

де n — частота обертання шнека, с⁻¹; l_1 — крок першого витка шнека, м.

Для конвеєрних жарильних апаратів:

$$G = b h \phi v \rho, \quad (5.210)$$

де b — ширина конвеєрної стрічки, м; ϕ — коефіцієнт заповнення конвеєра (може бути прийнятий рівним 0,6...0,7); $v = l/\tau$ — швидкість руху конвеєра, м/с; l — шлях переміщення продукту в олії (довжина ванни), м; τ — тривалість обсмажування, с.

Для жарильних апаратів роторного типу:

$$G = n z V \rho \phi, \quad (5.211)$$

де n — частота обертання ротора (барабана), 1/с; z — кількість комірок або секцій в роторі (барабані), V — ємність однієї комірки або секції, м³; ϕ — коефіцієнт заповнення комірки ($\phi = 0,75...0,8$).

Продуктивність жарильного апарата може бути визначено тепловим розрахунком, якщо відомі режими роботи апарата і його технічна характеристика. Слід звернути увагу на те, що визначати продуктивність апарата за продуктивністю транспортуючого пристрою не зовсім правомірно, тому, що обсмажування залежить від кількості переданої теплоти, а транспортуючий пристрій тільки регулює тривалість процесу.

Виходячи з рівнянь (5.185) і (5.207), можна написати:

$$Q_{заг} = Gc (t_3 - t_2) + 0,01\omega Gr + 0,01\epsilon Gc_k (t_4 - t_3) + 0,01m Gc_{ж} (t_1 - t_0) + Q_{вт}.$$

Так як кількість теплоти, переданої поверхнею нагрівання апарата:

$$Q_{заг} = K S \Delta t,$$

де K — коефіцієнт теплопередачі, кВт/(м²·К); S — поверхня нагрівання, м²; Δt — температурний напір, °С, то:

$$G = \frac{K S \Delta t - Q_{\text{вт}}}{c(t_3 - t_2) + 0,01 r + 0,01 \varepsilon c_k (t_4 - t_3) + 0,01 m c_{\text{ж}} (t_1 - t_0)}. \quad (5.212)$$

Втрати теплоти в навколишнє середовище огорожами апарата і втрати теплоти на розігрівання апарата (в тому числі — транспортуючого пристрою) визначаються аналогічно, як і для варильної апаратури.

5.4.3 Пастеризація

Більшість харчових продуктів (молоко та молочні продукти, бульйони, фруктові та овочеві соки, овочеві та м'ясні консерви, вино, пиво та ін.) і напівпродуктів біохімічних виробництв є гарним живильним середовищем для розвитку багатьох мікроорганізмів, у тому числі й для хвороботворних, здатних викликати інфекційні захворювання.

Пастеризація — один із прийомів консервування продуктів, наукове обґрунтування якому дав Л. Пастер у 1860 р. Під пастеризацією мають на увазі термічну обробку продуктів за температури нижче 100° С з наступним охолодженням до температури 6...8° С. Пастеризація, як правило, вбиває неспоріві хвороботворні мікроорганізми і скорочує загальну бактеріальну забрудненість продукту, що підвищує його стійкість. Швидке охолодження продукту після пастеризації необхідно для того, щоб відвернути розвиток остаточної мікрофлори, тобто проростання у вегетативні клітини спор, що зберігають життєздатність під час одноразового нагрівання.

Пастеризація не повинна призводити до зміни фізико-хімічного стану продукту і погіршення його якості.

Під час пастеризації дотримуються таких вимог: освітлений або ретельно очищений від сторонніх домішок продукт нагрівають рівномірно, за постійної температури, у тонкому шарі, уникаючи пригорання; дію проводять у герметичних умовах; продукт виводять із пастеризатора максимально охолодженим. Теплообмінну апаратуру виготовляють із хімічно стійких матеріалів, що мають велику теплопровідність.

Теоретичні основи пастеризації

Ефективність пастеризації — ступінь придушення мікрофлори — залежить від температури та тривалості витримки продукту за цієї температури. Залежність необхідного часу пастеризації τ від температури t у більшості випадків висловлюється логарифмічною залежністю:

$$\ln \tau = \alpha_n - \beta_n t, \quad (5.213)$$

де α_n і β_n — коефіцієнти, що залежать від стійкості мікроорганізмів до теплових впливів і середовища, в якому вони знаходяться.

Коефіцієнти α_n та β_n визначають експериментально з урахуванням повного знищення хвороботворної мікрофлори, з одного боку, і запобігання фізико-хімічних змін у продукті, що викликаються тимчасовим температурним впливом — з іншого. Проте ці дані встановлено далеко не для всіх продуктів, що піддаються пастеризації.

Як конкретний приклад залежності (5.213) можна навести формулу Г. А. Кука для молока:

$$\ln \tau = 36,84 - 0,48t. \quad (5.214)$$

Наведемо значення t і τ , обчислені за формулою 5.214.

Тривалість пастеризації молока в залежності від температури:

$t, ^\circ\text{C}$	76	74	72	70	68	66	64	62	61
$\tau, \text{с}$	1.4	3.7	9.8	25.6	67	174	455	1 188	1 930

За нижню межу пастеризації молока прийнято температуру 60°C , за якої досягається пастеризуючий бактерицидний ефект; це пов'язано з термостійкістю туберкульозної палички.

Тривалість пастеризації вина від температури виражається такими даними:

$t, ^\circ\text{C}$	65	60	57	55
$\tau, \text{с}$	240	1 200	3 600	6 000

З наведених даних видно, що чим нижче температура пастеризації, тим більше часу необхідно для досягнення потрібного ефекту. Залежність між температурою нагрівання і тривалістю витримки пояснюється двома причинами. Одна з них пов'язана з тим, що денатурація, руйнування структури речовини, з якої складається мікробна клітина, відбуваються у часі. Цей час тим менший, чим вища температура. Інша причина викликана закономірностями теплообміну. Нагрівання мікроорганізмів за будь-якого вигляду пастеризації здійснюється не безпосередньо, а через те середовище, в якому знаходяться бактерії. Тому для того, щоб температура клітини бактерії досягала тієї ж температури, що і середовище, вимагається певний час.

Залежність (5.213) дозволяє визначити необхідну умову досягнення ефекту пастеризації. Вона полягає в рівності дійсного часу знаходження продукту за температури пастеризації та теоретично необхідного. Для оцінки ефекту пастеризації Г. А. Кук ввів критерій Пастера, який являє

собою відношення дійсної тривалості перебування продукту за бактерицидної температури до теоретичної:

$$P_a = \frac{\theta}{\tau}, \quad (5.215)$$

де θ — дійсний час знаходження продукту за температури пастеризації, с.

Ідеальним варіантом проведення пастеризації є умова, за якої $P_a = 1$. При $P_a > 1$ продукт за температури пастеризації знаходиться більш тривалий період, ніж вимагається умовами пастеризації. При цьому можуть істотно змінюватися фізико-хімічні властивості продукту, що, звичайно, не бажано. При $P_a < 1$ ефект пастеризації не буде досягнутий.

Відповідно до сучасних переконань ефективність пастеризації залежить також від кількісного та якісного складу мікрофлори рідин, що піддаються пастеризації.

За заданих режимів залежність ефективності пастеризації від кількості мікроорганізмів оцінюють за коефіцієнтом швидкості їхньої загибелі.

$$C = \frac{(\ln N_0 - \ln N_k)}{\theta}, \quad (5.216)$$

де C — коефіцієнт швидкості загибелі бактерій, 1/с; N_0 — початкова кількість бактерій в 1 см³ продукту; N_k — кінцева кількість бактерій в 1 см³.

Режими та способи пастеризації. Існують три режими пастеризації: тривала — за температури 63...65° С протягом 20...30 хв., короткочасна (швидка) — за 75° С експозиція від декількох секунд до 5 хв., миттєва (або високотемпературна) — за 90...93° С без витримки.

Вибір режимів пастеризації визначається технологічними умовами і властивостями продукту. У переважній більшості випадків пастеризацію слід проводити в короткочасному або миттєвому режимі. Проте, якщо продукт містить компоненти, що відрізняються низькою термостійкістю (під дією високих температур швидко руйнуються), то слід застосовувати тривалу пастеризацію.

Теплова пастеризація продуктів передбачає декілька способів її здійснення: поточний, пароструминний, гарячим розливом, класичний (пляшковий), у електромагнітному полі та ін.

Поточна пастеризація застосовується для обробки молока, пива, соків, вин, бульйонів та інших продуктів. У даному випадку теплообмін відбувається між закритими потоками продукту і теплоносія, розділеними поверхнею теплопередачі. Процес здійснюється у теплообмінній

апаратурі безперервної дії — кожухотрубному та пластинчатому пастеризаторам і пастеризаційно-охолоджувальних установках.

Знаходить застосування (наприклад, у молочній промисловості) пастеризація з безпосереднім паровим обігріванням. У даному випадку теплота гріючої пари використовується повністю на нагрівання продукту. Під час пастеризації за рахунок введення пари в продукт спостерігається деяке його розрідження, внаслідок чого зменшується вміст сухих речовин у одиниці об'єму продукту.

Пастеризація гарячим розливом передбачає нагрівання продукту до певної температури (для вина — $43...55^{\circ}\text{C}$, для томат-пюре — $95...98^{\circ}\text{C}$) з наступним його розливом у простерилізовану тару (пляшки), герметичним закупорюванням і охолоджуванням. Спосіб має застосування, в основному, для продуктів із високою кислотністю.

Класична пастеризація в тарі (названа пляшковою) проводиться після розливу і герметизації фруктових соків та вин у пляшках, бутелях і жерстяній тарі. Нагрівання продукту в тарі здійснюється потоком гарячого повітря або води. Класична пастеризація припускає фасування продукту за температури пастеризації (наприклад, 95°C — для соків з м'якоттю, 85°C — для натуральних фруктових соків, 60°C — для вина) у бутелі або банки (пляшки), герметизацію тари (закупорювання або закатування), термостатування, а після цього інтенсивне охолоджування.

На практиці знаходять застосування установки пастеризації в електромагнітному полі високої частоти (ВЧ). Такий спосіб проводять за більш низької температури. Порівняно зі звичайною пастеризацією процес менш тривалий ($1...2$ хв., інколи декілька секунд). Теплота середовища, що передається клітині (теплопровідність), швидше переборює тепловий бар'єр (оболонку клітини). Під час обробки продуктів у ВЧ-полі теплота виділяється безпосередньо в обсязі клітини. Струмами ВЧ пастеризують компоти та соки у скляній тарі.

Пастеризаційна апаратура. Пастеризація здійснюється в установках або апаратах, що називаються пастеризаторами. У харчових виробництвах використовуються найрізноманітніші пастеризаційні установки періодичної та безперервної дії.

Апарати періодичної дії використовують для пастеризації невеликої кількості продуктів. До них належать ванни тривалої пастеризації ВТП, універсальні танки, камерні пастеризатори, автоклави.

Ванна тривалої пастеризації ВТП (рис. 5.66) являє собою теплообмінний апарат із оболонкою 2 і кришкою 5. Оболонка 2 ванни 3 заповнюється водою, що підігрівається парою, яка надходить через безшумний пароструминний нагрівач 1. Усередині резервуару розміщено мішалку 4, що має привід 6. Спочатку ванну заповнюють продуктом, після цього включають мішалку, в оболонку пускають воду і подають

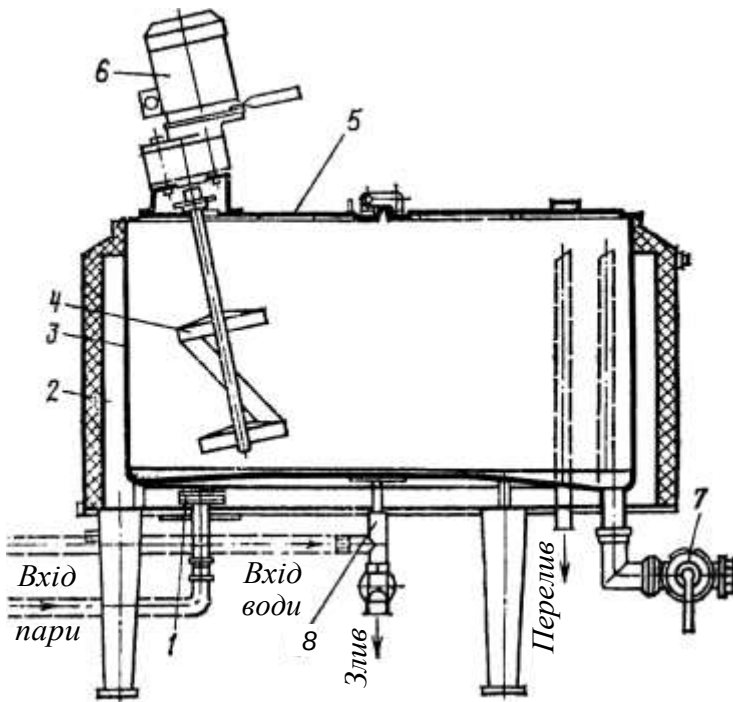


Рисунок 5.66 — Ванна тривалої пастеризації

пару. Продукт перемішується мішалкою, нагрівається від внутрішньої поверхні стінки резервуару до температури пастеризації та піддається витримці. По закінченні витримки закривається паровий вентиль, а в оболонку подають холодну воду по трубі та охолоджують продукт до необхідної температури. З ванни продукт зливається через кран 7. Аналогічне влаштування мають універсальні танки.

Камерні пастеризатори періодичної дії застосовуються для пастеризації рідких

продуктів (наприклад, вина) в пляшках. Пляшки встановлюються у гнізда металевих ящиків, що поміщуються на вагонетку. Вагонетка закривається у камеру, герметично зачиняються дверцята і в батареї, які розташовані всередині камери, подається гаряча вода. Температура і кількість води регулюються. Перед пастеризацією пляшки з вином закупорюються, на горловину пляшок надіваються спеціальні скоби. Вино, нагріте до температури пастеризації (біля 60°C), витримується протягом 2 хв., а після цього температура його знижується до $15\ldots 20^{\circ}\text{C}$ і вагонетки викочуються з камери. Недолік камерних пастеризаторів — періодичність дії та необхідність застосування ручної праці.

Більш перспективним обладнанням для пастеризації рідких харчових продуктів (вина, томатного і фруктових соків, компоту) в скляній і жерстяній тарі є пастеризатори-охолоджувачі безперервної дії, що обігріваються паром, гарячою водою або гарячим повітрям. Конструктивно пастеризатори цього типу складаються з секції власно пастеризації та секцій охолодження, через які проходить транспортер, що несе банки (пляшки) з продуктом. Швидкість руху транспортера регулюють таким чином, щоб забезпечити перебування продукту в зоні пастеризації протягом заданого часу, а після цього — поступове охолодження. Температура в пастеризаторах регулюється автоматично відповідно заданого режиму.

Схему безперервно діючого пастеризатора для фруктових соків наведено на рис. 5.67. Цей повітряно-водяний пастеризатор-охолоджувач для соків являє собою теплоізований короб, всередині якого

рухається транспортер (сітчаста стрічка) 4. Апарат поділений на декілька зон: пастеризаційну 5, в якій здійснюється витримка на транспортері банок (пляшок) із продуктом у потоці гарячого повітря, яке нагнітається в короб за допомогою вентиляторів через парові калорифери, і охолоджувальну, в якій здійснюється комбіноване охолодження обдуванням зовнішнім повітрям 3 і зрошенням проточною водою 2. У останній зоні — висушувальній 1 — охолоджений продукт знову обдувається зовнішнім повітрям.

Широке розповсюдження в харчовій технології має пастеризація в безперервному потоці, за якої продукт подається насосами в теплообмінні апарати пластинчатого або трубчатого типів.

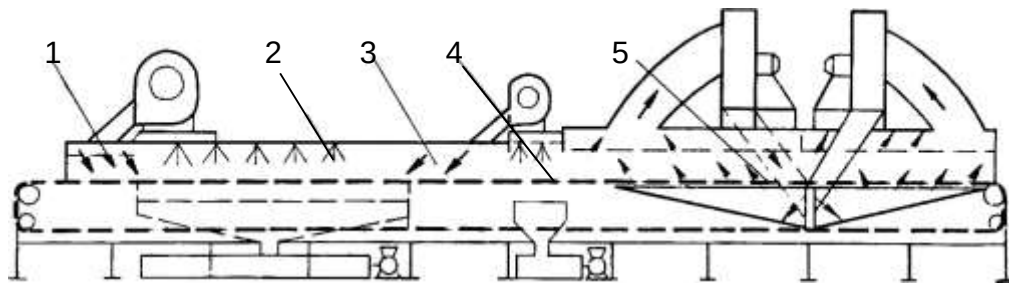


Рисунок 5.67 — Схема пастеризатора безперервної дії

Найбільш досконалими апаратами для пастеризації є пластинчаті. У них пастеризують молоко та молочні продукти, фруктові та овочеві соки, вино, пиво та інші рідини. У пластинчатих пастеризаторах по ходу

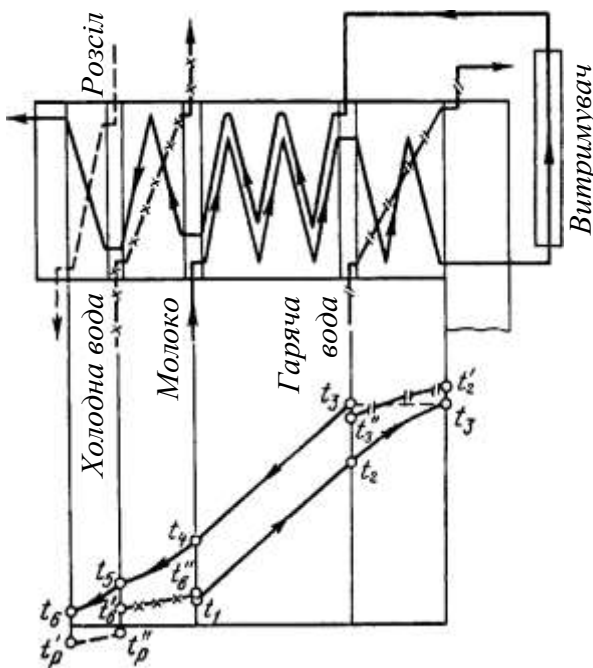


Рисунок 5.68 — Схема роботи і температурний графік пластинчатого пастеризатора

руху рідини, що обробляється (по секціях), здійснюються такі процеси (рис. 5.68): часткове нагрівання продукту, що надходить, теплотою виходячого (пастеризованого) продукту (секція рекуперації теплоти); нагрівання продукту гарячою водою або паром до заданої температури (секція пастеризації); витримка протягом деякого часу нагрітого продукту за температури пастеризації (секція витримки); охолодження виходячого продукту з передачею теплоти продукту, що надходить, на нагрівання (секція рекуперації теплоти); охолодження продукту холодною водою (секція охолодження водою); охолодження продукту розсолем (секція охолодження розсолем).

Кожну секцію пластинчатого пастеризатора утворено пакетами з декількох пластин. Як правило, пастеризація і охолодження здійснюються при автоматичному регулюванні технологічного процесу.

Пластинчатий пастеризатор, схему якого надано на рис. 5.69, складається з групи сталевих теплообмінних штампованих пластин 6, підвішених на горизонтальних штангах 7, кінці яких закріплено у стійки 3 і 9. За допомогою натискної плити 8 та гвинта 10 пластини в зібраному стані стиснуті в один пакет. На схемі для більш чіткого зображення потоку рідини показано лише 5 пластин у розімкненому положенні. У дійсності пластини в робочому положенні щільно притиснуті одна до одної на гумових прокладках 4 і 5. Пластини мають однакові габарити, але відрізняються розташуванням вхідних і вихідних каналів 11 та 12. Під час збирання пластини чергуються та утворюють низку замкнених камер, по один бік яких проходить продукт, що пастеризується, а по інший — охолоджуюча або гріюча рідина. У зібраному апараті теплообмінні пластини групуються у секції (рекуперації, пастеризації, охолодження). Кожна секція складається з пакетів, через які продукт рухається також послідовно.

Паралельна розстановка плоских пластин із малими проміжками між ними дозволяє розмістити в просторі робочу поверхню теплообмінника найбільш компактно, що дозволяє значно зменшити габарити пластинчатого апарата порівняно з іншими типами рідинних теплообмінників. Наприклад, коефіцієнт компактності пластинчатих апаратів (відношення робочої поверхні до об'єму робочої зони) досягає $200 \text{ м}^2/\text{м}^3$, що у 5...10 разів більше, ніж для трубчатих.

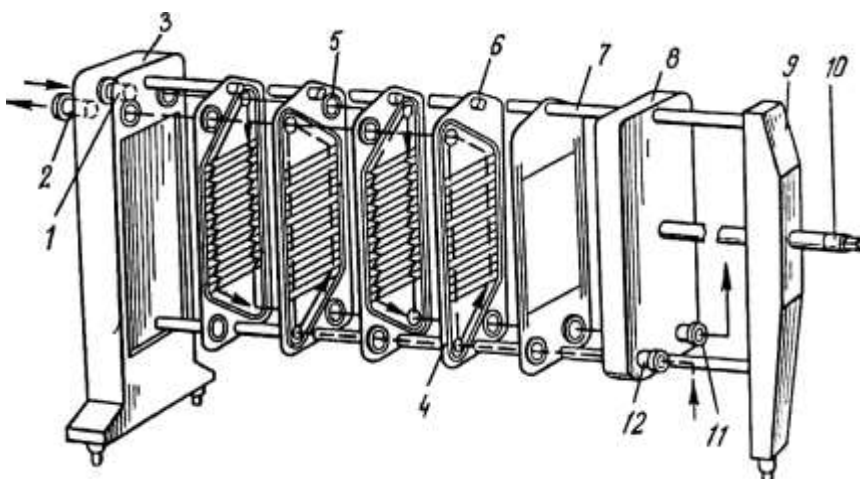


Рисунок 5.69 — Схема пластинчатого пастеризатора

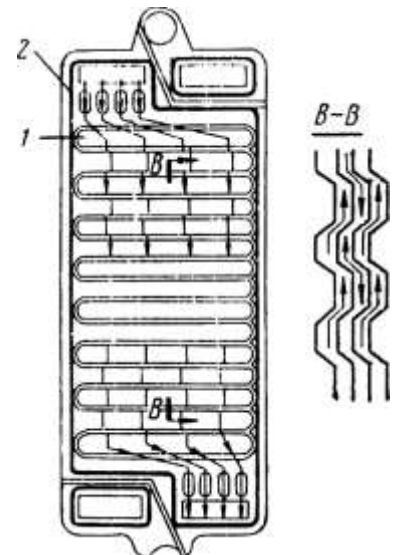


Рисунок 5.70 — Пластина розбірного пластинчатого теплообмінника

Основним конструктивним елементом пластинчатого апарата є теплопередаюча пластина (рис. 5.70), являє собою деталь, особливістю якої є складна форма поверхні теплообміну. Від форми поверхні у великій мірі залежить інтенсивність тепловіддачі та, отже, ефективність роботи апарата.

Для збільшення поверхні теплообміну та інтенсифікації процесу пластини роблять рифленими. Рифлі 1 бувають найрізноманітнішого профілю, але обов'язково повинні забезпечувати турбулізацію потоку. Проміжок між пластинами залежить від висоти гумових прокладок 2, у більшості випадків він дорівнює 3...10 мм. Пластини виготовляють штампуванням із листової нержавіючої сталі 1X18H9T товщиною 0,7...1 мм.

Відзначимо, що пластинчатий теплообмінник надає конструктору і виробникові великі можливості щодо здійснення різноманітних компонуєчих варіантів і легко припускає збільшення (або зменшення) робочої поверхні апарата, який знаходиться в експлуатації. Він припускає вільне внесення різноманітних коригувань у схему руху потоків і дозволяє зосереджувати на одній станині теплообмінні секції різноманітного призначення для виконання в одному апараті усього комплексу операцій теплової обробки продуктів, що є надзвичайно важливим чинником.

Використання теплоти у секції рекуперації, яку запас оброблюваний продукт після секції пастеризації, для підігрівання матеріалу, що надходить, значно скорочує витрати теплоти на пастеризацію і витрату охолоджуючої води. Показником, що характеризує економічність роботи такого апарата, є коефіцієнт регенерації теплоти

$$E = \frac{Q_p}{Q} = \frac{Gc(t_2 - t_1)}{Gc(t_3 - t_1)} = \frac{t_2 - t_1}{t_3 - t_1}, \quad (5.217)$$

де Q_p — кількість теплоти, використаної в секції рекуперації, Вт; Q — загальна кількість теплоти, яку витрачено на підігрівання продукту від початкової температури до температури пастеризації, Вт; G — маса продукту, що нагрівається кг/с; c — питома теплоємність продукту, Дж/(кг·К); t_1 — початкова температура продукту, °С; t_2 — температура продукту після підігрівання в секції рекуперації, °С; t_3 — температура пастеризації, °С.

Коефіцієнт регенерації протитечійних пластинчатих пастеризаторів $E = 0,7...0,8$.

У трубчатому апараті (рис. 5.71) продукт рухається по колектору труб 1, а у міжтрубний простір 2 надходить гріючий агент, в ролі якого можуть бути використані гаряча вода або пара. У останній час трубчаті пастеризатори застосовуються, головним чином, для високотемпературної пастеризації.

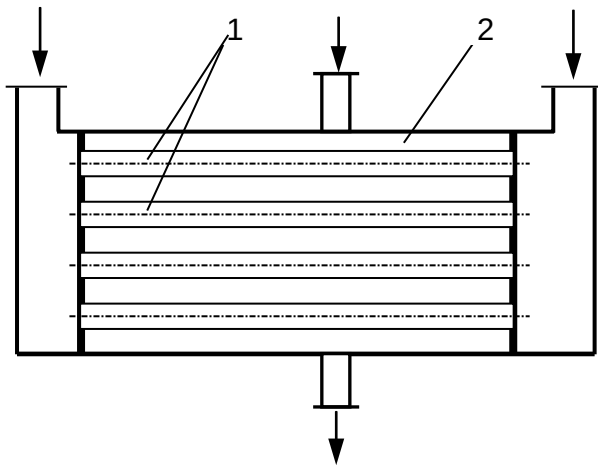


Рисунок 5.71 — Схема трубчатого пастеризатора

тація (тобто закипання), пов'язана з виникненням гідравлічних ударів величезної сили, під дією яких клітини мікроорганізмів розриваються. Обробка молока ультразвуком затримує його скисання до 5 діб при повному збереженні вітамінів, кольору, запаху та смаку. У 1 см³ молока, обробленого ультразвуком, міститься в середньому 18 бактерій, в той час як після звичайної пастеризації протягом години — 30 000 бактерій. Ультразвукову пастеризацію застосовують для обробки виноградного та інших соків. При цьому регенераційна спроможність мікрофлори, що залишилася, зменшується приблизно в 4 рази. Летальна дія УЗ-хвиль на

Нетеплові способи пастеризації. До нетеплових способів пастеризації належать: ультразвукова, з ультрафіолетовим опроміненням, з радіоактивним опроміненням і механічна.

Ультразвукова пастеризація заснована на тому, що продукт озвучується ультразвуком із частотою коливань більше 25 кГц. Бактерицидний ефект досягається за рахунок того, що під дією ультразвуку в рідині виникає каві-

тація (тобто закипання), пов'язана з виникненням гідравлічних ударів величезної сили, під дією яких клітини мікроорганізмів розриваються.

Ефективним способом боротьби з мікрофлорою продуктів є опромінення ультрафіолетовим промінням (УФ-променями). Установки для пастеризації рідких продуктів за рахунок УФ-опромінювання можуть бути двох типів (рис. 5.72).

У цих установках відбувається опромінення тонкого шару продукту, бо УФ-промені проникають на глибину, що дорівнює часткам міліметра (до 1... 2 мм), і знешкоджують тільки поверхневий шар. В установках кінцевого типу (рис. 5.72 а) продукт із вихідного отвору 1 стікає по кінчій поверхні 3; у центрі поміщається джерело ультрафіолетового випромінювання — кварцова лампа 2, заповнена паром ртуті.

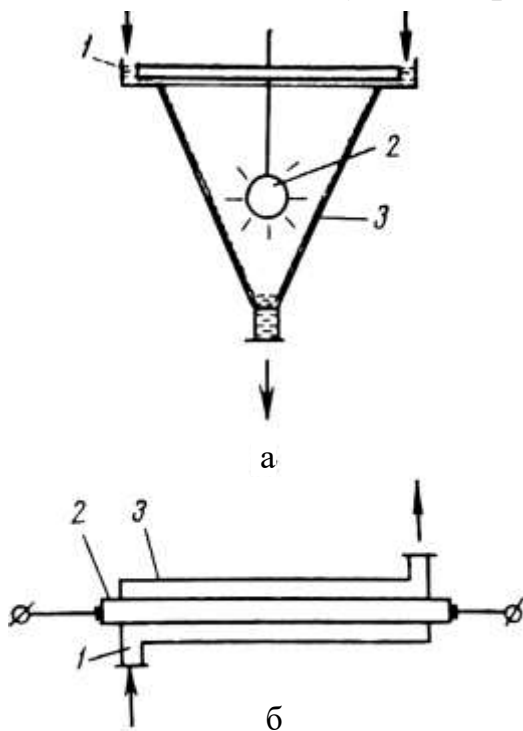


Рисунок 5.72 — Схеми пастеризаційних установок з УФ-опромінюванням

Таку ж лампу використано у циліндричній установці ультрафіолетової пастеризації (рис. 5.72 б). Встановлено, що бактерицидні властивості має ультрафіолетове проміння в діапазоні довжин хвиль $3 \cdot 10^3 \dots 22 \cdot 10^3 \text{ А}$. УФ-опроміненням пастеризують соки, вино, молоко. У той же час під час застосування УФ-опромінення необхідно дотримуватись відповідних заходів запобігання, маючи на увазі його шкідливий вплив на очі та шкіру людини.

Прогресивним способом пастеризації багатьох рідких харчових продуктів (молоко, вино, фруктові соки) є вплив на мікроорганізми комбінації ультрафіолетового та інфрачервоного проміння, названої актинацією. Принцип роботи актинаторів (рис. 5.73) полягає в наступному. Продукт проходить послідовно першу трубку 1, в якій він нагрівається до температури $70 \dots 80^\circ \text{ С}$ за рахунок інфрачервоного опромінення. Це опромінення виходить від кварцевої трубки, що ззовні має електротеплову обмотку. З трубки 1 продукт переходить в трубку 2, де обробляється ультрафіолетовим промінням. Ефективність актинації полягає у збереженні натуральних властивостей рідини і збільшенні гарантійного терміну зберігання продукції.

Відомий спосіб пастеризації продуктів за рахунок використання іонізуючого опромінення. Як джерело опромінення використовують Кобальт-60, Цезій-137. Характерною особливістю способу є використання спроможності іонізуючих випромінювань перетворювати атоми і молекули речовин у електрично заряджені частинки — іони. Поглинання речовинами навіть великих доз іонізуючих випромінювань не викликає підвищення температури, тому спосіб обробки називається ще холодним. Продукт звичайно піддається опроміненню у тонкому шарі (до 2 мм), до повної загибелі мікробів призводять дози випромінювання в $7 \dots 10 \text{ кДж/кг}$. На жаль, дози іонізуючих випромінювань для пастеризації настільки великі, що викликають глибокі зміни в харчових продуктах, тому їх можна використовувати у поєднанні з іншими способами обробки.

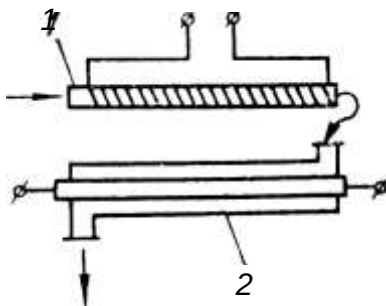


Рисунок 5.73 — Схема актинатора

Практичний інтерес являє собою спосіб знешкодження мікроорганізмів у рідинах шляхом обробки їх у полі дії відцентрових сил. У багатьох галузях харчової промисловості застосовують так звані бактофуги — відцентрові сепаратори, що мають досить великі частоти обертання (до $(300 \dots 500) \cdot 10^3 \text{ хв}^{-1}$). За допомогою бактофуг виділяють мікроорганізми з пива, соків, бульйонів, молока (наприклад, з молока вдається виділити до 99% мікроорганізмів).

5.4.4 Стерилізація

Стерилізація, або знепліднення (*sterilis* — безплідний), — обробка продукту з метою припинення життєдіяльності клітин сировини і мікроорганізмів, у тому числі й їхніх спор. Спосіб консервування стерилізацією у харчовій промисловості та підприємствах ресторанного господарства є основним і найбільш надійним серед усіх методів збереження харчових продуктів. При цьому ставиться завдання, що стерилізація не повинна призводити до зміни білкових і екстрактивних речовин, вітамінів, органолептичних властивостей, зниження харчової та біологічної цінності продукту.

Залежно від фізичних властивостей продуктів, які стерилізуються, та мети стерилізації, застосовують різні методи знепліднення мікроорганізмів: гарячий (волога, дробова, суха стерилізація) і холодний (механічна стерилізація, іонізація, стерилізація ультразвуком та ультрафіолетовим випромінюванням). Основним із них є теплова стерилізація за рахунок нагрівання продукту до високих температур (100° С та вище).

Іноколи застосовують низькотемпературну дробову стерилізацію, що полягає у багаторазовому нагріванні та охолодженні продукту. Дробова стерилізація, яка запропонована Тиндалем і тому називається тиндалізацією, здійснюється за низьких температур для продуктів, які не переносять температури 100° С (середовища з кров'ю, яєчним білком, м'ясні консерви). Принцип, покладений у мікробіологічну основу способу консервування тиндалізацією полягає у наступному. Під час першого нагрівання, яке для досягнення потрібного ступеня стерильності недостатнє за тривалістю або температурним рівнем, гине більшість вегетативних клітин бактерій. Частина ж із них, в порядку самозахисту від умов, зовнішнього середовища, які змінилися в несприятливий бік, встигає перетворитися в спорову форму і завдяки цьому «рятується» від дії високої температури. Протягом міжварильного добового вистоювання за кімнатної температури спори проростають, утворюючи вегетативні клітини, що гинуть під час повторних нагрівань.

Так, наприклад, консервують компоти у великій консервній тарі. Їх тричі стерилізують при 100° С усього по 5 хвилин із інтервалами між варками 24 години, замість звичайної 40...50-ти хвилинної високотемпературної теплової обробки. Це дозволяє отримати високоякісний продукт.

Відзначимо основні чинники, що впливають на вибір режимів стерилізації. Так, як і під час пастеризації, в стерилізації існує залежність

між двома основними чинниками — температурою нагрівання продукту і тривалістю її впливу. Летальний (смертельний) час для мікроорганізмів із підвищенням температури обробки різко знижується і, наприклад, для бактерій «ботулінус» характеризується такими даними:

Температура, °C	100	105	110	115	120
Летальний час, хв	330	100	32	10	4

Природно виникне питання, що краще: довше стерилізувати за помірних температур, або ж стерилізувати швидко за високих температур? Для відповіді на це запитання необхідно прийняти до уваги міркування, які відносяться до якості стерилізованої продукції та до характеристики процесу стерилізації з технічної сторони. Встановлено, що для уповільнення хімічних реакцій, що викликають погіршення якості стерилізованої продукції (наприклад, меланоїдинові реакції), слід використовувати режим експрес-стерилізації, тобто вести термообробку за можливо більш високих температур протягом дуже короткого проміжку часу.

Проте, таку обробку не завжди можна реалізувати в існуючих стерилізаційних апаратах за даних теплофізичних характеристик продукту (неможливо, наприклад, за декілька секунд розігріти автоклав до 140° C, прогріти на всю глибину або після цього охолодити вміст консервної банки). Друга обставина пов'язана з тим, що під час високотемпературної короткочасної стерилізації встигають загинути мікроорганізми, але можуть не встигнути інактивуватися ферменти, і, отже, незважаючи на стерильність, такі консерви під час зберігання можуть піддатися ферментативному псуванню.

Ефективність стерилізації характеризують коефіцієнтом стерилізуючої дії, що являє собою логарифм відношення початкової та кінцевої кількості бактерій у одиниці об'єму продукту:

$$C = \lg \left(\frac{N_0}{N_k} \right). \quad (5.218)$$

Між максимальною температурою стерилізації та коефіцієнтом стерилізуючої дії існує прямолінійна залежність.

Способи стерилізації. Стерилізацію харчових продуктів, як обробку, згубно діючу на мікрофлору, можна здійснювати трьома основними способами: тепловим, механічним і опромінюючим (рис. 5.74).



Рисунок 5.74 — Класифікація способів стерилізації

Теплова стерилізація в тарі припускає такі основні операції: підготовка сировини, закладання і порціонування її у банки, герметизація (закатування) банок та стерилізація. Для кожного продукту існує свій оптимум режиму стерилізації, який визначається формулою стерилізації, що враховує особливості продукту і тари та має такий вигляд:

$$\frac{A - B - C}{t} \quad \text{або} \quad \frac{A - B - C}{t} P, \quad (5.219)$$

де A — тривалість прогрівання автоклаву і банки до температури стерилізації, хв; B — тривалість власно стерилізації, хв; C — тривалість охолодження, хв; t — температура стерилізації, °C; P — максимальна величина сумарного тиску, який створюється в стерилізаторі для компенсації внутрішнього тиску, що виникає в банках під час стерилізації, кПа.

Стерилізацію продукту, розфасованого та упакованого у тару, здійснюють за температурою до 120° C, при цьому витримка складає від 20 до 200 хв (залежно від місткості тари та виду продукту). Для прикладу наведемо формулу стерилізації за обідніми консервами, фасованими у банки місткістю 1 000 см³ (1 л):

$$\frac{35 - 30 - 50}{120 \text{ } ^\circ\text{C}} \times 200.$$

Харчові продукти, піддані тепловій стерилізації у герметичній тарі, можуть зберігатися у доброму стані протягом декількох років. Тому такий спосіб консервування є на сьогодні найрозповсюдженішим. Але йому властивий серйозний недолік, а саме значна тривалість теплової

обробки, що негативно впливає на збереження низки цінних складників харчової продукції (окремих амінокислот, вітамінів та ін.), а також на її органолептичні властивості. Особливо це відчутно під час стерилізації продуктів, які мають низьку теплопровідність, і використанні тари великого об'єму (більше 1 л). Означена обставина не дозволяє широко використовувати консерви для цілей ресторанного господарства і знижує ефективність застосування заздалегідь заготовлених консервованих напівфабрикатів.

Особливий вид теплової стерилізації — гаряче розливання, що застосовується для соків і томатопродуктів. Продукт нагрівають до кипіння, негайно розливають у стерильну тару і закупорюють. Якщо використовують тару місткістю не менше 3 л, то запас теплоти в продукті виявляється достатнім для стерилізуючого ефекту.

Знизити шкідливий вплив теплоти на якість консервів у тарі будь-якого об'єму дозволяє метод асептичного консервування. Сутність його полягає у тому, що продукт і тара стерилізуються окремо, а після цього в умовах, що виключають можливість потрапляння мікроорганізмів (асептичні умови), стерильний попередньо охолоджений продукт розміщують у стерильну тару і герметично закупорюють її стерильними кришками. При цьому способі продукт можна миттєво нагріти (простерилізувати в потоці) і також швидко охолодити. На сьогодні найбільш завершеною в апаратурному оформленні є стерилізація у потоці різноманітних соків, пюре, молока і розфасування їх в одноразову упаковку з паперових, полімерних матеріалів та алюмінієвих туб.

Процес стерилізації у потоці харчових продуктів здійснюється двома шляхами. Перший із них заснований на нагріванні продукту через теплопередаючу поверхню. Для його здійснення використовують трубчаті та пластинчаті теплообмінники. Стерилізація через теплопередаючу поверхню здійснюється у цілому за порівняно тривалий проміжок часу (декілька секунд) і під впливом високої температури (140...160° С) складові елементи продукту встигають денатуруватися.

Другий шлях стерилізації продукту в потоці — це безпосередній контакт і змішування з теплоносієм. Основний теплоносій на харчових підприємствах — водяна пара. Безпосередня стерилізація здійснюється або шляхом введення пари у продукт, або шляхом введення продукту в пару. Стерилізація шляхом безпосереднього нагрівання парою має низку переваг:

- мінімальна витрата теплоти, бо вся ентальпія пари повністю використовується на нагрівання продукту;

- нагрівання здійснюється практично миттєво (за десяти частки секунди) і незважаючи на високу температуру (140...160° С) складові елементи продукту не встигають денатуруватися.

У сучасних стерилізаційних установках одразу ж після нагрівання продукту до температури стерилізації він потрапляє у вакуум-камери, де за рахунок самовипаровування дуже швидко охолоджується. При цьому з продукту частково видаляється волога, що потрапила під час конденсації пари. Слід, однак, мати на увазі, що пара, конденсуючись, залишається у продукті, що нагрівається; це тягне за собою необхідність застосування «чистої» пари, конденсат якої задовольняв би вимоги, що ставляться до питної води.

Відзначимо, що після завершення процесу стерилізації продукт необхідно швидко охолодити в асептичних умовах до температури, що не впливає негативно на його якість під час зберігання. Для цієї мети, як було вже відзначено, дуже ефективно застосування вакуумного охолодження. Використовуються і поверхневі апарати, описані вище. Проте при їхньому використанні необхідно вирішити низку проблем, пов'язаних зі збільшенням в'язкості холодного продукту.

Застосування струмів високої та надвисокої частоти (ВЧ і НВЧ) є одним із особливих варіантів теплової стерилізації продуктів. Харчовий продукт у електромагнітному полі поглинає електричну енергію, перетворюючи її в теплову. Швидкість нагрівання харчового продукту в полі ВЧ або НВЧ значно вища, тривалість процесу обчислюється секундами. Це дозволяє значною мірою зберегти якість продукту.

Окрім теплового відомі інші методи стерилізації. Перспективні напрямки — застосування для цієї мети лазерів, ІЧ-променів, іонізуючого випромінювання, ультразвуку та різноманітних комбінацій традиційних і нових методів.

Останніми роками значно підвищився інтерес до технологій впливу надвисокого (до 1 000 МПа) тиску (НВТ) на різноманітні біологічні об'єкти та їх композиції (в основному на харчові продукти) із метою консервування та поліпшення їх споживчих властивостей. Це

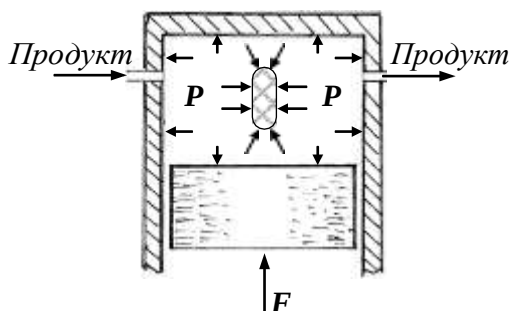


Рисунок 5.75 — Схема роботи камери НВТ

пов'язано зі згубною дією НВТ на клітинні структури живих мікроорганізмів та їх спори, що призводить до їх депресії та наступної загибелі. Короткочасне оброблення харчових продуктів у камері НВТ (рис. 5.75) дозволяє відмовитися від термічного оброблення продуктів під час їх консервування, зберегти вітаміни (наприклад, вітамін С), збільшити термін зберігання продуктів,

підвищити харчову цінність та смакові якості. Наприклад, якісні властивості (аромат, консистенція, смак) сиру «Чеддер», що виготовлений із молока після оброблення НВТ протягом 10 хвилин,

значно вищі, ніж сиру, що виготовлений із пастеризованого молока; він має більший термін зберігання. Різке зменшення мікроорганізмів і бактерій, зокрема *Salmonella typhimurium*, спостерігалось в рибі, що оброблена НВТ, а термін зберігання охолодженого м'яса після обробки НВТ досягає 60 діб. В основі цих явищ лежать глибокі структурні, якісні та кількісні хімічні зміни в органічній масі речовини, які відбуваються як у рідкій, так і твердій фазах. Серед методів у сфері нетрадиційних харчових технологій викликає інтерес технологія з використанням НВТ у поєднанні з дією електромагнітного поля надвисокої частоти (НВЧ). Отримані результати під час комплексного оброблення НВЧ і НВТ фруктових та ягідних соків показують підвищення інтенсивності їх якісних змін, значне зниження активності та чисельності мікрофлори.

Апарати для стерилізації продуктів. Апаратурне оформлення стерилізації продуктів у тарі може бути періодичним і безперервнодіючим. До першої групи стерилізаторів належать різноманітного виду автоклави, до другої — роторні, гідростатичні та конвеєрні стерилізатори.

У консервному виробництві частіше за все застосовують вертикальні автоклави-стерилізатори на 2 або 4 корзини, які мають

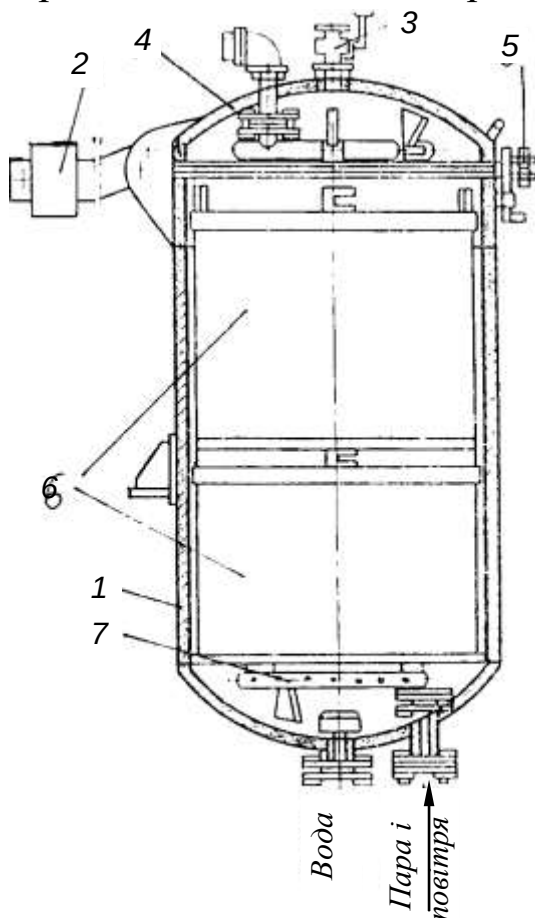


Рисунок 5.76 — Схема вертикального автоклава

автоматичні прилади для реєстрації та програмного регулювання температури і тиску робочого середовища.

Вертикальний автоклав (рис. 5.76) являє собою циліндричний корпус 1 зі сферичним дном і сферичною кришкою 4, яка відкидається та кріпиться на петлях і притискається до корпусу барашковими гайками або спеціальним кільцевим зажимом 5. Для герметизації апарата між корпусом і кришкою є кільцева гумова прокладка. Кришка має протипадагу 2, що полегшує її підйом та закривання автоклава. Усередині автоклава розміщуються перфоровані корзини 6. Над дном розміщено барботер 7 для подавання пари. Є запорні пристрої для продування 3, подавання і спускання води, впускання пари, відведення конденсату. Контроль температури та тиску — за термометром і манометром.

Після закупорювання банки вкладають у автоклавні корзини, які в свою чергу встановлюють в апарат, заповнений водою. Герметично закривають кришку. Подаванням пари починається процес стерилізації за формулою, встановленою для даного виду продукту і банок у технологічній інструкції.

Крім вертикальних в експлуатації знаходяться також горизонтальні та безсіткові автоклави.

Цикл роботи автоклава:

$$\tau = \tau_0 + \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4, \quad (5.220)$$

де τ_0 — тривалість завантаження, с; τ_1 — тривалість підвищення температури, с; τ_2 — тривалість витримки за температури стерилізації, с; τ_3 — тривалість зниження температури і тиску в автоклаві та охолодження продукції, с; τ_4 — тривалість розвантаження, с.

Тепловий баланс процесу стерилізації може бути наведений таким рівнянням:

$$Q_{\text{заг}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6, \quad (5.221)$$

де $Q_{\text{заг}}$ — загальна витрата теплоти, кДж; Q_1 — витрата теплоти на нагрівання автоклава, кДж; Q_2 — витрата теплоти на нагрівання сіток, кДж; Q_3 — витрата теплоти на нагрівання тари (банок, пляшок), кДж; Q_4 — витрата теплоти на нагрівання продукту, кДж; Q_5 — витрата теплоти на нагрівання води в автоклаві, кДж; Q_6 — витрата теплоти в навколишнє середовище, кДж.

Виражаючи тепловитрати через ККД автоклава η тепловий баланс може бути наданий у розгорнутому вигляді таким чином:

$$D (i - c_{\kappa} t_{\kappa}) \eta = (G_1 c_1 + G_2 c_2 + G_3 c_3 + G_4 c_4 + G_5 c_5) (t_c - t_n), \quad (5.222)$$

де G_1, G_2, G_3, G_4, G_5 — відповідно маса автоклава, сіток, тари, продукту і води, кг; c_1, c_2, c_3, c_4, c_5 — відповідно питома теплоємність матеріалу автоклава, матеріалу сіток, матеріалу тари, продукту і води, кДж/(кг·К); t_c — температура стерилізації, °С; t_n — початкова температура автоклава, сіток, тари, продукту і води (прийнята нами однаковою і рівною температурі повітря в цеху), °С; t_{κ} — температура конденсату, °С; D — кількість пари, кг; i — ентальпія грючої пари, кДж/кг.

Витрата пари складе (в кг):

$$D = \frac{Q_{\text{заг}}}{i - c_{\kappa} t_{\kappa}}. \quad (5.223)$$

Секундна витрата пари (в кг/с) на стерилізацію:

$$D' = \frac{D}{(\tau_1 + \tau_2)}. \quad (5.224)$$

Безперервнодіючі стерилізатори мають низку переваг перед періодично діючими: більш висока продуктивність, більш інтенсивний теплообмін. Безперервнодіючі стерилізатори бувають роторні (барабанні), з гідростатичним протитиском і горизонтальні конвеєрного типу.

У стерилізаторах з гідростатичним протитиском процес здійснюється в паровій камері, температура й тиск у якій залежать від висоти водяного стовпа, що відокремлює парову стерилізаційну камеру від усієї системи установки. Так, за температури в паровій камері 120°C (надлишковий тиск $0,1\text{ МПа}$) висота водяного стовпа повинна складати 10 м , за температури 127°C (тиск $0,15\text{ МПа}$) — 15 м , за 133°C (тиск $0,2\text{ МПа}$) — 20 м і т. ін. відповідно до таблиці сухої насиченої водяної пари та виходячи з того, що кожен 10 м водяного стовпа створюють надлишковий тиск $0,1\text{ МПа}$.

Принцип роботи стерилізаторів такого типу пояснює рис. 5.77. Нескінченний ланцюг із прикріпленими на ньому трубчатими перфорованими носіями банок (пляшок) проходить через башту 1, наповнену гарячою водою, температура якої поступово зростає згори вниз, і потрапляє у парову стерилізаційну камеру 2, де здійснює шлях у декілька витків за постійної температури. Далі ланцюг із носіями

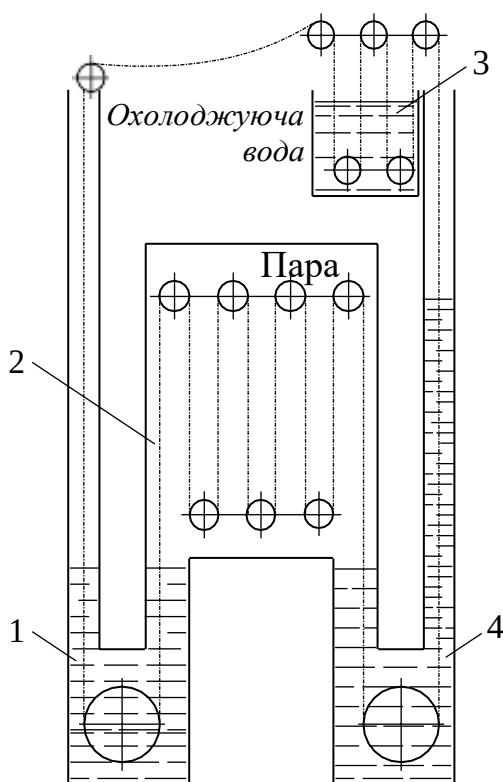


Рисунок 5.77 — Схема стерилізатора з гідростатичним протитиском

проходить у башту 4, заповнену водою, температура якої зменшується знизу вгору. Таким чином, у башті 1 здійснюється етап підігрівання, у камері 2 — власне стерилізація, в башті 4 — охолодження. Після виходу з башти 4 носії з банками потрапляють у басейн 3 з холодною водою, де остаточно охолоджуються і далі надходять на розвантаження.

Конструктивно гідростатичні стерилізатори оформлені не так, як це представлено на принциповій схемі; наприклад, охолоджуючий басейн розміщено внизу під баштами, місце завантаження і вивантаження розташоване звичайно також знизу з одного боку і т. ін.

Роторний стерилізатор безперервної дії являє собою горизонтально розташований нерухомий корпус-циліндр, всередині якого обертається барабан із поздовжніми ребрами — смугами з куткової сталі. Між ребрами розміщуються банки. Під час обертання барабана банки обертаються навколо його осі, навколо своєї

осі та водночас переміщаються від одного кінця барабана до іншого завдяки спіральній напрямній, яку розташовано на внутрішній поверхні нерухомого корпусу.

Залежно від продуктивності застосовують роторні стерилізатори, що складаються з двох, трьох або чотирьох корпусів. Кожний корпус має своє призначення: підігрівач, стерилізатор, охолоджувач. Корпуси заповнюються водою (гарячою або холодною) або паром, завдяки чому відбувається підігрівання, стерилізація та охолодження консервів.

Для виведення банок із одного корпусу і введення в інший є розвантажувальні та завантажувальні пристрої типу шлюзового затвору. Підлягаючий стерилізації продукт у металевій тарі надходить у перший циліндр, де він підігрівается гарячою водою до 80°C , у другому циліндрі продукт нагрівається також гарячою водою до $90\ldots 95^{\circ}\text{C}$. Нагрітий продукт переходить у третій корпус-стерилізатор, всередину якого подається пара потрібного тиску. Зі стерилізатора продукт переходить в охолоджувач (з протитиском), де охолоджується холодною водою.

Тривалість стерилізації регулюється частотою обертання барабана.

На завершення зупинимося на деяких пристроях, що використовуються для стерилізації продуктів у потоці під час асептичного консервування. Стерилізаційно-охолоджувальні установки бувають пластинчатого і трубчатого типів, а також пароконтактні. Пластинчаті установки часто застосовуються для стерилізації соків, молока, плодових і овочевих пюре, бульйонів у желатиновому виробництві. Вони базуються на тих же принципах, що і пастеризаційно-охолоджуючі установки, та складаються, як мінімум, із трьох секцій: рекуперації, стерилізації та охолодження.

Конструктивні особливості стерилізаційних установок визначаються умовами їх роботи. Передусім, стерилізація продукту відбувається за високих температур нагрівання — $135\ldots 150^{\circ}\text{C}$. Для того, щоб продукт не скипав за цих температур, його прокачують через апарат під підвищеним тиском. Це накладає низку вимог до міцності апарата, його з'єднувальних вузлів, застосування прокладок із термічно стійких марок гуми, ізоляційного покриття. Відмінною особливістю цих апаратів є й необхідність забезпечення високої швидкості пересування продукту, що повинно звести до мінімуму можливість його пригорання до поверхні теплопередачі. Особливо це стосується таких харчових продуктів, як, наприклад, томатна паста, яка в силу своїх фізичних властивостей і хімічного складу схильна до утворення пригару й зміни якості за тривалого впливу високих температур. Усунути означений недолік можна шляхом примусової очистки поверхні нагрівання й перемішування пристінного шару з основним потоком продукту. Для цього

застосовуються поточні теплообмінні апарати типу «труба у трубі», у внутрішній трубі яких з частотою обертання біля 400 об/хв обертається вал-витискувач зі скребковими лопатями.

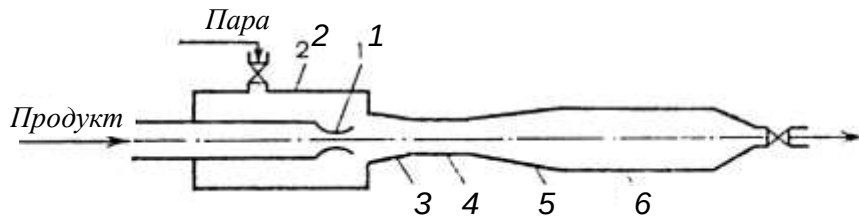


Рисунок 5.79 — Схема інжекційного теплообмінника

Найбільш ефективний засіб швидкого нагрівання продукту реалізується у пароконтактних теплообмінних апаратах. Вони мають невеликий гідравлічний опір, дешеві та порівняно прості у виготовленні, застосування їх виключає можливість пригорання продукту. Пароконтактний теплообмінник (рис. 5.78) складається з циліндричного корпусу 1 і концентрично розташованих у ньому зовнішнього та внутрішнього паророзподільувачів, виконаних відповідно у вигляді перфорованих циліндра 2 і трубки 3, між якими є порожнина для проходження продукту. На трубці 3 прикріплено гвинтову спрямовуючу 4 для перемішування продукту.

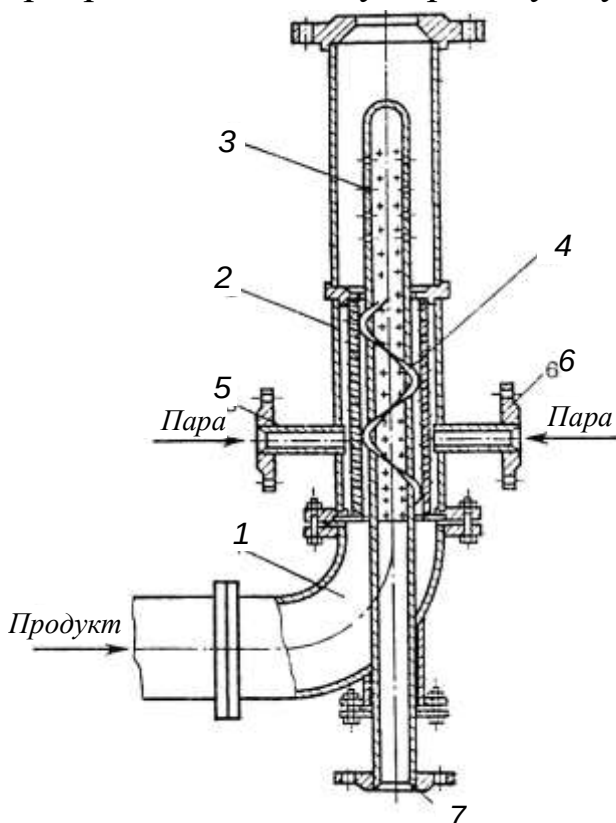


Рисунок 5.78 — Схема

пароконтактного теплообмінника

змішування 4, а після цього у дифузор 5. Остаточне вирівнювання температур за всім об'ємом продукту відбувається в камері 6.

Пара надходить через патрубки 5, 6 і 7. Під час роботи апарата продукт подається в нижню частину корпусу 1 і спрямовується у порожнину, утворену циліндром 2 і трубкою 3. У цій порожнині відбувається інтенсивне нагрівання тонкого шару продукту гострою парою з перемішуванням.

Схему струменевого інжекційного теплообмінника показано на рис. 5.79. Струм холодної рідини, що витікає під напором з насоса 1, надходить у паровий простір всередині корпусу 2. На поверхні струменя відбувається інтенсивна конденсація пари. Частина пари з парового простору інжектується у конфузор 3 і разом з рідиною надходить до циліндричної камери

У цих нагрівачах продукт нагрівається за рахунок конденсації пари, за якої вона віддає приховану теплоту. Кількість пари, необхідної для нагрівання продукту від початкової температури t_n до температури стерилізації t_c , визначається з рівняння теплового балансу. При цьому вважаємо, що вся кількість пари конденсується в продукті.

$$Q = Gc(t_c - t_n) = D(i - c_k t_c), \quad (5.225)$$

Звідси:

$$D = \frac{Gc(t_c - t_n)}{i - c_k t_c}, \quad (5.226)$$

де Q — кількість теплоти, що передається, кВт; G — масова витрата продукту, кг/с; D — витрата пари, кг/с; c — питома теплоємність продукту, кДж/(кг·К); c_k — питома теплоємність конденсата, кДж/(кг·К); i — ентальпія пари, кДж/кг.

5.4.5 Інтенсифікація теплових процесів. Регенерація теплоти

Інтенсифікація теплових процесів дає можливість збільшити продуктивність апаратів у разі зменшення їх габаритів, металоємності, вартості та відповідному зменшенні експлуатаційних витрат. Крім того, інтенсифікація теплових процесів часто дозволяє отримати нові ефекти, порівнянні і навіть переважаючі за значенням основні цільові ефекти — нові технології, покращення якості продукції, зменшення енергетичних витрат. Так, наприклад, інтенсифікація процесу пасерування борошна і овочів за допомогою ІЧ-нагріву та вібрацій дозволила організувати цей процес безперервним із гарантованою високою якістю готового продукту і значним зниженням питомих енерговитрат, що, в свою чергу, призвело до створення принципово нової конструкції апарата для реалізації цього процесу.

У цілому слід відзначити, що інтенсифікація теплообміну — це, передусім, збільшення кількості теплоти, що передається, та інтенсивності апарата.

Стосовно теплообмінних апаратів, розрізняють дві групи методів інтенсифікації: конструктивні та режимні. Це розмежування умовне, бо, використовуючи конструктивні засоби, наприклад оребріння, фактично впливають на процес теплообміну. У той же час режимні засоби пов'язані з тими або іншими конструктивними особливостями апаратів (наприклад, введення джерела коливань).

Вирішення питання інтенсифікації теплообміну різноманітними фізичними впливами вимагає передусім глибокого теоретичного аналізу

процесу, виявлення умов, сприятливих збільшенню кількості теплоти, що передається. Крім того, необхідним є проведення аналізу різноманітних методів інтенсифікації з метою вибору найбільш оптимального варіанта.

Під інтенсивністю будь-якого теплообмінного апарата мають на увазі відношення кількості теплоти Q , переданої в одиницю часу τ , до його основної геометричної характеристики — поверхні теплообміну S . Інтенсифікацію теплообміну можна розглядати як діяльність, спрямовану на підвищення показника інтенсивності апарата. У зв'язку з цим замість узвичаєного виразу «Інтенсифікація технологічного процесу» слід було б говорити про інтенсифікацію обладнання, мірою якої є його чітка кількісна характеристика — інтенсивність I . Для теплообмінного апарата можна записати:

$$I = \frac{Q}{S\tau} = \frac{K S \tau \Delta t_{\text{сер.}}}{S\tau} = K \Delta t_{\text{сер.}} = \frac{\Delta t_n - \Delta t_k}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2} \right) \cdot 2,3 \lg \frac{\Delta t_n}{\Delta t_k}}, \quad (5.227)$$

де позначки величин такі ж, як у виразах (5.45), (5.49), (5.52).

Залежність (5.227) можна використати для укладання наочної схеми дій конструктора або розробника з інтенсифікації конкретного теплообмінного апарата, позначивши « $\uparrow$ » — необхідність збільшення і « $\downarrow$ » — необхідність зменшення того або іншого параметра.

Тоді залежність (5.227) можна записати у вигляді:

$$I \uparrow = \Delta t_n \uparrow \Delta t_k \downarrow \alpha_1 \uparrow \delta_i \downarrow \lambda_i \uparrow \alpha_2 \uparrow. \quad (5.251)$$

Така схема наочно показує напрям зміни тих або інших параметрів процесу або конструктивних характеристик апарата для інтенсифікації процесу теплообміну.

Дійсно, необхідно збільшувати рушійну силу на початку процесу Δt_n , коефіцієнти тепловіддачі α_1 і α_2 для обох теплоносіїв, теплопровідність матеріалу апарата λ_i ; потрібно зменшити рушійну силу в кінці процесу Δt_k і товщину стінки поверхонь теплопередавання та забруднень δ_i .

Розглянемо три шляхи, що дозволяють інтенсифікувати теплопередачу, які впливають з аналізу основного рівняння теплопередачі (5.45).

1. Збільшення коефіцієнта теплопередачі або зниження загального термічного опору теплопередачі за рахунок зменшення його складових (поодиноких термічних опорів).

Проте необхідно знати, як на загальний термічний опір теплопередачі впливають його поодинокі складові. Як показує аналіз

виразу (5.46) коефіцієнт теплопередачі визначається найменшим із значень α_1 ; λ/δ ; α_2 .

Якщо термічним опором стінки зневажити ($\delta/\lambda = 0$), коефіцієнт теплопередачі плоскої стінки буде визначатися виразом (5.48).

У цьому випадку значення коефіцієнта K буде меншим меншого зі значень α_1 і α_2 . Наприклад, $\alpha_1 = 10$ Вт/(м²·К), $\alpha_2 = 100$ Вт/(м²·К), тоді:

$$K = \frac{10 \cdot 100}{10 + 100} \approx 9,01 < 10 ;$$

$$\alpha_1 = 10 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}, \alpha_2 = 1000 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}, \text{ тоді}$$

$$K = \frac{10 \cdot 1000}{10 + 1000} \approx 9,9 < 10 ;$$

$$\alpha_1 = 20 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}, \alpha_2 = 100 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}, \text{ тоді}$$

$$K = \frac{20 \cdot 100}{20 + 100} \approx 16,7 < 20 .$$

Як видно, якщо один коефіцієнт тепловіддачі значно більший за інший ($\alpha_1 \ll \alpha_2$), збільшення більшого з них (α_2) не виявляє істотного впливу на значення K , а збільшення меншого з них (у наведеному прикладі — в 2 рази) дозволяє збільшити K в 1,67 раза.

Отже, інтенсифікації теплопередачі можна добитися шляхом створення умов, що сприяють зростанню найменшого зі значень α . Якщо $\alpha_1 \approx \alpha_2$, то інтенсифікувати теплопередачу можна збільшенням будь-якого з них.

На коефіцієнт теплопередачі також впливає термічний опір стінки λ/δ , котрий можна зменшити, виготовивши її тоншою (це щоправда пов'язано з надійністю стінки) або замінивши матеріал на більш теплопровідний (наприклад, сталь на латунь). Термічний опір стінки стає особливо помітним під час інтенсивної тепловіддачі з боку гарячого і холодного теплоносіїв.

У процесі експлуатації теплообмінних апаратів на поверхнях нагріву виникають відклади жиру, накипу, пригару і сажі. Навіть незначна товщина цих відкладень, що мають низькі коефіцієнти теплопровідності, створює великий термічний опір (шар накипу товщиною в 1 мм створює термічний опір, що дорівнює опору сталевій стінки товщиною 40 мм, а 1 мм сажі створює опір, еквівалентний товщині сталевій стінки 400 мм). У окремих випадках (наприклад, під час електрообігрівання) відкладання накипу призводить до значного підвищення температури стінки, що може стати причиною аварії. Тому під час експлуатації теплообмінних апаратів необхідно запобігати поверхні нагріву від усякого виду відкладень, передбачати їх регулярне очищення.

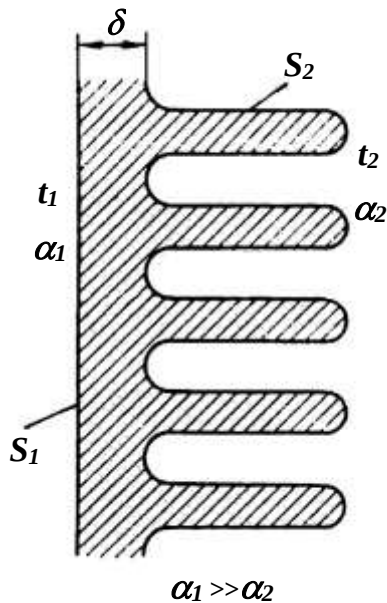


Рисунок 5.80 – Ребриста стінка

2. Збільшення площі поверхні теплообміну в першу чергу з боку теплоносія з меншим коефіцієнтом тепловіддачі. З цією метою поверхню нагріву з боку цього теплоносія роблять ребристою (наприклад, в радіаторах систем опалення, в конденсаторах холодильних агрегатів та ін.), за рахунок чого досягається вирівнювання термічних опорів, а в результаті і збільшення кількості переданої теплоти.

Кількість переданої теплоти через плоску ребристу стінку товщиною δ (рис. 5.80) визначається рівнянням:

$$Q = K_p (t_1 - t_2) \tau \text{ Дж}, \quad (5.229)$$

де K_p — коефіцієнт теплопередачі ребристої стінки в Вт/(К).

$$K_p = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 S_1} + \frac{\delta}{\lambda} \frac{1}{S_1} + \frac{1}{\alpha_2 S_2}}. \quad (5.230)$$

Відношення площі ребристої поверхні S_2 до площі гладкої S_1 називається коефіцієнтом оребрення.

Якщо вимагається зменшити розміри теплообмінника, ребристими роблять обидва боки стінки.

3. Збільшення різниці температур теплоносіїв (середнього температурного напору).

Величина температурного напору в першу чергу залежить від температур теплоносіїв та напрямку їх руху вздовж поверхні теплообміну. Оскільки температури теплоносіїв зумовлені вимогами технологічних процесів, змінювати їх не завжди можна.

Розглянемо найбільш розповсюджені випадки теплообміну і можливі шляхи збільшення середньої різниці температур.

3.1. Якщо температура теплоносія постійна, що має місце під час конденсації пари, а температура рідини, що підігрівається, збільшується (рис. 5.9 а), то збільшити середню різницю температур в цьому випадку можна збільшенням температури гріючої пари, тобто використанням пари більш високого тиску.

3.2. Температура теплоносія змінна, що має місце у краплинному або газовому середовищі, і в процесі теплообміну зменшується; температура середовища, що приймає теплоту, залишається постійною, наприклад, під час випарювання рідини (рис. 5.9 б).

Збільшити середню різницю температур між теплоносіями можна, знижуючи температуру середовища, що приймає теплоту, наприклад, знижуючи тиск під час випарювання.

3.3. Температури обох теплоносіїв постійні; це також один із розповсюджених процесів теплообміну — випарювання рідини за рахунок теплоти конденсації пари. Збільшити середню різницю температур можна, збільшуючи тиск гріючої пари або зменшуючи тиск пари, що утворюється під час кипіння (збільшенням вакууму під час випаровування), або одним й другим шляхом.

3.4. Температури обох теплоносіїв змінні; при цьому напрямлення потоків по обидва боки поверхні теплообміну може бути паралельне — прямотечія (рис. 5.9 в) зустрічне — протитечія (рис. 5.9 г) і перпендикулярне — перехресна течія.

З метою збільшення середньої різниці температур теплоносіїв треба замінити існуючий прямотік протитечією, якщо така операція можлива за технологічними умовами; збільшити до раціонально можливих меж меншу різницю температур між теплоносіями.

Таким чином, нами встановлено і проаналізовано три шляхи інтенсифікації теплообміну — збільшення коефіцієнта теплопередачі K , поверхні теплопередачі S і середнього температурного напору $\Delta t_{сер}$.

Як вже відзначалося вище, ефективність теплообміну визначається величиною коефіцієнтів тепловіддачі α_1 і α_2 . Для визначення подальшого напрямку інтенсифікації необхідно звернутися до рівнянь теплоперенесення і використати відомі конкретні вирази для визначення α_1 і α_2 у вигляді критеріальних залежностей (5.15—5.29).

Аналіз критеріальних залежностей дозволяє встановити основні способи та практичні заходи зі збільшення коефіцієнтів тепловіддачі.

Основний опір теплообміну за однофазного теплоносія зосереджений у пограничному шарі. Товщина шару тим більша, а тепловіддача тим гірша, чим більша в'язкість і концентрація рідини і чим менша її швидкість руху. Тому для інтенсифікації теплообміну необхідно так впливати на пограничний шар, щоб він виявився можливо більш тонким або повністю зруйнованим. Загальний принцип інтенсифікації конвективного теплообміну вказує, що найбільш вигідним є турбулентний режим руху рідини під час омивання теплопередаючої поверхні або під час зовнішнього обтікання тіл. Шлях інтенсифікації тепловіддачі у турбулентному режимі руху — підвищення середньої швидкості руху рідини. При заданій витраті рідини швидкість підвищується зі зменшення площі проходу. Вибір труби меншого діаметра інтенсифікує тепловіддачу за двома причинами: збільшується швидкість руху і зменшується шлях теплового потоку, бо величина діаметра входить у знаменник рівняння для визначення коефіцієнта тепловіддачі

з критерію Нуссельта (1.38). Зменшити площу проходу рідини в трубі можна, встановивши в трубі по центру металеві стрижні та завдяки цьому створивши кільцевий потік руху. Для кращої турбулізації по довжині стрижня на деякій відстані один від іншого роблять кульові виступи. Між стінкою труби і виступом утвориться щілина, минаючи яку, потік інтенсивно переміщується і теплота більш енергійно і рівномірно розподіляється в масі рідини. Таке конструктивне рішення значно інтенсифікує тепловіддачу газових середовищ. У трубчатих теплообмінниках, окрім означених заходів, влаштування ходів також приводить до збільшення швидкості руху рідини і, отже, до інтенсифікації процесів тепловіддачі.

На основі аналізу дослідних даних за теплопередачею встановлено, що в турбулентній області величина Nu для труб зі вставками в окремих випадках в 4 рази вища, ніж для гладких труб.

Примусову конвекцію можна створювати за рахунок встановлення різноманітного виду мішалок і вентиляторів, що особливо важливо для інтенсифікації теплообміну в апаратурі підприємств ресторанного господарства.

Циркуляцію рідини у варочних апаратах можна прискорити за рахунок раціонального розташування гріючих поверхонь. У зв'язку з цим доцільно застосовувати кільцеподібні гріючі поверхні, розташовані в днищах і на бокових стінках апаратів. У цьому відношенні надто перспективні гнучкі нагрівальні системи, що дозволяють розташовувати гріючі поверхні на будь-яких ділянках апарата (приклад наведений на рис. 5.50).

Коефіцієнт тепловіддачі під час конденсації пари залежить від теплопровідності конденсату, від товщини плівки стікаючого конденсату і режиму його руху, що, в свою чергу, залежить від в'язкості та густини конденсату, тобто фізичних властивостей рідини, а також від висоти стінки, по якій стікає конденсат. Шляхи інтенсифікації тепловіддачі в цьому випадку — зменшення товщини плівки конденсату на поверхні стінки, що досягається шляхом зменшення висоти вертикальної стінки, заміною вертикального розташування труб горизонтальним під час конденсації пари на їх зовнішній поверхні. Інтенсифікація тепловіддачі досягається також встановленням спеціальних пристроїв (конденсато-відводників) для своєчасного та повного відведення конденсату. Інтенсифікації тепловіддачі в апаратах, працюючих на паровому обігріві, сприяє своєчасне вилучення повітря і неконденсуючих газів із гріючих камер, бо їхня наявність різко знижує коефіцієнт тепловіддачі від пари до стінки.

Істотно інтенсифікувати теплообмін можливо застосуванням різноманітного виду коливань як самої теплообмінної поверхні, так і

коливань середовища, що є теплоносієм. Коливаннями можуть бути вібрації, пульсації в рідині, ультразвук. Вплив вібрацій і пульсацій на конвективний теплообмін вивчався багатьма дослідниками. Наприклад, визначені коефіцієнти тепловіддачі у разі пульсаційного руху води по трубі за умов турбулентного режиму для значень $Re = 30\ 000 \dots 85\ 000$. Коефіцієнти тепловіддачі під час пульсацій підвищуються на 60...70%. Сприяють інтенсифікації теплообміну і вібрації нагрівальних трубок, що викликаються пульсаціями рідини.

Пошук можливих шляхів інтенсифікації теплообміну триває. Так, наприклад, проведено низку досліджень із застосування для інтенсифікації процесів кипіння і конденсації змінного електричного поля частотою 50 Гц; виявлено значне збільшення коефіцієнтів тепловіддачі в усіх режимах кипіння і конденсації, причому це збільшення було тим більше, чим більше електропровідність рідини. Інтенсивність теплообміну під час кипіння дозволяють збільшити й інші фізичні впливи — високочастотне електромагнітне поле, іонізуюче випромінювання. Проте задовільні теоретичні описи цих процесів відсутні із-за їхньої складності.

Проте використання в теплообмінниках для інтенсифікації тепловіддачі різноманітних додаткових елементів і пристроїв, тим або іншим чином впливаючих на процес, але не приймаючих участь у теплообміні, призводить до ускладнення і дорожчання конструкцій теплообмінників, а також різкого підвищення гідравлічного опору і збільшення потужності, потрібної на подолання цього опору. Тому дуже важливо мати критерії, що оцінюють доцільність засобів інтенсифікації тепловіддачі. Практично прийнятні лише ті інтенсифікуючі пристрої та швидкості потоку, що приводять до економії наведених витрат. Наприклад, інтенсифікація тепловіддачі за рахунок збільшення швидкості руху теплоносіїв приводить до зростання гідравлічних опорів і потужності на їх подолання. Оптимальне значення швидкості руху

теплоносія може бути знайдене за мінімумом функції:

$$P = \frac{C}{N} + P_1, \quad (5.231)$$

де P — сумарні витрати на виготовлення і експлуатацію апарата, віднесені до одного року роботи, грн/рік; C — капітальні витрати на виготовлення і монтаж апарата, грн; N — термін окупності капіталовкладень, рік; P_1 — річні експлуатаційні витрати, грн/рік.

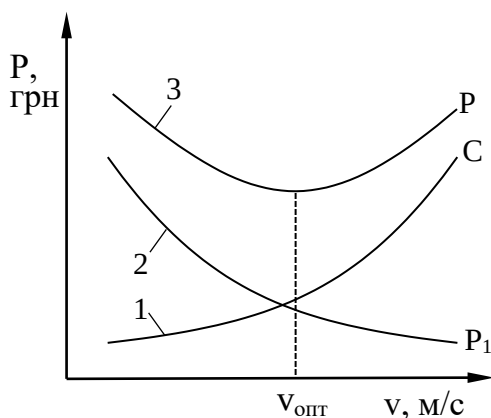


Рисунок 5.81 — Криві витрат

Мінімум функції (5.231) легко знайти побудовою графіку в координатах із горизонтальною оссю «швидкість теплоносія в м/с» і вертикальною оссю, на якій відкладені річні витрати: експлуатаційні 1, амортизаційні 2 і сумарні 3 (рис. 5.81)

Регенерація (рекуперація) теплоти. Одним з основних напрямів економії теплоти в харчовій промисловості є використання вторинних енергетичних ресурсів, тобто їхня регенерація. У більш широкому понятті регенерація теплоти — утилізація (практичне застосування) тієї частини теплоти, яку було вироблено для конкретного процесу, але не було спожито в ньому, залишаючись при цьому корисною теплотою. Регенерація теплоти можлива як від продукту до продукту, так і через проміжний агент, наприклад, воду.

Вторинні енергоресурси — енергетичний потенціал відходів, готової продукції, побічних і проміжних продуктів, що утворюються в технологічних установках, що не використовується в самій установці, але може бути частково або повністю використаний в інших апаратах або для допоміжних потреб підприємств.

Вторинні енергоресурси харчових виробництв можна поділити на наступні групи:

- паро-конденсатна суміш пари, що використовує гріючий теплоносії у теплообмінниках;
- вторинні (сокові) пари вакуум-випарних установок;
- відпрацьоване повітря сушильних установок і термічних камер для теплової обробки продукції;
- продукти згоряння палива в технологічних печах (наприклад, хлібопекарних), копильних установках, термоагрегатах (наприклад, для обжарювання і варення ковбасних виробів), обжарочних апаратах (наприклад, для зерен кави), сушильних установках та ін.;
- скидані гарячі води температурою понад 60° С;
- фізична теплота готової продукції (наприклад, гарячого молока після пастеризації) або відходів.

Використання вторинних енергоресурсів здійснюється частіше за все у спеціальних теплообмінних апаратах — рекуператорах і регенераторах. Вони забезпечують передавання теплоти між двома (або більшою кількістю) потоками теплоносіїв, що проходять через апарат. Якщо обидва потоки теплоносіїв проходять через теплообмінник водночас, то такі теплообмінники називаються рекуператорами.

Теплообмінники, в яких два потоки теплоносіїв проходять через один і той же простір поперемінно, називаються регенераторами. У регенераторах теплота, яку передано від одного з теплоносіїв поверхні нагріву, акумулюється нею, а після цього віддається другому теплоносію,

коли настає його черга руху через апарат. Регенератори є апаратами періодичної дії.

Оскільки регенеративні теплообмінники у промисловості використовуються порівняно рідко, то говорячи про теплообмінні апарати, як правило, мають на увазі рекуперативні теплообмінники.

Найбільш простий і доступний спосіб регенерації (рекуперації) може бути продемонстрований на прикладі пастеризаційно-охолоджувальної установки пластинчатого типу, широко застосовуваної у молочній та інших галузях промисловості. Регенерація (рекуперація) у даному випадку зв'язує два протилежні теплові процеси: пастеризацію і охолодження.

В апараті здійснюються послідовно попереднє нагрівання молока (шляхом рекуперації), нагрівання до температури пастеризації, попереднє охолодження (шляхом рекуперації) і остаточне охолодження (рис. 5.68).

Теплота, що виходить з установки разом із потоком молока, використовується в регенераторі для підігрівання холодного молока, що надходить в апарат. При цьому досягається дві мети: холодне молоко підігрівається до певної температури, в результаті чого буде досягнуто надто істотну економію у витраті теплоти, а гаряче молоко після пастеризації охолodиться, внаслідок чого буде досягнуто економію у витраті охолоджуючого агента (води, розсолу).

Баланс теплоти рекуператора висловлюється рівнянням:

$$Gc(t_2 - t_1) = Gc(t_3 - t_4), \quad (5.232)$$

де G — кількість продукту, що пастеризується (продуктивність установки), кг/с; c — питома теплоємність продукту, що нагрівається, Дж/(к·К); t_1 — початкова температура продукту, що нагрівається, °С; t_2 — температура рекуперації, °С; t_3 — температура пастеризації продукту, °С; t_4 — температура продукту на вході у секцію охолодження, °С.

Економічний ефект використання рекуперації (регенерації) в апараті визначається наступним чином. Без рекуперації витрата теплоти на пастеризацію складає:

$$Q = Gc(t_3 - t_1).$$

У секції рекуперації холодному продукту, що надходить, передається теплота від пастеризованого:

$$Q_p = Gc(t_2 - t_1).$$

Відношення поверненої, використаної рекуператором теплоти до загальної її витрати на пастеризацію називається коефіцієнтом рекуперації (5.217):

$$E = \frac{Q_p}{Q} = \frac{t_2 - t_1}{t_3 - t_1}.$$

Величина E безрозмірна і являє собою критерій економічного ефекту рекуператора. За необхідності коефіцієнт рекуперації висловлюють у відсотках.

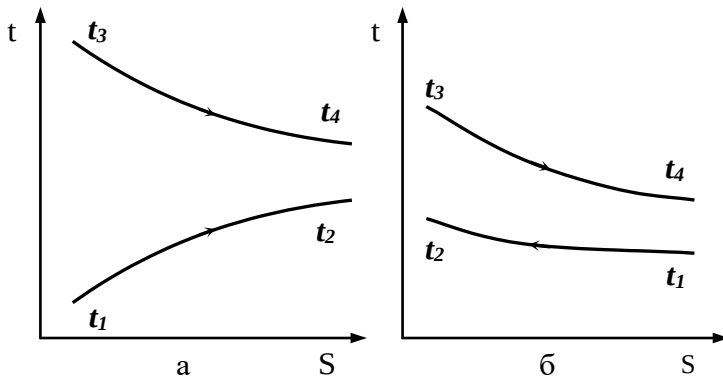


Рисунок 5.82 — Температурні криві рекуператора: а) прототечійного; б) протитечійного

Рекуперацію можна проводити за принципами прототечії та протитечії (рис. 5.82).

Для прототечійного рекуператора межею температури рекуперації t_2 є:

$$\lim t_2 = 0,5(t_1 + t_3).$$

Підставимо це межеве значення t_2 у формулу (5.217) і отримаємо:

$$\lim E = 0,5 \text{ або } 50\%.$$

Таким чином, теоретично можливе значення коефіцієнта рекуперації під час прототечії — 50%.

Аналогічні міркування дозволяють прийти до висновку, що у випадку протитечійного руху теплообмінних середовищ:

$$\lim t_2 \rightarrow t_3.$$

Отже, $\lim E = 1$ або 100%.

Це означає, що під час протитечії теоретично можливе значення коефіцієнта рекуперації складає 100%, для прототечійного апарата ця межа у два рази менша. Теоретичну межу $E = 1$ ніколи не може бути досягнуто, бо $E = 1$ означає, що вся теплота, витрачена на пастеризацію, вертається повністю, і пастеризацію, отже, можна вести до нескінченності, не витрачаючи цілком теплоти, окрім один раз витраченої на нагрів рідини до температури пастеризації t_3 . На практиці у харчових виробництвах широко застосовуються рекуператори, у яких E досягає 85...90%.

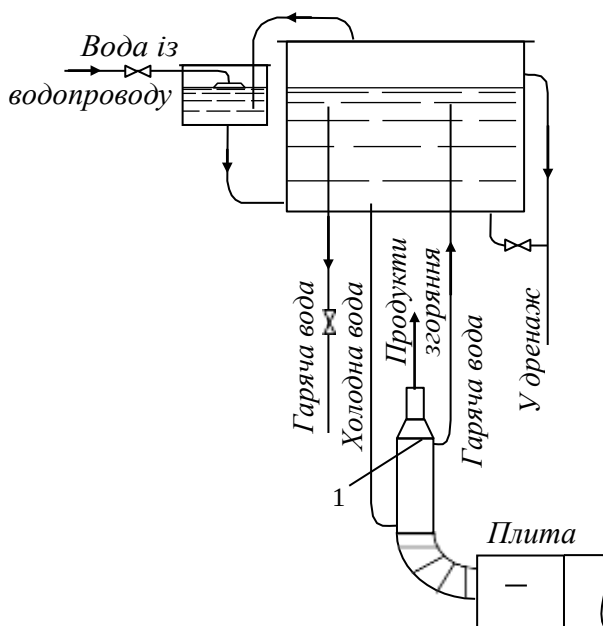


Рисунок 5.83 — Виносний водонагрівач для утилізації теплоти вихідних продуктів згоряння

Широкі можливості для застосування регенерації (рекуперації) є і у підприємствах ресторанного господарства. Достатньо відзначити, що твердопаливна плита ПСТ-2,5 для утилізації теплоти газів, що відходять, обладнана водогріючим пристроєм продуктивністю 150...200 л/г води за температури 70° С.

У вертикальному газоході газових плит (рис. 5.83) монтується виносний нагрівач 1 для утилізації теплоти продуктів згоряння, які відходять. Для інтенсифікації теплообміну і підвищення ефективності роботи таких водонагрівачів у газоході монтуються турбулізуючі вставки.

Запитання до підрозділу 5.4.

1. Як можна класифікувати способи варення?
2. З якою метою застосовують процес бланшування продуктів?
3. Чому процес нагрівання продукту в киплячій рідині є нестационарним?
4. Яке призначення пароварильної шафи?
5. Як визначається теплота, яка корисно використовується під час варення?
6. У чому сутність процесів смаження та їх класифікація?
7. Що таке істинний та видимий відсотки усмаження?
8. Напишіть рівняння теплового балансу жарильного апарата.
9. Яка залежність між тривалістю і температурою під час пастеризації та стерилізації харчових продуктів?
10. Які ви знаєте нетеплові засоби пастеризації?
11. Що характеризує коефіцієнт регенерації теплоти теплообмінника?
12. Наведіть приклад формули стерилізації.
13. Опишіть конструктивний устрій вертикального автоклава-стерилізатора.
14. Наведіть схему напрямку змін параметрів теплового процесу для його інтенсифікації.
15. Як можна підвищити коефіцієнт теплопередачі?
16. Які можливі шляхи збільшення температурного напору?

Розділ 6

МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ

6.1 ОСНОВНІ ЗАКОНОМІРНОСТІ МАСООБМІНУ

6.1.1 Класифікація процесів масообміну

Під масообмінними процесами мають на увазі процеси переходу однієї або декількох речовин із однієї фази в іншу через межу їхнього розділу в напрямку досягнення системою рівноважного стану. Цей перехід речовин відбувається завдяки молекулярній і конвективній дифузії, тому такі процеси часто називають дифузійними.

До масообмінних процесів відносять: абсорбцію, адсорбцію, екстрагування, перегонку, ректифікацію, кристалізацію, розчинення, сушіння та ін. Наведемо їх стислу характеристику та використання.

Абсорбція — процес вибіркового поглинання компонентів газової (парової) суміші рідким поглиначем — абсорбентом, тобто має місце перехід речовини з газової (або парової) фази в рідку. Використовується в цукровому (сатурація), консервному (сульфітація), виноробному та інших виробництвах.

Адсорбція — процес вибіркового поглинання компонентів газової, парової або рідкої суміші твердим поглиначем — адсорбентом. Широко використовується для очищення різноманітних харчових продуктів, наприклад, водно-спиртових сумішей, цукрових розчинів, олії від фарбуючих речовин.

Процеси абсорбції та адсорбції часто об'єднують загальною назвою — процеси сорбції.

Екстрагування — процес вибіркового добування речовини з рідкої суміші або твердого тіла рідиною — екстрагентом; при цьому речовина з рідкої або твердої фази переходить у рідку. Екстрагування є основним процесом цукробурякового та масложирового виробництва. Використовується у підприємствах ресторанного господарства, лікеро-горілчаному, крохмало-паточному, консервному, пивоварному та інших виробництвах.

Перегонка — процес розділення рідких (газових, парових) сумішей шляхом випаровування (конденсації) частини вихідної рідкої (газової, парової) суміші. Перегонка реалізується за наявності парової (газової) та рідкої фаз у системі.

Ректифікація — процес розділення рідких сумішей на окремі компоненти або суміші (фракції) шляхом взаємодії потоку пари та

рідини. Під час ректифікації завжди існує дві фази — рідка та парова. Процеси перегонки і ректифікації застосовуються в спиртовому, лікеро-горілчаному, ефіроолійному, масло-жировому та інших виробництвах.

Іонний обмін — добування речовини з розчину, основане на спроможності деяких твердих тіл (іонітів) обмінювати свої рухомі іони на іони речовини, що добувається. У цьому процесі речовина, що добувається, переходить із рідкої фази в тверду. Використовується у пиво-безалкогольному, лікеро-горілчаному (для зм'якшування та демінералізації води), цукровому, консервному, молочному та виноробному виробництвах (для очищення напів- та кінцевих продуктів).

Кристалізація — виділення твердої фази у вигляді кристалів із перенасичених розчинів. Відіграє важливу роль у виробництві цукру, глюкози, кухонної солі та ін.

Розчинення — перехід твердої фази у рідку (розчинник). Використовується в усіх галузях харчової промисловості та ресторанному господарстві.

Сушіння — вилучення вологи з твердих, пластичних і рідких матеріалів шляхом її випаровування; при цьому волога переходить із матеріалу, який висушується, у парову або газову фазу. Широко використовується у консервному, харчоконцентратному, молочному та інших виробництвах.

За виглядом фаз масообмін класифікується на процеси у системі:

- а) газ (пара) — рідина: абсорбція, ректифікація;
- б) газ (пара) — тверде тіло: сушіння, адсорбція газів;
- в) рідина — тверде тіло: екстрагування з твердих тіл, кристалізація,

розчинення;

- г) рідина — рідина: рідинна екстракція.

За способом контакту між фазами процеси можуть здійснюватися:

- а) безпосереднім контактом фаз;
- б) контактом через напівпроникні мембрани;
- в) без межі розділу фаз.

За способом взаємодії фаз розрізняють масообмін прототечійний, протитечійний та змішаний.

За структурою робочого циклу розрізняють масообмінні процеси періодичні та безперервні.

Процеси можуть бути також стаціонарними і нестаціонарними. Як правило всі періодичні процеси є нестаціонарними.

6.1.2 Способи масопередачі

Перехід речовини з однієї фази в іншу здійснюється шляхом молекулярної та конвективної дифузії, а також термо- та бародифузії.

Молекулярна дифузія — це перехід речовини з однієї фази в іншу внаслідок хаотичного руху молекул в нерухомому рідкому (газоподібному) середовищі або в ламінарному потоці. Здійснюючи безладний рух, молекули будь-якого компонента рідини (газу) переходять із області з високою в місце з меншою концентрацією. Якщо з посудини (рис. 6.1), що містить у різних камерах пофарбований розчин KMnO_4 і воду, виїняти перегородку, то через короткий час відбудеться перемішування рідин, так що в обох половинках посудини розчин буде мати однакове забарвлення. Переміщення розчиненої твердої речовини KMnO_4 з однієї камери посудини в іншу почалося внаслідок різниці її концентрацій і закінчилося, коли в кожній точці посудини концентрація стала однаковою.

Позначимо концентрацію KMnO_4 в одній половині посудини через C_1 , у другій C_2 . Перехід речовини з одного розчину в інший (з однієї фази в іншу) можливий, якщо $C_1 \neq C_2$. Процес масообміну продовжується до тих пір, доки концентрації розчиненої твердої речовини в обох половинах зрівнюються і встановиться середня концентрація, що називається рівноважною C_p . Під час динамічної рівноваги перехід речовини між фазами триває, однак із однієї фази в іншу переходить стільки ж молекул, скільки з другої в першу. Отже, дифузія можлива за наступних умов:

$$C_2 > C_1,$$

$$C_2 > C_p > C_1.$$

Рушійною силою процесу масообміну, або масопередачі, є різниця між робочими і рівноважними концентраціями розчину. Отже, процес масообміну настане за:

$$C_2 - C_p = C_p - C_1 = \Delta C, \quad (6.1)$$

де ΔC — різниця концентрацій.

У практичних розрахунках масобмінних процесів у ролі рушійної сили приймається середня різниця концентрацій у їхньому початку й кінці. Середня різниця концентрацій визначається по аналогії з методом визначення середньої різниці температур. Якщо:

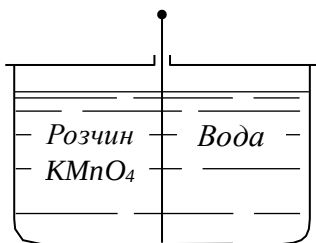


Рисунок 6.1 — Схема до дифузійного перенесення речовини

$$\Delta C_{\max} / \Delta C_{\min} \leq 2,$$

то $\Delta C_{\text{сеп.}} = (\Delta C_{\max} + \Delta C_{\min}) / 2. \quad (6.2)$

При $\Delta C_{\max} / \Delta C_{\min} > 2$ маємо:

$$\Delta C_{\text{сеп.}} = (\Delta C_{\max} - \Delta C_{\min}) / 2,3 \lg (\Delta C_{\max} / \Delta C_{\min}), \quad (6.3)$$

де ΔC_{max} , ΔC_{min} — максимальна і мінімальна різниці концентрацій у фазах системи.

Прикладом молекулярної дифузії є і процес перенесення аерозолі, що розпилюється з балону в нерухомому повітрі кімнати. Аерозоль із місця розпилення розповсюджується по всій кімнаті. Аналогічно мокрий одяг, який знаходиться у кімнаті, у кінцевому підсумку висихає, оскільки водяна пара з високою концентрацією, що оточує одяг, дифундує у більш сухе повітря.

Молекулярна дифузія підкоряється закону Фіка, відповідно до якого кількість речовини, що дифундує через шар, прямо пропорційна поверхні шару S , часу τ , різниці концентрацій по обидва боки шару ΔC і обернено пропорційна товщині шару δ :

$$M = \frac{D S \tau \Delta C}{\delta}, \quad (6.4)$$

де M — кількість речовини, яка пройшла через шар, кг; S — поверхня шару, м²; τ — час, с; δ — товщина шару, м; ΔC — різниця концентрацій, кг/м³; D — коефіцієнт дифузії, м²/с.

З виразу (6.4) вимірність коефіцієнта дифузії D буде:

$$[D] = [M \delta / (S \tau \Delta C)] = [\text{кг} \cdot \text{м} \cdot \text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг})] = [\text{м}^2 / \text{с}].$$

Отже, коефіцієнт дифузії D показує, яка кількість речовини дифундує через 1 м² поверхні шару товщиною 1 м протягом 1 с за різниці концентрацій по обидва боки шару, що дорівнює 1 кг/м³. Величина коефіцієнта дифузії залежить від властивостей середовища, його температури, тиску, концентрації та властивостей речовини, що дифундує. Помітимо, що коефіцієнт дифузії для газів приблизно в 10 000 разів більший, ніж для рідин.

Рівняння (6.4) аналогічне рівнянню теплопровідності Фур'є (5.7), а коефіцієнт дифузії D аналогічний коефіцієнту теплопровідності λ .

Конвективна дифузія спостерігається у тих випадках, коли перенесення речовини відбувається у рідині або газі під час їхнього перемішування або турбулентного руху. При цьому перенесення речовини відбувається як за рахунок броунівського руху молекул, так і за рахунок перенесення більш великих частинок, що утворені з багатьох молекул. Унаслідок цього, під час конвективної дифузії швидкість переміщення речовини у багато разів переважає швидкість переміщення речовини під час молекулярної дифузії. Процес конвективної дифузії буде спостерігатися, якщо в посудині (рис. 6.1) встановити мішалку і після вилучення перегородки включити її.

До речі, процеси молекулярної та конвективної дифузій можна спостерігати під час демонстрації ламінарного і турбулентного руху

рідини на деякій ділянці скляної трубки, по осі якої вводиться тонка цівка фарбованої води (рис. 2.7). Під час ламінарного режиму руху рідини пофарбована цівка витягається у горизонтальну нитку і розмивається тільки у кінці експериментальної ділянки труби (молекулярна дифузія). Під час турбулентного режиму цівка починає розмиватися з самого початку її введення, змішуючись при цьому з основною масою води (конвективна дифузія).

Конвективна дифузія підкоряється закону Щукарьова, згідно з яким кількість речовини, яка переходить від поверхні розділу фаз в середовище, що її сприймає (потік, що рухається), пропорційна поверхні розділу S , часу τ і різниці концентрацій перехідної речовини в поверхні розділу і центрі потоку, що рухається, ΔC :

$$M = \beta S \tau \Delta C, \quad (6.5)$$

де β — коефіцієнт масовіддачі, що характеризує перенесення речовини конвективною та молекулярною дифузією водночас. З рівняння (6.5) вимірність коефіцієнта масовіддачі:

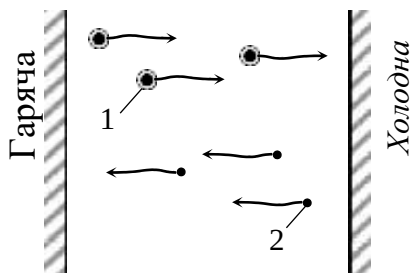


Рисунок 6.2 — Схема процесу термодифузії

$$[\beta] = [M/(S \tau \Delta C)] = [\text{кг} \cdot \text{м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг})] = [\text{м}/\text{с}].$$

Отже, коефіцієнт масовіддачі β показує, яка кількість речовини переходить від 1 м² поверхні розділу фаз у потік, що рухається (фазу, що сприймає) протягом 1 с за різниці концентрацій речовини в поверхні розділу і центрі потоку, що дорівнює 1 кг/м³. Коефіцієнт масовіддачі залежить від фізичних і гідродинамічних параметрів, а також від геометричних чинників процесу.

Розглянуті нами молекулярна та конвективна дифузії, називаються концентраційними, бо їх рушійною силою є різниця концентрацій речовини, що переміщається. На відміну від них існують термічна дифузія (термодифузія) і бародифузія.

Термодифузія (ефект Соре) — молекулярна дифузія, що являє собою переміщення частинок речовини внаслідок перепаду температур у рідкому (газовому) середовищі.

Якщо, наприклад, між гарячою та холодною поверхнями знаходиться рідка (газова) суміш, що містить компоненти з різною густиною, то під впливом різниці температур більш важкий компонент 1 починає рухатися до холодної поверхні, а легкий компонент 2 назустріч йому — до нагрітої поверхні (рис. 6.2).

У результаті термодифузії в рідині (газі) відбудеться розподіл компонентів на дві фракції: група компонентів, що володіють більшою

пластини і дорівнює C_n . На межі розділу фаз концентрація $C_{pn} = C_n$. Після цього з часом речовина, що розподіляється за рахунок різниці її концентрацій у фазах переміщається в обмиваючу фазу з поверхні розділу фаз. Концентрація речовини у твердому тілі безперервно знижується.

При цьому падіння концентрації характерно не тільки для поверхневих шарів, але і всередині пластини. Концентрація падає, приймаючи значення $C_1, C_2, \dots$ і стає рівноважною C_p . Очевидно, що $C_{p1} < C_1; C_{p2} < C_2$.

Кількість речовини M , яка пройшла через шар твердого тіла за рахунок масопровідності, прямо пропорційна площі S перетину твердого тіла, часу τ і різниці концентрацій речовини у поверхонь, що обмежують шар твердого матеріалу ΔC , та зворотно пропорційна товщині шару δ :

$$M = \frac{D_m S \tau \Delta C}{\delta}, \quad (6.6)$$

де D_m — коефіцієнт масопровідності, що має однакову вимірність із коефіцієнтом молекулярної дифузії D , але значно менший від нього за величиною, $\text{м}^2/\text{с}$. Тому під час описування процесів масопередавання в системах із твердою фазою інколи користуються терміном «стиснена дифузія». Величина коефіцієнта масопровідності передусім залежить від пористості твердого тіла, геометрії капілярів, співвідношення розмірів капілярів і молекул.

Структура низки харчових продуктів характеризується певною пористістю (різноманітні за величиною і формою пори), а також наявністю незруйнованих клітин. До таких тіл належить, наприклад, бурякова стружка, що має складну тканинну структуру з великою кількістю мікроскопічних клітин, що містять буряковий сік. Нагрівання бурякової стружки до температури близько 60°C призводить до зсідання білків протоплазмової оболонки клітин. Після цього клітинні стінки будуть чинити дифузії незначний опір. Відзначена особливість масопровідності має місце під час здійснення низки теплових процесів, зокрема — варення та смаження.

6.1.3 Теорія масопередачі

Більшість массообмінних процесів протікає між двома фазами, які перебувають між собою в безпосередньому контакті. Саме тому перенесення речовини з однієї фази в іншу проходить у декілька стадій: перенесення всередині однієї з фаз з глибини її до поверхні розділу фаз, перехід через межу розділу фаз і перенесення від межі розділу фаз вглиб другої фази.

Перенесення маси в межах однієї фази до межі розділу фаз або від неї називають масовіддачею, а загальний процес перенесення маси з однієї фази в іншу — масопередачею.

Під час масопередачі можуть мати місце два типових варіанта: один, характерний для систем газ–рідина і рідина–рідина, тобто систем без твердої фази, і другий, характерний для систем із твердою фазою (тверде тіло–рідина, тверде тіло–газ).

Є низка теорій перенесення маси: плівкова, проникності, оновлення поверхні фазового контакту, міжфазової турбулентності та ін. У основі їх лежать різні спрощені моделі перенесення маси поблизу поверхні фазового контакту.

За основу більшості моделей покладено наступні допущення:

1) загальний опір перенесенню маси з однієї фази в іншу складається з опору двох фаз і опору поверхні розділу фаз; останній у більшості випадків вважають рівним нулю;

2) на поверхні розділу фази знаходяться в рівновазі, причому рівновага на межі фаз встановлюється значно швидше зміни середньої концентрації в ядрі фаз.

Найбільш ранньою і надто наочною є двоплівкова теорія Нернста, розвинена далі Льюїсом і Уїтменом, що припускає наявність біля межі розділу фаз нерухомих або таких, що рухаються ламінарно, пограничних плівок завтовшки δ (рис. 6.4), в яких перенесення маси здійснюється винятково за рахунок молекулярної дифузії. За межами плівок вступає в дію механізм турбулентної дифузії. У плівках зосереджений увесь опір масопередачі. Тому градієнти концентрацій виникають лише всередині пограничних плівок, в ядрі фази концентрації постійні та рівні середнім концентраціям.

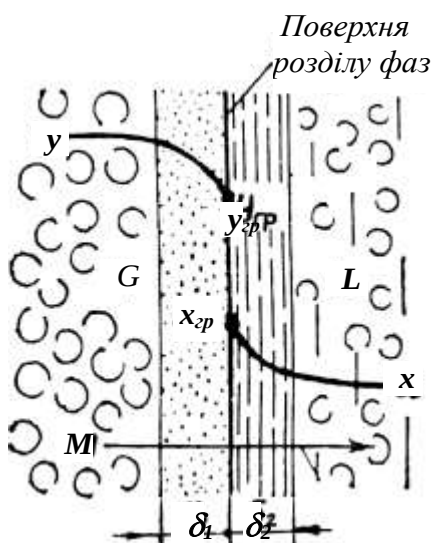


Рисунок 6.4 — Схема процесу масопередачі

Кількість перехідної (дифундуючої) речовини M у межах кожної фази в одиницю часу τ можна виразити рівняннями:

$$M = \frac{D_1 S \tau (y - y_{zp})}{\delta_1}; \quad (6.7)$$

$$M = \frac{D_2 S \tau (x_{zp} - x)}{\delta_2}, \quad (6.8)$$

де D_1 і D_2 — коефіцієнти молекулярної дифузії перехідної речовини в контактуючих фазах; δ_1 і δ_2 — товщини пограничних шарів (плівок); y і x — концентрації перехідної речовини в основній масі кожної фази; y_{zp} і x_{zp} — концентрації перехідної речовини на

поверхні розділу фаз (міжфазної поверхні); S — площа міжфазної поверхні.

Позначивши величини, що характеризують швидкість масовіддачі, $D_1/\delta_1 = \beta_1$, а $D_2/\delta_2 = \beta_2$, отримаємо відомі нам рівняння Щукарева для конвективної дифузії:

$$M = \beta_1 S \tau (y - y_{zp}) ; \quad (6.9)$$

$$M = \beta_2 S \tau (x_{zp} - x), \quad (6.10)$$

де β_1 і β_2 — коефіцієнти масовіддачі; $(y - y_{zp})$ і $(x_{zp} - x)$ — рушійні сили процесу масовіддачі — відповідно в одній та другій фазах.

Спільне рішення рівнянь (6.9) і (6.10) при $y_{zp} = x_{zp}$ приводить до такого вигляду:

$$M = K_m S \tau (y - x), \quad (6.11)$$

де K_m — коефіцієнт масопередачі. Його можна розрахувати таким чином:

$$K_m = \frac{1}{\frac{1}{\beta_1} + \frac{1}{\beta_2}}. \quad (6.12)$$

Рівняння (6.11), що описує перехід маси з однієї фази в іншу, є основним рівнянням масопередачі.

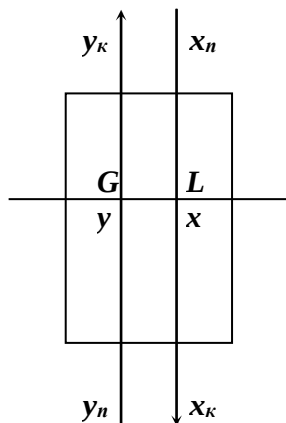
Недоліком плівкової теорії є ігнорування гідродинамічної обстановки поблизу міжфазної поверхні, вкладу молекулярної та турбулентної дифузії, ролі фізичних і геометричних параметрів системи. На практиці не виправдовується лінійна залежність $M \sim D$, безпосереднє вимірювання δ неможливе, не піддаються доки вимірюванню також концентрації y_{zp} і x_{zp} .

Відзначені недоліки двоплівкової моделі масообміну, яка постулює стаціонарний режим масообміну, зумовили появу інших моделей (В. М. Стабникова, М. Х. Кишинівського, В. В. Кафарова та ін.), постулюючих нестаціонарний режим процесу. Не зупиняючись на їх суттєвості відзначимо, що всі запропоновані теорії масоперенесення — це тільки більш або менш вдалі спроби описати ті складні явища, що існують насправді, і кожна з теорій не може вважатися повною.

6.1.4 Матеріальний баланс масообмінних процесів

Розглянемо схему масообмінного процесу, зображеного на рис. 6.4. Нехай у процесі масопередавання цільовий компонент переходить із газової фази (G) в рідку (L), причому фази інертні по відношенню одна до одної та до цільового компонента. Отже, у процесі масообміну $G = \text{const}$ і $L = \text{const}$.

Масообмінний процес здійснюється в протитечійному апараті зі змінами концентрацій цільового компонента від y_n до y_k в фазі G і від x_n до x_k — в фазі L (рис. 6.5). Тоді рівняння матеріального балансу по цільовому компоненту можна записати таким чином:



$$Gy_n + Lx_n = Gy_k + Lx_k. \quad (6.13)$$

або

$$G(y_n - y_k) = L(x_k - x_n). \quad (6.14)$$

Звідси можна знайти питому витрату l фази L :

$$l = \frac{L}{G} = \frac{y_n - y_k}{x_k - x_n}. \quad (6.15)$$

Рисунок 6.5 — Схема до матеріального балансу масообміну

Для довільного перетину апарата, в якому поточні склади цільового компонента дорівнюють y і x , рівняння матеріального балансу для частини апарата буде мати вигляд:

$$Gy + Lx_n = Gy_k + Lx. \quad (6.16)$$

Вирішуючи рівняння (6.16) відносно y , одержуємо залежність, що виражає зв'язок між робочими складами компонента, що розподіляється, в фазах, тобто рівняння лінії робочих концентрацій:

$$y = \frac{L}{G}x_n + \frac{Gy_k - Lx}{G}, \quad (6.17)$$

або

$$y = y_k + \frac{L}{G}(x - x_n). \quad (6.18)$$

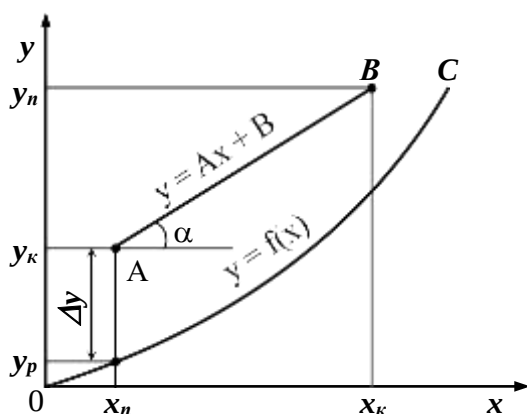


Рисунок 6.6 — Робоча лінія і лінія рівноваги на діаграмі X-Y

Отримане рівняння (6.18), що називається рівнянням робочої лінії, висловлює залежність між нерівноважними складами фаз (y і x) у будь-якому перетині апарата.

Як видно з рівняння (6.17) і рис. 6.6, робоча лінія AB , побудована за параметрами процесу, що встановився, являє собою пряму, що задовольняє рівнянню виду $y = Ax + B$, з нахилом до горизонтальної осі під кутом α , тангенс якого дорівнює $l = L/G$. Залежно від того, з якої

фази здійснюється перенесення компонента, робоча лінія може розташуватися на діаграмі x - y вище або нижче рівноважної кривої OC .

Побудова на рис. 6.6 відповідає перенесенню компонента з фази **G** у фазу **L**.

6.1.5 Подібність процесів масоперенесення

Стислий розгляд основних положень і закономірностей дифузійних процесів дозволяє зробити висновок про те, що процеси масообміну і теплообміну мають багато спільного.

Так, основне рівняння теплопередачі $Q = kS\Delta t\tau$ аналогічне рівнянню масопередачі $M = K_m S \Delta C \tau$. В обох випадках швидкість процесів теплообміну V_t і масообміну V_m пропорційна рушійній силі (відповідно Δt і ΔC):

$$V_t = \frac{Q}{S \tau} = K \Delta t \quad \text{і} \quad V_m = \frac{M}{S \tau} = K_m \Delta C.$$

Аналогічно визначаються і величини рушійної сили обох процесів Δt і ΔC .

Спостережувані явища тепловіддачі та теплопровідності схожі відповідно з процесами масовіддачі та молекулярної дифузії, а також масопровідності. Процеси тепло- і масообміну супроводжують один одного. Так, часто теплообмін є причиною виникнення і прискорення масообміну (наприклад, у процесах варення і смаження продуктів).

Як було показано раніше, масообмінні процеси за своєї фізичної суті надзвичайно складні. Для спрощення дифузійний потік було описано простим рівнянням масопередачі (6.11), і складність завдання зводиться тепер до відшукування для кожного конкретного випадку числових значень коефіцієнтів масовіддачі β_1 і β_2 . Ці коефіцієнти можна знайти тільки дослідним шляхом. Найбільш доцільним у даному випадку буде метод узагальнення експериментальних даних на основі теорії подібності. Через те що між процесами масопередачі та теплопередачі існує аналогія, то і критерії подібності масообмінних процесів мають структуру, аналогічну структурі критеріїв подібності теплопередавання. Застосування теорії подібності до процесів масопередачі показує, що ці процеси визначаються, в основному, гідродинамічним критерієм подібності Рейнольдса **Re** і дифузійними критеріями Нуссельта **Nu'** і Прандтля **Pr'**, аналогічними критеріям теплової подібності **Nu** і **Pr**.

Розглянемо основні критерії подібності масообмінних процесів.

Дифузійний критерій Нуссельта являє собою безрозмірну форму коефіцієнта масовіддачі та має вигляд:

$$Nu' = \frac{\beta l}{D},$$

де β — коефіцієнт масовіддачі, м/с; l — характерний лінійний розмір, м; D — коефіцієнт дифузії, м²/с.

Цей критерій аналогічний критерію $Nu = \alpha l / \lambda$. Штрих вказує, що це критерій дифузійної подібності. Критерій Nu' характеризує процес масовіддачі біля поверхні розділу фаз аналогічно тому, як Nu характеризує процес тепловіддачі від стінки до рідкого або газового середовища (або навпаки).

Дифузійний критерій Біо Bi' , що характеризує масообмін із твердою фазою, визначається виразом, аналогічним критерію Nu' :

$$Bi' = \frac{\beta l}{D_m}, \quad (6.19)$$

де D_m — коефіцієнт масопровідності, м²/с.

Дифузійний критерій Прандтля:

$$Pr' = \frac{\vartheta}{D}$$

де ϑ — кінематичний коефіцієнт в'язкості середовища, м²/с.

Критерій Pr' характеризує фізичні властивості середовища, що бере участь у процесі масопередачі; він аналогічний критерію $Pr = \vartheta / \alpha$ під час теплопередачі, де α — коефіцієнт температуропровідності.

Дифузійний критерій Фур'є характеризує зміну швидкості масоперенесення всередині твердого тіла в часі:

$$Fo' = \frac{D\tau}{l^2}, \quad (6.20)$$

де τ — тривалість масоперенесення.

За відомого значення Fo' можна визначити цікаве для практики значення часу масоперенесення у твердій фазі, за який концентрація речовини, що дифундується, досягне заданої кінцевої величини:

$$\tau = \frac{Fo' l^2}{D_m}. \quad (6.21)$$

Дифузійний критерій Пекле (Pe'), що характеризує обмін речовини у середовищі, що рухається, аналогічний критерію Пекле $Pe = vl / \alpha$ і визначається формулою

$$Pe' = \frac{vl}{D}. \quad (6.22)$$

Умови гідродинамічної подібності під час масопередавання характеризуються також відомими критеріями: Рейнольдса $Re = vl / \vartheta$, Фруда $Fr = v^2 / gl$, Ейлера $Eu = \Delta P / \rho v^2$, Грасгофа $Gr = gl^3 \beta \Delta t / \vartheta^2$.

На основі теореми Федермана-Бекінгема рівняння конвективної масовіддачі в загальній критеріальній формі запишеться таким чином:

$$Nu' = f(Pr', Re, Gr, Fo', Fr). \quad (6.23)$$

Ця функціональна залежність стосовно окремих явищ масообміну може бути значно спрощена.

Так, наприклад, для умов усталеного руху середовища:

$$Nu' = f_1(Re, Pr', Fr). \quad (6.24)$$

У разі вимушеного руху середовища природна конвекція і сила тяжіння не виявляють помітного впливу на масообмін і з рівняння (6.23) виключаються критерії Грасгофа і Фруда. Тоді одержуємо критеріальну залежність:

$$Nu' = f_2(Re, Pr'); \quad (6.25)$$

або
$$Nu' = A Re^m (Pr')^n \quad (6.26)$$

де A, m, n — постійні, що визначаються дослідним шляхом.

Конкретні види функції (6.26) наводяться у відповідних розділах із масоперенесення. За значенням Nu' , знайденим за критеріальними рівняннями, визначають коефіцієнт масовіддачі:

$$\beta = \frac{Nu' D}{l}. \quad (6.27)$$

Для умов масоперенесення в межах твердої фази, що має найбільше значення для процесів варки і жаріння, критеріальне рівняння масопровідності запишеться так (див. рис. 6.3):

$$E = \frac{C - C_p}{C_n - C_p} = f(Bi', Fo', x/l), \quad (6.28)$$

де E — безрозмірна концентрація; C — поточна концентрація в точці з координатою X у момент часу, відповідний певному значенню Fo' ; x/l — безрозмірна координата точки.

Аналітичне рішення рівняння (6.28) є тільки для твердих тіл найпростішої форми: необмеженої пластини, нескінченного циліндра і кулі. Для полегшення розрахунків для цих тіл складено графіки, що дозволяють визначити за критеріями Fo' і Bi' безрозмірні концентрації.

Запитання до підрозділу 6.1

1. Наведіть приклади процесів масопередачі.
2. Чому речовина, що розподіляється в рідкому чи газовому середовищі, переходить із області з більшою концентрацією в область із меншою?

3. Чому щоб розчинити цукор у склянці його перемішують ложечкою?
4. У чому виявляється аналогія в переносах теплоти і маси?
5. Від чого залежить швидкість процесу масопередачі?
6. Від чого залежить величина коефіцієнта масопередачі? Поясніть його фізичний зміст.
7. Як визначають рушійну силу в процесах масопереносу?

6.2 ПРОЦЕСИ СОРБЦІЇ

6.2.1 Абсорбція

Абсорбцією називається масообмінний процес поглинання газу (пари) або вибіркового поглинання окремих компонентів з газової (парової) суміші рідкими поглиначами. Компоненти газової (парової) суміші, що абсорбуються, називаються абсорбтивом, рідкий поглинач — абсорбентом, частина газової (парової) суміші, що не абсорбується — інертом. Якщо поглинання абсорбтива здійснюється шляхом його розчинення в абсорбенті, то такий процес називається фізичною абсорбцією. Коли розчинення абсорбтива супроводжується хімічною реакцією між ним і абсорбентом, то цей процес називається хемосорбцією. Зворотний процес виділення з абсорбенту поглинутих газів або окремих компонентів називається десорбцією. При цьому відбувається регенерація абсорбенту. У промисловості десорбцію здійснюють у тому випадку, якщо поглинута речовина є цінним продуктом або абсорбент являє собою дефіцитний і дорогокоштуючий матеріал, що використовується повторно.

Для проведення процесів абсорбції застосовують абсорбенти, що володіють вибірковою, селективною спроможністю. Вибіркова спроможність абсорбентів дозволяє проводити розподіл найскладніших газових сумішей шляхом підбору таких абсорбентів, що абсорбують тільки один певний компонент.

Абсорбцію широко застосовують у харчових виробництвах і підприємствах ресторанного господарства для таких процесів:

- для насичення води, безалкогольних напоїв, пива і деяких видів вин вуглекислим газом;
- для уловлювання пари етилового спирту з газів, що виділяються під час бродіння в спиртовому і виноробному виробництвах;
- для одержання розчину сірчистої кислоти з сірчаного газу, що використовується під час замочування зерна в крохмале-патоковому виробництві, під час сульфатації цукрового соку і сиропу (з метою

зниження їх кольоровості), виноградного соку (з метою запобігання зброджування під час зберігання), плодів і овочів (з метою консервування і запобігання від потемніння);

— для зменшення вологості повітря в сховищах, складських приміщеннях, лабораторному обладнанні з використанням абсорбентів — концентрованих кислот;

— для охорони навколишнього повітряного середовища від шкідливих викидів промислових підприємств.

Процеси абсорбції (поглинання) газоподібного аміаку водою та десорбції водоаміачного розчину лежать у основі роботи абсорбційної холодильної машини.

Відзначимо, що інколи процес абсорбції є явищем небажаним. Наприклад, 1 літр олії під час охолодження обжарювальної печі абсорбує 10...12 см³ повітря. Десорбція повітря з олії зв'язана з його перегрівом, бо починається тільки за температури 180° С.

Апарати, призначені для проведення абсорбційних процесів, називають абсорберами.

Фізичні основи абсорбції

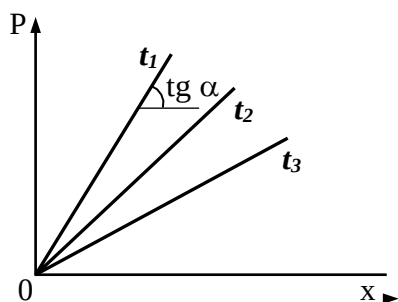


Рисунок 6.7 —
Залежність між
розчинністю газів у
рідині та тиском

Фізична сутність процесу абсорбції полягає у розчиненні газів у рідині, що залежить від властивостей абсорбенту і абсорбтива, парціального тиску газу, що розчиняється, або компонента у газовій (або паровій) суміші, а також від температури процесу.

Залежність між розчинністю газу і його парціальним тиском висловлюється законом Генрі, згідно з яким розчинність газу за даної температури прямо пропорційна парціальному тиску газу над рідиною:

$$x = p \cdot \psi, \quad (6.29)$$

де x — кількість розчиненого газу, віднесена до об'єму рідини, що поглинається, моль/м³; p — парціальний тиск абсорбтива, Па; ψ — коефіцієнт Генрі, що залежить від властивостей абсорбенту і газу (або поглинаючого компонента газової суміші) і від температури. Відомо, що розчинність газів у рідині підвищується з підвищенням тиску і зниженням температури (рис. 6.7).

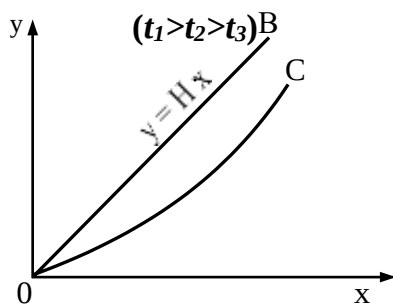


Рисунок 6.8 — Лінія
рівноваги процесу
абсорбції

Парціальний тиск будь-якого компонента у газовій суміші висловлюється відповідно до закону Дальтона залежністю:

$$p = y \cdot p_{\text{заг}}, \quad (6.30)$$

де y — концентрація в газовій суміші поглинаючого компонента (абсорбтива); $p_{\text{заг}}$ — загальний тиск газової суміші, Па.

З рівнянь (6.29) і (6.30) виходить:

$$y = H \cdot x, \quad (6.31)$$

де $H = 1 / \psi p_{\text{заг}}$ — константа фазової рівноваги.

Рівняння (6.31) є рівнянням лінії рівноваги; з нього видно, що для розведених розчинів, а також розчинів за невеликих тисків величина H є постійною і лінія рівноваги є прямою ОВ (рис. 6.8), що виходить із початку координат. Для концентрованих розчинів, і за великих тисків лінія рівноваги має форму кривої ОС; будують її на основі експериментальних даних.

Матеріальний баланс процесу абсорбції

Матеріальний баланс абсорбції характеризується рівнянням (6.15):

$$I = \frac{L}{G} = \frac{y_n - y_k}{x_k - x_n},$$

де G — кількість газу-носія, кг/с; L — витрата абсорбенту, кг/с; y_n і y_k — вміст поглинаючого рідиною компонента на початку і на кінці процесу, кг/кг; x_n і x_k — вміст перехідного компонента в абсорбенті на початку і на кінці процесу, кг/кг; I — питома витрата абсорбенту, кг рідини на 1 кг газу-носія.

Робоча лінія процесу абсорбції описується рівнянням (6.18):

$$y = y_k + (L/G)(x - x_n).$$

На діаграмі x - y (рис. 6.6) її розміщено вище лінії рівноваги, бо під час абсорбції вміст компонента в газовій фазі більший рівноважного, а під час десорбції, навпаки, робоча лінія лежить нижче лінії рівноваги.

Рушійна сила процесу визначається різницею між робочою і рівноважною залежностями, тобто $\Delta y = y - y_p$ (див. рис. 6.6). Відстань по вертикалі між лініями характеризує рушійну силу процесу і показує як вона змінюється. Середня рушійна сила для усього апарата визначається як середнє логарифмічне $\Delta y_{\text{сер}}$. Неважко помітити, що $\Delta y_{\text{сер}}$ збільшується під час збільшення кута нахилу робочої лінії, що, в свою чергу, визначається величиною $I = L/G$. Таким чином, зростання питомої витрати абсорбенту веде до збільшення рушійної сили. Оптимальна витрата абсорбенту визначається на основі техніко-економічного розрахунку.

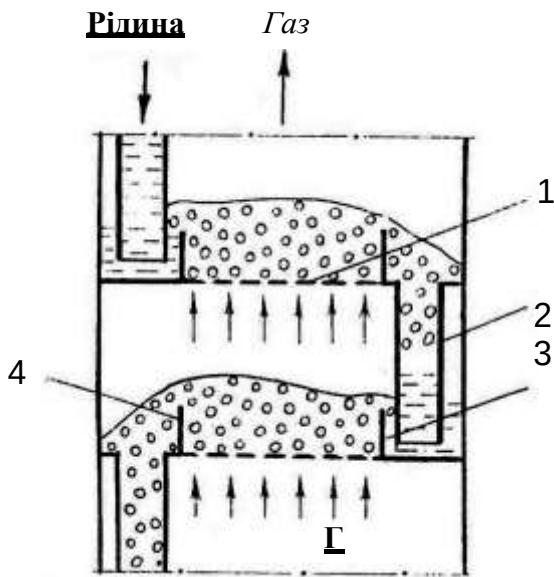
Конструкції абсорберів

Рисунок 6.9 — Сітчаста тарілка барботажної колони

Абсорбція протікає на поверхні стикування фаз, що взаємодіють. Тому абсорбери повинні мати розвинену поверхню контакту фаз між газом і рідиною. За способом утворення цієї поверхні розрізняють три основні групи абсорберів, а саме:

1) апарати, в яких поверхня контакту утворюється у процесі руху потоків рідини і газу;

2) апарати, в яких газ і рідина стикаються на поверхні, що створюється тілами тієї або іншої форми (фіксованою поверхнею);

3) апарати, в яких контакт між

фазами створюється за допомогою механічного впливу на фази.

Ефективними і найбільш розповсюдженими абсорберами першої групи є тарілчасті барботажні колони. Всередині колон розміщено одну під одною певну кількість горизонтальних перегородок — тарілок, що забезпечують течію рідини згори вниз, а пари (газу) — знизу вгору. Тарілчасті колони бувають з клапанными, провальними і ковпачковими сітчастими тарілками, на яких має місце перелив рідини з верхньої тарілки на нижню. На рис. 6.9 зображені сітчасті тарілки 1 з переливними пристроями 2 барботажної колони. Сітчаста тарілка має отвори діаметром від 3 до 5 мм, живий перетин тарілки біля 10%. Газ проходить через отвори в тарілках, а рідина переливається з однієї тарілки на іншу по зливних трубах і утримується на тарілках тиском газу. Поріг 3 служить для руйнування піни, яка стікається з вище розташованої тарілки, а поріг 4 — для підтримання висоти стовпа рідини на тарілці. Такий абсорбер, наприклад, застосовується у кукурудзяно-крохмальному виробництві для абсорбції сірчистого ангідриду водою.

Найбільш розповсюджений у промисловості насадковий абсорбер (рис. 6.10), в якому, зокрема, здійснюється процес абсорбції парів спирту водою, відноситься до поверхневих апаратів. У абсорберах такого типу для збільшення поверхні контакту використовується так звана насадка, що являє собою кільця або інші тверді тіла. Найрозповсюдженішою формою насадки є тонкостінні ($\delta = 2...5$ мм) порожні керамічні кільця Рашига; в них висота звичайно дорівнює діаметру ($D = 15...100$ мм). Насадка поміщається в колону шарами 1,5...3 м. Абсорбуюча рідина розприскувачем 1 рівномірно зрошується

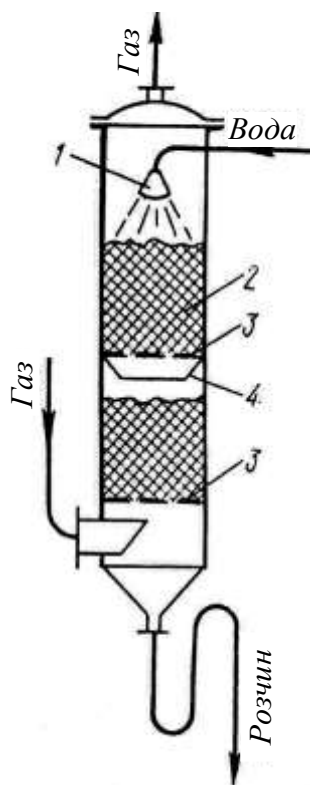


Рисунок 6.10 — Схема насадкового абсорбера

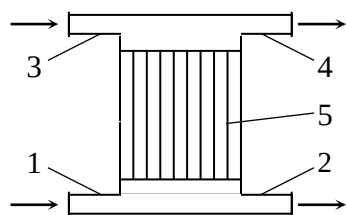


Рисунок 6.11 — Схема плівкового абсорбера

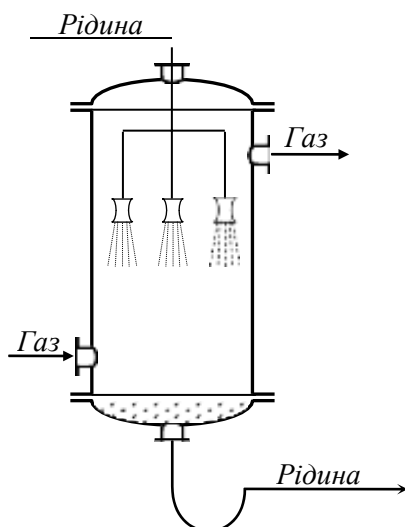


Рисунок 6.12 — Схема розпилювального абсорбера

по всьому перетину шару насадки 2. Рідина, яка стікає по насадці, зміщується до стінок газовим потоком, який йде знизу, що погіршує контакт між фазами. Для усунення цього небажаного явища під решітками 3 розташовується конус 4, що спрямовує стікаючу рідину до центру нижче розташованого шару насадки.

Схематичне зображення абсорбера плівкового типу наведено на рис. 6.11. Рідина надходить через патрубок 3, рухається по внутрішній поверхні трубок 5 у вигляді тонкої плівки і виходить через патрубок 2. Назустріч їй знизу вгору піднімається газ, підлягаючий розподілу. Входить газ у абсорбер через патрубок 1, виходить через патрубок 4.

Розпилювальні абсорбери працюють за принципом контакту фаз у результаті розпилювання або розбризкування рідини у газовому потоці. Найпростішим прикладом такого апарата є порожнистий розпилювальний абсорбер із механічними форсунками (рис. 6.12). Часто форсунки встановлюють по всій висоті абсорберу. Розпилювальні абсорбери застосовуються для абсорбції добре розчинних газів. Такого типу абсорбційний пристрій застосовується у сатураційній установці автоматів із приготування газованої води.

Абсорбер із механічним перемішуванням, що інколи називається скруббером (рис. 6.13), складається з валу 1, на який насаджено ряд дисків 2 із металевої сітки. У нижній частині абсорберу є піддон 4, згори вал з дисками закривається кожухом 3. У піддон 4 підводиться і відводиться рідина, у кожусі 3 є штуцера для підведення і відведення газу. Рідина і газ рухаються в апараті протитечією. Під час обертання валу рідина підбирається з нижньої частини і розбризкується сітками, внаслідок чого досягаються значний розвиток поверхні, гарний контакт між фазами і, отже, ефективна робота апарата. Проте механічні абсорбери складні за конструкцією і в експлуатації,

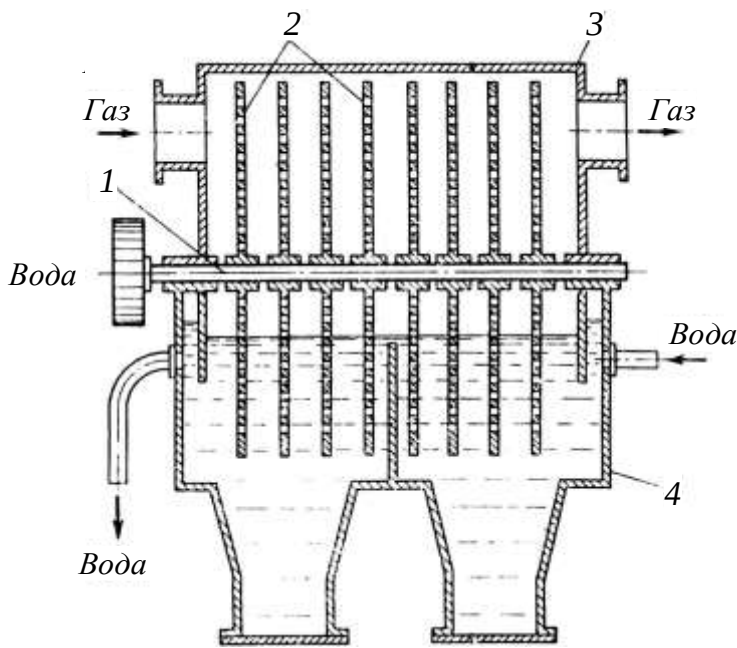


Рисунок 6.13 – Схема механічного абсорбера

вимагають підвищеної витрати енергії.

Розрахунок абсорберів полягає у визначенні витрати абсорбенту, гідравлічного опору, діаметру і висоти апарата. При цьому звичайно відомі витрата газу, склад, початкова і остаточна концентрації газової суміші, початкова концентрація газу в абсорбенті.

Витрата абсорбенту визначається з рівняння матеріального балансу процесу (6.15).

Основне рівняння масопередачі для процесу абсорбції:

$$M = K_m S \Delta C \tau, \quad (6.32)$$

де M — кількість речовини, переданої з газової фази в рідку, кг/с; S — поверхня контакту фаз, м²; ΔC — середня рушійна сила процесу, кг/м³; K_m — коефіцієнт масопередачі, м/с; τ — тривалість процесу, с.

Для розрахунку коефіцієнтів масовіддачі β_1 і β_2 , які входять у коефіцієнт масопередачі K_m (6.12), є низка експериментально отриманих рівнянь подібності. Так, наприклад, для визначення коефіцієнта масовіддачі у газовій фазі β_1 для плівкових абсорберів запропонована критеріальна залежність:

$$Nu'_g = 0,023 Re_g^{0,83} (Pr'_g)^{0,43}, \quad (6.33)$$

де Re_g — критерій Рейнольдса для газового потоку, Pr'_g — дифузійний критерій Прандтля для газу. Як визначальний розмір у рівнянні (6.33) використовується еквівалентний діаметр каналу, в якому іде газовий потік.

Для визначення коефіцієнта масовіддачі у рідкій фазі β_2 для плівкових абсорберів можна скористатися рівнянням:

$$Nu_p = 0,069 Re_p^{0,33} \left(Pr_p \right)^{0,5} Ga^{0,167} \left(\frac{h}{d_{екв}} \right)^{-0,15} \quad (6.34)$$

де Re_p — критерій Рейнольдса для рідкої плівки; Pr'_p — критерій Прандтля для рідини; Ga — критерій Галілея; h — висота робочої частини апарата, м; $d_{екв}$ — еквівалентний діаметр плівки, м.

6.2.2 Адсорбція

Адсорбцією називається процес вибіркового поглинання одного або декількох компонентів із газової, парової або рідкої суміші твердою речовиною — адсорбентом. Речовина, яка поглинається з газу або рідини, називається адсорбтивом, а після її переходу в фазу адсорбента — адсорбатом. Поглинання під час адсорбції здійснюється поверхнею твердого пористого тіла. Розрізняють суто фізичну адсорбцію, за якої молекули речовини, що адсорбується і адсорбенту не вступають у хімічну реакцію, і хемосорбцію, коли між адсорбентом і поглинаючою речовиною виникає хімічний зв'язок. Хемосорбція у процесах харчової технології зустрічається дуже рідко. Процес фізичної адсорбції зворотний, і під час зміни умов процесу можливе виділення поглинутих речовин адсорбентом — десорбція; хемосорбція не завжди буває зворотною. Під час адсорбції водяної пари на поверхні адсорбенту може відбуватися її конденсація. Конденсат заповнює пори адсорбенту, у зв'язку з чим адсорбцію в цьому випадку часто називають капілярною конденсацією.

Явище адсорбції зумовлене силами взаємодії, що виникають між молекулами адсорбтива і адсорбенту на поверхні розділу фаз. Між частинками (атомами, молекулами, іонами) твердого адсорбенту є надто значні сили взаємного зчеплення. Ці сили всередині твердого поглинача взаємно компенсуються і тому не виявляються як адсорбційні. Цілковитий інший стан у частинок твердого тіла, які знаходяться на межі розділу фаз: з боку молекул твердого тіла на них діють ті ж сили, а аналогічні зв'язки з боку іншої фази відсутні, тобто молекули на поверхні твердого тіла не врівноважені, завдяки чому вони набувають спроможності притягати до себе і утримувати молекули іншої фази. Молекули інших речовин (газу, пари, рідини) створюють на адсорбенті адсорбційний шар.

Сили взаємодії між молекулами адсорбенту і адсорбата залежно від природи цих речовин можуть носити різноманітний характер, але найчастіше вони зв'язані з електростатичними ефектами (сили Ван-дер-Ваальса). Процес адсорбції звичайно супроводжується виділенням значної кількості теплоти. Це вказує на те, що процес адсорбції не є просте осідання молекул газу або рідини на поверхні твердого тіла, а є більш складним процесом, що супроводжується змінами в стані молекул адсорбенту і адсорбтива.

Встановлено, що згідно з основним рівнянням масообміну (6.11), кількість речовини, адсорбованої на поверхні твердого адсорбенту, зростає прямо пропорційно величині поверхні контакту. Отже, основна вимога, що подається адсорбенту, полягає в тому, щоб він мав розвинену поверхню.

Як і всякий процес сорбції, адсорбція прискорюється у разі зниження температури і підвищенні тиску. Під час підвищення температури збільшується амплітуда коливання молекул в адсорбційному шарі, внаслідок чого вони залишають поле притягання адсорбенту і настає десорбція.

У харчовій промисловості та ресторанному господарстві адсорбція застосовується для таких процесів:

- очистка дифузійного соку і цукрових сиропів у цукровому виробництві;

- освітлення пива у пивоварному виробництві, вина — у виноробстві, фруктових соків — у консервному;

- очистка води, спирту, горілки, коньяку в спиртовому і лікеро-горілчаному виробництвах;

- очистка сиропів у крохмале-патоковому виробництві;

- знебарвлення (назване відбілюванням) жирів у масложировому виробництві;

- під час рафінування олії;

- під час осушення та очищення газів, стічних вод і інших відходів виробництва.

Адсорбенти

Адсорбенти, що використовуються у харчових виробництвах, повинні мати наступні основні властивості:

- вибірність (селективність) — спроможність поглинати тільки той компонент, що необхідно виділити або усунути з суміші;

- максимальну адсорбційну ємність (активність);

- спроможність гранично десорбуватися, необхідну для регенерації адсорбенту;

- здібність володіти хімічною інертністю за відношенням до речовин, які поглинаються;

- достатню міцність гранул, низьку вартість.

Вибірність адсорбенту і його адсорбційна ємність залежать від природи і побудови молекул адсорбенту і адсорбтива. При цьому особливо важливу роль відіграє величина питомої поверхні (поверхня одиниці маси або об'єму адсорбенту) і розміри пор адсорбенту, які значною мірою пов'язані між собою: чим менше розмір пор, тим більше питома поверхня адсорбенту і, відповідно, його активність.

Адсорбенти мають різноманітні за діаметром пори, що можна поділити на макропори (більш $2 \cdot 10^{-4}$ мм), перехідні пори ($6 \cdot 10^{-6} \dots 2 \cdot 10^{-4}$ мм) і мікропори розміром від $2 \cdot 10^{-6}$ до $6 \cdot 10^{-6}$ мм. Від розмірів пор значною мірою залежить характер адсорбції. Під час адсорбції можливе

утворення шарів молекул поглинутої речовини товщиною в одну молекулу (мономолекулярна адсорбція) і товщиною у декілька молекул, назване полімолекулярною адсорбцією.

Адсорбенти характеризуються поглинаючою спроможністю, що визначається кількістю речовини, поглиненої одиницею маси або об'єму адсорбенту. При цьому розрізняють статичну та динамічну спроможності. Максимально досяжна за заданих умов поглинаюча спроможність адсорбенту називається його рівноважною активністю. Активність адсорбенту:

$$\alpha = \frac{G}{g_a}, \quad (6.35)$$

де G — маса поглинутих компонентів, g_a — маса адсорбенту.

Як адсорбенти в харчовій технології широко використовуються активоване вугілля, силікагелі, алюмогелі, цеоліти, глини та інші природні матеріали.

Наведемо стисло характеристику основним видам адсорбентів. Активоване вугілля одержують у результаті сухої перегонки відповідної органічної сировини (кам'яного вугілля, деревини твердих порід, тирси, кісточок із фруктів, відходів шкіряного, паперового, м'ясного виробництв) із наступним вилученням смолистих речовин із пор цієї сировини. Питома поверхня активованого вугілля 600...1 700 м²/г, насипна густина — 380...600 кг/м³; використовують їх у вигляді гранул розміром 1...7 мм або порошоків із розміром частинок менше за 0,15 мм. Активоване вугілля використовується у спиртовому, лікєро-горілчаному, пивоварному, консервному та інших виробництвах для очищення, освітлення і знебарвлення рідких продуктів, а також вилучення з них запаху, присмаку, колоїдних та інших домішок. Активоване вугілля застосовується також для очищення промислових газових викидів.

Особливо відзначимо розроблений в останні роки адсорбент з високою поглинаючою спроможністю, що одержується з абрикосових і інших фруктових кісточок і використовується для очищення організму від отруйних і шкідливих речовин під час лікування гострих отруєнь, хвороб печінки і нирок.

Силікагелі — це продукти обезводнення гелю кремнієвої кислоти. Питома поверхня силікагелів — від 300 до 750 м²/г, насипна густина — 100...800 кг/м³, розмір гранул 0.2...7 мм. Силікагелі використовують для осушення повітря у системі фреонової холодильної установки, освітлення пива і фруктових соків; вони здатні утримувати до 50% вологи до маси адсорбенту.

Цеоліти — водні алюмосилікати природного або синтетичного походження з винятково тонкими порами. Їхня поглинаюча

спроможність у 2...4 рази вища, ніж силікагелей. Цеоліти застосовуються для глибокого осушення газів (наприклад, у компресійних фреонових холодильних установках), для концентрування соків.

Глина та інші природні глинисті адсорбенти (бентоніти, діатоміти, трепела, інфузорна земля) займають особливо значне місце серед промислових адсорбентів завдяки широкому їхньому розповсюдженню у природі та низькій вартості. Глина має значно меншу питому поверхню, ніж інші промислові адсорбенти (35...150 м²/г), насипна густина її 400...450 кг/м³. Глина особливо широко розповсюджена як адсорбент, що поглинає забарвлені речовини з олії та жирів (адсорбційне вибілювання), при освітленні вин (у виноробстві цей процес називається обклеюю) та фільтруванні пива.

Як адсорбенти знаходять застосування також дріжджі, казеїн, желатин, риб'ячий клей та інші продукти.

Однією з різновидностей адсорбентів є природні або синтетичні іоніти. Вони мають спроможність обмінювати іони на еквівалентну кількість іонів того ж знаку з розчину, з яким вони взаємодіють. Таким чином, із розчину витягаються і утримуються адсорбентом іони, які підлягають вилученню з розчину. Синтетичні іоніти, застосовані в харчовій промисловості, відносяться за своїм характером до смол. За допомогою іонної адсорбції може здійснюватися низка процесів: одержання винної кислоти з кон'ячної барди, зм'якшення і обезсолювання води, демінералізація і очищення соків, сиропів, бульйонів. Іонітові адсорбенти легко піддаються регенерації.

Адсорбентами є і більшість твердих харчових продуктів. Тут слід відзначити цю їхню спроможність як позитивне явище, так і негативне. Йдеться передусім про поглинання твердими харчовими продуктами (в більшості своїй капілярно-пористими тілами) вологи з довкілля. Під час взаємодії з навколишнім вологим повітрям харчовий продукт у процесі зберігання поглинає вологу до встановлення рівноваги між вмістом водяної пари у повітрі та вологи в продукті. Вологість, що встановлюється в продукті в результаті тривалої взаємодії з вологим повітрям, називається рівноважною. Згідно з теорією академіка А. В. Ликова поглинання водяної пари включає процеси адсорбції та капілярної конденсації. Спочатку волога адсорбується стінками капілярів, а після цього в капілярах з'являється меніск, і настає явище капілярної конденсації. Капілярна конденсація відбувається в наскрізних капілярах із радіусом менше за 10⁻⁴ мм, а також у не наскрізних капілярах будь-якого радіуса за наявності адсорбційного шару вологи на їх стінках. Зволоження продуктів у даному випадку створює сприятливі умови для їхнього псування — прискорюються хімічні та біохімічні реакції, відбувається

підвищення температури продукту, що сприяє інтенсивному розвитку мікроорганізмів.

До негативної адсорбційної властивості харчових продуктів відноситься також поглинання з навколишнього середовища різноманітного виду пари, газів, у тому числі й запашних. Тому з метою запобігання псуванню продуктів необхідно, щоб вони зберігалися в приміщеннях, що добре вентилуються, вільних від наявності будь-яких запахів і небажаних газових компонентів.

Зволоження продуктів, як позитивне явище, можна продемонструвати наступними прикладами. Заморожування м'яса проводять у середовищі зволоженого повітря. Волога з повітря адсорбується поверхневим шаром м'яса, що має капілярну структуру. Адсорбована волога при цьому закриває пори, що утворюються, і відвертає подальшу втрату вологи м'ясом.

Адсорбція водяної пари виявляє істотний вплив і у процесі випікання хлібобулочних виробів. Під час випікання виробів у вологій камері надто інтенсифікується прогрів виробів за рахунок теплоти, що виділяється під час адсорбції та конденсації вологи. Експериментально встановлено, що випікання хлібобулочних виробів у зволоженій камері сприяє покращенню форми виробів і збільшенню їх висоти. Спроможність адсорбувати вологу мають і крупи, що є позитивним моментом і широко використовується у кулінарній практиці під час їхнього варення.

Адсорбція вологи або жиру супроводжує і розглянуті нами раніше процеси варіння і смаження.

Безумовно позитивним є і прояв адсорбційних властивостей дріжджами. Дріжджова маса, що складається з окремих дріжджових клітин, має велику поверхню адсорбції (1 грам дріжджів, що складається з 10 мільярдів клітин, має поверхню $2,27 \text{ м}^2$). Цукор із цукромісткого розчину, що адсорбується на дріжджових клітинах, дифундує всередину клітини і піддається дії ферментів. Продукти бродіння, що утворюються при цьому — спирт і вуглекислота, виходять з клітини через її оболонку.

Матеріальний баланс адсорбції

Незважаючи на відмінності між процесами абсорбції та адсорбції, вони протікають за схожими закономірностями. У зв'язку з цим аналогічні рівняння їхнього матеріального балансу (6.14):

$$L (x_k - x_n) = G (y_n - y_k),$$

де L — кількість адсорбенту, кг; G — кількість газової (рідкої) суміші, яка підлягає розподілу, кг; x_n, x_k — початкова та остаточна концентрація

адсорбтива у поглинаючій речовині (адсорбенті), кг/кг; y_n, y_k — початкова і остаточна концентрація адсорбтива, що міститься в суміші, кг/кг.

Приймаючи, що $x_n = 0$, а $x_o \rightarrow x_p$, отримаємо необхідну кількість адсорбенту:

$$L = \frac{G(y_n - y_k)}{X_p}, \quad (6.36)$$

де x_p — рівноважна концентрація речовини, яка поглинається, в адсорбенті, кг/кг.

Кількість речовини M (кг), адсорбованої за час τ (с) під час безперервної адсорбції:

$$M = K_m S \Delta C \tau, \quad (6.37)$$

де S — площа поверхні адсорбенту, м²; ΔC — середня рушійна сила процесу; K_m — коефіцієнт масопередачі.

Припускаючи, що загальний опір масоперенесення складається з опорів зовнішнього та внутрішнього перенесення, можна отримати рівняння для коефіцієнта масопередачі:

$$K_m = \frac{1}{\frac{1}{\beta_z} + \frac{1}{\beta_m}}, \quad (6.38)$$

де β_z — коефіцієнт зовнішнього масообміну; β_m — коефіцієнт внутрішнього масоперенесення.

Залежно від умов проведення процесу адсорбції визначальною стадією може бути: зовнішній масообмін; внутрішнє масоперенесення; як зовнішній, так і внутрішній масообмін.

Вплив тієї або іншої стадії на процес адсорбції характеризується дифузійним критерієм Біо (6.19):

$$Bi' = \frac{\beta_z l}{D_{вн}},$$

де β_z — коефіцієнт зовнішнього масообміну; $D_{вн}$ — коефіцієнт внутрішньої масопровідності; l — визначальний розмір зерна.

Установлено, що при $Bi \leq 0,1$ визначальною стадією є зовнішній масообмін, а при $Bi \geq 30$ — внутрішня масопровідність. У випадку проміжних значень Біо швидкість процесу адсорбції залежить як від зовнішнього масообміну, так і від внутрішньої масопровідності.

Коефіцієнт зовнішнього масообміну може бути визначений через критеріальні рівняння.

Для зернистого адсорбенту під час ламінарного руху ($Re < 30$)

$$Nu' = 0,883 Re^{0,47} (Pr')^{0,33}, \quad (6.39)$$

під час турбулентного руху ($Re = 30 \dots 150$)

$$Nu' = 0,53 Re^{0,54} (Pr')^{0,33}. \quad (6.40)$$

Оскільки у рівнянні (6.37) визначення S викликає великі ускладнення, то під час розрахунку адсорберів часто використовують практичні дані.

Конструкції адсорберів

Процес адсорбції у промисловості здійснюється двома способами:

1) змішуванням адсорбенту з продуктом, що оброблюється і подальшого розподілу їх на центрифугах або фільтрах; 2) фільтруванням продукту, що оброблюється через шар адсорбенту.

Залежно від характеру шару адсорбенту апарати для проведення процесу адсорбції за другим способом поділяють на три групи: з нерухомим шаром адсорбенту; з рухомим шаром; з «киплячим» шаром.

Згідно з першим способом здійснення процесу адсорбції, рідкий продукт (наприклад, олія або вино) змішують з адсорбентом (вибілюючою глиною), а після цього відокремлюють адсорбент, який поглинув видалені домішки (пофарбовані речовини), від рідини за допомогою центрифугування або фільтрування.

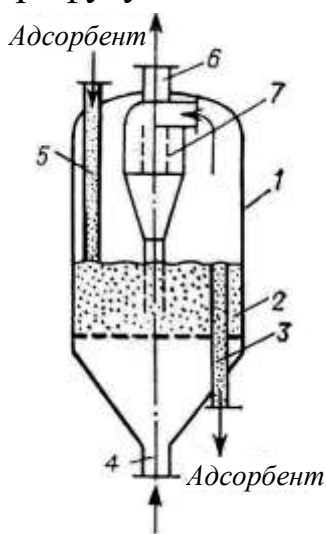


Рисунок 6.16 — Схема адсорбера з псевдозрідженим шаром адсорбента

На рис. 6.14 показаний змішувач 4 (посудина з оболонкою і мішалкою), в якому рідкий продукт змішується з адсорбентом. Після цього суміш насосом 3 перекачують на фільтрувальну центрифугу 2 або фільтрпрес (у випадку вибілювання олії). Продукт, що відфільтрувався, збирається у збірнику 1. Адсорбент після регенерації знову може бути повернений у виробництво.

Найбільш широке розповсюдження у харчовій промисловості знаходять апарати з нерухомим шаром адсорбенту. Робочий цикл роботи такого адсорбера складається з чотирьох стадій: власно адсорбції, десорбції, сушіння адсорбенту і його охолодження.

Адсорбер з нерухомим шаром адсорбенту (рис. 6.15) являє собою вертикальну колону 1 діаметром до 1,2 м і висотою до 10 м, заповнену гранульованим адсорбентом. Колону обладнано решіткою 4, завантажувальним люком 2 і розвантажувальним люком 5. Вихідна суміш (наприклад, цукровий сироп) пропускається через шар адсорбенту; при цьому поглинаються відповідні компоненти суміші.

Знебарвлений сироп минає через контрольний тканинний фільтр 3, в якому затримуються частинки адсорбенту, захоплені потоком. Після насичення адсорбенту стадія адсорбції припиняється, і адсорбент повинен бути

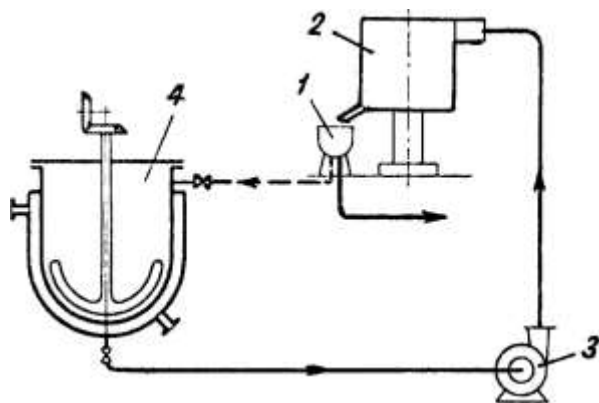


Рисунок 6.14 — Схема здійснення абсорбції з перемішуванням

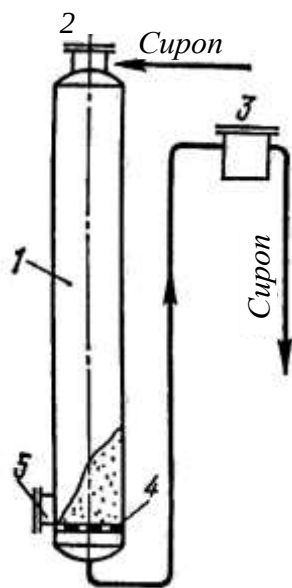


Рисунок 6.15 — Схема колонного абсорбера

регенерований. Для регенерації через шар насиченого адсорбенту пропускають водяну пару, інертний газ, розчинник та ін. Після десорбції адсорбент просушується і охолоджується.

Адсорбери з псевдозрідженим або «киплячим» шаром адсорбенту (рис. 6.16) дозволяють здійснювати безперервний процес адсорбції.

У ньому пиловидний адсорбент 2 (розмір гранул не більше 500 мкм) по трубі 5 безперервно надходить на решітку, а газ, що очищується крізь патрубків 4 — під неї і, минаючи з певною швидкістю через шар адсорбенту, приводить його у стан псевдозрідження. Під час руху через шар адсорбенту відбувається процес адсорбції, і очищена газова суміш надходить у циклон 7 для відокремлення потоку газу від частинок адсорбенту, що знов вертаються у псевдозріджений шар. Очищений газ видаляється крізь вихлопну трубу 6 циклону. Адсорбент безперервно відводиться з шару через трубу 3 на регенерацію, а регенований

адсорбент знову вертається в апарат по трубі 5. Застосування псевдозрідженого («киплячого») шару дозволяє інтенсифікувати процес масопередавання під час адсорбції, що зумовлене зменшенням розмірів гранул і більш активним відновленням їхньої контактної поверхні.

Процеси десорбції

Як вже було відзначено, виділення поглинутого компонента з розчину (адсорбенту), або з поверхні твердого адсорбенту називається десорбцією. Десорбційні процеси мають двояке призначення. Вони

застосовуються для відновлення поглинаючих (сорбційних) властивостей абсорбентів і адсорбентів із метою їхнього повторного використання, а також для добування з них абсорбтивів і адсорбтивів із метою їхньої подальшої переробки.

Десорбція є важливою частиною абсорбційних і адсорбційних процесів, які проводяться в замкненому циклі; на практиці, як правило, десорбція здійснюється відразу після їхнього завершення. Десорбція проводиться наступними основними способами:

- підвищенням температури сорбентів (абсорбентів і адсорбентів);
- зниженням загального тиску у системі або парціального тиску сорбтивів (абсорбтивів і адсорбтивів);
- продуванням нагрітим газом або перегрітою парою;
- витисненням поглинутих компонентів іншою речовиною, що володіє більш високою поглинаючою спроможністю, але легко після цього видаляється одним із простих способів десорбції.

Останній спосіб належить до комбінованого. Можливі й інші способи комбінованої десорбції. Спосіб десорбції обирається залежно від системи, що обробляється.

Як десорбуючий агент частіше за все використовують водяну пару. Прикладом десорбції є відгонка водяною парою з абсорбенту (вазелінового або веретенного мінерального масла) бензину; процес використовується під час адсорбційної рафінації олії, отриманої екстрагуванням за допомогою бензину. Для досягнення повної регенерації абсорбенту після проведення десорбції його висушують і охолоджують. Вугілля регенерують прожарюванням у печах, силікагель і цеоліт — продуванням сухого гарячого газу.

Процеси десорбції проводять у апаратах періодичної або безперервної дії, аналогічним абсорберам і адсорберам.

Запитання до підрозділу 6.2

1. Як пов'язані парціальний тиск компонента газової суміші та його концентрація в рідині?
2. Чи має розмірність константа Генрі?
3. Чому необхідно відводити теплоту з абсорбера?
4. Як обирають середню швидкість газу в колонних абсорберах?
5. Чому необхідно перемішувати фази в масообмінному апараті?
6. Під дією яких сил рухаються потоки в колонних апаратах?
7. Поясніть роль насадки.
8. Які тарілки використовують в апаратах колонного типу?
9. Чим відрізняються процеси абсорбції й адсорбції?
10. Назвіть відомі вам адсорбенти.

11. Як улаштований колонний адсорбер для знебарвлення цукрового сиропу?

12. Які переваги має адсорбер з киплячим шаром?

6.3 ЕКСТРАГУВАННЯ

6.3.1 Сутність і область застосування процесу

Процесом екстрагування називається вибіркове добування одного або декількох компонентів із розчину або твердого тіла за допомогою розчинника, що називається екстрагентом. У екстрагенті добре розчиняються тільки компоненти, що добуваються і значно гірше або практично зовсім не розчинюються інші компоненти; тому розчинник називається вибірковим або селективним. У харчовій технології як екстрагенти застосовують воду, спирт і водно-спиртові суміші, зріджений вуглекислий газ, жир і різноманітні органічні розчинники — чотирихлористий вуглець, дихлоретан, бензин та ін.

За агрегатним станом розрізняють екстрагування у системі тверде тіло–рідина і рідина–рідина; останнє у харчовій технології зустрічається рідше. Механізм процесу екстрагування з твердих тіл і застосовувана для цієї мети апаратура істотно відрізняються від екстрагування у системі рідина–рідина, і тому ці два процеси розглядаються окремо.

У харчовій технології значне розповсюдження має екстрагування у системі тверде тіло–рідина. Для деяких харчових виробництв екстрагування є основним технологічним процесом. До них відносяться, наприклад:

— добування цукрози з бурякової стружки у цукровій промисловості (екстрагент — вода);

— екстрагування олії з насіння соняшника, бавовника, сої та ін. (екстрагент — бензин);

— екстрагування агару з морських водоростей в агаровому виробництві (екстрагент — вода);

— добування дубильних, ароматичних і барвникових речовин із дубу в коньячному виробництві (екстрагент — спирт);

— одержання екстрактів прянощів із пряних рослин (екстрагент — зріджений діоксид вуглецю).

Процес екстрагування з твердих тіл відіграє важливу роль у виробництві вина, пива, крохмалю, желатину, лікєро-горілочаних виробів, розчинних кави і чаю. Широко використовуються ці процеси у підприємствах ресторанного господарства. Варення і смаження продуктів,

як правило, завжди супроводжуються екстрагуванням тих або інших речовин із продукту в воду або жир. Процеси екстрагування мають місце під час приготування чаю і кави — це типовий процес екстрагування з твердих речовин (водою) компонентів, що зумовлюють смак і запах цих напоїв. Екстрагування має місце під час приготування бульйонів і відварів, екстрактів прянощів.

Екстрагування з рідини також отримало застосування на харчових виробництвах. Так, за допомогою екстрагування виділяють молочну кислоту і антибіотики з ферментаційних розчинів, сивушні масла з суміші компонентів, що відбираються з брагоректифікаційних апаратів. Під час екстрагування з рідини екстрагент повинен бути нерозчинним у рідині, що піддається обробці, і володіти по відношенню до речовини, що добувається, більшою розчинністю, ніж вихідна рідина. Після проведення екстрагування рідини повинні легко відокремлюватися, відрізняючись між собою густиною.

Таким чином, під час екстрагування, як і в інших масообмінних процесах, є дві фази (тверда і рідка або дві рідкі) і речовина, що переходить з однієї фази в іншу, так звана екстрагована речовина. У низці виробництв є необхідність одержання екстрагованої речовини у чистому вигляді (наприклад, цукру, олії, агару, розчинних чаю та кави). Для цього після екстрагування проводять випаровування або відгонку розчинника.

6.3.2 Фізична сутність процесу екстрагування

Екстрагування є дифузійним процесом. Рушійною силою його є різниця концентрацій цільового компонента у двох фазах, що стикаються. Цільовий компонент переміщається у бік меншої концентрації з однієї фази в іншу. Екстрагування при кімнатній температурі без перемішування відбувається за рахунок молекулярної дифузії, а при нагріванні або перемішуванні — конвективною дифузією.

Екстрагування у системі тверде тіло–рідина є складний процес, який у загальному вигляді включає чотири стадії:

- 1) дифузія розчинника (екстрагента) у пори твердого тіла;
- 2) розчинення цільового компонента (або декількох компонентів);
- 3) перенесення екстрагованої речовини у капілярах всередині твердого тіла до поверхні розділу фаз (внутрішня дифузія);
- 4) перенесення екстрагованої речовини у рідкому розчинникові від поверхні розділу фаз через пограничну плівку в ядро потоку екстрагента (зовнішня дифузія).

Під час екстрагування розчинних речовин із тканин рослинної сировини природно, що не всі чотири стадії мають місце або не всі

відіграють істотну роль. Наприклад, у цукробуряковому виробництві екстрагування здійснюється з рослинної тканини, у якій екстрагована речовина (цукор) знаходиться вже у розчиненому стані (у клітинному соці); тому перші дві стадії у цьому процесі будуть відсутні.

При екстрагуванні у більшості інших харчових виробництв із перерахованих чотирьох стадій процесу лімітують загальну швидкість масопередачі, як правило, останні дві, бо швидкість масопереносу на перших двох стадіях звичайно значно вища порівняно зі швидкістю протікання двох наступних стадій.

Таким чином, загальний дифузійний опір масопереносу складається з дифузійного опору всередині твердого тіла і у розчинникові, а швидкість екстрагування визначається швидкістю протікання внутрішньої та зовнішньої дифузії.

Можливі три випадки відносного впливу внутрішньої та зовнішньої дифузії на масопередачу під час екстрагування.

1. Швидкість зовнішньої дифузії значно більша швидкості внутрішньої дифузії. У цьому випадку швидкість екстрагування визначається внутрішньою дифузією. Кількість екстрагованої речовини може бути у цьому випадку визначена за формулою:

$$M = \frac{D_e}{R} S \Delta C \tau, \quad (6.41)$$

де M — кількість екстрагованої речовини, кг; S — поверхня контакту між фазами, м²; ΔC — різниця концентрацій — рушійна сила процесу, тобто різниця між середніми концентраціями компонента всередині тіла і у екстрагенті на межі розділу фаз, кг/м³; τ — час екстрагування, с; D_e — коефіцієнт внутрішньої дифузії, м²/с; R — визначальний розмір твердого тіла, м (половина товщини пластини або радіус кулеподібного тіла).

2. Швидкість внутрішньої дифузії більша швидкості зовнішньої дифузії. У цьому випадку процесом всередині твердого тіла можна зневажити і вважати визначальною величиною швидкість зовнішньої дифузії. Рівняння екстрагування у цьому випадку буде мати вигляд:

$$M = \frac{D_z}{\delta} S \Delta C_1 \tau, \quad (6.42)$$

де ΔC_1 — рушійна сила процесу, що у цьому випадку дорівнює різниці між концентрацією компонента на межі твердого тіла і рідини та середньою концентрацією компонента в розчині, кг/м³; δ — товщина пограничної плівки, м; D_z — коефіцієнт зовнішньої дифузії, м²/с.

3. Швидкості зовнішньої та внутрішньої дифузії сумірні. У цьому випадку не можна зневажити ані зовнішньою, ані внутрішньою

дифузією і формули (6.41) та (6.42) можуть бути записані таким чином:

$$M = \frac{D_6}{R} S \tau (C_1 - C_2), \quad (6.43)$$

$$M = \frac{D_3}{\delta} S \tau (C_2 - C_3), \quad (6.44)$$

де C_1 — середня концентрація екстрагованої речовини в твердому тілі, кг/м³; C_2 — концентрація на межі розділу фаз, кг/м³; C_3 — середня концентрація екстрагованої речовини в рідині (екстрагенті), кг/м³.

З рівнянь (6.43) та (6.44) витікає, що:

$$M = \frac{1}{\frac{R}{D_6} + \frac{\delta}{D_3}} (C_1 - C_3) S \tau. \quad (6.45)$$

Враховуючи, що $D_3/\delta = \beta$, де β — коефіцієнт масовіддачі, одержуємо формулу для визначення кількості екстрагованої речовини:

$$M = \frac{1}{\frac{R}{D_6} + \frac{1}{\beta}} (C_1 - C_3) S \tau. \quad (6.46)$$

Рівняння (6.46) є основним рівнянням масопередачі (6.11):

$$M = K_m S \Delta C \tau, \quad (6.47)$$

де K_m — коефіцієнт масопередачі, що визначається за формулою:

$$K_m = \frac{1}{\frac{R}{D_6} + \frac{1}{\beta}}, \quad (6.48)$$

ΔC — різниця концентрацій екстрагованої речовини — рушійна сила процесу.

Швидкість процесу екстрагування з (6.47) буде:

$$\frac{M}{S \tau} = K_m \Delta C. \quad (6.49)$$

Згідно з (6.49) швидкість екстрагування, як і будь-якого процесу харчової технології, прямо пропорційна рушійній силі та обернено пропорційна опору. Рушійна сила і характер її зміни під час екстрагування залежать від характеру відносного руху твердих частинок і екстрагента (протитечії, прямотечії і т. д.), а також від співвідношення

витрати мас екстрагента L і твердих частинок G .

Наприклад, для прямоточного екстрагування, графік зміни концентрацій у взаємодіючих фазах, якого наведено на рис. 6.19, рушійна сила визначається виразом:

$$\Delta C = \frac{(y_n - x_n) - (y_k - x_k)}{2,3 \lg (y_n - x_n) / (y_k - x_k)} . \quad (6.50)$$

Позначення величин — див. рис. 6.19 і позначення до формули (6.51).

На ефективність процесу екстрагування з рослинної сировини, тобто швидкість екстрагування, впливає низка чинників.

1. Правильний вибір розчинника полягає у тому, що екстрагент повинен добувати з сировини тільки потрібний компонент без сторонніх домішок. Екстрагент повинен також відповідати таким вимогам: бути хімічно чистим, не викликати корозії апаратури, легко відокремлюватися від екстрагованої речовини шляхом перегонки або випаровування не залишаючи шкідливих для організму сполук і не змінюючи запаху і кольору продукту. Застосовувані у підприємствах ресторанного господарства екстрагенти — вода, харчові жири, зріджена вуглекислота — в основному, відповідають цим вимогам.

2. Подрібнення твердої сировини до оптимального розміру. Розміри частинок матеріалу, який екстрагується, повинні бути настільки малі, щоб створити найбільшу поверхню зіткнення з розчинником і найменший шлях для внутрішньої дифузії. Проте не треба припускати переподрібнення матеріалу, а також неоднорідного подрібнення, бо при цьому переподрібнені частинки утворюють густий шар, перегороджуючи шлях розчиннику.

3. Створення оптимальних температурних умов. Підвищення температури викликає прискорення процесу дифузії внаслідок прискорення теплового руху молекул і зменшення при цьому в'язкості середовища, що полегшує і прискорює пересування компонента, який екстрагується, і розчинника. Підвищення температури (до 60° С) сприяє також руйнуванню оболонки клітин рослинної та тваринної сировини. Помітимо, що швидкість внутрішньої дифузії компонента можна підвищити, створюючи умови для виникнення термодифузії, що посилює потік компонента, який екстрагується, до поверхні. Цього можна досягти шляхом нагрівання твердого тіла до температури більш високої, ніж температура екстрагенту.

4. Створення підвищеного тиску, що сприяє більш тісному контакту розчинника і сировини і, отже, приводить до більш повного добування продукту, який екстрагується. Проте використання підвищеного тиску під час екстрагування вимагає більш складної за конструкцією герметичної апаратури.

5. Створення ефективної гідродинамічної обстановки процесу. Для збільшення швидкості зовнішньої дифузії треба створювати інтенсивний турбулентний рух екстрагента і здійснювати перемішування матеріалу.

6. Оптимальне співвідношення розчинника і сировини, що надходять на екстрагування. Збільшення кількості розчинника сприяє більш повному добуванню речовин, які екстрагуються, але може викликати екстрагування небажаних домішок. Крім того, концентрація екстрагованої речовини в екстрагенті при цьому буде невисокою, що робить важким їхній наступний розподіл. Занадто малі кількості розчинника, що подається на екстрагування, призведуть до неповного добування продукту з сировини, що економічно недоцільно.

7. Дотримання умов оптимальної тривалості процесу екстрагування. Під час збільшення тривалості процесу підвищується виділення компонента, який екстрагується, але знижується продуктивність апаратів. Скороченню тривалості проведення екстрагування сприяють більш рівномірне подрібнення сировини, підвищення температури розчинника і сировини, а також збільшення кількості екстрагенту.

6.3.3 Матеріальний баланс екстрагування

Якщо прийняти з достатньою для практики точністю, що витрата мас твердих частинок і екстрагента в процесі екстрагування не міняється, то матеріальний баланс із компонента, що добувається, може бути наданий загальними для масообмінних процесів рівняннями:

$$G \cdot dy = L \cdot dx,$$

$$G (y_n - y_k) = L (x_k - x_n), \quad (6.51)$$

де G — витрата твердих частинок, кг/с; L — витрата екстрагента, кг/с; y_n і y_k — відповідно початкова і кінцева концентрації компонента, що добувається, в твердому тілі; x_n і x_k — відповідно початкова і кінцева концентрації компонента, що добувається, в екстрагенті.

Співвідношення витрати мас екстрагента L і твердих частинок G називають гідромодулем і виражають у відсотках або частках одиниці:

$$I = \frac{L}{G} = \frac{y_n - y_k}{x_k - x_n}. \quad (6.52)$$

6.3.4 Апарати для екстрагування

Апарати, в яких здійснюється процес екстрагування, називаються екстракторами.

Для проведення процесу екстрагування в системі тверде тіло—рідина застосовуються три способи взаємодії фаз (рис. 6.17): контакт у

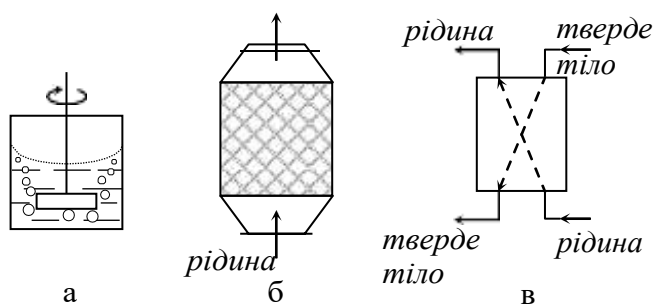


Рисунок 6.17 — Методи проведення процесу екстрагування в системі «тверде тіло - рідина»

найменувань, достатньо широке розповсюдження досі мають апарати періодичної дії. Так, наприклад, екстрагування ароматичних і

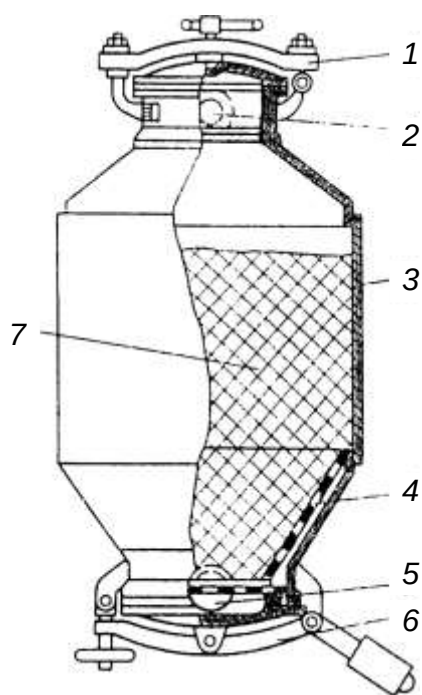


Рисунок 6.18 — Схема дифузора

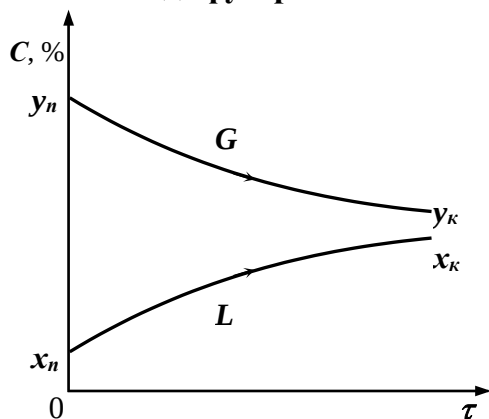


Рисунок 6.19 — Екстракційні криві прямоточної екстракції

замкненому об'ємі; фільтрування рідини через нерухомий шар пористих частинок; протитечійна взаємодія твердих частинок із рідиною.

Для деяких категорій екстрактів і настоїв, що одержуються в окремих галузях харчової промисловості, де виробляються невеликі партії продукції різноманітних

фарбуючих речовин у лікєро-горілчаному виробництві здійснюється зазвичай в апаратах із мішалкою. У цьому випадку концентрація екстрагованої речовини у твердому тілі та розчинникові безперервно змінюється, а процес носить нестационарний характер.

Широке застосування має екстрактор-дифузор для екстрагування у густому шарі (рис. 6.18). Це вертикальний циліндричний корпус 3 з конічним днищем, завантажувальним люком 1 угорі та відкидним розвантажувальним днищем 6 знизу. У нижній частині апарата знаходиться сталеве сито 4, на яке через верхній люк завантажується шар подрібненого твердого матеріалу 7. У верхній горловині є штуцер 2 для введення розчинника, а в нижній — штуцер 5 для його випуску. Місткість дифузорів складає 3,5...6 м³. Застосування одиничних дифузорів доцільно для проведення екстрагування настоюванням у разі значної тривалості процесу. Для інтенсифікації процесу може здійснюватися циркуляційне перемішування; при цьому розчинник циркулює за допомогою насосу через штуцери 5 і 2.

На рис. 6.19 наведено екстракційні криві, які характеризують зміни концентрацій компонента, що

добувається, в твердому тілі та екстрагенті під час періодичного проточного процесу.

У багатьох харчових виробництвах (цукровому, вітамінному, агаровому та ін.) звичайно з'єднують послідовно від 4 до 15 дифузорів у батарею і проводять процес екстрагування за принципом протитечії, тобто свіжий екстрагент взаємодіє з матеріалом, який вже значною мірою екстрагований, а найбільш концентрований розчин — зі свіжим матеріалом. При цьому у батареї завжди працює на два апарати менше, бо у будь-який момент часу один з апаратів знаходиться під завантаженням свіжого матеріалу, а інший, в якому досягнуто заданий ступінь добування, відключається на розвантаження відпрацьованої

сировини.

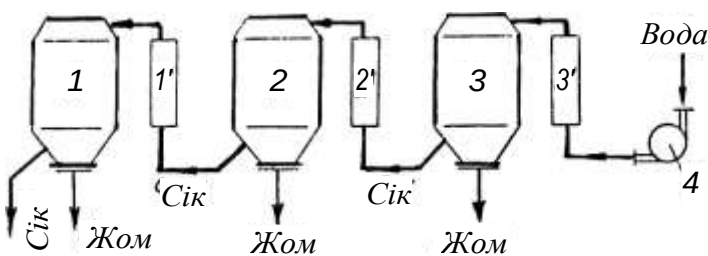


Рисунок 6.20 — Схема дифузійної батареї

На рис. 6.20 показано схему роботи дифузійної батареї. Для підтримання відповідного температурного режиму між кожною парою дифузорів 1, 2, 3 для нагрівання екстрагента встановлюються теплообмінники 1', 2', 3'. Рух екстрагента через усі дифузори відбувається за допомогою насоса 4.

Екстрагування в батареї дифузорів із настоюванням, що має місце, наприклад, під час одержання соків дифузійним способом у лікорогорілчаному і консервному виробництвах відноситься до комбінованого процесу. При цьому в окремих дифузорах буде мати місце прямотік, а перехід від дифузора до дифузора буде відбуватися за протитечійним принципом. Такий процес стосовно до рис. 6.20 може бути зображено графіком на рис. 6.21.

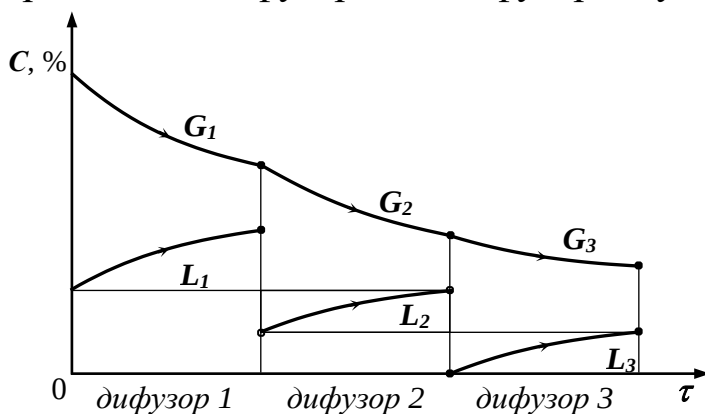


Рисунок 6.21 — Екстракційні криві комбінованого процесу

У підприємствах ресторанного господарства для приготування кави застосовують різноманітного виду кавоварки, які працюють за принципом однократного і багатократного фільтрування киплячої води через шар

меленої кави. Схему кавоварки фонтануючого типу періодичної дії наведено на рис. 6.22. Кипляча вода з паровими бульбашками з кип'ятильника 1, що обігрівается електронагрівачами 7, по циркуляційній (фонтануючій) трубці 6 спрямовується вгору, ударяється об

відбивач 5 і рівномірно омиває мелену каву, розташовану на сітці 4. При цьому вона екстрагує з кави харчові та ароматичні речовини і стікає в нижню частину резервуару 3. Розбір отриманого напою здійснюється через патрубок 2.

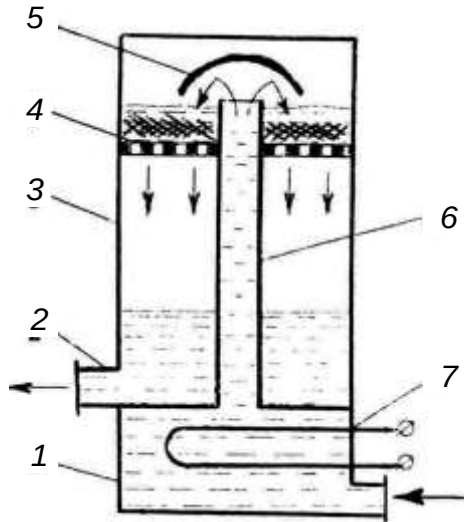


Рисунок 6.22 — Схема фонтануючої кавоварки

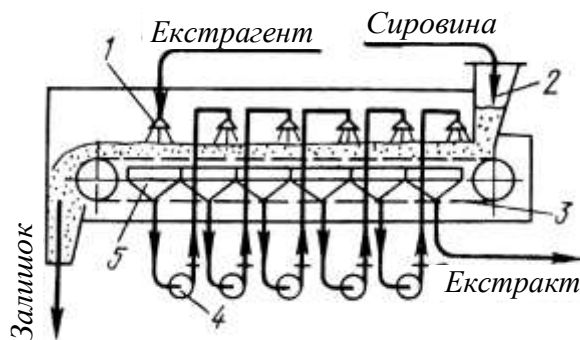


Рисунок 6.23 — Схема стрічкового екстрактора

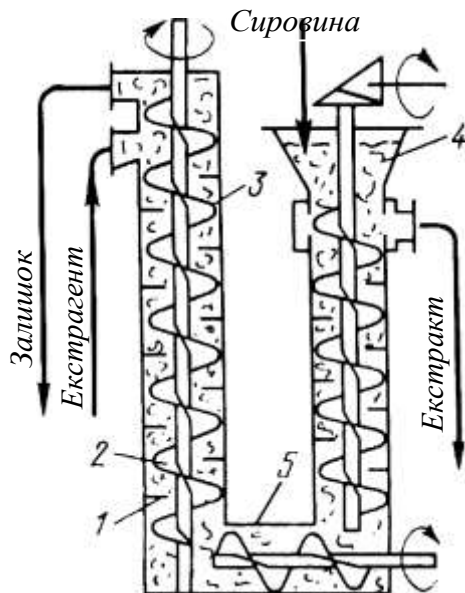


Рисунок 6.24 — Схема колонного шнекового екстрактора

У експрес-кавоварках ароматичні екстрактивні речовини екстрагуються окропом, що проходить під тиском через шар меленої кави.

У харчовій промисловості найбільше розповсюдження отримав безперервний протитечійний спосіб екстрагування, під час якого тверді частинки переміщуються назустріч потоку рідини (рис. 6.17 в). Під час протитечійної взаємодії фаз конструкція контактного пристрою визначається робочим органом, що забезпечує переміщення матеріалу. Як робочий орган надто широко застосовуються шнеки, стрічкові та ланцюгові транспортери, а також ротори.

На рис. 6.23 схематично показаний стрічковий екстрактор із рециркуляцією екстрагенту, який застосовується у виробництві олії. У ньому спеціально підготоване масличне насіння з бункера 2 надходить на перфоровану стрічку 3 транспортера та переміщується шаром назустріч екстрагенту — бензину. Свіжий екстрагент подається в розпилювач 1, минає шар насіння, витягає з них останні залишки олії, та стікає в збірник 5. Після цього насос 4 подає цей ще слабо насичений маслом екстрагент у наступну зону обробки шару насіння, одержуючи при цьому більш насичений екстрагент і т. д. У підсумку з правої частини екстрактора одержують екстракт, а з

лівої — залишок твердого матеріалу, який майже не містить масла. З отриманого екстракту бензин відганяють, а масло очищають.

На рис. 6.24 зображено схему вертикального (колонного) екстрактора для добування олії з насіння. Екстрактор складається з завантажувальної колони 4, горизонтальної ланки 5 і екстракційної колони 3. Всередині колон розташовані перфоровані шнеки 2, що переміщують сировину і пропускають через отвори витків екстрагент. Для запобігання обертання матеріалу разом зі шнеком і забезпечення його поступального руху колона всередині обладнується планками 1.

6.3.5 Екстрагування на підприємствах ресторанного господарства

Процес екстрагування, який супроводжує теплову обробку продуктів на підприємствах ресторанного господарства має деякі особливості. Як вже відзначалося, під час варення основним способом або смаження, у воду або жир переходить значна кількість поживних речовин, у тому числі й ароматичні речовини. При цьому якщо в супі або соусі варять ароматичне коріння, ріпчасту цибулю, то утворені ефірні масла переганяються з водяною парою і в значній кількості втрачаються. Під час смаження і пасерування цих продуктів ароматичні речовини розчиняються в жирі, який практично не дає пари, і втрати значно зменшуються. Так, наприклад, ефірні масла більшості ароматичних корінців киплять за 130...150° С, і тому вони в жирових розчинах зберігаються, а з водяною парою значна частина їх переганяється вже за 98° С. Під час пасерування томату, моркви у жир переходять фарбуючі речовини (лікопін, каротин).

Відзначимо деякі особливості варення м'яса та риби з точки зору масообміну, що при цьому відбувається. З м'яса і риби у довкілля переходять розчинні білки (коагулюючі та некоагулюючі), що виділяються на початку нагрівання, мінеральна сіль, жир і екстрактивні речовини (азотисті та безазотисті). Екстрактивні речовини м'яса та риби зумовлюють смак і сокогінну дію бульйонів, тому практично важливим є вибір такого режиму варення, під час якого найбільша кількість цих речовин переходить у розчин. Більша кількість екстрактивних речовин переходить у розчин у тому випадку, коли м'ясо заливають холодною водою, нагрівають до кипіння і варять при слабкому кипінні. Під час занурення м'яса в гарячу воду і подальшому варенні за 85...90° С білки м'яса утворюють більш ніжні згустки, утримують більше вологи, менше екстрактивних речовин і білків переходить у розчин. М'ясо під час такої обробки виходить ніжне, смачне і більш соковите.

Помітимо, що екстрактивні речовини в концентрованому м'ясокістковому бульйоні складають до 60% від загальної кількості сухих речовин бульйону.

Під час смаження з м'яса в навколишнє середовище переходить менше розчинних речовин, ніж під час варення. Пояснюється це двома причинами. Як відзначалося раніше, під час смаження м'ясо прогрівається до 80...85° С. У зв'язку з цим мускульні білки тушавіють менше, ніж під час варення, і відокремлюють у навколишнє середовище менше води з розчиненими в ній речовинами. Крім того, під час смаження з поверхні м'яса частина вологи випаровується.

Запитання до підрозділу 6.3

1. У чому сутність процесу екстрагування?
2. З яких етапів складається процес переносу речовини з рослинної сировини в екстрагент? Як визначається кількість екстрагованої речовини?
3. Які умови проведення процесу необхідно забезпечити в екстракторі для підтримки високої швидкості процесу?
4. Коли використовують багатоступінчасте екстрагування?
5. Чому при багатоступінчастому екстрагуванні застосовують протитечію?

6.4 ПЕРЕГОНКА ТА РЕКТИФІКАЦІЯ

6.4.1 Сутність процесу та види перегонки

Процес розділення рідких однорідних сумішей на складові (компоненти) називається перегонкою.

Перегонка широко використовується в харчовій технології як один із основних процесів у виробництві етилового спирту, що одержується при зброджуванні крохмалю і цукристих речовин; у кон'ячному виробництві при одержанні кон'ячного спирту з вина; у вітамінному виробництві при витяганні вітамінів А і Е з риб'ячого жиру і олії; у маргариновому виробництві при дезодорації жиру та олії; у виробництві ефірних масел (ароматичних речовин) із натуральних прянощів та ін. Процеси перегонки використовують у підприємствах ресторанного господарства під час приготування ароматизованих дистилатів, виконанні аналізів складу, якості сировини, матеріалів і готової кулінарної продукції, одержанні дистильованої води. Перегонка заснована на різницях температур кипіння, парціальних тиску та леткостей окремих компонентів, які входять до складу суміші. Під час

нагрівання рідкої суміші до кипіння компонент, що має більш низьку температуру кипіння, переходить у пару і видаляється з неї у першу чергу. Компонент із більш високою температурою кипіння залишається у рідкому стані й лише частково випаровується.

Компонент суміші, який кипить за більш низької температури, називають легколетким або низькокиплячим, а компонент, що володіє меншою леткістю — важколетким або висококиплячим. Отже, в процесі перегонки рідка фаза збіднюється, а парова — збагачується легколетким компонентом. Рідина, що не випарувалась, природно, має склад більш багатий важколетким компонентом. Ця рідина називається остачею, а рідина, отримана у результаті конденсації пари — дистилятом або ректифікатом. Тому процес перегонки називають також дистиляцією або ректифікацією.

Ступінь збагачення парової фази легколетким компонентом за інших рівних умов залежить від виду перегонки. Існують два принципово відмінних види перегонки: проста перегонка (дистиляція) і ректифікація. Проста перегонка — це процес одноразового часткового випаровування рідкої суміші та конденсації пари, що утворюється. Звичайно її використовують для грубого розподілу рідких сумішей, леткості компонентів яких істотно відрізняються. Відомо декілька різновидностей простої перегонки: перегонка без дефлегмації та з дефлегмацією, перегонка під вакуумом, возгонка або сублімація, перегонка з водяною парою, екстрактивна перегонка, азеотропна перегонка, молекулярна дистиляція.

Значно більш повний розподіл рідких сумішей на компоненти досягається шляхом ректифікації. Ректифікація — процес розділення багатокомпонентної гомогенної суміші летких рідин шляхом багаторазового випаровування і конденсації цієї суміші, що супроводжується поверненням частини конденсату у вигляді флегми. Розподіл здійснюється звичайно в колонних апаратах під час багаторазового або безперервного контакту фаз. Під час кожного контакту з рідини випаровується здебільшого легколеткий компонент, яким збагачуються пари, а з парової фази конденсується здебільшого важколеткий компонент, який переходить у рідину. Обмін компонентами між фазами дозволяє отримати в кінцевому підсумку пару, яка є майже чистим легколетким компонентом. Ця пара, що виходить із верхньої частини колони, після її конденсації, як вже відзначалося, дає дистилят або ректифікат. Знизу колони видаляється залишок — рідина, яка є майже чистим важколетким компонентом. Помітимо, що процес перегонки споріднений до процесу випаровування. Принципова різниця полягає у тому, що випаровуванню піддають суміші, що складаються з леткого розчинника і нелеткої розчиненої

речовини, а перегонці піддають рідкі суміші, в яких і розчинник і розчинена речовина володіють леткістю.

6.4.2 Класифікація бінарних сумішей. Основні закони перегонки

Суміші рідин, що містять два компонента, називають бінарними, а

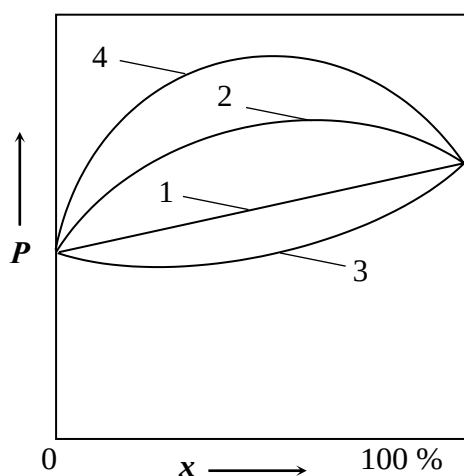


Рисунок 6.25 – Класифікація бінарних сумішей летких рідин

що містять декілька компонентів — багатокомпонентними. На практиці частіше за все мають справу з перегонкою багатокомпонентних сумішей, проте теорію процесу звичайно розглядають стосовно до добре вивчених бінарних сумішей. Найбільш характерна класифікація бінарних сумішей на основі залежності загального тиску P парів бінарної суміші від складу рідкої фази x . На рис. 6.25 показано цю залежність для різноманітних бінарних сумішей. На вертикальній осі відкладено загальний тиск суміші P (у Па) за постійної температури, а на горизонтальній — склад рідкої фази x (у %). Лінія 4 відповідає

випадку, коли компоненти бінарної суміші лише частково розчинені один у одному. Такими сумішами є, наприклад, вода–ізобутиловий спирт, вода–ізоаміловий спирт. Для сумішей, компоненти яких повністю і в усіх співвідношеннях взаємно розчинні, тиск парів змінюється за лінією 2. Загальна пружність пари цих сумішей має максимум, відповідний до певного складу рідкої фази за даної температури. Такою сумішшю є суміш етиловий спирт — вода. Лінія 3 відповідає повній розчинності компонентів з утворенням особливої точки, що відповідає мінімуму загального тиску парів суміші. Такою сумішшю є система вода–мурашина кислота. Нарешті, пряма лінія 1 відповідає повній розчинності компонентів один у одному в будь-яких співвідношеннях, але без утворення максимуму або мінімуму тиску. Ці суміші називають ідеальними. До них належать системи метиловий спирт–вода, аміак–вода. Вигляд ліній $P = f(x)$ зумовлений різноманітними взаємодіями молекул компонентів системи. У суміші з двох рідин A і B , відповідній до лінії тиску 1, сили взаємного притягання між молекулами першої рідини F_{AA} , молекулами другої рідини F_{BB} і між молекулами обох рідин рівні між собою, тобто $F_{AA} = F_{BB} = F_{AB}$. Ці сили залежать тільки від відносної кількості того або іншого компонента в суміші. Парціальний тиск кожного компонента в парі пропорційний його вмісту в рідині.

Тому ідеальні суміші підкоряються закону Рауля, згідно з яким парціальний тиск компонента у парі над рідиною дорівнює тиску пари чистого компонента, помноженому на мольну частку його у рідині, тобто:

$$p_A = P_A \cdot x; \quad p_B = P_B (1-x), \quad (6.53)$$

де p_A і p_B — парціальні тиски компонентів A і B ; P_A і P_B — тиски пари чистих компонентів A і B за даної температури; x — мольна частка компонента A у рідині; $(1-x)$ — мольна частка компонента B у рідині.

Ідеальні суміші підкоряються і закону Дальтона, згідно з яким загальний тиск у суміші рівний сумі парціальних тисків її компонентів:

$$P = p_A + p_B = P_A \cdot x + P_B (1-x) = P_B + (P_A - P_B) x, \quad (6.54)$$

Звідки:

$$x = \frac{(P - P_B)}{(P_A - P_B)}.$$

З рівнянь (6.53) та (6.54) видно, що за постійної температури парціальний тиск компонентів і загальний тиск пари над рідкою сумішшю знаходяться в лінійній залежності від мольної частки x легколеткого компонента. Реальні суміші не підкоряються закону Рауля. Суміші, лінії тиску пари яких відхиляються від прямої лінії, утворюються з помітним тепловим ефектом, що вказує на взаємодію між молекулами компонентів. Для сумішей, що характеризуються лініями 2 і 4, справедливо, $F_{AB} < F_{AA}$ і $F_{AB} < F_{BB}$, а для суміші, що характеризується лінією 3, сила притягання молекул різних компонентів більше сили притягання молекул одного компонента, тобто $F_{AB} > F_{AA}$ і $F_{AB} > F_{BB}$.

6.4.3 Апарати для проведення дистиляції

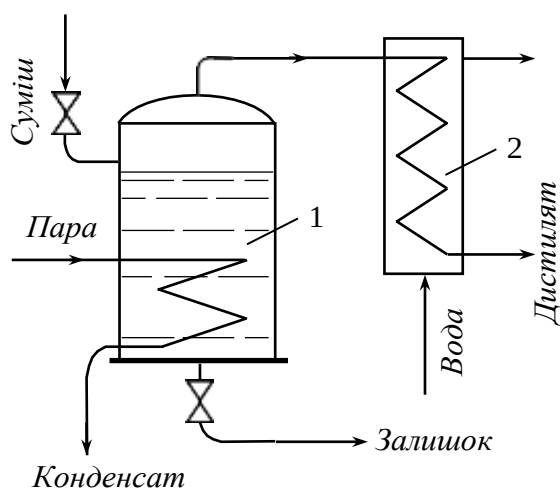


Рисунок 6.26 — Схема апарата для дистиляції

Схему періодично діючого апарата, призначеного для простої перегонки (дистиляції) рідинних систем, наведено на рис. 6.26. Вихідну суміш завантажують у перегінний куб 1, який оснащений змійовиком для обігріву, і доводять до кипіння. Пару відводять у конденсатор — холодильник 2, де вона повністю конденсується і відводиться у вигляді дистиляту. Перші порції дистиляту містять більшу кількість легколеткого компонента, ніж останні. Після завершення процесу залишок зливають з

куба і в нього знов завантажують суміш для розділення.

Якщо у конденсаторі сконденсувати не всю пару, а частину її, то з парової суміші спочатку конденсується більша кількість важколеткого важкого компонента B , ніж компонента A . Внаслідок цього у парі компонента B стане менше і відсотковий вміст компонента A у ній підвищиться. Таким чином, під час часткової конденсації пари (так званої дефлегмації) відбувається додаткове збагачення її легким компонентом A . Конденсат, що утворюється у теплообміннику, називають флегмою, а теплообмінник — дефлегматором. Флегма повертається знову в перегінний куб 1, а не сконденсована у дефлегматорі пара, двічі збагачена компонентом A — у холодильник, де повністю конденсується. Застосування дефлегмації дозволяє підвищити ступінь розподілу компонентів суміші.

Складемо матеріальний баланс простої перегонки у кубі, який працює без дефлегмації. Оберемо позначення: W — кількість суміші, що міститься у кубі в будь-який момент перегонки, кг; x — склад рідини у кубі у вагових частках легколеткого компонента у будь-який момент часу; y — склад пари над рідиною у вагових частках легколеткого компонента у будь-який момент часу. Під час випаровування нескінченно малої кількості суміші, яка має склад x , концентрація рідини зменшується на величину dx і залишок рідини в кубі виражається величиною $W - dW$, причому в цьому залишку кількість легколеткого компонента буде $(W - dW)(x - dx)$. Склад дистилату виражається величиною y , а кількість його — dW . Матеріальний баланс за легколетким компонентом у цьому випадку можна представити рівнянням:

$$W \cdot x = (W - dW)(x - dx) + dW \cdot y, \quad (6.55)$$

або після розкриття дужок:

$$W \cdot x = Wx - dW \cdot x + dW \cdot dx - Wdx + dW \cdot y.$$

Скорочуючи подібні члени та нехтуючи добутком $dW \cdot dx$, як нескінченно малою величиною другого порядку, отримаємо:

$$\frac{dW}{W} = \frac{dx}{y - x}. \quad (6.56)$$

Якщо у результаті відгонки певної кількості рідини в кубі залишається W_k кг суміші та склад її буде x_k , а до початку перегонки кількість початкової суміші була W_n із складом x_n , то, проінтегрувавши ліву частину рівняння в межах від W_k до W_n і праву частину в межах від x_k до x_n , одержимо:

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

або

$$\ln \frac{W_n}{W_k} = \int_{x_k}^{x_n} \frac{dx}{y-x}. \quad (6.57)$$

Рівняння (6.57) використовують для визначення кубового залишку W_k , кількості дистиляту W_d і його складу x_d . Проте, аналітично цей інтеграл вирішити неможливо, тому що невідома аналітична залежність — $y = f(x)$; тому загальним методом рішення рівняння є графічний метод.

У харчовій промисловості знаходять застосування дезодоратори — перегінні апарати, призначені для дезодорації олії та тваринного жиру. У них здійснюють перегонку з водяною парою. Дезодорація — вилучення з продукту летких компонентів, що мають неприємний запах.

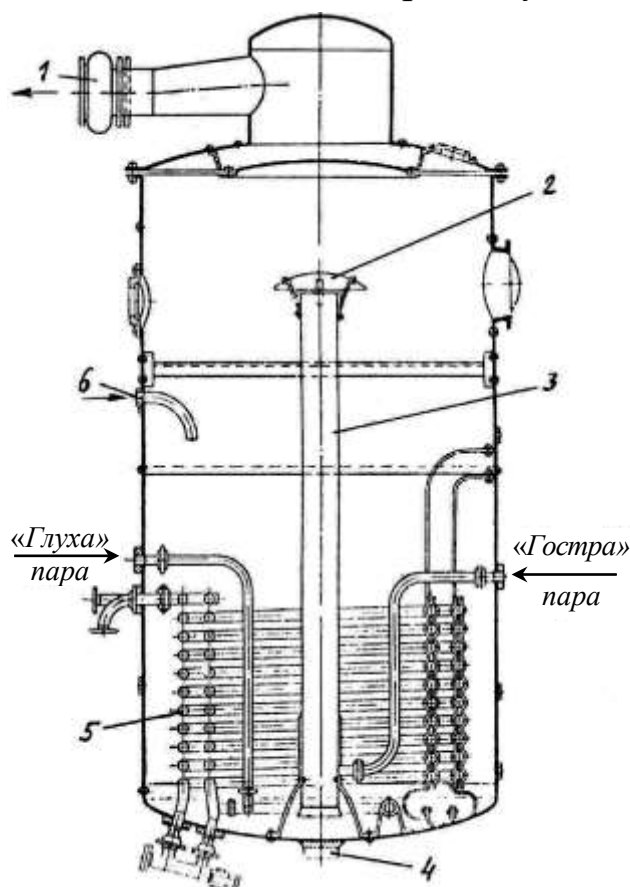


Рисунок 6.27 — Дезодоратор

Дезодоратор (рис. 6.27) — це вертикальна сталева посудина циліндричної форми, яка оснащена змієвиковим теплообмінником 5 для нагрівання жиру, та барботером, куди під тиском подають перегріту відкриту пару. Сировина завантажується в апарат через патрубок 6. Пара захоплює з собою жир по трубі 3 і викидає з великою силою у відбивач 2, розміщений над нею. Під час удару жир розпадається на дрібні краплини, внаслідок чого збільшується поверхня його контакту з парою. Леткі речовини, що містяться у жирі (альдегіди і кетони), переходять у пару і видаляються разом із нею з дезодоратора у конденсатор через патрубок 1.

Дезодорований продукт вивантажується з апарата через штуцер 4. Під час перегонки з водяною парою температура кипіння небажаних домішок олії (висококиплячих альдегідів і кетонів) знижується. Ці домішки випаровуються за невисоких температур, коли леткість основного продукту (складних ефірів і жирних кислот) невелика, внаслідок цього з домішками відганяється дуже невелика кількість олії або жиру (усього біля 1%). Оскільки дезодоратори працюють під розрідженням, то це дозволяє ще більш знизити температуру кипіння суміші.

У останні роки знаходять застосування ефірні масла, що одержуються з натуральних прянощів шляхом простої перегонки. До них відносяться ефірні масла з перцю духмяного та чорного, лаврового листа, кориці, мускатного горіха, кропу та ін. Крім того, у кулінарії для ароматизації страв починають застосовувати різноманітні водно-спиртові дистиляти, для виробництва яких використовується проста перегінна установка (рис. 6.28). Установка включає до себе ємність 3 з нагрівачем 1, в яку поміщено ківш 2 і сотейник 4. У ємність 3 завантажуються певна кількість ароматизуючих речовин (наприклад, селера, петрушка, перець чорний мелений, часник) і заливається водно-

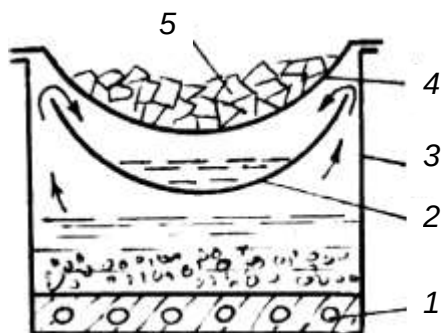


Рисунок 6.28 — Схема ароматизаційної дистиляційної установки

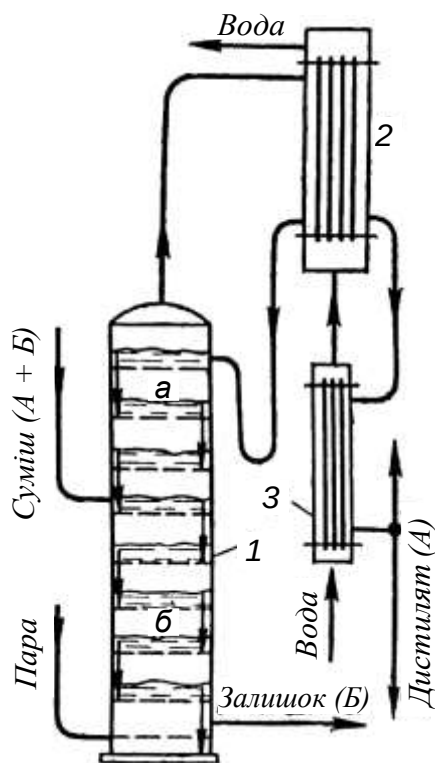


Рисунок 6.29 — Ректифікаційний апарат безперервної дії

спиртова рідина. Співвідношення між твердою частиною і рідиною (гідромодуль) становить 1:1. Водно-спиртова рідина екстрагує з прянощів ароматизуючі речовини, повільний підігрів суміші до температури 50°C і витримка за цієї температури 15...25 хвилин сприяють екстрагуванню. Пара спирту з екстрактом піднімається вгору, конденсується на зовнішній поверхні сотейника, заповненого льодом 5, і збирається в ковші 2. Відповідні ароматичні дистиляти використовуються для ароматизації різноманітних кулінарних виробів (м'ясних, рибних, овочевих, фруктових, хлібобулочних та ін.).

Простою перегонкою поділити суміш рідин *A* і *B* на складові чисті компоненти не можна. Це можна здійснити ректифікацією — процесом багаторазового випаровування та конденсації однієї й тієї ж суміші, що супроводжується поверненням частини конденсату у вигляді флегми. Ректифікація, що полягає у взаємодії пари, що утворюється під час перегонки, з рідкою флегмою, дає можливість повніше поділити суміші на компоненти, ніж проста перегонка. Ректифікацію проводять не в окремих кубах, а в колонах, розділених перегородками, що називаються тарілками. На кожній тарілці відбуваються ті ж

процеси, що і в кубах. На рис. 6.29 зображено схему ректифікаційного апарата безперервної дії. Апарат складається з колони 1, дефлегматора 2 і холодильника 3. Колону умовно поділено на дві частини. Верхня частина колони (частина а) називається колоною зміцнення, нижня (б) — колоною виснаження. Призначення колони полягає в тому, щоб привести в тісний контакт парову і рідку фази, які містять компоненти, що розділяються.

Розглянемо процес ректифікації на прикладі розподілу бінарної системи — вторинної (сокової) пари, що утворюється у вакуум-випарних установках під час виробництва концентрованих фруктових соків. Відзначимо, що одержання з сокової пари концентрованих ароматичних речовин — нове направлення, що дозволить покращити рентабельність сокового виробництва. Вторинна сокова пара у вигляді конденсату (після обігріву останнього апарата багатокорпусної випарної установки) надходить в колону 1 і опускається в ній, переливаючись з тарілки на тарілку. Навстріч йому рухається пара. Щоб утворити цю пару, в нижню частину колони впускають гріючу водяну пару. За час проходження вихідної суміші (сокової пари) в колоні виснаження легколеткий компонент (ароматичні речовини) з рідкої фази переходить у парову, і залишок, що виходить із колони, містить, в основному, важколеткий компонент (воду). Пара, яка виходить із колони виснаження в колону зміцнення, містить, таким чином, майже весь легколеткий компонент, що міститься у вихідній суміші.

Зміцнююча частина колони призначена для того, щоб збільшити концентрацію легколеткого компонента. Для цього з дефлегматора 2 на верхню тарілку зміцнюючої колони надходить флегма, що містить високий відсоток легколеткого компонента. Зливаючись по тарілках колони зміцнення, флегма віддає свій легколеткий компонент парі, а сама приймає з пари важколеткий компонент. У результаті такого обміну пара, яка виходить із колони в дефлегматор, збагачується легколетким компонентом. Збагачена пара конденсується частково у дефлегматорі, утворюючи флегму. Не сконденсована у дефлегматорі пара ароматичних речовин надходить у холодильник, де утворює дистиллят.

Кількість теплоти, необхідної для нагріву вихідної суміші та кипіння кубового залишку, обчислюють з рівняння теплового балансу. Тепловий баланс ректифікаційної колони безперервної дії складається з таких показників:

прибуток теплоти:

- з вихідною сумішшю, що переганяється, Q_c ;
- з теплоносієм (гріючою парою) у кип'ятильнику, Q_m ;
- з рідкою флегмою Q_f

витрата теплоти:

- з парою, що надходить із колони в дефлегматор, Q_n ;
- з кубовим залишком, $Q_{кз}$;
- з конденсатом гріючої пари, Q_k ;
- втрати теплоти в навколишнє середовище, $Q_{втр}$.

Рівняння теплового балансу записують з умови рівності прибутку і витрати теплоти:

$$Q_c + Q_m + Q_{\phi} = Q_n + Q_{кз} + Q_k + Q_{втр}. \quad (6.58)$$

Підставляючи розгорнуті значення окремих величин, вирішують це рівняння відносно Q_m і знаходять витрату гріючої пари в кип'ятильнику колони.

Запитання до підрозділу 6.4

1. Яку властивість однорідних сумішей використовують під час перегонки?
2. Які суміші підкоряються закону Рауля?
3. Складіть матеріальний баланс простої перегонки.
4. Наведіть схему апарата для простої перегонки.
5. У чому сутність процесу дезодорації?
6. З якою метою в простій перегонці застосовують дефлегмацію?
7. Чи можна розділити багатокомпонентну суміш в установці з однією колоною?

6.5 СУШІННЯ

6.5.1 Загальна характеристика процесу

Сушінням називається процес вилучення вологи з твердих, вологих, пастоподібних та рідких матеріалів шляхом її випаровування та відводу пари, що утворюється. При цьому волога з матеріалу видаляється шляхом дифузії з внутрішніх шарів до поверхні та випаровуванням її у навколишнє середовище.

Вологу з матеріалів можна усунути різноманітними способами: механічним, фізико-хімічним і тепловим.

Під час механічного способу вологу видаляють пресуванням, відсмоктуванням насосами, фільтруванням, центрифугуванням. У такому випадку забезпечується часткове вилучення вологи з матеріалу.

Фізико-хімічний спосіб базується на абсорбції вологи хлористим кальцієм, сірчаною кислотою, силікагелем та іншими гігроскопічними

речовинами. Спосіб складний, бо пов'язаний з приготуванням та регенерацією порівняно дорогих абсорбентів. Застосовується в лабораторній практиці і для осушування газів.

Під час теплового способу вологу з матеріалів видаляють випаровуванням, випарюванням і конденсацією. Спосіб застосовують у випадку необхідності найповнішого вилучення вологи з матеріалу.

В основі механічних і фізико-хімічних способів лежить принцип вилучення з продуктів вологи без зміни її агрегатного стану, тобто у вигляді рідини.

Під час теплових способів волога переходить у пароподібний стан і видаляється з продуктів у вигляді водяної пари. Цей спосіб сушіння пов'язаний із витратою теплоти, що витрачається на зміну агрегатного стану вологи.

Сушіння є найенергоємнішим процесом вилучення вологи з матеріалів. Відомо, наприклад, що на вилучення 1 кг вологи випаровуванням у багатокорпусній випарній установці питома витрата теплоти складає $(0,7...0,8) \cdot 10^6$ Дж, а для вилучення 1 кг вологи сушінням ці витрати складають $(3...6) \cdot 10^6$ Дж. Тому в практиці спостерігається прагнення до комбінування різноманітних способів вилучення вологи: наприклад, механічне зневоднювання + сушіння, випаровування + сушіння. При цьому сушіння проводиться наприкінці технологічного процесу обробки вологих продуктів (до досягнення порівняно низької остаточної вологості).

Завдання сушіння не обмежується вилученням вологи. Це водночас і технологічний процес, під час якого змінюються властивості матеріалів (структурно-механічні, фізико-хімічні, технологічні та біологічні). Так, наприклад, під час переробки на млинах сухого зерна збільшується вихід борошна і зменшується витрата енергії на його одержання. Таке борошно краще зберігається. Сушіння насінного зерна підвищує схожість насіння.

Сушіння продуктів проводиться з метою запобігання або уповільнення фізико-хімічних, біологічних та інших процесів; підвищення термінів зберігання; зменшення площі складських приміщень при зберіганні; зниження транспортних витрат; концентрації поживних речовин; одержання якісно нових продуктів (наприклад, сухого молока).

Сушіння широко застосовується в багатьох харчових та переробних виробництвах і підприємствах ресторанного господарства. У буряко-цукровому виробництві висушують цукор-пісок, цукор-рафінад і жом; в спиртовому — відходи виробництва: барду, кормові та харчові дріжджі; в пивоварному — солод; в крохмале-патоковому — крохмаль та відходи виробництва; у макаронному — макаронні вироби. Сушінню піддаються також такі харчові продукти, як зерно, молоко, бульйони, соки, м'ясо,

яйця, плоди, овочі, хліб та ін. Процес сушіння знаходить все більш широке застосування на підприємствах ресторанного господарства для одержання сухих напівфабрикатів із тіста, швидкорозчинних овочевих і фруктових порошків, сухарів, консервації залишків харчів, тощо.

6.5.2 Властивості вологих матеріалів, види зв'язку вологи

Більшість харчових продуктів є вологими тілами, що містять велику кількість води. Вона входить у склад рослинних і тваринних тканин. Вологий матеріал складається з трьох фаз: твердий скелет (сухі речовини), рідина (вода) і газ (повітря, водяна пара). Більша частина продуктів є пористими тілами, у порах яких знаходиться повітря або водяна пара. Оскільки маса газової фази або повітря порівняно з масою твердого скелету і рідини надто мала, то нею нехтують, вважаючи, що вологі матеріали складаються з абсолютно сухої твердої речовини та вологи.

Процес вилучення вологи з продукту супроводжується порушенням зв'язку вологи з матеріалом, на що витрачається енергія. Від характеру цього зв'язку залежать режими сушіння, що забезпечують найбільш ефективно вилучення вологи.

На сьогодні прийнято класифікацію форм зв'язку вологи з матеріалом, в основу якої покладений енергетичний принцип, тобто оцінюється кількість енергії, необхідної для вилучення вологи з даного матеріалу. Відповідно з цією класифікацією форми зв'язків ділять на три великі групи: хімічну, фізико-хімічну та механічну.

Хімічний зв'язок вологи з матеріалом, що утворюється в результаті хімічної реакції, є найбільш міцним. У цьому випадку вода може бути видалена лише за рахунок хімічних реакцій або прожарюванням матеріалу. У більшості технологічних процесів ця волога з матеріалу не видаляється.

Фізико-хімічний зв'язок включає такі форми: адсорбційну, осмотичну та структурну. Адсорбційна волога знаходиться у мікропорах і капілярах і міцно зв'язана з матеріалом адсорбційною силою. Щоб усунути адсорбційну вологу, потрібно витратити додаткову енергію для перетворення її в пару, бо лише в такому стані вона переміщується до поверхні продукту. Осмотична волога знаходиться всередині та між клітинами матеріалу. Їй відповідає надто мала енергія зв'язку і вона дифундує всередині матеріалу у вигляді рідини через стінки клітин завдяки різниці концентрацій всередині та поза клітиною. Структурна волога потрапляє всередину клітин гелю під час утворення його і міститься в клітинах рослинних тканин.

Механічна волога міститься в капілярах тіла — капілярна волога і на його поверхні (поверхнева або волога змочування). Механічно

зв'язана волога (інколи її називають вільною або зовнішньою) має надто неміцний зв'язок з матеріалом і легко може бути видалена з нього механічним способом або випаровуванням.

Залежно від переважної форми зв'язку вологи з матеріалом усі тверді харчові продукти прийнято розподіляти на три групи: капілярно-пористі, колоїдні та капілярно-пористі колоїдні.

У капілярно-пористих матеріалах волога зв'язана механічно капілярною силою (наприклад, цукор, сіль). Під час сушіння вони робляться крихкими. У процесі сушіння мало стискаються. Під час зволоження добре поглинають будь-яку рідину.

До колоїдних відносяться продукти, в яких переважає адсорбційно і осмотично зв'язана волога (наприклад, желатин, борошняне тісто). Під час сушіння вони не стають крихкими; від висушування сильно стискаються, зберігаючи еластичність. Під час зволоження колоїдні матеріали вбирають тільки близькі за полярністю рідини.

Капілярно-пористі колоїдні матеріали мають різні форми зв'язку вологи (наприклад, зерно, хліб, овочі та інші продукти). Під час сушіння цих матеріалів спостерігається усадка, а під час зволоження — сильне набухання. У результаті сушіння більшість із продуктів цієї групи набувають крихкості (наприклад, хлібні сухарі).

Властивості вологих матеріалів характеризуються низкою параметрів, у тому числі температурою, вологістю, теплоємністю, теплопровідністю та ін.

Загальна маса вологого матеріалу дорівнює:

$$G = G_{c.p.} + W, \quad (6.59)$$

де G — маса вологого матеріалу, кг; W — маса води, кг; $G_{c.p.}$ — маса абсолютно сухої речовини, кг.

Зазвичай вологу в матеріалі розподілено нерівномірно. Тому розрізняють середню концентрацію вологи у матеріалі або концентрацію у даній точці.

Вологістю матеріалу називають виражене у відсотках відношення маси вологи в матеріалі до загальної його маси:

$$\omega = \frac{W}{G} \cdot 100 = \frac{W}{G_{c.p.} + W} 100 \% . \quad (6.60)$$

Вивчаючи питання швидкості сушіння, зручно відносити вологу до абсолютно сухої речовини матеріалу. У цьому випадку відношення маси вологи у матеріалі до маси абсолютно сухої речовини, що міститься у ньому, називають вологовмістом:

$$u = \frac{W}{G_{c.p.}} = \frac{W}{G - W}, \text{ (кг/кг)}. \quad (6.61)$$

У процесі сушіння кількість сухої речовини в продукті не змінюється. Тому можна записати таке рівняння балансу сухих речовин:

$$G_{c.p} = \frac{G_1(100 - \omega_1)}{100} = \frac{G_2(100 - \omega_2)}{100}, \quad (6.62)$$

де ω_1 — початковий вміст води в матеріалі, %; ω_2 — кінцевий вміст води у матеріалі, %; G_1, G_2 — маса матеріалу на початку і наприкінці сушіння.

З рівняння (6.62) можна визначити масу матеріалу наприкінці сушіння:

$$G_2 = \frac{G_1(100 - \omega_1)}{100 - \omega_2}.$$

Кількість видаленої води з матеріального балансу по всьому матеріалу $G_1 = G_2 + W$ буде дорівнювати:

$$W = G_1 \left(1 - \frac{100 - \omega_1}{100 - \omega_2} \right) = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_2} = G_2 \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_2}. \quad (6.63)$$

Кількість води, що може бути видалена з вологого матеріалу, залежить від стану повітря, що використовується під час сушіння. Кожному значенню відносної вологості ϕ повітря відповідає певна вологість матеріалу, за якої зовнішній обмін водою між ними припиняється, тобто встановлюється гідротермічний рівноважний стан тіла. При цьому парціальний тиск пари на поверхні тіла дорівнює парціальному тиску пари в повітрі. У стані рівноваги вологовміст однаковий по усьому тілу.

Рівноважна вологість залежить від відносної вологості повітря і в якійсь мірі від його температури. Рівноважний стан вологого тіла може бути досягнутий двома шляхами: поглинанням водяної пари тілом з навколишнього повітря (процес сорбції) або випаровуванням води з матеріалу (процес десорбції). Воду, яку можна видалити в процесі сушіння, $\omega_{вид}$ визначають різницею між вологістю матеріалу ω і рівноважною вологістю ω_p (яка визначається відотною вологістю повітря) і виражають у відсотках:

$$\omega_{вид} = \omega - \omega_p. \quad (6.64)$$

Щоб збільшити $\omega_{вид}$, потрібно зменшити ω_p , тобто для сушіння потрібно використати повітря з меншою відотною вологістю.

6.5.3 Динаміка та кінетика процесу сушіння

Сушіння вологих матеріалів можна поділити на три послідовних періоди: переміщення води матеріалу до його поверхні, випаровування

вологи з поверхні (пароутворення), переміщення води у вигляді пари від поверхні продукту до центру повітряного потоку.

Переміщення води у матеріалі є дифузійним процесом, рушійною силою якого є різниця між концентрацією води в глибині матеріалу і на його поверхні. Оскільки з поверхні матеріалу вода випаровується, то в глибині матеріалу її концентрація більше, ніж на поверхні. Кількість переміщеної води за рахунок означеної рушійної сили може бути визначена за формулою:

$$W_{\Delta c} = \frac{K_g S \Delta C \tau}{\delta}, \quad (6.65)$$

де $W_{\Delta c}$ — кількість води, яка пройшла через поверхню S (в m^2), кг; ΔC — різниця концентрацій води в глибині матеріалу і на його поверхні, кг/кг; τ — час сушіння, с; δ — товщина шару, крізь який відбувається дифузія води, м; K_g — коефіцієнт дифузії води (вологопровідності), що залежить від зв'язку води з матеріалом і властивостей останнього, m^2/s .

Вода у матеріалі може переміщатися як у вигляді рідини (наприклад, осмотично зв'язана вода), так і у вигляді пари (адсорбційно зв'язана). Крім того, за великої вологості матеріалу вода переміщується у вигляді рідини, за малої вологості — у вигляді пари.

Окрім явища вологопровідності, переміщення води може бути викликане різницею температур. Цей процес здійснюється під дією термодифузії, а також у результаті розширення затисненого в капілярах повітря, яке під час нагрівання рухається в бік менших температур, тобто від більш нагрітої поверхні матеріалу вглиб, захоплюючи з собою воду. Це явище називається термовологопровідністю. Кількість води, що переміщується під впливом температурного градієнта у напрямку теплового потоку, визначається рівнянням:

$$W_{\Delta t} = \frac{K_t S \Delta t \tau}{\delta}, \quad (6.66)$$

де Δt — різниця температур (рушійна сила), $^{\circ}C$; δ — товщина шару матеріалу, м; τ — час процесу, с; K_t — коефіцієнт термовологопровідності, аналогічний K_g у рівнянні (6.65).

Явище термовологопровідності перешкоджає руху води до поверхні матеріалу. У зв'язку з тим, що вода за рахунок вологопровідності рухається від центру до поверхні, а вода за рахунок термовологопровідності — навпаки, від периферії до центру матеріалу, сумарний ефект переміщення води виразиться різницею:

$$W = W_{\Delta c} - W_{\Delta t}. \quad (6.67)$$

Нами розглянуто перший період сушильного процесу. У наступному періоді волога, що надійшла до поверхні матеріалу, випаровується. Пара утворює на поверхні матеріалу приграничний повітряно-паровий шар, що знаходиться у рівновазі з вологістю матеріалу і насичений водою з температурою поверхні матеріалу. З цієї поверхневої плівки водяна пара дифундує в навколишнє повітря. Рушійною силою цього процесу дифузії є різниця тисків пари біля поверхні матеріалу (в плівці) (p_n) і в навколишньому повітрі (p_e):

$$\Delta p = p_n - p_e. \quad (6.68)$$

Кількість пари, що надійшла у повітря, визначається за законом випаровування з вільної поверхні:

$$W_e = K_e (p_n - p_e) S \tau, \quad (6.69)$$

де K_e — коефіцієнт випаровування, $\text{кг/Н}\cdot\text{с}$; S — поверхня випаровування, м^2 ; τ — час сушіння, с.

Для того, щоб сушіння було рівномірним і висушений продукт мав високу якість, необхідно, щоб кількість вологи, яка випаровується з поверхні матеріалу рівнялась би кількості вологи, яка підводиться до поверхні в результаті вологопровідності та термовологопровідності, тобто:

$$W_e = W = W_{Ac} - W_{At}. \quad (6.70)$$

Таким чином, швидкість сушіння залежить від швидкості дифузії всередині матеріалу та швидкості вилучення вологи з його поверхні, тобто від властивостей матеріалу та умов сушіння.

Для розрахунку і конструювання сушильних установок необхідно знати кінетику процесу, тобто швидкість сушіння, що визначається кількістю вологи W , яка випаровується з одиниці поверхні S матеріалу за одиницю часу τ :

$$q_w = \frac{W}{S \tau}, \quad (6.71)$$

де q_w — густина потоку вологи під час сушіння, $\text{кг/м}^2 \cdot \text{с}$.

Для вивчення швидкості сушіння зазвичай використовують лабораторну установку (рис. 6.30). Повітря, підігріте в електрокалорифері 4, вентилятором 3 подається в камеру 2, в якій на шальці вагів 1

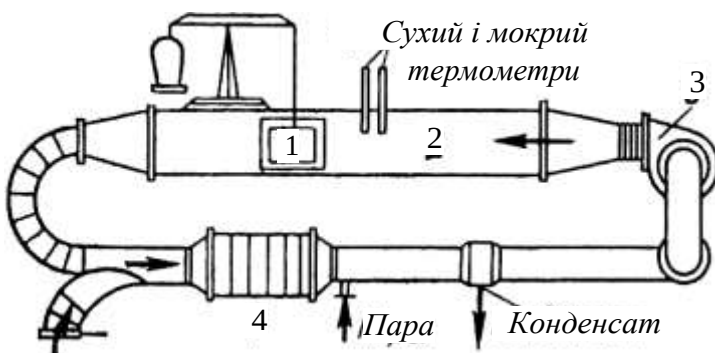


Рисунок 6.30 — Схема сушильної лабораторної установки

розміщено матеріал, який підлягає сушінню. У сушарці підтримують постійну температуру і вологість повітря, для чого передбачено подачу водяної пари на зволоження і охолодження повітря з відводом сконденсованої пари. За зміною маси матеріалу у процесі сушіння будують криву сушіння в координатах W – τ з постійними параметрами повітря (рис. 6.31).

З наведеного графіку витікає, що весь процес сушіння можна поділити на три періоди: нагрівання матеріалу, постійної швидкості сушіння і падаючої швидкості сушіння. Перший етап називають періодом прогрівання матеріалу, на цій стадії видаляється лише незначна частина вологи. Для тонких матеріалів та тіл невеликих розмірів початкова стадія сушіння дуже мала і тому під час розрахунків не враховується.

Після періоду прогрівання вологість матеріалу змінюється за лінійним законом і, отже, швидкість сушіння, що являє собою зміну вологості за одиницю часу, буде постійною. У цей період кількість вологи, яка підводиться до поверхні матеріалу, з якої відбувається випаровування, відповідає кількості вологи, яка випаровується з поверхні. Період постійної швидкості сушіння триває до певного значення, що називається першою критичною вологістю (точка K_1 на рис. 6.31). У цей період сушіння видаляється вільна волога, що

міститься в мікрокапілярах, та волога змочування, і частково волога внутрішніх шарів.

Після критичної точки K_1 іде третій період, під час якого швидкість сушіння падає, асиметрично наближаючись до нульового значення, відповідного рівноважній вологості. У періоді падаючої швидкості сушіння до поверхні матеріалу підводиться менше вологи, ніж може випаруватися, бо починає видалятися більш міцно зв'язана волога (адсорбційна і осмотична). Поверхня матеріалу покри-

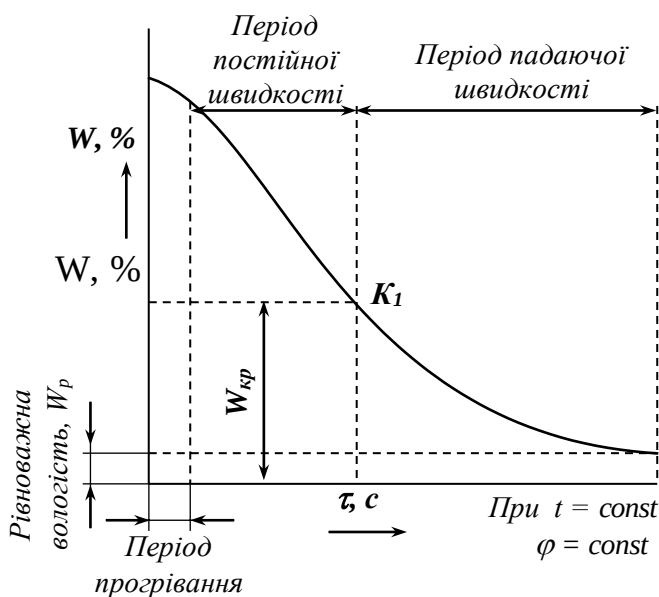


Рисунок 6.31 — Крива сушіння

вається скоринкою, що перешкоджає підведенню вологи до поверхні.

Для аналізу сушильного процесу служить також крива швидкості сушіння, побудована способом графічного або аналітичного диференціювання кривої сушіння.

Криву швидкості сушіння будують у координатах: по горизонталі — відсотковий вміст вологи у матеріалі, а по вертикалі — величину

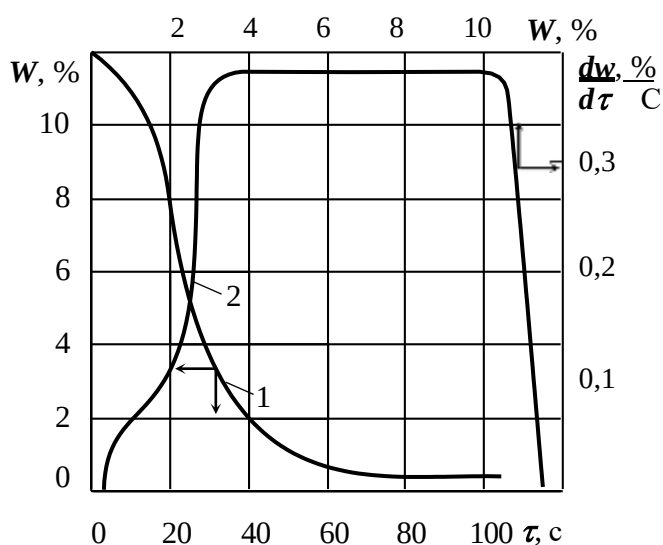


Рисунок 6.33 — Криві пасерування борошна

У зв'язку з аналогічністю процесів пасерування борошна і його сушіння викликає інтерес рис. 6.33, на якому зображені крива зміни вологості та швидкості процесу пасерування борошна у віброкиплячому шарі з ІЧ-нагрівом, отримані нами експериментальним шляхом. Як видно з рис. 6.33, крива зміни вологості борошна (крива 1) ідентична кривій сушіння, а швидкість процесу пасерування описується тією ж кривою, що і швидкість сушіння (крива 2).

6.5.4 Діаграма стану вологого повітря

Властивості вологого повітря і процеси, що відбуваються у ньому, особливо наочно подаються графічно за допомогою діаграми вологого повітря (рис. 6.34).

Діаграму, зображену на цьому рисунку, побудовано для барометричного тиску 745 мм рт.ст., в косокутній системі координат, що утворюють між собою кут 135° . На осях координат відкладено два основних параметри вологого повітря: ентальпія I кДж/кг сухого повітря (вісь ординат) і вологовміст x кг/кг сухого повітря (вісь абсцис). Окрім цих основних на I - x діаграмі нанесені такі лінії: постійної температури — ізотерми ($t = \text{const}$), що ідуть від осі ординат зліва на право вгору; постійної відносної вологості ($\varphi = \text{const}$) у вигляді пучка кривих, збіжні на осі ординат в одну точку з $x = 0$ і $t = -273^\circ \text{C}$; постійного парціального тиску водяної пари ($p = \text{const}$), вони проходять горизонтально у правому нижньому куті діаграми.

У процесі сушіння харчових продуктів, здійснюваного за допомогою вологого повітря, відбувається його нагрівання, охолодження, осушування і зволоження, а також змішування порцій повітря різних параметрів. За допомогою I - x діаграми може бути зображено будь-які процеси, що відбуваються у вологому повітрі. Щоб виявити спосіб користування діаграмою, розглянемо зображення в ній процесу простого конвективного сушіння вологого матеріалу.

На рис. 6.35 зображено схему сушильної установки, що складається з вентилятора 1, підігрівача 2 і сушильної камери 3.

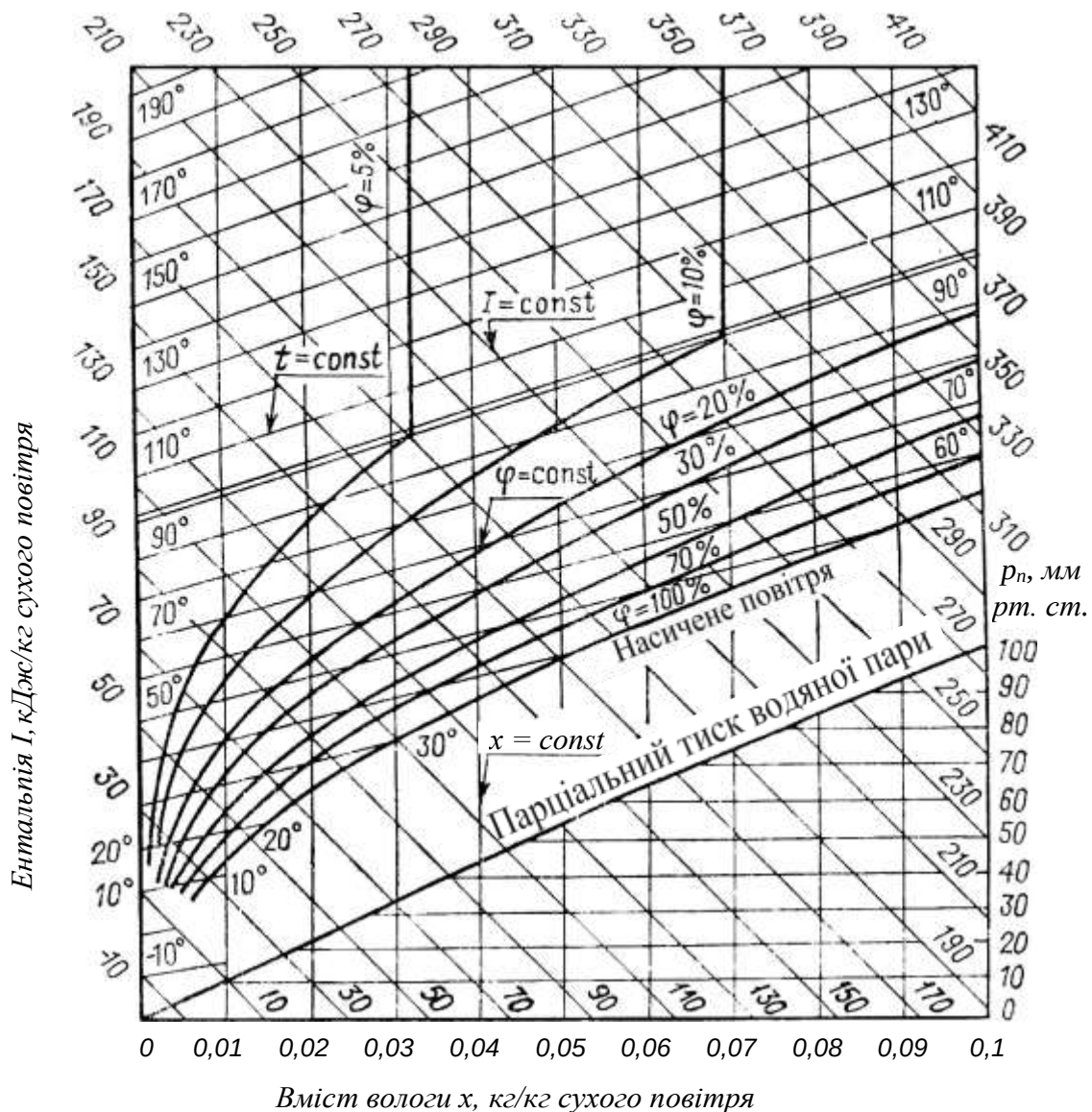


Рисунок 6.34 — Діаграма вологого повітря

Повітря надходить у підігрівач-калорифер, маючи параметри t_0 та φ_0 . Його стан визначається перетином ізотерми $t_0 = \text{const}$ і лінії $\varphi_0 = \text{const}$ (рис. 6.36). Цій точці A відповідають певне значення вологовмісту повітря x_0 та ентальпії I_0 . Зміна стану повітря в калорифері відбувається за постійним вологовмістом. Тому процес нагрівання зображається лінією AB з $x_1 = \text{const} = X_0 = \text{const}$.

Кінцева температура, до якої нагрівається повітря (точка B на діаграмі), дорівнює t_1 , кінцева відносна вологість φ_1 . Як видно з рис. 6.36 відносна вологість повітря під час нагрівання зменшується, а ентальпія зростає до I_1 . Кількість теплоти, що отримає повітря в процесі нагрівання, може бути знайдена за допомогою діаграми: $I_1 - I_0 = \Delta I$.

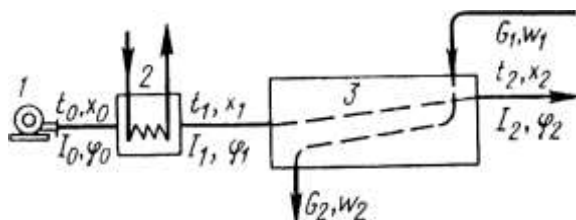
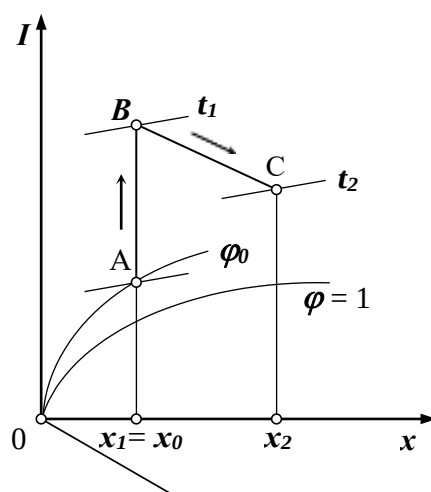


Рисунок 6.35 — Схема повітряної сушарки

Рисунок 6.36 — Зображення процесу сушіння в I - x -діаграмі

Якщо сушіння продуктів протікає в адіабатичних умовах (без втрат теплоти в довкілля і підведення теплоти ззовні), коли повітря є єдиним джерелом теплоти, необхідної для нагрівання продукту, то у сушарці відбувається процес адіабатичного охолодження повітря. Повітря, віддаючи теплоту, охолоджується і водночас поглинає вологу, що виділяється з продукту. У результаті цього збільшується вологовміст і відносна вологість повітря. Адіабатичне охолодження повітря в теоретичній сушарці іде за лінією постійної ентальпії ($I_1 = \text{const}$). У цьому випадку перехідна в повітря волога передає йому стільки ж теплоти, скільки воно, охолоджуючись, віддає продукту, з якого за рахунок цієї теплоти відбувається випаровування вологи. Стан повітря, що виходить з сушильної камери, зображається точкою C, яка визначається заданою кінцевою відносною вологістю повітря φ_2 або його температурою t_2 . Лінія BC зображає процес, що протікає в сушильній камері. Увесь процес теоретичного сушіння зображений в I - x діаграмі лінією ABC .

Користуючись побудовою, можна визначити витрату повітря і теплоти, необхідних для проведення процесу.

Витрата повітря l (у кг/кг випаруваної вологи):

$$l = \frac{1}{x_2 - x_1} = \frac{1}{x_2 - x_0}. \quad (6.72)$$

Вологовміст x_2 та $x_1 = x_0$ визначають за I - x діаграмою. На нагрівання у калорифері 1 кг сухого повітря, що надходить у сушарку, витрачається теплота (в кДж):

$$\Delta I = I_2 - I_0 = I_1 - I_0.$$

Витрата теплоти q (у кДж/кг випаруваної вологи):

$$q = l (I_1 - I_0) = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0}. \quad (6.73)$$

6.5.5 Матеріальний і тепловий баланси процесу сушіння

Процес у реальній сушарці відрізняється від розглянутого нами процесу в теоретичній сушарці тим, що $I_2 \neq I_1$.

Це викликано наявністю втрат теплоти і можливим введенням в сушильну камеру додаткової теплоти.

Нами вже розглянуто матеріальний баланс сушіння за абсолютно сухою речовиною (6.62), з якого можна визначити масу висушеного матеріалу і кількість води, що видаляється під час сушіння (6.63).

Для визначення витрати повітря на сушіння складемо матеріальний баланс за вологістю в повітряному потоці, який рухається у сушарці.

У сушарку волога надходить з вологим матеріалом $G_1 \omega_1 / 100$ і з вологим повітрям $L x_1$, де L — масова витрата сухого повітря. Отже, прибуток вологи у сушарку буде дорівнювати:

$$\frac{G_1 \omega_1}{100} + L x_1.$$

Волога виноситься з сушарки з вологим матеріалом $G_2 \omega_2 / 100$ і з вологим повітрям $L x_2$; тобто маємо: $G_2 \omega_2 / 100 + L x_2$. Отже, рівняння матеріального балансу за вологістю буде таким:

$$\frac{G_1 \omega_1}{100} + L x_1 = \frac{G_2 \omega_2}{100} + L x_2.$$

Звідки

$$\frac{G_1 \omega_1}{100} - \frac{G_2 \omega_2}{100} = L (x_2 - x_1).$$

Ліва частина останнього рівняння — це кількість вологи, що видаляється під час сушіння, тобто:

$$W = \frac{G_1 \omega_1 - G_2 \omega_2}{100}. \quad (6.74)$$

Виходячи з цього, матеріальний баланс за вологістю у сушарці можна виразити рівнянням:

$$W = L (x_2 - x_1),$$

звідки витрата абсолютно сухого повітря на сушіння складе:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_1}. \quad (6.75)$$

Питома витрата повітря на 1 кг випареної води в процесі сушіння дорівнює:

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_1} = \frac{1000}{d_2 - d_1}, \quad (6.76)$$

де d_2, d_1 — вологовміст повітря, г/кг.

Оскільки повітря, проходячи через калорифер, не поглинає і не віддає вологи, його вологовміст під час нагрівання у калорифері залишається постійним, тобто $x_1 = x_0$ ($d_1 = d_0$). Тому можна записати:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1000}{d_2 - d_0}, \text{ кг/кг.}$$

Таким чином, питома витрата повітря залежить тільки від різниці вологовмісту повітря до і після сушіння. Вона буде тим менша, чим більш сухе повітря подається в сушарку і нижче його температура t_1 на вході в сушарку.

Тепер складемо рівняння теплового балансу для конвективної сушарки безперервної дії. Теплота надходить в сушарку з такими тепловими потоками:

1) теплота зі свіжим повітрям $Q_n = L I_0$, де I_0 — ентальпія повітря, яке засмоктується вентилятором із довкілля, кДж/кг;

2) теплота, що передається повітрю у калорифері, Q_k ;

3) теплота, яка вводиться додатково в сушильну камеру, Q_d ;

4) теплота з вологим матеріалом, $Q = G_1 c_1 t_n$, де G_1 — маса матеріалу до сушіння, кг/с; c_1 — його теплоємність, кДж/(кг·К); t_n — початкова температура продукту, °С.

Оскільки за рівнянням (6.63) $G_1 = G_2 + W$, то можна записати:

$$Q = G_1 c_1 t_n = G_2 c_2 t_n + W c_\epsilon t_n,$$

де G_2 — маса продукту, що виходить з сушарки, кг/с; c_2 — його теплоємність, кДж/(кг·К); c_ϵ — теплоємність вологи, кДж/(кг·К);

5) теплота з транспортними засобами, за допомогою яких надходить продукт в сушарку і пересувається всередині неї:

$$Q_m = G_m c_m t'_m,$$

де G_m, c_m, t'_m — відповідно маса транспортних засобів, теплоємність матеріалу транспортних засобів та їхня температура на вході в сушарку.

Загальна кількість теплоти, яка вводиться в сушильну камеру, складає

$$Q_{\text{вх}} = Q_n + Q_k + Q_d + Q + Q_m = L \cdot I_0 + Q_k + Q_d + G_2 c_2 t_n + W c_\epsilon t_n + G_m c_m t'_m. \quad (6.77)$$

З сушильної камери теплота виноситься:

1) з потоком повітря, що виходить із сушарки $Q'_n = L I_2$, де I_2 — ентальпія повітря, що виходить, кДж/кг;

2) з висушеним продуктом, що виходить із сушарки $Q' = G_2 c_2 t_k$, де t_k — кінцева температура продукту, що виходить із сушарки, °С;

3) з вологою, що вилучається у вигляді пари разом з повітрям,

$Q'_{\text{вол}} = Wi$, де i — ентальпія водяної пари, кДж/кг;

4) з транспортними засобами, що виходять із сушарки $Q'_m = G_m c_m t''_m$, де t''_m — температура транспортних засобів на виході з сушарки, °С;

5) втрати теплоти в навколишнє середовище Q_ϵ .

Загальна витрата теплоти дорівнює:

$$Q_{\text{вих}} = Q'_n + Q' + Q'_{\text{вол}} + Q'_m + Q_\epsilon = L \cdot I_2 + G_2 c_2 t_k + W \cdot i + G_m c_m t''_m + Q_\epsilon. \quad (6.78)$$

Тепловий баланс виражають рівнянням:

$$Q_{\text{вх}} = Q_{\text{вих}}, \quad (6.79)$$

з якого визначають витрати теплоти на сушіння.

$$Q_k + Q_\delta = L (I_2 - I_0) + G_2 c_2 (t_k - t_n) + W(i - c_\epsilon t_n) + G_m c_m (t''_m - t'_m) + Q_\epsilon. \quad (6.80)$$

Таким чином, теплота, що витрачається на сушіння ($Q_k + Q_\delta$), йде на нагрівання повітря, матеріалу, транспортних засобів, випаровування води і на компенсацію теплових втрат в навколишнє середовище.

6.5.6 Способи та види сушіння

Розрізняють два основних види сушіння: природне та штучне. Природне сушіння проводять на відкритому повітрі без додаткового нагрівання. Цим способом сушать тютюн, рибу, сіль, зерно, овочі, плоди та іншу рослинну сировину. Штучне сушіння здійснюється в спеціальних сушильних установках із підведенням теплової енергії. Розрізняють основні способи штучного сушіння — контактний і конвективний, і спеціальні — радіаційний, діелектричний і сублімаційний. Під час контактного або кондуктивного сушіння теплота до продукту передається від теплоносія (повітря, димових газів або водяної пари) або будь-якого іншого джерела через стінку, що їх розділяє. Контактним способом сушать молоко, дріжджі, картопляне пюре, агар, пастоподібні овочеві та фруктові продукти. Конвективне сушіння протікає під час безпосереднього стикання нагрітого сушильного агента з вологим матеріалом (рис. 6.35). Цим способом, найбільш розповсюдженим у сушильній техніці, сушать хлібні та макаронні вироби, цукор, овочі, плоди, кондитерські вироби (мармелад, пастилу). Радіаційне сушіння здійснюється шляхом опромінення продукту інфрачервоним промінням. Особливістю сушіння вологого продукту за допомогою теплових інфрачервоних променів є швидке його прогрівання, в той час, як повітря в просторі між ІЧ-випромінювачами і матеріалом майже не нагрівається. Під час

діелектричного сушіння продукт нагрівається в полі струмів високої та надвисокої частот.

Сублімаційне сушіння є вилучення вологи з матеріалу шляхом перетворення її у лід, а після цього, проминувши рідку фазу — у водяну пару.

6.5.7 Основні апарати для сушіння продуктів

Апарати, що застосовуються для сушіння харчових продуктів, відрізняються великою різноманітністю конструкцій і можуть бути класифіковані за наступними ознаками: за способом підведення теплоти до висушуваного матеріалу — конвективні, контактні та спеціальні; за типом теплоносія — повітряні, газові та парові; за величиною тиску в сушильній камері — атмосферні та вакуумні; за способом дії — періодичної та безперервної дії; за направленням руху матеріалу і сушильного агента (у конвективних сушарках) — прямоточні, протитечієві, перехресного і змішаного потоку; за станом шару матеріалу в апараті — з нерухомим, рухомим, киплячим і фонтануючим шаром; за конструкцією сушильної камери — барабанні, шахтні, камерні, стрічкові, трубчаті, коридорні, вальцеві, розпилювальні та ін.

Стисло розглянемо принципові схеми найбільш широко застосовуваних для сушіння харчових продуктів контактних і конвективних апаратів. Контактні (кондуктивні) сушарки застосовуються для сушіння як твердих, так і рідких і пастоподібних продуктів. Для сушіння твердих продуктів серед контактних сушарок розповсюдження отримали вакуумні та атмосферні сушильні шафи (рис. 6.37). Їх застосовують для

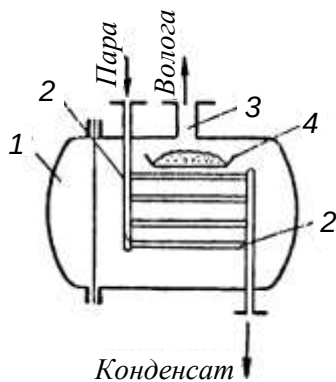


Рисунок 6.37 — Схема вакуум-сушильної шафи

сушіння пекарських дріжджів, крохмалю, плодів, рафінаду і різноманітних термолабільних матеріалів. Шафа — це камера 1, в якій є порожні плити 2. Продукт розміщується в деках 4 на плитах 2, що обігріваються глухою парою. Волога видаляється з сушарки через штуцер 3 вакуумним насосом, що з'єднаний із сушильною камерою через конденсатор, для уловлювання вологи з повітря. Сушильні шафи належать до апаратури періодичної дії, в якій великий відсоток робочого часу витрачається непродуктивно (завантаження, вивантаження матеріалів). Недоліком є і те, що

сушіння матеріалу здійснюється у нерухомому шарі.

Для сушіння рідких і пастоподібних продуктів (молока, агару, желатина, картопляного та овочевого пюре) під вакуумом і з атмосферним тиском застосовуються вальцеві сушарки безперервної

дії: одно- та двовальцьові. Двовальцьова сушарка (рис. 6.38) має два порожні вальці (барабани) 3 і 5, що приводяться в обертання від електродвигуна через редуктор і поволі обертаються назустріч один одному. У проміжок між вальцями через патрубок 4 подається висушуваний матеріал. Усередину порожнистих вальців через порожнисту цапфу подається гріюча пара, конденсат відводиться через спеціальну трубку. На поверхні вальців утворюється тонка суха плівка продукту, яка зчищається з поверхні ножами 2 і 6, і падає в бункери 1 і 7. Продуктивність вальцьових сушарок пропорційна довжині та діаметру вальців, а також швидкості їхнього обертання, яка залежить від часу, що вимагається на висушування матеріалу.

Конвективні сушарки — апарати, в яких випаровування вологи з висушуваного матеріалу відбувається за рахунок теплоти газоподібного сушильного агента під час контакту матеріалу і теплоносія. До цієї групи сушарок належать камерні, тунельні, стрічкові, барабанні, розпилювальні, пневматичні, сушарки з псевдозрідженням і віброкиплячим шаром.

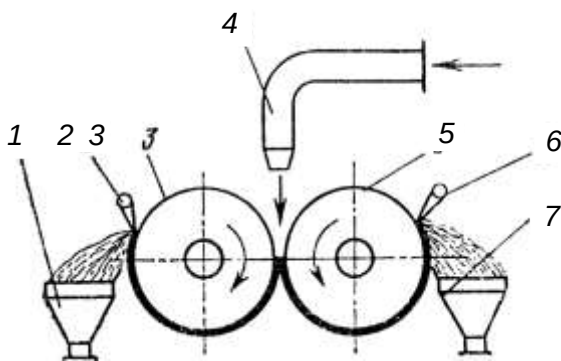


Рисунок 6.38 — Схема двовальцьової сушарки

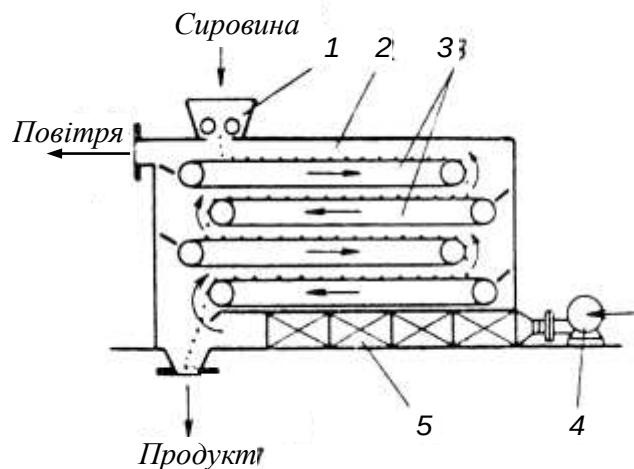


Рисунок 6.39 — Схема стрічкової сушарки

Багатострічкові сушарки безперервної дії (рис. 6.39) застосовуються для сушіння овочів, плодів, сухарів, крохмалю, макарон та інших виробів. Усередині сушильної камери 2 розміщені один над одним декілька стрічкових транспортерів 3, стрічки яких (тканинні, сітчасті або металеві) рухаються у протилежних напрямках. Матеріал із завантажувального бункера 1 надходить на стрічку верхнього транспортера, переміщується вздовж сушильної камери 2 і після цього пересипається на розташований нижче транспортер. Повітря подається вентилятором 4 через калорифери 5 у сушильну камеру 2, де пронизує шар матеріалу на кожній перфорованій стрічці. Стрічкові сушарки бувають прямоочними, протитечійними і з перехресним потоком, вони також можуть вироблятися з рециркуляцією і проміжним підігріванням повітря. За рахунок цього у стрічкових сушарках досягаються м'які умови сушіння.

Рівномірність сушіння досягається завдяки багаторазовому перемішуванню продукту під час пересипання зі стрічки одного транспортера на інший.

Барабанні обертові сушарки (рис. 5.13) отримали найбільше розповсюдження завдяки високій продуктивності, нескладності конструкції та можливості сушити різноманітні продукти. Вони застосовуються для сушіння бурякового жому, зерно-картопляної барди, кукурудзяних паростків і мезги, зерна і цукру-піску. Теплоносієм є повітря, топкові гази або газо-повітряна суміш. У середині металевого сушильного барабану залежно від властивостей висушуваного матеріалу розташовуються насадки

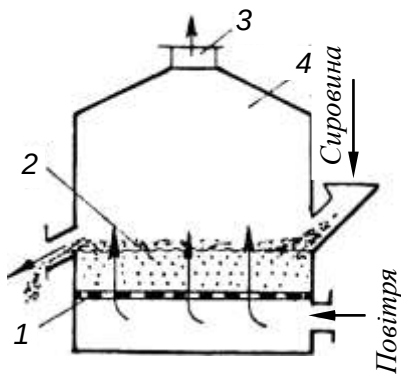


Рисунок 6.40 — Схема сушарки з «киплячим» шаром

різних типів. Обертання барабану здійснюється від електропривода за допомогою насадженого на барабан зубчатого обода (вінця); частота обертання не перевищує $5 \dots 8 \text{ хв}^{-1}$. Відношення довжини барабану до діаметра дорівнює $5 \dots 6$.

Сушарки з «киплячим» (псевдозрідженим) шаром в останні 20...30 років отримали широке розповсюдження для сушіння багатьох сипких матеріалів (зерна, цукру-піску, хлібопекарських дріжджів, овочів, плодів, комбікормів тощо), а також паст і розчинів. Застосовуються апарати круглого і прямокутного

перетину, одно- і багатокамерні, безперервної дії, періодичні та напівбезперервні. На рис. 6.40 зображено схему конвективної установки для сушіння в «киплячому» шарі. Вологий матеріал розташовують на пористій перегородці (решітці) 1. Сушильний агент (повітря) відповідних параметрів подається під решітку 1, проникає крізь решітку в верхню частину сушильної камери 4, прогріває шар продукту 2 і перетворює його у псевдозріджений стан. При цьому відбувається рівномірне нетривале сушіння, і готовий продукт отримує високу якість. Повітря разом із водяною парою відводиться з сушарки через патрубок 3. При сушінні рідких та в'язких продуктів у «киплячому» шарі останні розпорошуються, осідають на псевдозрідженому шарі інертного матеріалу (наприклад, гранул фторопласту) і швидко висушуються. Після цього здійснюється відокремлення висушеного продукту від інерту.

У останні роки вивчено процес сушіння різноманітних харчових продуктів (овочів, казеїну, дріжджів) у віброкиплячому шарі та запропоновано низку конструкцій вібросушарок. За такого способу сушіння інтенсивне перемішування матеріалу відбувається в результаті одночасного впливу вертикальних вібрацій решітки і висхідного повітряного потоку. Застосування вертикальних вібрацій решітки з великою амплітудою ($5 \dots 10 \text{ мм}$) і малою частотою значно розрихлює

шар, покращує його однорідність і забезпечує стаке «кипіння» зі швидкістю повітря, що у два рази нижче критичної на нерухомій решітці. Сушіння у віброкиплячому шарі є високоінтенсивним процесом і дозволяє порівняно з сушінням на парових конвеєрних сушарках зменшити його тривалість (наприклад, для овочів — у 2...3 рази), одержувати швидкорозварювальні сушені овочі та плоди високої якості зі зниженою вологістю.

Матеріали з великою початковою вологістю, наприклад, молоко, соки, яйця, желатин, ферментні препарати та інші, сушать у розпилювальних сушарках безперервної дії (рис. 6.41). Ці апарати складаються з сушильної камери 1, всередині якої знаходиться спеціальний розпилювальний пристрій 2, і пилоуловлювального апарата-фільтру 4 для повітря.

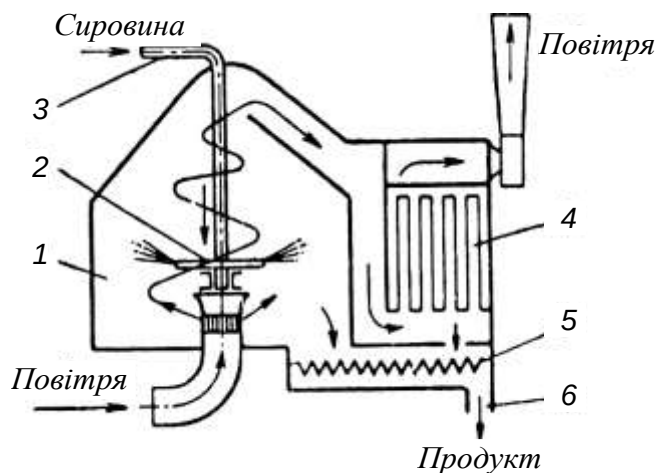


Рисунок 6.41 — Схема розпилювальної сушарки

Висушуваний матеріал через патрубок 3 безперервно надходить у камеру 1 і за допомогою відцентрових пристроїв 2 (або форсунок) розпилюється (диспергується у повітряне середовище). Оскільки швидкість сушіння значною мірою зумовлюється величиною частинок висушуваного продукту, то зрозуміло прагнення до максимального збільшення поверхні випаровування. Відзначимо, що площа

поверхні 1 кг розчину в результаті розпилення збільшується в декілька тисяч разів, досягаючи 600 м^2 . Розмір частинок звичайно не перевищує 10...15 мкм. У внутрішній простір камери 1 назустріч продукту подається нагріте до температури 120...150° С профільтроване повітря. Для висушування потрібні частки секунди, температура продукту завдяки високій швидкості сушіння під час процесу залишається близькою до температури мокрого термометра. Повітря, що виходить із сушарки, пропускають через повітряний фільтр 4 (рукавний або патронний), де воно звільняється від частинок порошку, що їм були винесені з сушильної камери. Висушений матеріал у вигляді порошку збирається на дні сушарки, звідки шнеком 5 виводиться з камери через патрубок 6. Перевагою розпилювальних сушарок є можливість використання теплоносіїв із високою температурою навіть для сушіння термолабільних матеріалів (молока, яєць). Рідкі продукти, які піддаються сушінню, доцільно попередньо згущувати на вакуум-випарних установках, що дозволить істотно знизити питому витрату теплоти.

Знаходить застосування і двоступінчата сушильна установка, перший ступінь якої — розпилювальна сушарка, а другий — сушарка із псевдозрідженим шаром.

6.5.8 Спеціальні та перспективні методи сушіння

За останні роки промисловість і наука накопичили багатий досвід сушіння харчових продуктів. Основною метою при цьому є максимальне збереження у продукті смакових і ароматичних речовин, а також живильних властивостей. Не втрачає актуальності й завдання впровадження нових високоінтенсивних процесів і апаратів, заснованих на електрофізичних методах.

Висушені продукти тваринного та рослинного походження, що виробляються сьогодні, під час сушіння дають значну усадку, зменшуючись у об'ємі у 3...4 рази, а у процесі подальшої гідратації повільно відновлюються, поглинаючи воду. З метою усунення цих недоліків у останні роки розроблено низку нових методів одержання швидковідновлювальних сушених продуктів.

До них відноситься одержання пористих продуктів шляхом:

- 1) інтенсивного підведення теплоти до центру продукту (в ГЧ-променях, ВЧ- і НВЧ-полях);
- 2) створення перепаду тиску пари, що викликає руйнування структури продукту і збільшення його пористості («вибухове» сушіння і сушіння перегрітою парою);
- 3) конвективного сушіння з попереднім заморожуванням;
- 4) сублімаційного сушіння;
- 5) сушіння у в спіненому стані.

Використання інфрачервоних променів для сушіння матеріалів дозволяє значно інтенсифікувати процеси внаслідок збільшення густини теплового потоку на поверхні матеріалу і проникнення цих променів на деяку глибину (0,1...2 мм). Як генератори ГЧ-випромінювання для

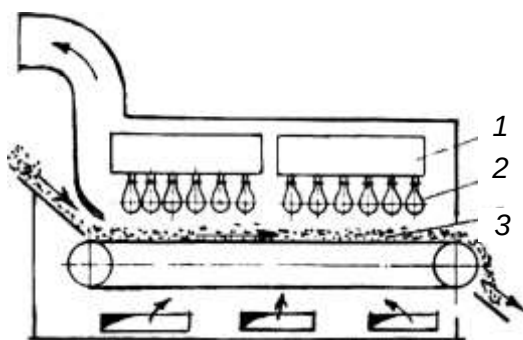


Рисунок 6.42 — Схема стрічкової радіаційної сушарки

промислових сушильних установок застосовуються спеціальні електричні лампи із дзеркальними відбивачами або керамічні екрани чи панелі, що обігріваються газом.

На рис. 6.42 зображено схему стрічкової радіаційної сушарки.

Джерелом ГЧ-енергії у ній є лампи 2, оснащені рефлекторами 1, що спрямовують промені на транспортер, який переміщує висушуваний продукт 3.

Під час інфрачервоного опромінення густина теплового потоку на поверхні матеріалу в 20...100 разів більше, ніж під час конвективного сушіння, тому, обираючи режим опромінення, враховують технологічні особливості матеріалів. Так, для низки харчових продуктів (плоди, овочі, зерно, молоко та ін.) у зв'язку з необхідністю збереження у них вітамінів рекомендується застосовувати комбіновані методи обробки. Під час ІЧ-опромінення швидке нагрівання поверхні висушуваних частинок продукту створює температурний градієнт, сприятливий переміщенню вологи до центру частинок, тобто явище термовологопровідності стає гальмом сушіння. Крім того, швидке сушіння поверхні частинок призводить до утворення на них скоринки, що перешкоджає випаровуванню вологи у довкілля.

Заслугує на увагу поєднання радіаційно-конвективного сушіння з переривчастим (осцилюючим) режимом опромінення. Таке опромінення дозволяє уникнути перегріву продукту, що дуже важливо для збереження його якості, а також знизити витрату енергії. Під час відключення генератора ІЧ-променів відбувається вирівнювання температур по перетину частинок, температурний градієнт змінює свій знак і волога спрямовується від центру до поверхні. Відбувається інтенсифікація процесу сушіння, а утворення скоринки виключається. Про ступінь інтенсифікації під час комбінованої обробки можна робити висновок за такими даними. Під час симетричного осцилюючого режиму (20 с опромінення і 20 с відліжка) тривалість сушіння моркви до 12%-ї вологості склала 78 хв. проти 106 хв. під час безперервного ІЧ-опромінення. Максимально інтенсифікувати процес сушіння овочів і картоплі можливо комбінуючи киплячий або віброкиплячий шар та ІЧ-опромінення. У даному випадку створюється сприятливе поєднання позитивних властивостей псевдозрідженого шару та ІЧ-нагрівання.

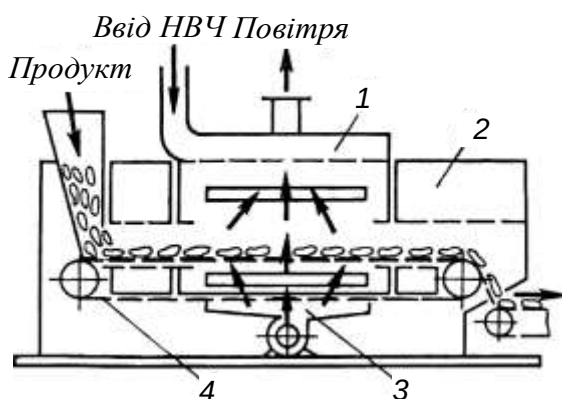


Рисунок 6.43 — Схема НВЧ-установки для сушіння хрусткої картоплі

ВЧ- і НВЧ-нагрівання харчових продуктів — прогресивний технічний прийом, що дозволяє значно інтенсифікувати теплові та масообмінні процеси. Під час сушіння у НВЧ-полі теплота виділяється в усьому об'ємі тіла, але внаслідок тепловіддачі від зовнішньої поверхні температура глибинних шарів виявляється вище, ніж на поверхні. Різниця температур і вологості, що виникають у матеріалі, прискорюють переміщення вологи з

глибини тіла до поверхні (направлення концентраційної та термодифузії співпадають) у десятки і сотні разів порівняно з конвективним сушінням.

Проте внаслідок підвищеної витрати електроенергії на 1 кг випаровуваної води діелектричне сушіння сьогодні застосовується тільки в поєднанні з конвективним. На рис. 6.43 зображено схему установки для сушіння хрусткої картоплі в полі НВЧ на кінцевій стадії технологічного процесу. Сушарка складається з двох паралельних тунелів із загальною системою повітрязабезпечення. Кожний тунель живиться від магнетрона потужністю 25 кВт через хвилевід 1. На кінці тунелю встановлюється уловлювач 2, в якій затухає енергія, яка не поглинається продуктом. З шаром картоплі на конвеєрній стрічці 4 у 76...125 мм, температурою повітря, що подається вентилятором 3 у 100°C , тривалість обробки до вологості сухої картоплі 2% становить усього 2,5...4 хв. У цій установці високочастотна енергія витрачається тільки на нагрівання матеріалу і на створення температурного градієнта. Вилучення води з поверхні проводиться шляхом конвекції. Виконані дослідження з сушіння струмами НВЧ цукру-рафінаду, хліба, овочів та фруктів. Проте струми НВЧ ще не знайшли широкого застосування для сушіння цих матеріалів. Відзначимо, що застосування високочастотного сушіння обмежене також через необхідність чіткого дотримання умов особливих заходів техніки безпеки.

Сублімаційне сушіння — це сушіння матеріалів у замороженому стані, під час якого вода, що знаходиться у стані льоду, переходить у пару, обминаючи рідкий стан, тобто відбувається сублімація. Таке

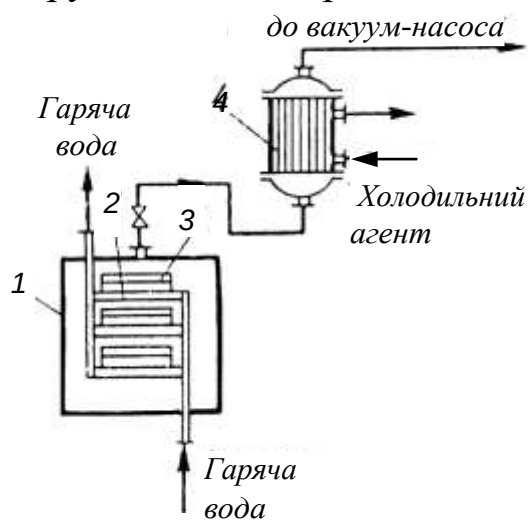


Рисунок 6.44 — Схема сублімаційної сушарки

сушіння є різновидністю контактного вакуум-сушіння, але проводиться під більш глибоким вакуумом. Остаточний тиск в сублімаційних сушарках становить 133,3...13,3 Па (1,0...0,1 мм рт. ст.). Процес іде за відповідно низьких температур (близько -50°C).

Сушіння сублімацією проводять в установках (рис. 6.44), що складаються з сушильної камери-субліматора, конденсатора-виморожувача і системи високовакуумних насосів. Вологий продукт попередньо заморожують за температури близько -15°C ... -18°C . Для більшої

частини харчових продуктів охолодження нижче -18°C може призвести до необоротних змін білкових речовин. Унаслідок цього погіршується якість продуктів, а також втрачається спроможність поглинати воду під час обводнення, яке проводять для відновлення початкового вигляду, смаку і форми продукту.

Заморожений продукт у деках 3 кладуть на плити 2 (всередині яких може циркулювати гаряча вода) субліматора 1, де у високому вакуумі

відбувається випаровування льоду і додаткове охолодження продукту. Коли значну частину вологи у вигляді пари усунено з продукту, включають нагрівання гарячою водою і матеріал досушують за температури близько 30° С. Водяна пара з субліматора надходить у труби кожухотрубного конденсатора-виморожувача 4, у міжтрубному просторі якого циркулює низькотемпературний холодоносій (аміак, розсіл) з холодильної установки. У трубах конденсатора відбувається конденсація і заморожування водяної пари. Звичайно встановлюються два конденсатора (на рис. 6.44 умовно показано один), що працюють поперемінно: у той час як в одному конденсаторі відбувається конденсація і заморожування, другий розморожується для вилучення льоду.

Продукти, висушені сублімацією, зберігають структуру, колір, смак, запах, живильні властивості, біологічну цінність (білки, вітаміни) і можуть зберігатися довгий час. Цим способом сушать харчоконцентрати, м'ясні та молочні продукти, овочі та плоди, але спосіб є дорогокоштуючим і складним в апаратурному відношенні. Проте витрати на обладнання і експлуатацію цілком виправдуються високою якістю висушених продуктів.

На закінчення зупинимось на деяких перспективних методах сушіння, які не отримали доки широкого розповсюдження.

Суттєвість «вибухового» сушіння полягає в тому, що підготовлену сировину спочатку підсушують до вологості 25...45% (залежно від виду продукту), а після цього завантажують у спеціальний апарат — «гармату», де піддають його «вибуху». Апарат — це циліндр, що обертається навколо горизонтальної осі. Для його нагрівання є розташовані під ним газові пальники. З одного боку циліндр має глуху кришку, а з другого — герметичну кришку, що закривається із пристроєм, що замикається. У апарат завантажують продукт, закривають кришку, встановлюють циліндр в горизонтальне положення, включають нагрів та привід. Після досягнення тиску в циліндрі близько 1,0...2,5 МПа скидають тиск. Це приводить до миттєвого перетворення частини вологи, що міститься в продукті, в пару, в результаті чого продукт набуває пористої структури (об'єм збільшується в 15...20 разів). Час відновлення сушених овочів і картоплі під час означеного способу обробки становить 5...7 хв. Цей процес не знайшов широкого застосування внаслідок низки недоліків апарата: низька продуктивність, періодичність дії, високий рівень шуму під час роботи.

Суть способу сушіння продуктів переробки плодів та овочів (пюре, паст, концентрованих соків) у вспіненому стані з одержанням швидковідновлювальних порошків полягає в тому, що пюреподібний або концентрований рідкий продукт збивають у стійку піну з використанням піностабілізуючих речовин і висушують до вмісту вологи

2...4%. Спінювання надає продукту більш жорстку структуру і збільшує його поверхню для прискорення дифузії вологи. З точки зору теплопередачі цей спосіб не ефективний, бо піні притаманна низька теплопровідність. Проте піносушіння — це порівняно швидкий спосіб сушіння (тривалість процесу для різних продуктів складає від 3 до 20 хв), що не вимагає високої температури. Для стабілізації піни використовують емульгатори (сухе молоко, агар, желатин, крохмаль, метил целюлозу та ін.), для покращення спінювання через збиту масу в деяких випадках продувають повітря. Сушіння піни здійснюють частіше за все конвективним способом на стрічкових сушарках. Висушений продукт подрібнюють, просівають та пакують у герметичну тару. Піносушінню піддають соки та пюре малини, полуниці, яблук, пюре з томатів, картопляне пюре та ін.

Запитання до підрозділу 6.5

1. На які три групи можна розділити матеріали в харчових виробництвах?
2. Назвіть три форми зв'язку вологи з матеріалом. Яка волога відокремлюється в процесі сушіння?
3. Чому найпоширеніший процес називають конвективним сушінням?
4. Чи може повітря мати стан, при якому температура мокрого термометра стане вище температури сухого термометра? Чи можуть ці температури бути однаковими?
5. Чи сприяє підвищенню швидкості сушіння явище термовологопровідності?
6. За допомогою яких показників оцінюють економічність процесу сушіння?
7. Які способи сушіння ви знаєте? У яких установках вони реалізуються?
8. Яким чином досягають збільшення поверхні випаровування вологи в сушарках?
9. За яких умов здійснюється сушіння сублімацією?
10. Складіть матеріальний та тепловий баланс процесу повітряного сушіння.

6.6 КРИСТАЛІЗАЦІЯ ТА РОЗЧИНЕННЯ

6.6.1 Сутність процесу кристалізації та область його застосування

Кристалізацією називають процес виділення твердої фази у вигляді кристалів із розчинів і розплавів. Кристали — це однорідні тіла різноманітної геометричної форми, обмежені плоскими

гранями. Кристали, що містять молекули води, називаються кристалогідратами.

Одержання великої кількості кристалів у промислових умовах (наприклад, цукру) називають масовою кристалізацією. Вона проводиться у разі зниження розчинності речовини, що виділяється, за рахунок вилучення частини розчинника або зміни температури розчину.

Кристалізація з розчину ведеться з охолодженням розплавленої маси матеріалу, головним чином, для його затвердіння (наприклад, кристалізація тригліцеридів у виробництві маргарину).

Способами кристалізації здійснюються такі процеси харчової технології: 1) виділення твердих розчинених речовин з розчинів; 2) затвердіння розплавів; 3) розподіл сумішей речовин на фракції, збагачені будь-яким компонентом, а інколи на практично чисті компоненти; 4) глибоке очищення речовин від домішок. Усі ці процеси підпорядковані загальним закономірностям, хоча і мають низку технологічних особливостей і відрізняються апаратурним оформленням. Процес є основним для одержання твердих речовин, що кристалізуються у чистому вигляді завдяки тому, що під час кристалізації завжди можна підібрати таку температуру і концентрацію, за яких небажані домішки залишаються в розчині. Кристалізація при цьому виконує таку ж роль як і ректифікація рідини. Для одержання надчистих речовин вдаються до багаторазової перекристалізації. Так, наприклад, на вітчизняних бурякоцукрових заводах застосовуються дво- або трикристалізаційні технологічні схеми.

Кристалізація є дифузійним процесом; під час його здійснення відбувається масообмін між рідкою і твердою фазами. У результаті масообміну речовина переходить із рідкої фази в тверду.

Кристалізація застосовується у харчовій промисловості під час виробництва цукру, кухонної солі, згущеного молока, молочного цукру, лимонної та молочної кислот, кондитерських виробів, маргарину та інших продуктів. На підприємствах ресторанного господарства кристалізацію застосовують у тих випадках, коли треба очистити цукор, сіль, лимонну кислоту та інші продукти, що розчиняються та кристалізуються. Процес кристалізації використовують також під час згущення виморожуванням термостійких рідких харчових продуктів. При цьому зберігаються їх поживні властивості.

У деяких виробництвах кристалізація є небажаним процесом. Наприклад, у процесі виробництва карамелі використовують різноманітні методи, щоб запобігти кристалізації — додають крохмальну патоку, інвертний цукор та інші антикристалізатори.

У виробничих умовах процес кристалізації складається з таких операцій: власно кристалізації, відокремлення кристалів від розчину

(що називається в цьому випадку маточним), перекристалізації (у випадку необхідності), промивання кристалів та їх наступного сушіння. Як попередню операцію, що забезпечує необхідну концентрацію розчину перед кристалізацією, як правило, проводять випарювання.

6.6.2 Механізм та кінетика процесу кристалізації

Процес кристалізації характеризується статикою, кінетикою та динамікою. Статика кристалізації визначає умови рівноваги між кристалами і розчином, з якого вони утворювались, а також зв'язок між початковими та кінцевими параметрами процесу.

Кінетика встановлює величину швидкості переходу речовини з однієї фази в іншу за заданих умов.

Динаміка кристалізації визначає характер зміни параметрів системи у часі на внутрішні збурення і зовнішні регулюючі впливи.

Процеси кристалізації відрізняються значною складністю. Найбільш опрацьовано питання статистики процесу, у меншому ступені — його кінетики; динаміка процесу кристалізації з розчинів знаходиться у початковій стадії вивчення.

У основі процесу кристалізації лежить спроможність речовини розчинятися у різноманітних рідинах, що називаються розчинниками. Найбільш розповсюдженим розчинником є вода. Тверді речовини залежно від того, як змінюється їх розчинність зі зміною температури, можуть володіти позитивною розчинністю (розчинність із підвищенням температури збільшується) і значно рідше — негативною розчинністю (з підвищенням температури розчинність знижується).

Розчин, що знаходиться у рівновазі з твердою фазою за даної температури, називається насиченим. У такому розчині між твердою речовиною і розчином має місце динамічна рівновага, яка характеризується тим, що в одиницю часу кількість частинок, що розчиняються з кристалів і переходять у розчин, дорівнює кількості частинок, що кристалізуються в розчині та переходять у тверду фазу.

Інколи концентрація розчиненої речовини може бути більше його розчинності. Такі розчини називаються перенасиченими. Умови перенасичення розчину досягаються випаровуванням частини розчинника у відкритій посудині за температури нижче точки кипіння; під час випаровування частини розчинника у випарному апараті; під час додавання в розчин водовідбираючих речовин; під час охолодження розчинів із позитивною розчинністю або нагрівання розчинів із негативною розчинністю речовин. Перенасичені розчини нестійкі, легко переходять у насичені розчини. Під час такого переходу з перенасичених розчинів випадає тверда фаза.

Процес кристалізації будь-якої речовини розглядається як такий, що протікає в дві стадії. На першій стадії утворюються зародки (центри) кристалізації, на другій — відбувається ріст кристалів навколо них. У загальній теорії кристалізації утворення зародків кристалів розглядається як дифузійний процес, оскільки для нього необхідна рухливість атомів у вихідній фазі та новій фазі, що утворюється; хоча механізм цього процесу не отримав ще закінченого рішення. Наявні теоретичні дані та результати численних експериментальних досліджень дозволяють затверджувати, що швидкість утворення зародків залежить від температури, механічних (перемішування, струшування) та інших (наприклад, ультразвукових) впливів, ступеня шорсткості стінок та ін.

Існують і декілька теорій росту кристалів: молекулярно-кінетична, термодинамічна, дифузійна та ін. Кожна з них пояснює лише окремі сторони процесу, однак єдиної теорії росту кристалів і пояснення механізму процесу поки що немає.

Згідно з молекулярно-кінетичною теорією (адсорбційною) друга стадія кристалізації — ріст кристалів — розглядається як низка елементарних актів приєднання до зростаючої поверхні граней молекулярних комплексів, що утворилися в масі вихідної фази. У процесі росту кристалів відбувається масовіддача до поверхні межового шару, дифузія речовини через цей шар до поверхні кристалу, рух частинок вздовж поверхні кристалу і включення їх у поверхневу кристалічну решітку, відведення теплоти кристалізації та вивільненої гідратаційної води від поверхні кристалу. Перехід молекул розчиненої речовини до поверхні зростаючого кристалу прискорюється перемішуванням внаслідок зменшення товщини дифузійного межового шару. Швидкість росту кристалів також збільшується з підвищенням температури, при цьому прискорюється дифузія, полегшується підхід з розчину нових молекул речовини, з яких складається структура кристалу. Дифузія в напрямку до центру кристалізації виникає у зв'язку з тим, що концентрація твердої речовини навколо кристалу менша, ніж тієї, що віддалена від нього.

Рушійною силою кристалізації, як і у всякому масообмінному процесі, є різниця концентрацій. У даному випадку це різниця між концентрацією перенасиченого розчину C і насиченого розчину C_n у межовій дифузійній плівці, що покриває зростаючий кристал. Ця різниця концентрацій $(C - C_n)$ забезпечує подолання двох опорів: дифузійного опору межового шару та кінетичного опору, тобто того опору, що виникає під час введення молекули речовини в кристалічну решітку кристалу.

Згідно з рівнянням масопередачі (6.11) можна записати, що кількість речовини M , яка перейшла з розчину в межовий шар:

$$M = \frac{D S \tau \Delta C}{\delta}, \quad (6.81)$$

де D — коефіцієнт дифузії, $\text{м}^2/\text{с}$; δ — товщина межового шару, м ; S — поверхня кристалів, м^2 ; τ — тривалість процесу, с ; $\Delta C = C - C_n$ — рушійна сила кристалізації як дифузійного процесу, $\text{кг}/\text{м}^3$.

За Епштейном коефіцієнт дифузії виражається таким чином:

$$D = \frac{K_0 T}{\eta}, \quad (6.82)$$

де K_0 — константа речовини, що дифундує; η — динамічний коефіцієнт в'язкості середовища, $\text{Па}\cdot\text{с}$; T — абсолютна температура середовища, К .

Тоді рівняння (6.81) можна записати у вигляді:

$$M = \frac{K_0 T \cdot S \tau (C - C_n)}{\eta \delta}. \quad (6.83)$$

Це рівняння справедливе для деякого проміжку часу, в ході якого коефіцієнт перенасичення (рівний $\Pi = C/C_n$), поверхня і температура не змінюються. Аналіз рівняння (6.83) дозволяє встановити чинники, які впливають на швидкість процесу кристалізації.

Величина кристалів, що утворюються, залежить від кількості центрів кристалізації у розчині. Для одержання однорідних за розмірами кристалів вдаються до використання так званої затравки. Затравка — це найдрібніші частинки кристалів або навіть найдрібніші кристали тієї ж речовини, що вносяться у перенасичений розчин. Кожна з частинок затравки є центром кристалізації. Кристали, що утворюються, мають різні розміри, а отже, і різну масу. Наприклад, маса дрібного кристалу цукру становить біля 0,000 1 г, а великого — 1,5 кг. Дрібні кристали утворюються у випадку наявності численних центрів кристалізації, а також під час швидкого охолодження розчину, інтенсивного перемішування, високої концентрації та низькій молекулярній масі розчиненої речовини. За цих умов утворюється велика кількість зародків кристалів, живлення кожного з них розчиненою речовиною є недостатнім, тому одержуються дрібні кристали. Великі кристали утворюють за невеликої кількості центрів кристалізації, а також при повільному охолодженні в нерухомому розчині з високою молекулярною масою розчиненої речовини.

Зазвичай у виробничих умовах процес кристалізації протікає з невеликою швидкістю, кількість центрів кристалізації невелика, в результаті утворюються великі кристали, які легше відстоюються, фільтруються, утримують менше вологи під час промивання та скоріше висушуються, ніж дрібні. Проте інколи вимоги передбачають одержання

найдрібніших кристалів. Це передусім, пов'язане з використанням отриманих кристалів у різноманітних технологічних процесах. Одержання дрібних кристалів необхідне під час виробництва, наприклад, згущеного молока з цукром, різноманітних кондитерських помадок.

6.6.3 Матеріальний баланс кристалізації

Матеріальний баланс кристалізації складають за вихідним розчином або вмістом у ньому кристалізуючої речовини.

Матеріальний баланс всієї речовини без обліку втрат виражають рівнянням:

$$G_n = G_k + W + G. \quad (6.84)$$

Матеріальний баланс компонента, що кристалізується в перерахунку на суху речовину має вигляд:

$$G_n \cdot x_n = G_k \cdot x_k + G \cdot x, \quad (6.85)$$

де G_n — маса вихідного розчину, кг; G_k — кількість маточного розчину після кристалізації, кг; W — кількість видаленого з розчину розчинника, кг; G — кількість виділених кристалів, кг; x_n, x_k, x — відповідно концентрація речовини, що кристалізується у вихідному розчині, маточному розчині після кристалізації та у кристалах, %.

У кристалогідратах $x < 100\%$, у безводних кристалах $x = 100\%$.

З рівнянь (6.84) і (6.85) визначають кількість кристалів, отриманих у результаті процесу кристалізації:

$$G = \frac{G_n(x_n - x_k) + Wx_k}{x - x_k} \quad (6.86)$$

6.6.4 Способи кристалізації та кристалізатори

У промисловій практиці застосовують різноманітні методи кристалізації, що відрізняються, в основному, способами створення перенасичення. З них найбільш відомі такі три способи, описані нижче.

Охолодження розчину — застосовують для речовин із позитивною розчинністю, тобто розчинність яких зменшується зі зниженням температури.

Вилучення розчинника випаровуванням (випарюванням) — застосовують для кристалізації речовин з негативною і дуже низькою позитивною розчинністю.

Висолювання розчинів — здійснюється додаванням речовин, що знижують розчинність компонента, що кристалізується (наприклад, під час кристалізації кухонної солі NaCl додають $MgCl_2$).

Найбільше розповсюдження отримали способи охолодження розчину і вилучення розчинника. У деяких випадках застосовують їх одночасно (комбінований спосіб).

Апарати, призначені для кристалізації способом охолодження розчину, називаються кристалізаторами. Вони відрізняються простотою конструкції та мають широке розповсюдження в промисловості.

На рис. 6.45 зображений кристалізатор коритного типу з мішалкою 1 і штучним охолодженням, здійснюваним за допомогою охолоджуючих елементів 2. Охолоджуючий агент (холодна вода або розсіл) надходить у 7—9 вставлених перпендикулярно до осі апарата елементів і охолоджує розчин. Мішалка дозволяє прискорити охолодження розчину і існує для того, щоб перешкодити осіданню кристалів на дно посудини, внаслідок чого зменшується кількість центрів кристалізації. Після кристалізатора розчин, що кристалізується, спрямовується на центрифугу, де відокремлюються кристали від маточного розчину. Для проведення безперервного процесу і збільшення часу кристалізації використовують послідовне сполучення декількох кристалізаторів у батарею.

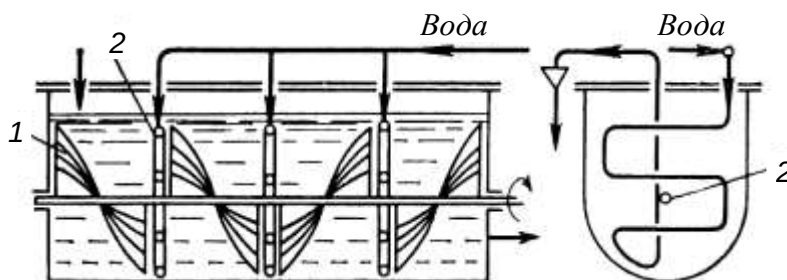


Рисунок 6.45 — Схема кристалізатора з охолодженням

Прикладом кристалізатора з вилученням частини розчинника є вакуум-апарат періодичної дії з паровим нагріванням (рис. 6.46). Він має цільнозварений корпус 4, всередині якого підвішені гріюча камера 2 і вловлювач-сепаратор 3. У нижній частині апарата для спуску розчину встановлено клапанний пристрій 6 з гідравлічним приводом. Гріюча камера складається з двох конічних трубних решіток 1 в які завальцьовані кип'ятильні труби 5, а до центрів решіток приварено циркуляційну трубу 7. Циркуляція розчину здійснюється таким чином: по циркуляційній трубі та кільцевому просторі, утвореному корпусом апарата і поверхнею нагріву, рідина опускається вниз, а після цього по кип'ятильних трубках парорідинна суміш піднімається вгору. Вторинна пара через сепаратор 3 вилучається в конденсатор. Згущений розчин вивантажують із вакуум-випарного апарата в кристалізатор із мішалкою для завершення процесу кристалізації.

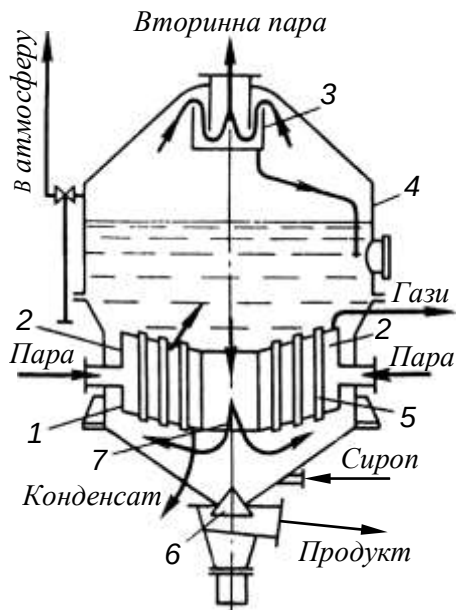


Рисунок 6.46 — Вакуум-апарат із підвісною нагрівальною камерою

концентрація розчину росте, він стає перенасиченим. Перенасиченість посилюється охолодженням розчину. Вивантаження кристалів і маточного розчину на подальше центрифугування здійснюється через патрубок 8.

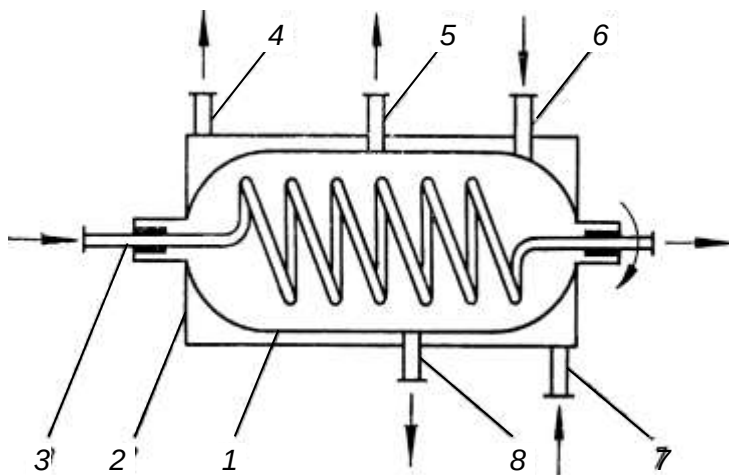


Рисунок 6.47 — Схема кристалізатора з охолодженням і випарюванням

ється і своєю нижньою частиною захоплює розплав, який утворює кірку кристалів на стінці барабана, що охолоджується. Під час обертання барабана та охолодження отримані кристали знімаються з барабана ножем 3.

Для того, щоб викликати кристалізацію жиру, необхідно охолодити жирову емульсію до температури кристалізації та відібрати питому

Схему кристалізатора, працюючого за комбінованим способом — одночасному охолодженню продукту і випаровуванню розчинника, наведено на рис. 6.47. Усередині кристалізатора 1 розміщено змійовикову мішалку 3. Водночас вона є теплообмінником; через нього рухається холодоагент (вода). Холодоагент надходить також у оболонку 2 через патрубок 7 і виводиться з апарата через патрубок 4. Для вилучення вторинної пари кристалізатор зв'язаний патрубком 5 з конденсатором і вакуум-насосом. У апарат надходить через патрубок 6 гарячий насичений розчин, що має температуру вище температури його кипіння. У результаті цього виникає ефект самовипаровування, завдяки якому

Для одержання кристалізованих жирів із метою їхнього фракціонування та облагородження використовують апарати з паровим нагрівом і водяним охолодженням. Одновальцьовий кристалізатор для розплавів зображено на рис. 6.48. Він складається з барабана 2 з подвійними стінками, який обертається у цапфах; нижню частину його занурено в корито 1, яке обладнано оболонкою для парового обігріву. Барабан поволі оберта-

теплоту кристалізації. Загальну витрату холоду Q_x (у кДж) на ці операції можна підрахувати за формулою:

$$Q_x = G_m [c_e (t_n - t_k) + q_{kp}] \cdot K_{втр} , \quad (6.87)$$

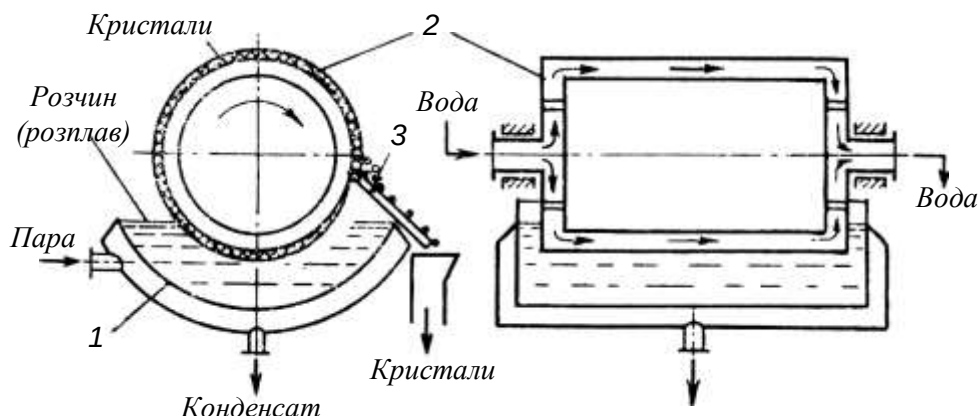


Рисунок 6.48 — Схема вальцювого кристалізатора

де G_m — маса жирової емульсії, що охолоджується, кг; c_e — питома теплоємність емульсії, кДж/(кг·К); q_{kp} — питома теплота кристалізації (для маргарину коливається від 45 до 55 кДж/кг); t_n і t_k — початкова температура і температура кристалізації емульсії, °С; $K_{втр}$ — коефіцієнт, що враховує втрати холоду в зовнішнє середовище (в умовах гарної ізоляції $K_{втр} = 1,1$).

6.6.5 Фізична сутність розчинення та область застосування

Розчинення — перехід речовини в розчин з поверхні твердих частинок, які повністю складаються з речовини, що розчиняється. Розчинення — це процес, зворотний кристалізації; у низці харчових виробництв і на підприємствах ресторанного господарства він відіграє як допоміжну, так і основну роль. Основне самостійне значення має, наприклад, процес розчинення цукру-піску у виробництві рафінаду, солі — в хлібопекарному виробництві, відновлення (розчинення) сухих молочних продуктів у молочній промисловості. У підприємствах ресторанного господарства має місце приготування різноманітних кулінарних виробів із сухих концентратів — бульйонів, киселів, мусів та ін. Шляхом чередування процесів кристалізації та розчинення (перекристалізації) одержують особливо чистий продукт, наприклад цукор-рафінад.

Розчинення в багатьох випадках є супутнім процесом під час проведення інших масообмінних і теплових процесів — абсорбції та адсорбції, екстрагування та ректифікації, варення та смаження.

6.6.6 Механізм та кінетика процесу розчинення

Розчинення твердих тіл відносять до процесів із фіксованою поверхнею фаз, бо завжди є виражена межа розділу між рідиною і твердою речовиною.

Процес розчинення включає три послідовні стадії: перенесення молекул розчинника з об'єму рідкої фази до поверхні твердого тіла; перехід молекул твердого тіла у рідину на межі розділу фаз; перенесення молекул від поверхні розділу фаз в об'єм рідини.

Як показує аналіз процесу розчинення, лімітованою є остання стадія. Це пояснюється тим, що найбільший опір масоперенесення створює дифузійний межовий шар на поверхні твердого тіла. Вважають, що розчинення відбувається в зоні ненасиченого розчину, а на межі контакту з твердим тілом розчин є насиченим. Рухливою силою процесу є різниця концентрацій розчиненої речовини в межовому шарі та в усьому об'ємі рідини.

Основний закон кінетики розчинення виражається рівнянням:

$$\frac{dM}{d\tau} = \beta S (C_n - C_p), \quad (6.88)$$

де M — маса розчиненої речовини, кг; τ — тривалість процесу, с; S — поверхня контакту рідкої та твердої фаз (розчинення), м²; C_n і C_p — відповідно концентрації розчиненої речовини в межовому шарі (насичений розчин) і в рідині, кг/м³; β — коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі, м/с.

Якщо припустити, що розчиняються кулясті частинки, які вільно рухаються у потоці рідини, не змінюючи своєї форми, то, приймаючи діаметр частинки d (для довільного моменту часу τ) і ρ — густина матеріалу частинки, маємо:

$$M = \frac{\rho \pi d^3}{6}; \quad S = \pi d^2.$$

З урахуванням цього інтегрування рівняння (6.88) з $C_p = \text{const}$ дасть:

$$1 - \left(\frac{M}{M_0} \right)^{1/3} = \frac{2(C_n - C_p)}{\rho} \cdot \frac{\beta \tau}{d_0}. \quad (6.89)$$

Час повного розчинення τ_p частинки з початковим діаметром d_0 і масою M_0 визначають з рівняння (6.89) прийнявши $M = 0$. Тоді

$$\tau_p = \frac{1}{2} \frac{\rho d_0}{\beta (C_n - C_p)}. \quad (6.90)$$

Відповідно до принципів теорії подібності значення β знаходять із рівнянь подібності процесів масовіддачі. Вони аналогічні рівнянням тепловіддачі та для випадку розчинення частинок, що падають у потоці, мають вигляд:

$$Nu' = A Re^m (Pr')^n, \quad (6.91)$$

де $Nu' = d\beta/D$ — дифузійний критерій Нусельта; d — діаметр частинки, м; D — коефіцієнт дифузії речовини, що розчиняється, м²/с; $Re = vd/\nu$ — критерій Рейнольдса; ν — швидкість потоку відносно частинки, м/с; $Pr' = \nu/D$ — дифузійний критерій Прандтля; ν — кінематичний коефіцієнт в'язкості розчину, м²/с; A, m, n — експериментальні константи, що залежать від умов дослідів і режиму руху частинок.

Аналіз рівнянь (6.88—6.91) показує, що для інтенсифікації розчинення необхідно подрібнювати тверду речовину з метою збільшення поверхні її контакту з рідиною. У зв'язку з цим процес розчинення буде тим ефективніший, чим більшу питому поверхню мають частинки твердої речовини. Умови для розчинення будуть кращими в кулеподібних тіл, бо вони мають кращу обтічність рідиною. Від форми, розміру твердих тіл залежить і величина коефіцієнта масовіддачі.

Збільшенню значення коефіцієнта масовіддачі будуть сприяти такі моменти:

— підвищення швидкості відносного руху частинок і рідини, тому що при цьому збільшується значення критерію Рейнольдса, що в свою чергу веде до збільшення дифузійного критерію Нуссельта згідно з (6.91);

— збільшення різниці концентрацій, у зв'язку з чим необхідно для вирівнювання концентрації C_p за всім обсягом рідини застосовувати перемішування, вібраційні впливи та ін.

Відзначимо, що вивчення процесів розчинення та їхній математичний опис для інженерних цілей наптовхується на істотні труднощі. Вони полягають, в основному, в мінливості в часі всіх параметрів процесу ($\Delta C, S, D, \beta$ та ін.) внаслідок зменшення розмірів частинок і зміни температури процесу. Тому наведений вище теоретичний опис спрощеної моделі розчинення окремої частинки годиться лише для орієнтовної, здебільшого якісної оцінки показників реальних технологічних процесів за деяких фіксованих умов.

Нами розглянуто процеси розчинення в ідеальних двокомпонентних системах «тверде тіло–рідина» (чистих речовин у чистому розчинникові). Проте в харчовій технології мають місце процеси розчинення в двокомпонентних системах «рідина–рідина», «газ–рідина», а також багатокомпонентних системах. Як приклад процесу розчинення

в системі «рідина–рідина» можна навести розчинення ефірних масел (у вигляді маслянистих рідин) у спирті (вода у даному випадку — поганий розчинник) у виробництві лікєро-горілочаних напоїв. Прикладом розчинення у багатокомпонентних системах є виробництво фруктових і штучних мінеральних газованих напоїв. Компонентами, що розчиняються у воді у даному випадку є цукор, харчові кислоти, сода, хлориди натрію, кальцію, магнію. Отримані при цьому розчини насичуються в охолоджену стані вуглекислим газом CO_2 .

Розчинність у багатокомпонентних системах виражається дуже складно. Так, наприклад, розчинність більшості речовин зі збільшенням температури підвищується. Проте розчинність газів у рідинах при цьому знижується (дивись пояснення у розділі 6.2.1 Абсорбція).

6.6.7 Особливості розчинення драглеутворювачів

Основними драглеутворювачами, що використовуються в харчовій технології та ресторанному господарстві є крохмаль, желатин і агар. Крохмаль виробляють головним чином з кукурудзи і картоплі, желатин — з колагеновмісної сировини м'ясного виробництва, агар — з морських водоростей.

Усі ці продукти мають велику драглеутворювальну спроможність і високу в'язкість. Як правило, у холодній воді вони не розчиняються, але за певної температури, характерної для кожного продукту, набухають, поглинаючи велику кількість води (до 10...12 об'ємів) з утворенням тривких пружних драглів, які під час нагрівання переходять у розчин. Водні розчини їх під час охолодження утворюють густі драгли (желе).

Набухання — одна з найважливіших властивостей цих продуктів. Розглянемо цей процес на прикладі крохмалю. Під час підвищення температури до 55°C , структура крохмальних зерен, суспензованих у воді, змінюється. Спочатку вони поволі поглинають воду і обмежено набухають. При цьому підвищення в'язкості суспензії не спостерігається. Вода проникає в гелеподібні ділянки крохмального зерна і викликає їх набухання, залишаючи кристалічні ділянки незмінними. Набухання це оборотне: після охолодження і сушіння крохмаль виявляється майже незмінним.

Під час подальшого нагрівання крохмальної суспензії в інтервалі температур від 60 до 65°C крохмальні зерна збільшуються в об'ємі у декілька разів, поглинаючи велику кількість води. За температури понад 65°C починається процес клейстеризації крохмалю (утворення колоїдного розчину клейстеру). При цьому спостерігається різке підвищення в'язкості суспензії крохмалю. Якщо нагрівання продовжити до 80°C ,

більшість крохмалів необоротно набухають і клейстеризуються, при цьому зерна втрачають свою кристалічну будову. Вважається, що кристалічні ділянки зерен крохмалю розчиняються.

6.6.8 Способи розчинення та апаратурне оформлення

Основними способами розчинення, що застосовуються у харчовій технології, є такі: 1) замкнений періодичний процес; 2) прямоточний і протитечійний процеси; 3) процес в нерухомому шарі (фільтраційно-проточний).

Замкнений періодичний процес проводиться, в основному, в апаратах із механічним перемішуванням. Під час достатньо інтенсивного перемішування тверді частинки рухаються відносно потоку рідини, і створюються сприятливі умови для прискорення процесу, незважаючи на те, що рушійна сила процесу знижується у міру наближення до стану рівноваги. Для здійснення процесів розчинення частіше за все застосовуються варильні котли з паровою оболонкою і мішалкою. Розглянемо тепловий баланс апарата, що використовується для приготування сиропу в кондитерському виробництві.

Загальна кількість теплоти, необхідна для нагрівання складових сиропу, розчинення кристалів цукру і компенсації втрат теплоти розчинником у зовнішнє середовище, визначається за формулою:

$$Q = G_u C_u (t_k - t_n) + G_n C_n (t_k - t_n) + G_v C_v (t_k - t_n) + G_u q_p + Q_n, \quad (6.92)$$

де G_u , G_n , G_v — відповідно витрата цукру, патоки і води, кг; C_u , C_n , C_v — відповідно середня питома теплоємність цукру, патоки і води, Дж/(кг·К); t_k , t_n — кінцева і початкова температури, °С; q_p — прихована теплота розчинення цукру ($q_p = 23\,000$ Дж/кг); Q_n — втрати теплоти в зовнішнє середовище, Дж.

Потрібна кількість пари (у кг) на процес:

$$D = \frac{Q}{i - i_k}, \quad (6.93)$$

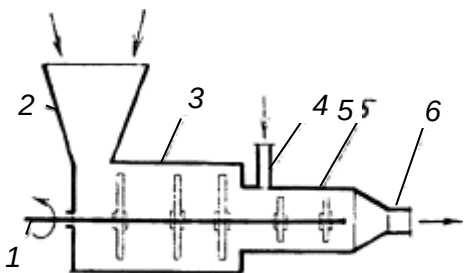


Рисунок 6.49 — Схема апарата безперервної дії для розчинення сухих молочних продуктів

де i , i_k — ентальпія грючої пари і конденсату, Дж/кг.

На рис. 6.49 наведено схему апарата безперервної дії для відновлення (розчинення) сухих молочних продуктів.

Апарат має ступінчасту циліндричну форму; обладнаний мішалкою 1, завантажувальним бункером 2, патрубками для подачі води 4 і виходу відновленого молока 6.

Сухе молоко і вода надходять у завантажувальний бункер 2, з якого вони потрапляють у перший циліндр 3. У результаті інтенсивного перемішування відбувається рівномірний розподіл частинок сухого молока у воді, їх набухання і розчинення.

Далі продукт переходить у другий циліндр 5, куди подається додаткова кількість води, щоб отримати відновлене молоко з потрібним вмістом сухих речовин. Тут процес розчинення завершується. Готовий продукт виходить з апарата через патрубок 6 і спрямовується на подальшу переробку.

Запитання до підрозділу 6.6

1. З якою метою застосовують процеси кристалізації?
2. При дотриманні яких умов починається утворення центрів кристалізації?
3. Назвіть стадії процесу кристалізації.
4. Які чинники впливають на швидкість росту кристалів?
5. У яких апаратах здійснюють кристалізацію? Яка їх будова?
6. У чому полягає фізична сутність розчинення?
7. У чому полягають особливості розчинення драглеутворюючих речовин?
8. Наведіть схему апарата для розчинення сухого молока.

Розділ 7

БІОХІМІЧНІ ПРОЦЕСИ**7.1 СУТНІСТЬ ПРОЦЕСІВ ТА ОБЛАСТІ ЗАСТОСУВАННЯ**

Біохімічними процесами називають процеси спрямованої життєдіяльності мікроорганізмів, зумовлені дією ферментів або біологічних препаратів, що знаходяться в сировині. У харчовій технології біохімічні процеси займають особливе значення. Значна маса продуктів, що споживається нами — це біопродукти; вони і сьогодні виробляються за перевіреною тисячоліттями технологією. Дуже давно людина змусила працювати на себе бактерії, дріжджі та інші мікроорганізми. Щорічно у світі за участі мікроорганізмів виробляється біля 100 млн тонн хліба і хлібобулочних виробів, 100 млн тонн пива, 40 млн тонн вина, 10 млн тонн чистого спирту; 8 млн тонн сира, 1 млн тонн оцтової есенції та більше 1 млн тонн пекарських дріжджів. Біохімічні процеси відіграють важливу роль під час збереження харчової сировини та готової продукції (зерна, плодів, овочів, жиру, жировмісних продуктів та ін.).

Біохімічний процес — це такий виробничий процес, під час здійснення якого змінюють хімічний склад продукту, що перероблюється, з метою одержання цільових речовин із будовою і властивостями, які відрізняються від вихідної сировини. При промисловому здійсненні біохімічних процесів додатково використовуються гідродинамічні, теплові, дифузійні та механічні процеси. Тому біохімічна технологія базується на закономірностях загальної, органічної та біологічної хімії, фізики, механіки, процесів і апаратів харчових виробництв та інших інженерних дисциплін.

Будь-який біохімічний технологічний процес поділяється на низку взаємопов'язаних стадій:

- підготовка сировини;
- підведення компонентів у апарат;
- взаємодія компонентів;
- розділ продуктів із виділенням цільового компонента (за необхідності).

Усі технологічні біохімічні процеси можна систематизувати, поділивши їх на декілька груп:

- культивування, мета якого — одержання біомаси мікроорганізмів або її компонентів (виробництво хлібопекарських дріжджів, кормових дріжджів та ін.);

- біосинтез продуктів метаболізму (виробництво харчового спирту, оцтової та лимонної кислот, амінокислот, антибіотиків та ін.);
- вибіркова утилізація деяких речовин із сумішей (очистка стічних вод);
- процеси, в яких мікроорганізми виконують роль біокатализаторів.

До біохімічних відносяться процеси, пов'язані з впливом на продукти, що переробляються, ферментів або біологічних препаратів: ферментація, пастеризація, стерилізація, дезінфекція. Процеси пастеризації та стерилізації харчових продуктів розглянуті в підрозділі 5.4. Специфічні теплові процеси.

Біохімічні процеси є суто ферментативними процесами, перебіг яких прискорюється біокатализаторами — ферментами, як самої речовини так і чистих препаратів і їх сумішей, виділених із рослинного, тваринного чи мікробіологічного матеріалу.

Ферментативні реакції мають значно складний механізм. Швидкість їх перебігу залежить не тільки від концентрації вихідної речовини (субстрату) і ферменту, від температури і тиску, а й від стану ферменту, ступеня його чистоти, від рН, впливу активаторів та інгібіторів — речовин, що підвищують або знижують активність ферменту, та інших ферментів.

Рушійною силою біохімічних процесів є різниця концентрацій реагуючих речовин. Швидкість таких процесів може бути визначена закономірностями хімічної кінетики:

$$\frac{dM}{Vd\tau} = k_4 f(c), \quad (7.1)$$

де M — кількість речовини, що прореагувала в процесі, кг; V — об'єм реактора (апарата), м³; k_4 — коефіцієнт швидкості біохімічного процесу; $f(c)$ — рушійна сила процесу, яка є функцією концентрацій реагуючих речовин.

При здійсненні біохімічних процесів за допомогою живих мікроорганізмів останні споживають із оточуючого середовища (субстрата) поживні речовини — сахарозу, глюкозу, лактозу та інші вуглеводи. Мікроорганізми дихають, ростуть, розмножуються, виділяють газоподібні та рідинні продукти метаболізму, реалізуючи, тим самим, нагромадження біомаси або продуктів метаболізму, заради чого і проводиться процес ферментації. Так, під час виробництва дріжджів, білково-вітамінних концентратів цільовим продуктом є біомаса, в інших випадках, наприклад, під час виробництва антибіотиків, ферментів та ін., — продукти метаболізму, які синтезуються клітинами мікроорганізмів. При цьому продукт життєдіяльності мікроорганізмів може накопичуватися в самій клітині або виділятися в культуральну рідину.

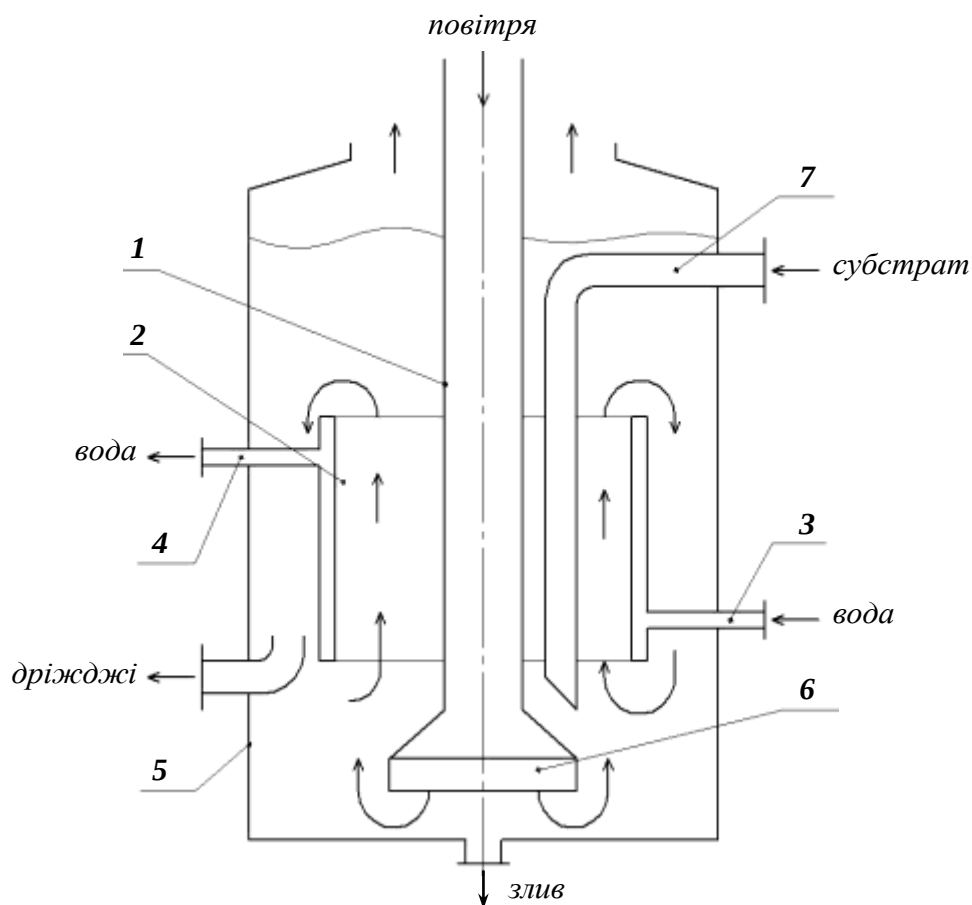


Рисунок 7.1 — Схема ерліфтного дріжджевищувального апарата

Цільовий продукт виділяють із культуральної рідини шляхом фільтрування, сепарації, екстрагування, випарювання та сушіння. При цьому найбільш розповсюдженими методами сушіння є розпилювальне, сублімаційне та в псевдозрідженому шарі.

Мікробіологічний синтез використовують для одержання низки цінних продуктів, виробництво яких методами хімічної технології неможливе або економічно недоцільне (ферментів, білка, антибіотиків тощо). Синтез проводять у апаратах, які називаються ферментаторами (періодичної або безперервної дії).

Робота ферментатора полягає в створенні тісного контакту субстрата і фермента шляхом перемішування, а також у вилученні теплоти ферментації. Найбільш розповсюджений ферментатор — апарат із перемішуванням та подачею повітря. Як приклад, на рис. 7.1 зображено схему дріжджевищувального апарата періодичної дії з ерліфтним повітророзподіленням, що одержав найбільше розповсюдження на спиртозаводах.

У корпусі 5 апарата змонтовано напрямний циліндр (дифузор) 2 з подвійними стінками, між якими утворено канал для охолоджуючої води. По центру апарата і дифузора проходить трубопровід для підводу повітря 1, який закінчується біля днища раструбом — спеціальним

повітророзподільником у вигляді чаші 6. До чаші по трубопроводу 7 підводиться поживне середовище (фільтрат барди з мінеральними солями). Повітря проходить у апарат через повітророзподільник 6 зі швидкістю 20...25 м/с. При цьому воно диспергується і спрямовується угору, захоплюючи за собою поживне середовище в дифузор. Апарат має охолодження через водяну оболонку дифузора (патрубки 3 і 4). Верхня частина апарата відкрита; через неї відпрацьоване повітря вільно вилучається в атмосферу. Тривалість перебування середовища (цикл апарата) складає 6...9 годин, витрата повітря на аерацію середовища — 50...60 м³ на 1 м³ поживного середовища за годину.

Під час аерації відбуваються два процеси: абсорбція кисню ферментаційною рідиною із пухирців повітря і засвоєння кисню, розчинного в рідині, клітинами мікроорганізмів.

Для рідинної фази рівняння масовіддачі запишеться у вигляді:

$$dM = \beta_p (x_p - x) S d\tau, \quad (7.2)$$

де M — маса кисню, кг; β_p — коефіцієнт масовіддачі в рідинній фазі, м/с; x_p — рівноважна концентрація кисню, кг/м³; x — робоча концентрація кисню в рідинній фазі, кг/м³; S — поверхня масовіддачі м², τ — тривалість процесу, с.

Оскільки поверхню розділу фаз S в барботажних апаратах не визначено, то зобразимо її наступним чином:

$$S = V_p a, \quad (7.3)$$

де V_p — робочий об'єм ферментатора, м³; a — питома поверхня масовіддачі, м²/м³.

Тоді рівняння (7.2) набуде вигляду:

$$dM = \beta_p a (x_p - x) V_p d\tau, \quad (7.4)$$

або

$$dM = \beta (x_p - x) V_p d\tau, \quad (7.5)$$

де $\beta = a \cdot \beta_p$ — об'ємний коефіцієнт масовіддачі, 1/с.

Коефіцієнт масовіддачі в рідинній фазі визначається за критеріальним рівнянням типу (6.25):

$$Nu' = f(Re', Pr').$$

Запитання до підрозділу 7.1

1. Наведіть приклади застосування біохімічних процесів у харчових технологіях.
2. Із яких стадій складається біохімічний технологічний процес?
3. Наведіть кінетичне рівняння біохімічних процесів.
4. Наведіть схему дріжджевирощувального апарата.

5. Дайте визначення субстрату.
6. Яка роль мікроорганізмів у біохімічних процесах?

7.2 ОСНОВНІ ПОЖИВНІ РЕЧОВИНИ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ ТА ЗАКОНОМІРНОСТІ ЇХ ЗМІН У БІОХІМІЧНИХ ПРОЦЕСАХ

Для розуміння біохімічних процесів у харчових технологіях наведемо стислі відомості про основні поживні харчові речовини. До їх складу входять: білки, жири, вуглеводи, мінеральні солі, вода і вітаміни.

Білок є одним із чотирьох основних органічних речовин живої матерії (білки, нуклеїнові кислоти, вуглеводи, жири), становлять близько 50% сухої ваги тіла всіх організмів. Білки мають дуже складну будову, до них входять: вуглець, водень, кисень, азот, сірка й іноді фосфор. Основні азотовмісні речовини, з яких складаються білки — це амінокислоти (їх понад 20).

Білки в основному поділяють на тваринні, рослинні й бактеріальні, а також на прості (тільки залишки амінокислот) і складні. Відома величезна кількість білків із загальними й найрізноманітнішими особливими властивостями. До них відносяться такі найголовніші перетворення, як денатурація і деструкція. Денатурація — це руйнування нативної конформації білків під дією зовнішніх чинників, а саме:

- нагрівання й сушіння (теплова денатурація);
- струшування, тертя, збивання та інші фізико-механічні впливи (поверхнева денатурація);
- висока концентрація водневих або гідроксильних іонів (кислотна або лужна денатурація).

Приклади денатурації — випікання хліба й борошняних кондитерських виробів, очищення дифузійного цукрового соку, приготування вичавок у виробництві олії та ін.

Деструкція — зміни білків, пов'язані з руйнуванням білкової макромолекули. Під дією кислот, лугів або ферментів білки піддаються гідролізу, тобто розпадаються із приєднанням води. Продуктами повного гідролізу білків є амінокислоти. Приклад теплової деструкції білка — перехід колагену в глютин за тривалого варіння м'ясопродуктів (м'ясний холодець), ферментної деструкції білка — розщеплення білків сирної маси в процесі дозрівання сирів під дією сичугового ферменту, ослаблення клейковини тіста під дією ферментів борошна і дріжджів.

Функціонально-технологічні властивості білків — це їх водо-зв'язувальна, жирозв'язувальна, жироемульсійна, піноутворювальна та

драглеутворювальна здатності. Водозв'язувальна здатність білків характеризується адсорбцією води за участі гідрофільних залишків амінокислот, а жирозв'язувальна здатність — адсорбцією жиру за рахунок гідрофобних залишків. З урахуванням жироемульгуючих властивостей рослинні білки застосовують у виробництві хлібобулочних, борошняних кондитерських виробів, майонезів, маргаринів, паст, м'ясних продуктів. Піноутворювальні властивості цих білків є основою виробництва збивних кондитерських виробів (кремів, десертів, бісквітів та ін.).

Вуглеводи, або сахариди, — одна з основних груп органічних сполук організму. Вони складаються з вуглецю, водню й кисню, причому в більшості вуглеводів водень і кисень утримуються у тому ж співвідношенні, що й у воді. Загальна формула вуглеводів $C_mH_{2n}O_n$ може бути подана у вигляді: $C_m(H_2O)_n$ (звідси і їхня назва — вуглеводи).

Усі вуглеводи діляться на прості (моносахариди) і складні (полісахариди).

Моносахариди (прості) цукри — кристалічні безбарвні речовини, добре розчинні у воді, солодкі на смак; найважливіші із них — глюкоза і фруктоза. Із глюкози побудовані основні полісахариди рослинної клітини — целюлоза, крохмаль, глікоген; особливо багато її у винограді (друга назва глюкози — виноградний цукор), в солодких яблуках, ягодах та ін. Фруктоза, або плодовий цукор, також широко розповсюджена у рослинному світі; міститься в солодких плодах, кавунах, меді. Висока солодкість меду і кавунів при відносно невисокому вмісті цукрів (7%) зумовлена тим, що вони представлені переважно фруктозою, що в 1,4 разу солодкіша за сахарозу.

Полісахариди утворюються шляхом з'єднання двох і більше моносахаридів, таких як глюкоза, галактоза, маноза, арабіноза, або ксилоза. Типовими представниками цієї групи речовин є сахароза (буряковий цукор), мальтоза, лактоза. До числа полісахаридів належать: крохмаль, глікоген, целюлоза та ін. Найсолодшим серед цукрів є фруктоза. Можна написати таку низку цукрів за солодкістю: фруктоза > сахароза > глюкоза > мальтоза.

Основні функціонально-технологічні перетворення вуглеводів:

- гідроліз цукрів або інверсія;
- карамелізація цукрів;
- меланоїдиноутворення;
- бродіння цукрів;
- клейстеризація;
- гідроліз крохмалю.

Гідроліз цукрів або інверсія полягає в тому, що дисахариди під час нагрівання в присутності кислот або під дією ферментів розкладаються

на глюкозу і фруктозу. Отримана суміш глюкози і фруктози, яка має антикристалізаційні властивості, називається — інвертним цукром.

Карамелізація цукрів — це термічне перетворення цукрів, які нагрівають у сухому вигляді при температурі понад 100° С. При цьому утворюються: карамелан (речовина солом'яно-жовтого кольору, розчинна в холодній воді), карамелен (речовина яскраво коричневого кольору, розчинна в холодній воді), карамелін (речовина темно-коричневого кольору, розчинна тільки в киплячій воді).

Меланоединоутворення — реакція неферментативного покоричневіння. За кімнатної температури ця реакція протікає повільно (наприклад, у згущеному молоці під час зберігання), а за температури понад 100° С набагато швидше (смажене м'ясо, риба, пряжене молоко, пиво, вино, соки, консерви, пряники й ін.). Завдяки меланоїдинам формується специфічний колір, смак й аромат смажених, печених, запечених й інших продуктів.

Бродіння цукрів відбувається за шістьма основними типами: спиртове; молочне гомо- і гетероферментативне; пропіонове; бутилен-гліколеве; ацетонетилове, ацетонбутилове й масляне. Усі відмічені типи мають місце під час бродіння тіста.

Клейстеризація — руйнування нативної структури крохмальних зерен під час нагрівання з водою. Клейстером називається дисперсія, що складається з набряклих крохмальних зерен і розчинених у воді полісахаридів. Зерна картопляного й інших бульбових крохмалів менш стійкі до нагрівання у воді ніж зернових; вони сильніше набухають і швидше розкладаються.

Гідроліз крохмалю, який може бути кислотним або ферментативним, приводить до утворення низки продуктів — основних (мальтози, глюкози) і побічних (фурфуролу, мурашиної кислоти, полімерних продуктів й ін.).

Жири (ліпіди) — речовини до яких входить вуглець, водень і кисень. Це не розчинні у воді (гідрофобні) компоненти клітини, які можуть бути екстраговані з неї органічними розчинниками (гексаном, бензином, диетиловим та петролейним ефірами, бензолом). У технологічній літературі ці сполуки називають жирами, а в біохімії — ліпідами. До ліпідів відносять жири, віск, фосфатити, стерини та стероїди. Жири складаються головним чином із тригліцеридів органічних кислот. Жирова сировина поділяється за походженням на рослинну та тваринну, за консистенцією — на тверду та рідку. Асортимент жирових продуктів досить різноманітний: гідратовані олії (саломаси), маргарини та маргаринова продукція, майонези, рафіновані та дезодоровані жири та олії, жирові суміші тощо.

Властивості жирів залежать від жирокислотного складу та комбінації жирних кислот у гліцеридах. За цією ознакою жири класифікують за такими групами:

- лінолево-олеїнова (олія соняшникова, бавовняна, арахісова, кукурудзяна);
- лінолево-ліноленова (олія соєва);
- олео-пальмітинова (олія оливкова, пальмова);
- лауринова (олія кокосова, пальмоядра);
- ерукова (олія рапсу, гірчиці);
- жири наземних тварин (молочний, кістковий, сало свиней, яловичина, баранина);
- жири морських тварин та риби (китовий, кашалотовий, риб'ячий).

Основні фізико-хімічні та функціонально-технологічні властивості жирів:

- нерозчинність у воді, що дозволяє отримати продукти з емульсійною структурою (соуси, креми, фаршеві суміші, тісто та ін.);
- здатність добре розчинятися в органічних розчинниках (спирті, ефірі, ацетоні, бензолі та деяких ін.);
- здатність піддаватися гідролізу;
- здатність гідрогенізації;
- здатність окислювання.

Гідроліз (омилення) жирів — гідролітичне розщеплення гліцеридів.

Застосовують 4 основних способи гідролізу жирів: водою, мінеральними кислотами, лугом і ферментами. Продукти, що при цьому отримуються, є мило — солі вищих карбонових кислот і лужних металів (натрієві солі — тверде мило, калієве — рідке).

Гідрогенізація (гідрування) — реакція, за якої до олії приєднується водень під час нагрівання в присутності каталізатора і рідкі жири перетворюються у тверді. При цьому водень приєднується за подвійним зв'язком, що міститься у вуглеводневому радикалі молекул олії. Продукти гідрогенізації олії — твердий жир (штучне сало, саломас). Маргарин — харчовий жир, що складається із суміші гідрогенізованої олії (соняшникової, кукурудзяної, бавовняної й ін.), тваринних жирів, молока і смакових добавок (солі, цукру, вітамінів й ін.).

Окислювання жирів та олії — це взаємодія їх з киснем повітря. Швидкість окислювання жирів індивідуальна та залежить від багатьох чинників: світла, вологості, температури, дії мікроорганізмів тощо. Під час окислення жирів смак та запах стають специфічними і неприємними, він прогоркає.

Вітаміни — речовини, що відносяться до незамінних чинників харчування тварин і рослинних організмів. Вони поступають у організм

головним чином із харчами. Деякі із них синтезуються в кишечнику під впливом життєдіяльності мікроорганізмів, але така кількість вітамінів не забезпечує повної потреби організму.

Біологічно роль вітамінів заключається в їх регулярній дії на обмін речовин. Вітаміни мають каталітичні властивості, тобто здатність стимулювати хімічні реакції, що протікають у організмі, а також активно беруть участь у створенні та функціонуванні ферментів. Оскільки вітаміни є складовою частиною ферментів, то вони визначають їх нормальну функцію й активність. Вітаміни впливають на засвоювання організмом харчових речовин, сприяють нормальному росту клітин і розвитку всього організму. Таким чином, недостача, а тим паче відсутність у організмі будь-якого вітаміну веде до порушення процесів обміну речовин.

Для позначення вітамінів використовують літери латинського алфавіту: А, В, С, D і т. д. Поряд із цим вітаміни мають різні назви залежно від їх хімічного складу, наприклад: вітамін С — аскорбінова кислота, вітамін В — тіамін, вітамін Е — токоферол.

Усі вітаміни поділяються на водорозчинні, жиророзчинні та вітаміноподібні сполуки. До водорозчинних вітамінів відносяться вітамін С та вітаміни груп В і Р, до жиророзчинних — D, Е, К. Аскорбінова кислота (вітамін С) відіграє важливу роль у обмінних процесах, особливо в засвоюванні білків, у підтримці нормального стану сполучної тканини і відновленні тканин. В організмі людини аскорбінова кислота не утворюється і не накопичується. Добова норма постачання вітаміна С з харчами: для дорослих — 50...100 мг, для дітей — 30...70 мг. Основними джерелами вітаміна С є овочі, плоди, фрукти і ягоди. Щоденне задоволення потреби у вітаміні С забезпечується за рахунок продуктів рослинного походження (капусти, картоплі, зеленої цибулі, томатів і т. д.). Каротин (вітамін А) знаходиться в помідорах, абрикосах і шпинаті.

Вітаміни групи В беруть участь у обміні білків, жирів і вуглеводів, чинять регулюючий вплив на стан центральної нервової системи, зростання і розвиток організму. Основними джерелами вітамінів групи В є зернові та бобові культури і продукти тваринного походження (яйця, сир, молоко, м'ясо).

Вміст вітамінів у харчових продуктах змінюється залежно від умов зберігання сировини на підприємстві, а також від організації технологічного процесу. Неправильна технологія може призвести до повного руйнування або втрати вітамінів і, відповідно, до значного зниження харчової цінності продуктів. Так, наприклад, у відношенні сировини, багатой на вітамін С, розчинний у воді та схильний до окислення, слід уникати поширеної у харчових виробництвах гарячої водяної обробки.

Мінеральні речовини знаходяться в сировині поряд із органічними речовинами. Якщо в лабораторних умовах спалити зразки рослинної сировини, то органічні харчові речовини згоряють, а мінеральні — залишаються у вигляді золи. Так, наприклад, плоди містять золи в кількості 0,3...1,2%, овочі — 1,4...1,8%.

Мінеральні речовини необхідні організму людини тому, що вони входять до складу всіх тканин і беруть участь у обміні речовин. В організмі людини є різноманітні мінеральні речовини, до складу яких входять: K, Na, Ca, Mg, Fe, P, S, Cl і багато інших елементів, що одержуються організмом разом із харчами.

Крім вказаних елементів, яких у організмі людини відносно багато, жива тканина містить декілька десятків елементів у дуже незначних кількостях ($10^{-30}\%$ і навіть менше). Їх називають мікроелементами. Особливо важливе значення для життя мають такі мікроелементи, як мідь, цинк, свинець, олово, миш'як, йод і бор.

Більшість необхідних для харчування мінеральних солей і мікроелементів людина одержує з плодами, городиною і овочами. Неправильний раціон харчування, коли в організм людини потрапляє недостатня кількість кальцію, хлору, натрію, заліза і інших мінеральних речовин, може визвати тяжкі для організму наслідки. Дуже важливо вводити мінеральні речовини як в необхідній кількості, так і у відповідному співвідношенні. Кожна з мінеральних речовин важлива для організму і має своє призначення. Так, наприклад, солі натрію беруть участь у регуляції осмотичного тиску, солі калію знижують артеріальний тиск, кальцій і фосфор беруть участь у будові кісткової тканини, залізо входить у склад гемоглобіну і т. ін.

Велике значення мають мінеральні речовини для підтримки кислотно-лужної рівноваги в організмі, створенні фізіологічної концентрації водневих іонів в тканинах і клітинах, міжтканинних і міжклітинних рідинах (тобто створення нормальної реакції середовища) та надання їм властивостей, необхідних для нормальної течії процесів обміну речовин і енергії. Загально відоме значення мінеральних речовин для діяльності ендокринних залоз, а також їх роль у ферментативних процесах, в нейтралізації кислот і запобіганні «закислення» організму.

Серед різноманітних мінеральних солей, які людина отримує з харчами, значне місце займає кухонна сіль. Вона необхідна для підтримки необхідної кількості рідини в крові та тканинах, впливає на діяльність нервової системи, кровообіг, бере участь в утворенні соляної кислоти в шлунку. Усього в організмі міститься біля 300 г солі, в середньому за добу необхідно вживати до 12 г солі.

Запитання до підрозділу 7.2

1. Назвіть склад основних поживних речовин живої матерії.
2. Охарактеризуйте білки, їх склад та класифікацію.
3. Які найголовніші перетворення білків?
4. Наведіть приклади денатурації білків.
5. У чому полягає сутність деструкції білків?
6. Надайте характеристику вуглеводам, їх складу, загальній формулі.
7. Наведіть основні функціонально-технологічні перетворення вуглеводів.
8. Опишіть сутність карамелізації цукрів.
9. Опишіть сутність гідрогенізації жирів.
10. У чому полягає біологічна роль вітамінів?

7.3**ФЕРМЕНТИ ТА ФЕРМЕНТНІ ПРЕПАРАТИ**

Біохімічні процеси — це процеси, зумовлені дією ферментів, що знаходяться в сировині. Ферменти — білкові речовини з високою молекулярною масою, активні каталізатори (прискорювачі), що забезпечують специфічність (селективність дії) і високу швидкість біохімічних реакцій. Найбільш важлива роль ферментів під час зберігання харчової сировини і готової продукції (зерна, плодів, овочів, жиру, жировмісних продуктів тощо), а також у технологіях одержання хліба і хлібобулочних виробів, кисломолочних продуктів, вина, пива, чаю, амінокислот, органічних кислот, вітамінів та антибіотиків.

За будовою всі ферменти можна розділити на дві групи:

— ферменти однокомпонентні, складені тільки із білка, що має каталітичні властивості;

— ферменти, що складені із білкової частини (апофермента) і зв'язаної з нею органічної речовини небілкової природи, яка має назву простатичної групи. Ці ферменти є двокомпонентні.

Основна маса ферментів — двокомпонентні; простатичними групами багатьох із них є вітаміни і їх похідні.

Ферменти мають низку особливостей. Найбільш характерною особливістю ферментів є їх висока каталітична активність, що в значній мірі перевищує активність хімічних каталізаторів. Вони мають здатність прискорювати реакції в $10^8 \dots 10^{11}$ разів. Механізм дії ферментів пов'язаний із тим, що вони знижують енергію активації, необхідну для здійснення визначеної реакції, направляючи її обхідним шляхом через проміжні реакції, які потребують значно менше енергії активації. Наприклад, якщо для гідроліза сахарози з утворенням глюкози та

фруктози без участі каталізатора необхідна енергія активації біля 134 кДж на грам-молекулу, то під час ферментного каталізу вона знижується до 39 кДж.

Усі ферменти чітко специфічні, тобто кожен може діяти тільки на визначену речовину. Наприклад, інвертаза розкладає сахарозу, але не діє на інші дисахариди. Як правило, ферменти активні при температурах від 25 до 60° С. Оптимальна температура для дії рослинних ферментів 50...60° С, а ферментів тваринного походження — 40...50° С. При низьких температурах ферменти не руйнуються, але стають неактивними; при підвищенні температури активність відновлюється, але при 70...80° С і вище ферменти руйнуються повністю. Таким чином, при пастеризації, кипінні та стерилізації харчових продуктів ферменти руйнуються. Зниження активності фермента при високих температурах пов'язано з процесами денатурації білка. Активність ферментів залежить також від концентрації та реакції середовища.

Ферменти мають також ще одну дуже важливу властивість: в одних умовах вони сприяють розкладанню складних речовин на складові частини, в інших — синтезу цих речовин із тих же складових частин. Подвійний характер ферменти проявляють у рослинних і тваринних організмах. Якщо їх виділити із організму, то вони втрачають здатність до синтезу і проявляють себе лише як ферменти, що викликають розщеплення речовин.

Саме слово «фермент» походить від латинського слова «ferveo» — броджу. Назва фермента в більшості складається із назви речовини, на яку діє фермент, і закінчення «аза». Наприклад, мальтаза — фермент, що розщеплює мальтозу, амілаза — фермент, що розщеплює крохмаль (амілум). У деяких випадках ферменти називають за процесами, які вони каталізують: оксидази (окислювальні), гідролази (ті, що визивають гідроліз) тощо.

Усі живі організми містять велику кількість (сотні та тисячі) ферментів, головна функція яких полягає в проведенні, прискоренні та регулюванні практично всіх хімічних реакцій, необхідних для життєдіяльності організму. Припускається, що в одній клітині знаходиться до тисячі окремих ферментів, які володіють дуже високою каталітичною активністю. Неістотна мізерна їх кількість викликає зміну великої кількості (за масою) продукту.

На даний час у природі виявлено більше 3 000 різних ферментів, кожний із них каталізує тільки «свою» реакцію та якщо і здатний брати участь у «чужих» реакціях, то з істотно меншою ефективністю. Завдяки високій активності та специфічності деякі ферменти вже давно знайшли застосування у низці галузей харчової промисловості (табл. 7.1).

Таблиця 7.1

Приклади застосування ферментів у харчовій промисловості

Фермент	Області застосування
1. Глюкозидази: α — амілаза глюкоамілаза інвертаза пектиназа	— гідроліз крохмалю — одержання глюкози — оцукрення пива і ліків — виробництво кондитерських виробів — освітлення вина і фруктових соків
2. Протеази: протеази мікробного походження промелаїн папаїн реннін	— хлібопечення — освітлення вина і пива — розм'якшування м'яса — виробництво харчових сумішей на основі гідролікатів білків — освітлення пива — розм'якшування м'яса — сироваріння
3. Ліпази	— модифікація смаку молочних продуктів
4. Оксидоредуктази: глюкозооксидаза каталаза	— видалення кисню із харчових продуктів — видалення пероксиду водню після стерилізації молочних продуктів
5. Ізомерази: глюкозоізомераза	— виробництво глюкозо-фруктозних сиропів шляхом гідролізу кукурудзяного крохмалю

Це харчові виробництва, де застосовуються, головним чином, комплексні ферментні препарати для гідролізу природних полімерів — білків, крохмалю, пектинів. Відомо, що біля половини загальної вартості ферментів припадає на ферментні препарати, що розщеплюють білки, а біля чверті йде на виробництво амілолітичних ферментів, що гідролізують крохмаль.

Біохімічні процеси, що протікають під час виробництва харчових продуктів і їх зберігання, зумовлені дією як власних ферментів сировини, так і дією ферментів, що виробляються мікроорганізмами і використовуються у вигляді ферментних препаратів (ФП). У промислових умовах ФП рослинного походження отримують із таких рослин: папайя, ананас й інжир. На м'ясопереробних підприємствах ферменти і ФП одержують із органів і тканин тварин. Проте найбільш широко ФП одержують із культур мікроорганізмів. Джерелом одержання біомаси мікроорганізмів, що використовуються для виділення ферментів, є культури пліснявих грибів, бактерій, дріжджів.

Мікроорганізми дають значно більше біомаси, із якої простіше та економічніше виділити даний фермент, ніж із тканин рослин і тварин. У спеціально створених умовах мікроорганізми здатні синтезувати велику кількість різноманітних ферментів. Вони непримхливі до складу поживного середовища, легко переключаються із синтезу одного ферменту на інший та мають порівняно короткий цикл росту. ФП відрізняються від ферментів тим, що крім активного білка містять баластні речовини. Більша кількість ФП є комплексними; в них переважає і має найбільшу активність основний фермент.

У харчовій промисловості (хлібопеченні, виноробстві, пивоварінні, консервному виробництві) використовують очищені ФП, частково або повністю звільнені від баластних речовин. Вони можуть бути одержані у вигляді порошків або рідинних концентратів.

Запитання до підрозділу 7.3

1. Що таке ферментні реакції?
2. Як діють ферменти?
3. Що означає специфічність дії ферментів?
4. Назвіть оптимальні температури дії ферментів рослинного та тваринного походження.
5. Назвіть ферменти, що застосовуються в процесах освітлення вина.
6. Що означає фермент і ферментний препарат?

7.4 БІОХІМІЧНІ ПРОЦЕСИ ПІД ЧАС ЗБЕРІГАННЯ ТА КОНСЕРВУВАННЯ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ

Способи зберігання (інакше кажучи, консервування, оскільки від *лат. conservare* — зберігати) продуктів застосовані на частковому або повному пригніченні біологічних процесів, які в них протікають. Можна виділити чотири основних наукових принципи зберігання харчових продуктів — біоз, анабіоз, ценоанабіоз і абіоз. Кожен із них має декілька технічних рішень.

Біоз — принцип зберігання продуктів у свіжому стані без спеціальної обробки. Заходи спрямовані на підтримку нормальних умов життєвих процесів та деяке обмеження їх інтенсивності для зменшення витрат поживних речовин за рахунок дихання або витрат маси внаслідок випаровування вологи. Для регулювання процесів життєдіяльності рослинних продуктів необхідно створювати умови, які сповільнюють розвиток біологічних процесів, виключають помітне зневоднення продуктів.

Анабіоз — принцип консервування, коли інактивується або різко гальмується життєдіяльність мікроорганізмів та ферментативні процеси, що протікають у продуктах. Принцип передбачає зберігання продуктів в охолодженому або замороженому стані; заснований на чутливості мікроорганізмів та ферментів до температури. Зниження біологічної та біохімічної активності зумовлюється залежністю хімічних реакцій від температури та зниженням проникливості цитоплазматичної мембрани під впливом холоду.

Під час зберігання продуктів за принципом анабіозу використовують температури, близькі до 0°C , але такі, щоб продукти не замерзали. Цей принцип застосовується для зберігання плодів і овочів, яєць, молочних продуктів, м'яса та риби, насіння та зерна продовольчо-фуражного призначення. Застосовується також зберігання продуктів у стані кріоанабіозу за досить низьких температур (-12 , -18 , -24°C та ін.). Процеси анабіозу включають також ксеро-, осмо-, ацидоанабіоз.

Ксероанабіоз — зберігання продуктів у зневодненому стані. При цьому вологість продукту знижують сушінням до 8...25%, тобто до рівня, що перешкоджає розвитку мікроорганізмів. Сушінню піддають різні продукти — плоди та овочі, зерно, молоко, дріжджі тощо.

Осмоанабіоз — метод зберігання, за яким створюють підвищений осмотичний тиск (додаванням кухонної солі або цукру). Консервуючий ефект спостерігається за 8...12% солі або за 60% (та вище) цукру. Солінню піддають овочі (огірки, томати), кавуни, м'ясо, рибу; за допомогою цукру консервують плоди та ягоди.

Ацидоанабіоз — зберігання продуктів у кислому середовищі з додаванням харчових кислот. Практично для харчових цілей застосовують оцтову кислоту (в розведеному стані). Метод заснований на неможливості більшості мікроорганізмів, особливо гнилісних, розвиватись у кислому середовищі, або в середовищі, що містить спирт.

Ценоанабіоз — принцип, заснований на спеціальному культивуванні корисної мікрофлори, яка є антагоністом до шкідливої мікрофлори. У присутності молочної кислоти, накопиченої внаслідок молочнокислого бродіння продукту, консервуючий ефект досягається за 1...2% молочної кислоти. За цим принципом консервування отримують молочнокислі продукти (сметану, сир та ін.), солоно-квашені овочі та молочно-квашені плоди. Значною отрутою для бактерій є етиловий спирт, що виділяється внаслідок спиртового бродіння. Такому зберіганню піддаються продукти виноробства, що містять 10...14% спирту. Спиртове бродіння лежить у основі отримання низки продуктів — хліба, вина, пива, квасу.

Абіоз — принцип зберігання, який передбачає повне знищення живих зачатків у продукті, які здатні викликати псування продуктів і захворювання людини; зазвичай при цьому повністю інактивовані

ферменти. Під час зберігання продуктів, підданих тепловій стерилізації, застосовують стерилізацію в автоклавах за підвищеним тиском, стерилізацією струмом високої або ультрависокої частоти та інші види. Найбільш поширеним способом термостерилізації у герметичній тарі (жестяній або скляній) отримують овочеві, плодові, м'ясні, рибні, молочні та змішані консерви.

Хімабіоз — стерилізація хімічними засобами, що вбивають мікроорганізми (антисептиками). Для консервування плодів, фруктово-ягідних пюре, соків, безалкогольних напоїв та деяких кондитерських виробів вживають бензойно-натрієву сіль, сірчасту кислоту (обробку сірчастим ангідридом називають сульфитацією). До засобів хімабіозу відносять і коптіння (стародавній спосіб хімічного консервування за допомогою коптільного диму).

Мехабіоз (механічна стерилізація) — видалення мікроорганізмів із продукту фільтруванням через знепліднюючі фільтри, які здатні затримувати дріжджові клітини великих розмірів.

Промінеабіоз (фотостерилізація) — це знешкодження мікроорганізмів і комах дією ультрафіолетових, інфрачервоних або рентгенівських променів і т. п.

Запитання до підрозділу 7.4

1. Назвіть основні наукові принципи зберігання харчових продуктів.
2. Наведіть сутність метода зберігання продуктів біозом.
3. Наведіть класифікацію процесу анабіозу.
4. Поясніть сутність консервування продуктів методом ксероанабіозу.
5. Поясніть сутність методів зберігання продуктів осмоанабіозом та ацидоанабіозом.
6. Охарактеризуйте суть процесу спиртового бродіння, та його застосування в харчових технологіях.
7. Охарактеризуйте пастеризацію та стерилізацію і сутність такого консервування.
8. Що таке сульфитація?

7.5 БІОХІМІЧНІ ПРОЦЕСИ В ТЕХНОЛОГІЇ ХЛІБОПЕКАРНОГО ВИРОБНИЦТВА

Хліб — найбільш розповсюджений продукт рослинного походження.

Сировину, яку використовують для виробництва хліба, поділяють на основну і додаткову. До основної сировини належить: борошно,

дріжджі, сіль та вода; до додаткової — різноманітні поліпшувачі смакових і поживних властивостей (цукор, жири, молоко, мед, патока, родзинки та ін.). Загальна технологічна схема хлібопекарного виробництва наведена на рис. 7.2

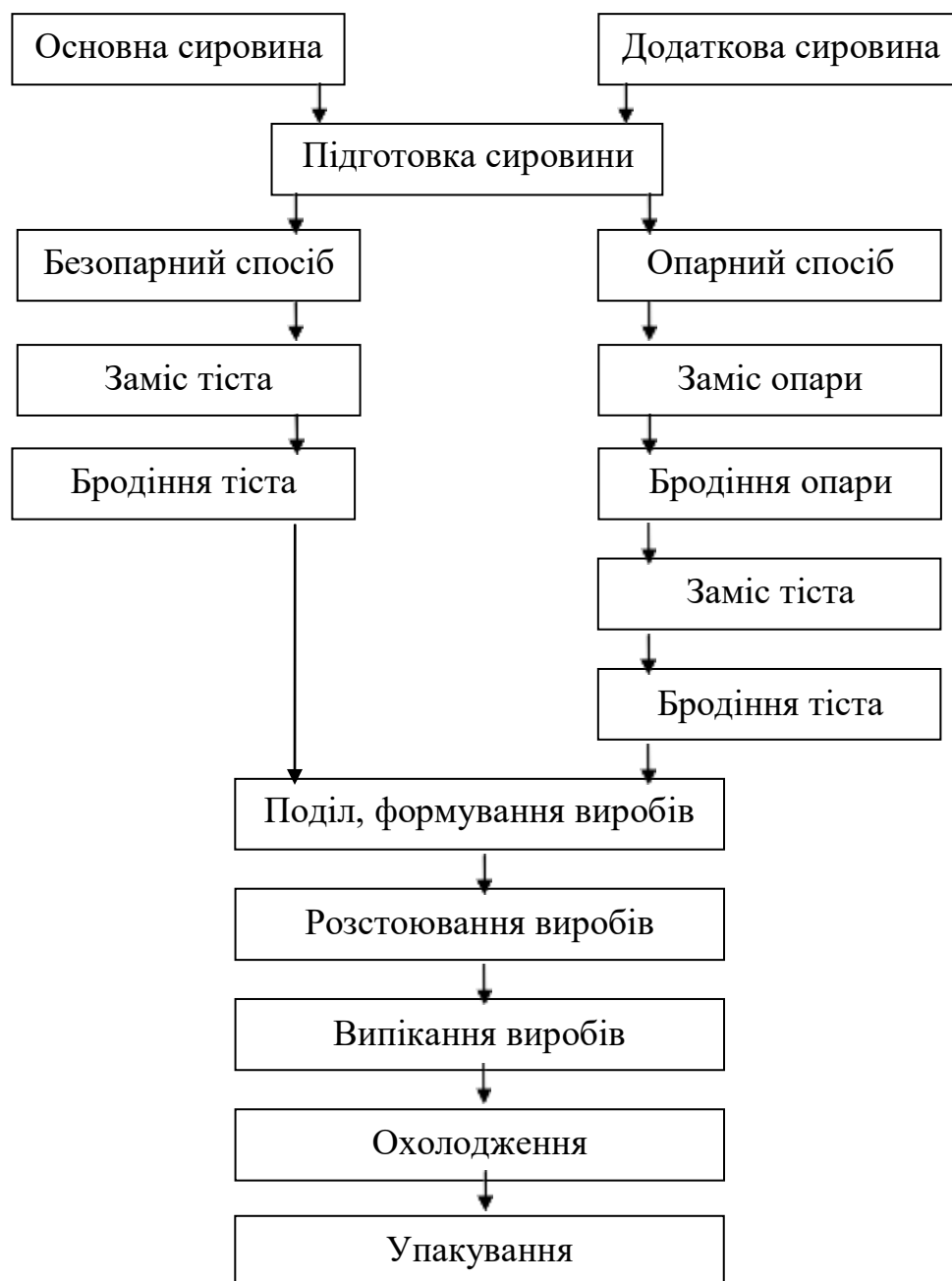


Рисунок 7.2 — Технологічна схема хлібопекарного виробництва

Однією із вирішальних ланок у технологічному процесі виробництва хліба є виготовлення тіста. Стан і властивості готового до розділення тіста в значній мірі визначають подальшу його поведінку під час формування, розстоювання і випікання, а в зв'язку із цим і якість хліба.

У процесі замісу із борошна, води, солі та дріжджів, а для низки сортів хліба також цукру і жиру, утворюється тісто, однорідне за всією масою. Це перша і обов'язкова мета операції замісу тіста. При цьому в машині для замісу тіста починає відбуватися одночасно низка суміжних процесів, із яких найбільше значення мають фізичні, колоїдні та біохімічні. Як приклад, на рис. 7.3 наведено схему виготовлення хліба на рідинній опарі.

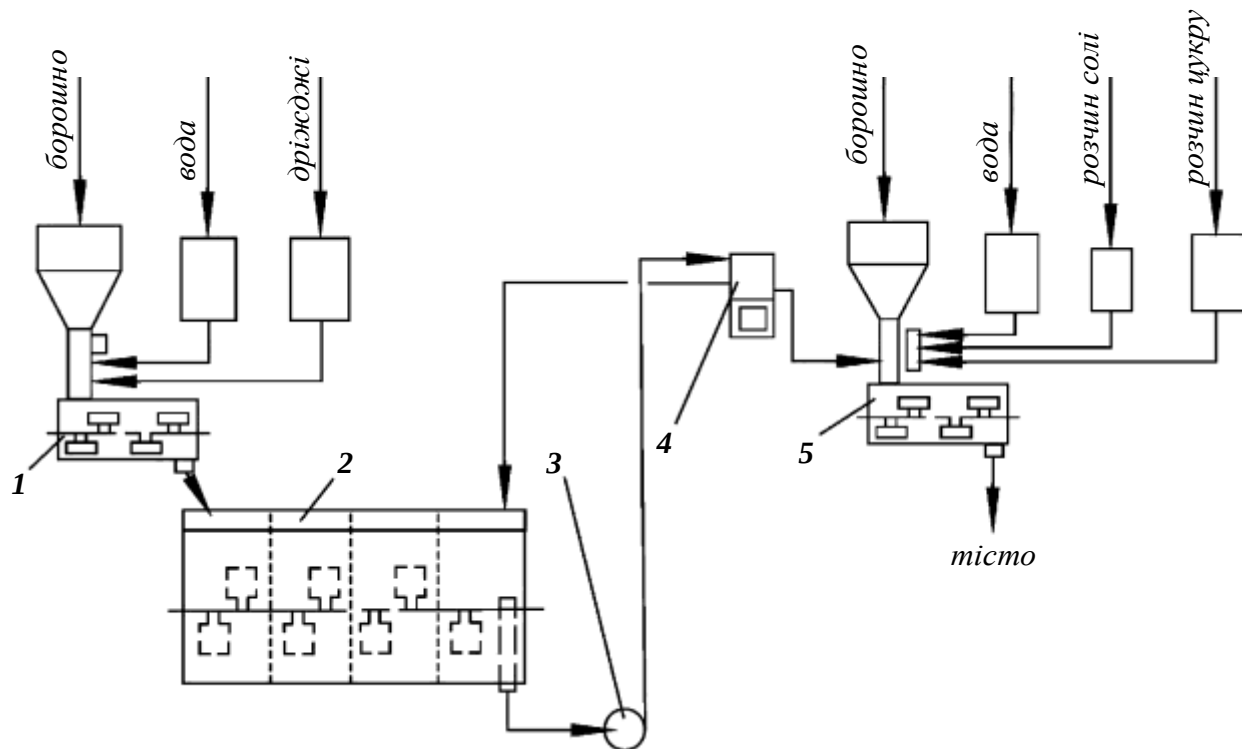


Рисунок 7.3 — Схема виготовлення тіста на рідинній опарі: 1 і 5 — тістомісильна машина X-26; 2 — опарна машина; 3 — насос; 4 — бачок постійного рівня

З моменту замісу починається і в подальшому (до початку процесу випікання) відбувається бродіння тіста, яке приводить до його визрівання. Перш за все це процеси, що визиваються дріжджами. Хлібопекарські дріжджі являють собою біомасу із дріжджових клітин, що вміщують багатий комплекс біологічно активних речовин і володіють ферментативною активністю, яка забезпечує інтенсивне зброджування цукрів борошна та розпушування тіста.

Дріжджі — одноклітинні рослинні мікроорганізми кулястої або яйцеподібної форми розміром до 10 мкм. Вміст вологи в дріжджах 75%, суха речовина клітини складається, в основному, із білків (на 44...67%), мінеральних речовин (6...8%), вуглеводів (до 30%). Дріжджі вміщують також різноманітні вітаміни і ферменти. Ферменти сприяють протіканню всіх життєвих функцій дріжджів, у тому числі процесів дихання,

розмноження, побудови органів клітини. Деякі ферменти проявляють свою дію лише всередині клітини (ендоферменти), інші здатні виділятися дріжджами і діють зовні клітини (екзоферменти). У дріжджах міститься комплекс ферментів, що сприяють зброджуванню цукрів. Важливу роль під час зброджування цукрів тіста відіграє фермент мальтоза, який сприяє зброджуванню мальтози — основного цукру тіста.

Поживні речовини потрапляють у клітину через її оболонку. При цьому клітина володіє визначною вибірковою здатністю. Вуглеводи потрапляють у дріжджову клітину у вигляді моноцукрів. На перетворення цукрів у дріжджовій клітині великий вплив чинить наявність або недовільність кисню. У разі аерації поживного середовища, тобто в аеробних умовах і, відповідно, наявності великої кількості кисню, цукор перероблюється в дріжджовій клітині з утворенням вуглекислого газу і води:



У разі відсутності повітря, тобто в анаеробних умовах, цукор під дією комплексу ферментів перетворюється в спирт і вуглекислий газ, що викликає спиртове бродіння. У тісті та інших напівфабрикатах кисню дуже мало, тому дріжджі викликають спиртове бродіння. Вуглекислий газ, що утворюється при цьому, розпушує тісто і забезпечує необхідну пористість виробів. Процес спиртового бродіння складний, багатоступінчатий, підсумково може бути виражений наступним рівнянням:



При цьому виділяється мало енергії, і для одержання її в такій кількості, як в аеробних умовах, дріжджам необхідно зброджувати більшу кількість цукру.

Значний вплив на життєдіяльність дріжджів, їх функцію розмноження і форму засвоювання цукру спричиняють умови зовнішнього середовища, температура, аерація, розмішування, наявність кислоти, спирту та інших речовин. Температура виявляє значний вплив на швидкість розмноження дріжджів і процес бродіння. Оптимальною для життєдіяльності дріжджів є температура 29...30° С. Відмирають дріжджі за температури 58...68° С. Вплив температури середовища на життєдіяльність мікроорганізмів можна навести наступним чином. Мікроорганізми, розміри яких порівняні з розмірами молекул середовища, знаходяться в постійній взаємодії з ними. Кожна взаємодія мікроорганізму з таким великим тілом, як молекула оточуючого середовища, суттєво впливає на його подальшу життєдіяльність. Вона

може привести і до активації, і до інактивації мікроорганізму. Зміна температури середовища однозначно зв'язана зі зміною швидкості коливного руху молекул (амплітудою їх коливань). Підвищені швидкості їх руху визивають передачу мікроорганізмам надмірно великої енергії співударянь, що пов'язано з їх інактивацією або загибеллю. Зменшення швидкості коливного руху молекул (зменшення амплітуди коливань) також викликає збільшення енергії співударянь із мікроорганізмами, але лише до максимального рівня, відповідного співударянням мікроорганізмів, що рухаються, до менш рухливих молекул середовища. Енергія таких співударянь викликає тільки інактивацію мікроорганізмів. Оптимальна температура бродіння тіста — 26...32° С. Підвищену температуру бажано використовувати для виготовлення тіста із сильного борошна; тісто із слабого борошна краще готувати за більш низької температури. Таким чином, температура є основним чинником, який регулює хід технологічного процесу виготовлення тіста. У процесі бродіння тісто піддається обминанню, тобто короточасному повторному промісу протягом 1,5...2 хв. При цьому відбувається рівномірний розподіл бульбашок вуглекислого газу в масі тіста, покращується його якість, м'якушка хліба набуває дрібної, тонкостінної та рівномірної пористості.

Під час випікання хліба крім фізичних процесів (прогрівання тіста, зовнішній, вологообмін, внутрішній тепло-, масообмін) протікають також мікробіологічні, колоїдні та біохімічні процеси.

У перші хвилини випікання спиртове бродіння в тісті прискорюється і за температури 35° С досягає максимуму. У подальшому бродіння згасає і при температурі 50° С припиняється, так як дріжджові клітини відмирають, а при 60° С призупиняється життєдіяльність кислотоутворювальних бактерій. У результаті залишкової діяльності мікрофлори під час випікання в тісті-хлібі збільшується вміст спирту, діоксида вуглецю і кислоти, що підвищує об'єм хліба і поліпшує його смак. Крім цього, в перші хвилини випічки відбувається теплове розширення повітря і газів у середині тіста, що суттєво впливає на збільшення його об'єму.

Біохімічні процеси пов'язані із зміною стану крохмалю та білків і за температури 70...80° С вони припиняються. Крохмаль під час випічки клейстеризується і частково розкладається. Білки розкладаються з утворенням проміжних продуктів. Від глибини та інтенсивності розкладання крохмалю і білків залежить колір скоринки хліба, його смак і аромат. Колір пшеничного хліба зумовлений меланоїдинами, житнього — меланінами, утвореними в хлібі за участю деяких амінокислот і ферментів.

Запитання до підрозділу 7.5

1. Із яких стадій складається процес виробництва хліба?
2. Продуктивність якого обладнання визначає продуктивність хлібопекарного виробництва?
3. Які методи одержання тіста вам відомі?
4. З якою метою застосовують бродіння тіста?
5. У чому відмінність опарного і безопарного способів замісу тіста?
6. Який вплив температури на процес бродіння?
7. Назвіть оптимальну температуру бродіння тіста.

**7.6 БІОХІМІЧНІ ПРОЦЕСИ В ТЕХНОЛОГІЇ
КИСЛОМОЛОЧНИХ ПРОДУКТІВ**

Існує низка молочних продуктів, технологія яких передбачає культивування визначеного типу мікроорганізмів: кисломолочні продукти, сири, сметана, кисло-вершкове масло та ін. Під час свого розвитку мікроорганізми, використовуючи свої ферменти, активно впливають на оточуючу (навколишню) молочну плазму та викликають у ній біохімічні перетворення. Молочні продукти, що зазнають такого мікробіального впливу, прийнято називати ферментативними. Бажану мікрофлору вносять у пастеризоване молоко у вигляді заквасок, які готують із чистих культур відповідних видів молочно-кислих бактерії (штамів). Штами чистих культур молочно-кислих бактерій виділяють із молока, кисло-молочних продуктів, рослин у спеціальних лабораторіях і поставляють на підприємства у вигляді сухої або рідинної закваски, сухого або замороженого бактеріального концентрату, штамів молочнокислих бактерій і дріжджів, кефірних грибків. Із сухих бактеріальних культур готують первинну (материнську), вторинну (пересадкову) і робочі закваски в такій послідовності (рис. 7.4). Технологічний процес складається із наступних операцій: відбір, підготовка, теплова обробка, охолодження і сквашування молока, охолодження закваски.

Як приклад, наведемо технологічний процес виготовлення м'якого сиру (рис. 7.5). За методом отримання згустку розрізняють два способи виробництва сиру: кислотний і сичугово-кислотний. Перший заснований лише на кислотній коагуляції білків шляхом сквашування молока молочно-кислими бактеріями з наступним підігрівання згустку для видалення зайвої сироватки. Таким способом виробляють сир нежирний

і зниженої жирності, бо під час нагрівання згустку значна частка жиру переходить у сироватку. Крім того, цей процес забезпечує більш ніжну консистенцію нежирного сиру.

За сичугово-кислотним способом згусток формується комбінованою дією сичугового ферменту і молочної кислоти. Утворення згустку під дією сичугового ферменту відбувається скоріше, за більш низької кислотності. Згусток має високу міцність, краще відокремлює сироватку, тому підігрівати його для інтенсифікації відокремлення сироватки не потрібно.

Технологічний процес виготовлення сиру включає такі операції: приймання і підготовка сировини, очищення молока, гомогенізація, охолодження молока, підігрівання і сепарування, нормалізація, пастеризація і охолодження молока чи вершків, заквашування молока, додавання хлористого кальцію і ферментів, перемішування і сквашування молока, обробка згустку, самопресування і пресування згустку, охолодження сиру, упакування продукту (рис. 7.5).

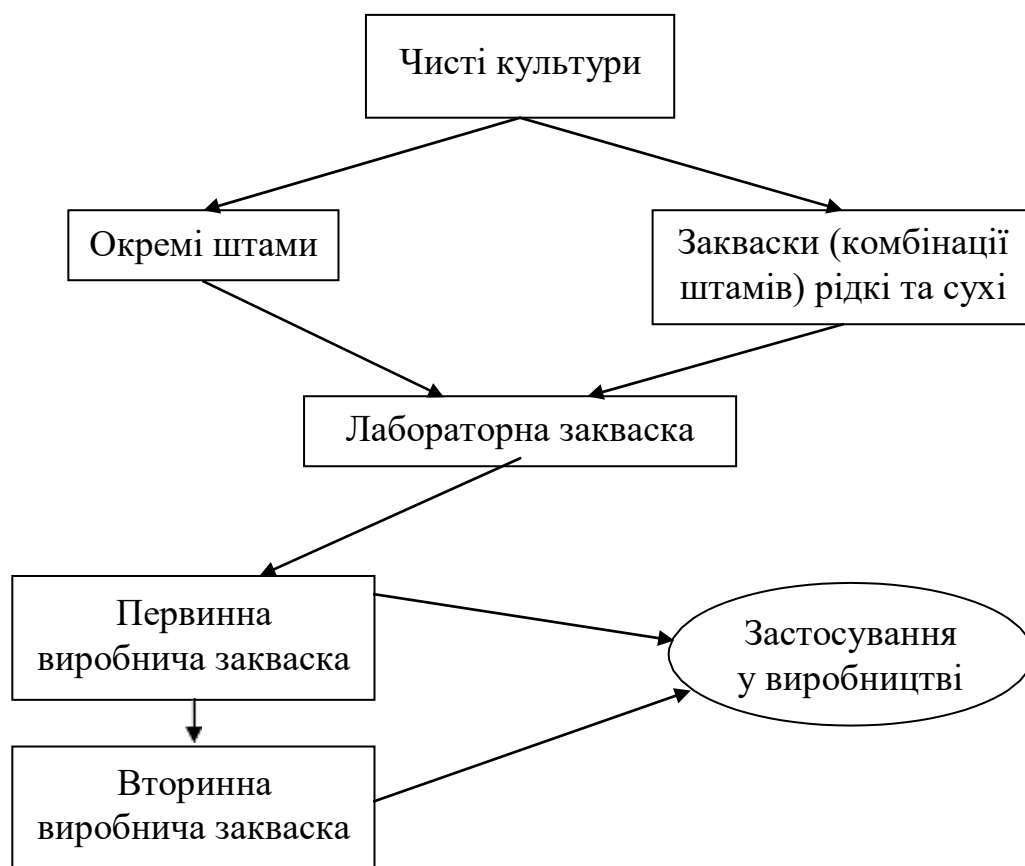


Рисунок 7.4 — Загальна схема виготовлення заквасок



Рисунок 7.5 — Схема виробництва сиру

Запитання до підрозділу 7.6

1. Назвіть ферментативні молочні продукти.
2. Що означає первинна (материнська) закваска?
3. Що означає вторинна та виробнича закваска?
4. Кислотний спосіб виробництва сиру, його характеристика.
5. Як формується згусток під час сичугово-кислотного способу виробництва сиру?
6. Побічні вторинні продукти під час виробництва сиру.

СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

Загальний

1. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии / Н. И. Гельперин. — М.: Химия, 1981. — 811 с.
2. Горбатюк В. И. Процессы и аппараты пищевых производств / В. И. Горбатюк. — М.: Колос, 1999. — 335 с.
3. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии. В 2-х кн. / Ю. И. Дытнерский. — М.: Химия, 1995. — 768 с.
4. Кавецкий Г. Д. Процессы и аппараты пищевой технологии / Г. Д. Кавецкий, Б. В. Васильев. — М.: Колос, 2000. — 551 с.
5. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. — М.: Химия, 1971. — 784 с.
6. Липатов Н. Н. Процессы и аппараты пищевых производств / Н. Н. Липатов. — М.: Экономика, 1987. — 272 с.
7. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: учебник. В 2-х кн. Кн. 1 / В. Г. Айнштейн [и др.]; под ред. В. Г. Айнштейна. — М.: Логос: Высшая школа, 2003. — 912 с.
8. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: учебник. В 2-х кн. Кн. 2 / В. Г. Айнштейн [и др.]; под ред. В. Г. Айнштейна. — М.: Логос: Высшая школа, 2003. — 872 с.
9. Плаксин Ю. М. Процессы и аппараты пищевых производств / Ю. М. Плаксин, Н. Н. Малахов, В. А. Ларин. — М.: Колос, 2005. — 760 с.
10. Процессы и аппараты пищевых производств: учебник для вузов. В 2 кн. Кн. I / А. Н. Остриков [и др.]; под ред. А. Н. Острикова. — СПб: ГИОРД, 2007. — 704 с.
11. Процессы и аппараты пищевых производств: учебник для вузов. В 2 кн. Кн. II / А. Н. Остриков [и др.]; под ред. А. Н. Острикова. — СПб: ГИОРД, 2007. — 608 с.
12. Процеси і апарати харчових виробництв: підручник / за ред. проф. І. Ф. Малежика. — К.: НУХТ, 2003. — 400 с.
13. Расчёты и задачи по процессам и аппаратам пищевых производств / С. М. Гребенюк [и др.]. — М.: Агропромиздат, 1987. — 304 с.
14. Стабников В. Н. Процессы и аппараты пищевых производств / В. Н. Стабников, В. И. Баранцев. — М.: Лёгкая и пищевая промышленность, 1983. — 328 с.
15. Стабников В. Н. Процессы и аппараты пищевых производств / В. Н. Стабников, В. М. Лысянский, В. Д. Попов. — М.: Агропромиздат, 1985. — 503 с.
16. Процеси і апарати харчових виробництв. Лабораторний практикум: навч. Посібник / О. І. Черевко [та ін.]; Харк. держ. ун-т харчування та торгівлі. — Х.: Світ Книг, 2013. — 168 с.

До розділу 1. Основні положення та наукові основи курсу

1. Гухман А. А. Введение в теорию подобия / А. А. Гухман. — М.: Высшая школа, 1973. — 296 с.
2. Бенедек П. Научные основы химической технологии / П. Бенедек, А. Ласло. — Л.: Химия, 1970. — 376 с.
3. Борщевский П. П. Интенсификация производства в пищевой промышленности / П. П. Борщевский. — К.: Урожай, 1989. — 136 с.
4. Масштабный переход в химической технологии / под ред. А. М. Розена. — М.: Химия, 1980. — 320 с.
5. Поперечний А. М. Моделювання процесів та обладнання харчових виробництв: підручник / А. М. Поперечний, В. О. Потапов, В. Г. Корнійчук. — К.: Центр учбової літератури, 2012. — 312 с.

До розділу 2. Основи гідравліки

1. Альтшуль А. Д. Гидравлические сопротивления / А. Д. Альтшуль. — М.: Недра, 1970. — 216 с.
2. Лойцянский Л. Г. Механика жидкости и газа / Л. Г. Лойцянский. — М.: Дрофа, 2003. — 840 с.
3. Рабинович Е. З. Гидравлика / Е. З. Рабинович. — М.: Недра, 1980. — 276 с.
4. Черкасский В. М. Насосы, вентиляторы, компрессоры / В. М. Черкасский. — М.: Энергия, 1987. — 424 с.
5. Эльяш М. Л. Монтаж компрессоров, насосов и вентиляторов / М. Л. Эльяш, А. В. Анохин. — М.: Стройиздат, 1991. — 192 с.

До розділу 3. Гідромеханічні процеси

1. Брагинский Л. И. Перемешивание в жидких средах / Л. И. Брагинский, В. И. Бегачев, В. М. Барабаш. — Л.: Химия, 1984. — 336 с.
2. Брык М. Т. Мембранная технология в пищевой промышленности / М. Т. Брык, В. П. Голубев, А. П. Чагаровский. — К.: Урожай, 1991. — 222 с.
3. Дытнерский Ю. И. Баромембранные процессы / Ю. И. Дытнерский. — М.: Химия, 1986. — 272 с.
4. Жужиков В. А. Фильтрование / В. А. Жужиков. — М.: Химия, 1980. — 398 с.
5. Романков П. Г. Гидромеханические процессы химической технологии / П. Г. Романков, М. И. Курочкина. — Л.: Химия, 1982. — 288 с.
6. Соколов В. Я. Центрифугирование / В. Я. Соколов. — М.: Химия, 1976. — 408 с.
7. Шкоропад Д. Е. Центрифуги и сепараторы для химических производств / Д. Е. Шкоропад, О. П. Новиков. — М.: Химия, 1987. — 256 с.

До розділу 4. Механічні процеси

1. Даурский А. Н. Резание пищевых материалов / А. Н. Даурский, Ю. Л. Мачихин. — М.: Пищ. пром-сть, 1980. — 237 с.
2. Клушанцев Б. В. Дробилки. Конструкция, расчет, особенности эксплуатации / Б. В. Клушанцев. — М.: Машиностроение, 1990. — 320 с.
3. Мачихин Ю. А. Таблетирование пищевых материалов / Ю. А. Мачихин, Г. Г. Зурабишвили. — М.: Пищ. пром-сть, 1978. — 136 с.
4. Остриков А. Н. Экструзия в пищевой технологии / А. Н. Остриков, О. В. Абрамов, А. С. Рудометкин. — СПб.: ГИОРД, 2004. — 288 с.
5. Сиденко П. М. Измельчение в химической промышленности / П. М. Сиденко. — М.: Химия, 1977. — 368 с.

До розділу 5. Теплові процеси

1. Барановский Н. В. Пластинчатые и спиральные теплообменники / Н. В. Барановский, Л. М. Коваленко, А. Р. Ястребенецкий. — М.: Машиностроение, 1973. — 288 с.
2. Лунин О. Г. Теплообменные аппараты пищевой промышленности / О. Г. Лунин, В. Н. Вельтищев. — М.: Агропромиздат, 1987. — 239 с.
3. Михеев М. А. Основы теплопередачи / М. А. Михеев, И. М. Михеева. — М.: Энергия, 1977. — 344 с.
4. Романков П. Г. Теплообменные процессы химической технологии / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов. — Л.: Химия, 1982. — 288 с.
5. Справочник по теплообменникам. В. 2 т. Т. I. — М.: Энергоатомиздат, 1987. — 560 с.
6. Справочник по теплообменникам. В. 2 т. Т. II. — М.: Энергоатомиздат, 1987. — 352 с.
7. Таубман Е. И. Выпаривание / Е. И. Таубман. — М.: Химия, 1982. — 328 с.

До розділу 6. Массообмінні процеси

1. Аксельруд Г. А. Экстрагирование. Система твердое тело–жидкость / Г. А. Аксельруд, В. М. Лысянский. — Л.: Химия, 1974. — 254 с.
2. Аношин И. М. Теоретические основы массообменных процессов пищевых производств / И. М. Аношин. — М.: Пищ. пром-сть, 1970. — 342 с.
3. Гинзбург А. С. Расчет и проектирование сушильных установок пищевой промышленности / А. С. Гинзбург. — М.: Агропромиздат, 1985. — 336 с.
4. Гинзбург А. С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов / А. С. Гинзбург. — М.: Пищ. пром-сть, 1973. — 528 с.
5. Гулый И. С. Кристаллизация / И. С. Гулый, В. Г. Мирончук // Физ.-хим. основы сах. пр-ва: кол. моногрфия. — М.: Агропромиздат, 1987. — С. 184—216 с.

6. Кафаров В. В. Основы массопередачи / В. В. Кафаров. — М.: Высшая школа, 1979. — 439 с.

До розділу 7. Біохімічні процеси

1. Кавецкий Г. Д. Технологические процессы и производства (пищевая промышленность) / Г. Д. Кавецкий, А. В. Воробьева. — М.: Колос, 2006. — 368 с.

2. Технологии пищевых производств / А. П. Нечаев [и др.]; под ред. А. П. Нечаева. — М.: Колос, 2005. — 768 с.

ЗМІСТ

ЗМІСТ І ЗАВДАННЯ КУРСУ	3
Розділ 1. ОСНОВНІ ПОЛОЖЕННЯ ТА НАУКОВІ ОСНОВИ КУРСУ	9
1.1. Властивості харчових продуктів	9
1.1.1. Основні фізичні властивості	9
1.1.2. Теплофізичні властивості	13
1.1.3. Структурно-механічні властивості	14
1.2. Загальні закономірності технологічних процесів	15
1.3. Основи раціональної побудови апаратів	22
1.3.1. Основні вимоги до апаратів	22
1.3.2. Матеріали для виготовлення апаратів	25
1.4. Основи теорії подібності та моделювання	27
1.4.1. Методи дослідження та аналізу процесів	27
1.4.2. Етапи створення нових процесів та апаратів. Фізичне та математичне моделювання	29
1.4.3. Основи теорії подібності. Види подібності	32
1.4.4. Теореми подібності	33
1.4.5. Критерії подібності	36
1.4.6. Метод аналізу розмірностей	39
Розділ 2. ОСНОВИ ГІДРАВЛІКИ	42
2.1. Гідростатика	42
2.1.1. Гідростатичний тиск	42
2.1.2. Основне рівняння гідростатики	44
2.1.3. Диференціальне рівняння рівноваги Ейлера	45
2.1.4. Висновки основного рівняння гідростатики	46
2.2. Гідродинаміка	51
2.2.1. Основні положення	51
2.2.2. Швидкість і витрата рідини	52
2.2.3. Режим руху рідин	52
2.2.4. Розподілення швидкостей рідини	54
2.2.5. Рівняння нерозривності потоку	56
2.2.6. Рівняння Бернуллі для ідеальної та реальної рідини	60
2.2.7. Гідравлічні опори	64
2.2.8. Розрахунок трубопроводів	64
2.2.9. Витікання рідини	65
2.3. Гідравлічні машини	71
2.3.1. Поняття про гідравлічні машини та їх класифікація	71
2.3.2. Насоси та їх класифікація	71
2.3.3. Основні параметри роботи насосів	72
2.3.4. Динамічні насоси	75
2.3.5. Об'ємні насоси	78
2.3.6. Компресорні машини	83

Розділ 3. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ.....	87
3.1. Характеристика та методи оцінки дисперсних систем.....	87
3.2. Отримання дисперсних систем	92
3.2.1. Перемішування.....	92
3.2.2. Диспергування.....	105
3.2.3. Піноутворення та псевдозрідження	115
3.3. Розділення дисперсних систем.....	125
3.3.1. Методи розділення неоднорідних систем.....	125
3.3.2. Матеріальний баланс процесів розділення	126
3.3.3. Осадження	126
3.3.4. Фільтрування.....	133
3.3.5. Центрифугування.....	139
3.3.6. Поділ газових неоднорідних систем	146
3.3.7. Мембранні методи розділення рідинних і газових систем	150
Розділ 4. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ.....	162
4.1. Подрібнення	162
4.1.1. Сутність і призначення процесу подрібнення	162
4.1.2. Класифікація способів подрібнення.....	163
4.1.3. Теорія подрібнення	165
4.1.4. Машини для подрібнення	167
4.1.5. Різальні машини	174
4.2. Пресування.....	178
4.2.1. Сутність та призначення процесу	178
4.2.2. Віджимання рідини	178
4.2.3. Формування пластичних матеріалів	184
4.2.4. Ущільнювання сипких матеріалів. Гранулювання.....	188
4.3. Змішування та поділ сипких матеріалів	191
4.3.1. Процес змішування сипких матеріалів	191
4.3.2. Сортування	196
Розділ 5. ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ	209
5.1. Основні закономірності теплообміну	209
5.1.1. Завдання та способи теплової обробки харчових продуктів і матеріалів	209
5.1.2. Засоби передавання теплоти та її основні закономірності	211
5.1.3. Нагрівання	232
5.1.4. Охолодження.....	242
5.1.5. Фізичні основи плавлення та твердіння.....	246
5.1.6. Електрофізичні методи обробки харчових продуктів.....	247
5.2. Теплообмінні апарати.....	257
5.2.1. Класифікація теплообмінників.....	257
5.2.2. Конструкції теплообмінників.....	258
5.2.3. Розрахунок теплообмінників.....	263
5.3. Теплові процеси зі зміненням агрегатного стану.....	275

5.3.1.	Випаровування	275
5.3.2.	Кипіння	278
5.3.3.	Випарювання	281
5.3.4.	Конденсація	292
5.3.5.	Охолодження, заморожування та розморожування	297
5.4.	Специфічні теплові процеси	316
5.4.1.	Процес варення	316
5.4.2.	Смаження	333
5.4.3.	Пастеризація	349
5.4.4.	Стерилізація	359
5.4.5.	Інтенсифікація теплових процесів. Регенерація теплоти ...	369
Розділ 6.	МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ	380
6.1.	Основні закономірності масообміну	380
6.1.1.	Класифікація процесів масообміну	380
6.1.2.	Способи масопередачі	381
6.1.3.	Теорія масопередачі	386
6.1.4.	Матеріальний баланс масообмінних процесів	388
6.1.5.	Подібність процесів масоперенесення	389
6.2.	Процеси сорбції	393
6.2.1.	Абсорбція	393
6.2.2.	Адсорбція	399
6.3.	Екстрагування	408
6.3.1.	Сутність і область застосування процесу.....	408
6.3.2.	Фізична сутність процесу екстрагування	409
6.3.3.	Матеріальний баланс екстрагування	413
6.3.4.	Апарати для екстрагування	413
6.3.5.	Екстрагування на підприємствах ресторанного господарства	417
6.4.	Перегонка та ректифікація	418
6.4.1.	Сутність процесу та види перегонки	418
6.4.2.	Класифікація бінарних сумішей. Основні закони перегонки	420
6.4.3.	Апарати для проведення дистиляції	421
6.5.	Сушіння	426
6.5.1.	Загальна характеристика процесу	426
6.5.2.	Властивості вологих матеріалів, види зв'язку вологи	428
6.5.3.	Динаміка та кінетика процесу сушіння	430
6.5.4.	Діаграма стану вологого повітря	435
6.5.5.	Матеріальний і тепловий баланси процесу сушіння	438
6.5.6.	Способи та види сушіння	440
6.5.7.	Основні апарати для сушіння продуктів	441
6.5.8.	Спеціальні та перспективні методи сушіння	445
6.6.	Кристалізація та розчинення	449

6.6.1. Сутність процесу кристалізації та область його застосування.	449
6.6.2. Механізм та кінетика процесу кристалізації	451
6.6.3. Матеріальний баланс кристалізації	454
6.6.4. Способи кристалізації та кристалізатори	454
6.6.5. Фізична сутність розчинення та область застосування	457
6.6.6. Механізм та кінетика процесу розчинення	458
6.6.7. Особливості розчинення драгле утворювачів	460
6.6.8. Способи розчинення та апаратурне оформлення	461
Розділ 7. БІОХІМІЧНІ ПРОЦЕСИ	463
7.1. Сутність процесів та області застосування	463
7.2. Основні поживні речовини харчових продуктів та закономірності їх змін у біохімічних процесах	467
7.3. Ферменти та ферментні препарати	473
7.4. Біохімічні процеси під час зберігання та консервування харчових продуктів	476
7.5. Біохімічні процеси в технології хлібопекарного виробництва	478
7.6. Біохімічні процеси в технології кисломолочних продуктів	483
Список рекомендованої літератури	487
Зміст	491

Навчальне видання

Черевко Олександр Іванович
Поперечний Анатолій Микитович

ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Підручник
Технічний редактор: І. В. Бабкіна
Редактор: О. В. Плужник
Коректор О. М. Ментцевич
Комп'ютерна верстка та дизайн А. О. Супрун

Підп. до друку
Папір офсетний. Друк офсетний. Формат 60х84 1/16.
Гарнітура Times New Roman. Умов.-друк. арк. 30,94.
Тираж: 500 прим.

Видавництво «Світ Книг»
Свідоцтво № ДК 4088 від 06.06.2011 г.
62370, Харківська обл., Дергачівський р-н, Солоницівка,
вул. 70 Років Жовтня, 1, к.163
тел/факс (057) 784-10-28
<http://svitknig.com.ua/>