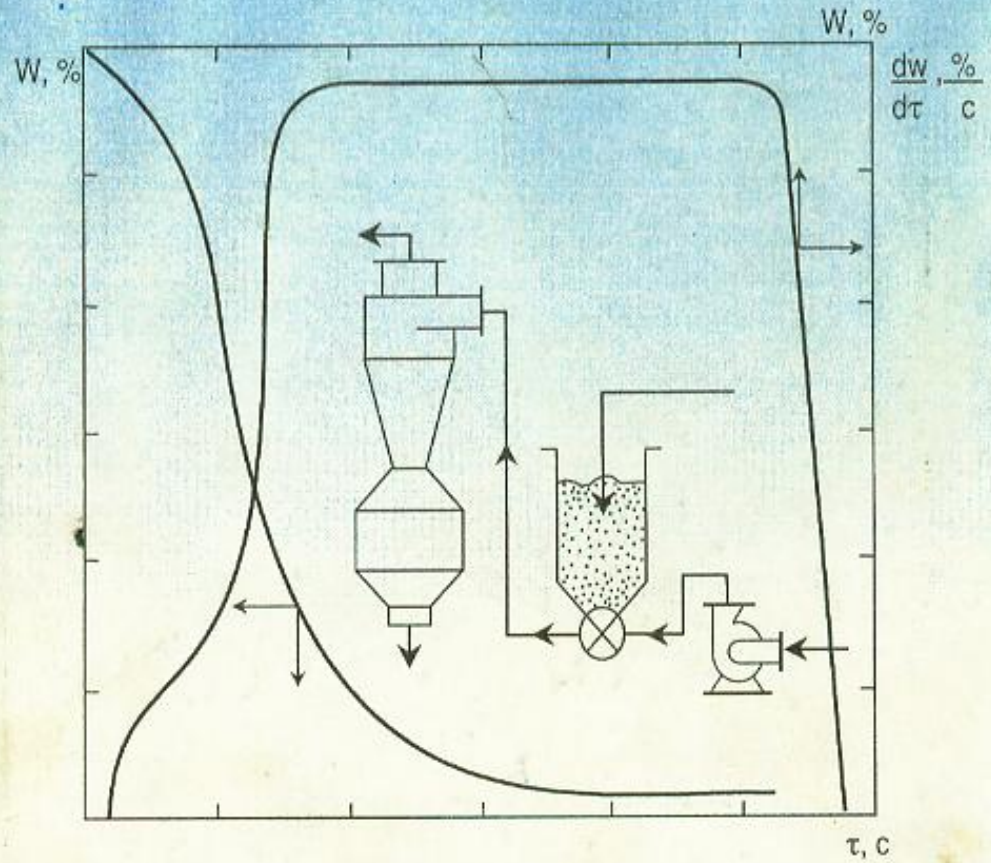
36.81
Ч-46

О.І. Черевко
А.М. Поперечний

Процеси і апарати харчових виробництв



О.І. ЧЕРЕВКО

А.М. ПОПЕРЕЧНИЙ

ПРОЦЕСИ і АПАРАТИ харчових виробництв

Харків 2002

УДК 641.5.06:643(075)

Черевко О.І., Поперечний А.М.

Процеси і апарати харчових виробництв: Підручник / Харк. держ. акад. технол. та орг. харчування. – Харків, 2002. – 420 с., українською.

ISBN 966-7885-16-X

Підручник знайомить з основними поняттями, класифікацією, моделюванням процесів та апаратів харчових виробництв. В ньому розглядаються гідромеханічні, механічні, теплові, масообмінні та інші процеси, що мають важливе значення у виготовленні продукції харчових виробництв. Особливої уваги приділяється питанням оптимізації процесів та збереженню енергетичних ресурсів.

Підручник розраховано на використання в навчальному процесі під час підготовки магістрів та спеціалістів кваліфікації інженер-механік та інженер-технолог підприємств харчування і харчових виробництв. Також може бути корисним аспірантам, науковим співробітникам і широкому колу спеціалістів, які займаються питаннями розробки, виготовлення та експлуатації харчового технологічного обладнання, інженерно-технічним працівникам агропромислового комплексу, які займаються переробкою харчової сировини, підприємцями малого бізнесу та фермерських господарств.

Рецензенти:

Бурдо О.Г., доктор техн. наук, професор, зав. кафедрою процесів та апаратів Одеської державної академії харчових технологій.

Шапорев В.П., доктор техн. наук, професор, зав. кафедрою хімічної техніки і промислової екології Національного технічного університету "Харківський політехнічний інститут".

Рекомендовано Міністерством освіти і науки України як підручник для студентів вищих навчальних закладів (лист МОіН № 1/11-1920 від 13.06.2002).

ISBN 966-7885-16-X

© О.І. Черевко, А.М. Поперечний, 2002
© Харківська державна академія технології та організації харчування, 2002

БИБЛИОТЕКА
Хар... ...ститута
обще... ...ания

К.2000

ЗМІСТ І ЗАВДАННЯ КУРСУ

У даний час 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 з виробництвом харчових продуктів. Ці завдання успішно розв'язуються 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 з тими процесами і апаратами, які є загальними для всіх харчових технологій.

Сучасне учення про процеси та апарати спирається на міцний фундамент базисних дисциплін – хімії, фізики, математики, гідравліки, механіки, теплотехніки, електротехніки. Однак, 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 ряд 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 у більшості значно складні і часто становлять поєднування 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 масовому харчуванні 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 масовому харчуванні практично усіх.

Таким чином, у курсі "Процеси і апарати харчових виробництв" вивчаються основні закономірності перебігу процесів з метою їх прогнозування, а також принципи створення та розрахунків апаратів, у яких ці процеси реалізуються.

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

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. Тищенко. У США аналогічна праця Уокера, Льюіса 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.

При 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 інших.

Наука про процеси та апарати – це послідовна наукова дисципліна, яка відіграє велику роль у розвитку технології харчових продуктів. Вона невпинно розвивається завдяки появі принципово нових процесів та бурхливому розвитку обчислювальної техніки.

Поняття процесу, апарату 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 у корисну роботу (наприклад – дробарка, мішалка).

Характерною ознакою апарата є наявність реакційної робочої камери, а машини - наявність рухомих частин. Однак майже всі апарати мають цілий ряд 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'єкту. 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, однак мета його полягає у дифузійному видаленню 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 апарату. 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 процесу 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 $\Delta\tau \to 0$, ступенем безперервності $\tau/\Delta\tau \to \infty$ та єдністю часу здійснення окремих стадій.

Організація виробництва за безперервною схемою має цілий ряд 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 організуються 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 (нестаціонарні).

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 виді це представляється так:

$$П = f(x, y, z),$$

де П – будь-який параметр системи, який є значущий для процесу; x, y, z – координати системи.

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

$$П = f(x, y, z, \tau),$$

де τ – час процесу.

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

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, в яких повинні відбуватися технологічні процеси, необхідно знати і враховувати фізичні властивості харчових продуктів. Фізичні властивості продукту значною мірою визначають вимоги до розміру і конструкції апарату, 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 – стерадіан (ср).

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

Розгляньмо коротко деякі, досить важливі в практиці основні властивості робочих тіл.

1.1.1. Основні фізичні властивості

Густина. Густиною ρ (кг/м^3) називається маса одиниці об'єму речовини. Для однорідної системи

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

де m - маса, кг; V - об'єм, м^3.

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

$$\upsilon = 1/\rho = V/m. \qquad (1.2)$$

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/м^3), яка складається із декількох компонентів, визначається за рівнянням

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

де $x_1, x_2, \ldots, x_n$ - масові долі (концентрації) компонентів системи у суміші, кг/кг; $\rho_1, \rho_2, \ldots, \rho_n$ - густини відповідних компонентів, кг/м^3. Густина більшої частини харчових продуктів близька до 1000 кг/м^3.

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

$$\rho_н = (1-\varepsilon)\rho, \qquad (1.4)$$

де $\rho_н$ - насипна густина сипкого матеріалу, кг/м^3; ρ - справжня (фізична) густина частинок матеріалу, кг/м^3; ε - пористість сипкого матеріалу. Пористість визначається за формулою

$$\varepsilon = V_п/V, \qquad (1.5)$$

де $V_п$ – об'єм пустот (проміжків) між частинами сипкого матеріалу, м^3; V- об'єм, який займає вільно насипаний матеріал, м^3.

Питомою вагою γ (Н/м^3) називають вагу одиниці об'єму речовини. Для однорідної системи

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

де g – прискорення вільного падання, м/с^2.

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 + Δv, тобто шари рухаються один відносно одного зі швидкістю Δv (рис.1.1), то для переміщення одного шару відносно другого 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:

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

де T - сила внутрішнього тертя, Н; S - площа дотику двох шарів рідини, м^2; $\frac{dv}{dn}$ - 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 приходиться на 1м^2 площі контакту стикання шарів рідини, або напруження тертя τ, виразиться так (у Па):

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

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 м^2/с), який виражається відношенням динамічного коефіцієнта в'язкості до густини продукту:

$$\nu = \eta/\rho, \qquad (1.9)$$

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 і розглядаються в гідравліці. В'язкість цих рідин – це функція температури і тиску, але 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 і реологія – наука про плинність і деформації 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 розрізнюють такі рідини цієї групи: бінгамівські, псевдопластичні та ділатантні. На рисунку 1.2 також наведено схему аналогічної лінійної залежності для ньютонівської рідини (крива 1).

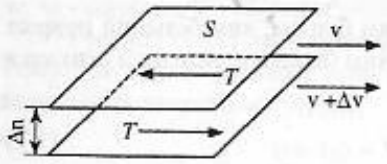


Рис.1.1. До визначення в'язкості

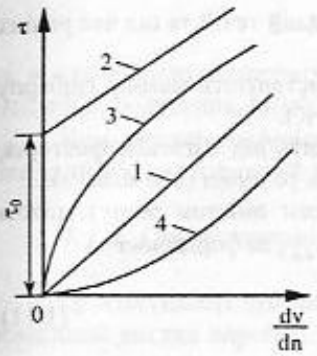


Рис. 1.2. Реологічні характеристики рідин

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

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

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 і пюре.

Ділатантні рідини (рис.1.2, крива 4) подібно псевдопластичним не мають межі плинності, але їх в'язкість росте із 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 з часом зменшується; 2) реопектичні, уявна в'язкість яких з 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 температуропровідністю.

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 факторів, найважливіші з яких температура та концентрація сухих речовин (або вологи).

Теплоємність с харчових продуктів (з невеликим вмістом жиру) можна визначити, знаючи кількість води $G_в$ і сухих речовин $G_{с.р.}$, за формулою

$$c = \frac{c_{с.р.} \cdot G_{с.р.} + c_в G_в}{G}, \qquad (1.11)$$

де $c_{с.р.}$- теплоємність сухої речовини, дорівнює = 1680 Дж/(кг·К); $c_в$ - теплоємність води, дорівнює = 4190 Дж/(кг·К); $G, G_{с.р.}, G_в$ - відповідно маса продукту, сухої речовини та води, кг.

Питомі теплоємності рідин змінюються в діапазоні від 800 до 4190 Дж/(кг·К), газів – від 500 до 2200 Дж/(кг·К), твердих речовин – від 130 до 1800 Дж/(кг·К).

Питому теплоємність неоднорідної системи можна визначити за рівнянням

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

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

Теплопровідність. Всередині 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 λ =15...380 Вт/(м·К). Краплинні рідини мають низьку теплопровідність, для них λ = 0,06...0,7 Вт/(м·К).

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

$$\lambda = \frac{\lambda_{с.р.} \cdot G_{с.р.} + \lambda_в \cdot G_в}{G}, \qquad (1.13)$$

де $\lambda_{с.р.}$ - коефіцієнт теплопровідності сухої речовини, в середньому приймається рівним =0,26 Вт/(м·К); $\lambda_в$ - коефіцієнт теплопровідності води, $\lambda_в$ =0,6 Вт/(м·К). Під час технічних розрахунків значення коефіцієнтів теплопровідності беруть з довідкових таблиць. Їх можна також розрахувати за відповідними емпіричними формулами.

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

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

де а - коефіцієнт температуропровідності, $м^2/с$; λ - коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К).; ρ -густина, $кг/м^3$; с – 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 і 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.

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 в 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:

$$m_A + m_B + m_C = m_Д + m_Е \ , \qquad (1.15)$$

де m_A, m_B, m_C, $m_Д$, $m_Е$ – маси компонентів А, В, С, Д і Е.

Якщо під час проведення процесу мають місце втрати речовин (наприклад, з вологою), то $m_Д$ – маса речовини, отриманої внаслідок процесу (готового продукту), а $m_Е$ – 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:

$$Z = 100\ m_Д/(m_A + m_B + m_C),\ \% \ . \qquad (1.16)$$

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

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

$$S_1 v_1 = S_2 v_2 \ . \qquad (1.17)$$

де S_1, S_2 - площі перерізу апарату, м^2; v_1, v_2 - швидкості потоку у відповідних перерізах, м/с.

Закон збереження енергії. Енергетичний баланс складають на основі закону збереження енергії: кількість енергії, введеної в процес (прихід енергії) дорівнює кількості виділеної енергії (розхід). При цьому мається на увазі теплова, механічна, електрична та інші види енергії. Найчастіше у практиці складають енергетичний баланс на прикладі теплового (рис 1.4).

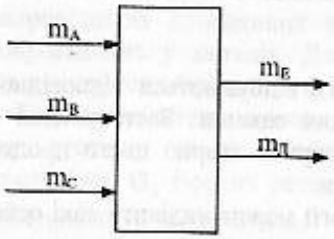


Рис. 1.3. Схема матеріального балансу

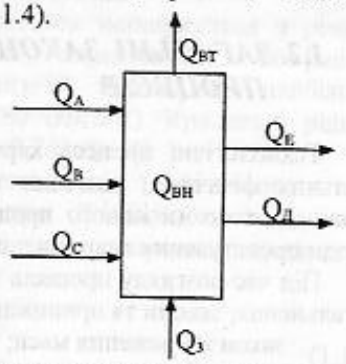


Рис. 1.4. Схема теплового балансу

Якщо позначити кількість теплоти, введеної в процес з вихідними продуктами А, В і С у вигляді фізичної теплоти через Q_A, Q_B, Q_C; теплоту, яка вводиться в процес з теплоносієм через $Q_З$; тепловий ефект фізичних або хімічних перетворень через $Q_{ВН}$; фізичну теплоту, виведену з процесу з компонентами Д і Е через $Q_Д$ і $Q_Е$; витрати теплоти (в основному – у навколишнє середовище) через $Q_{ВТ}$, то енергетичний (тепловий) баланс може бути представлений рівнянням:

$$Q_A + Q_B + Q_C + Q_З \pm Q_{ВН} = Q_Е + Q_Д + Q_{ВТ} \ . \qquad (1.18)$$

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

Закони перенесення маси та енергії і 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 з 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.

Всі процеси можуть протікати тільки 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:

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

де V – кількість відфільтрованої рідини, м^3; S – площа фільтра, м^2; 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:

$$dQ/(Sd\tau) = \Delta t/R_2 = K_2 \Delta t \ , \qquad (1.20)$$

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

Кінетичне рівняння масообмінних процесів:

$$dM/(Sd\tau) = \Delta C/R_З = K_З \Delta C \ , \qquad (1.21)$$

де М – кількість речовини, що передається в апараті, кг; S – площа поверхні контакту фаз, м^2; ΔC – різниця концентрацій компонента, який переміщується з однієї фази в іншу – рушійна сила масообмінних процесів, кг/кг; $R_З$ – опір масопередачі, (м^2 · с)/кг; $K_З = \ell/R_З$ – коефіцієнт масопередачі, кг/(м^2 · с).

Загальний вигляд кінетичного рівняння перенесення буде такий:

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

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. 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 апарату, 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:

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

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 з 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 вилливає 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 і 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 критерієм 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.

К 2900

Як приклад, визначимо оптимальну товщину шару ізоляції теплообмінного апарату. На рисунку 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.

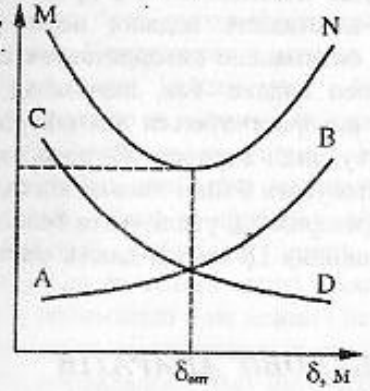


Рис. 1.5. Графічне визначення товщини шару ізоляції

Під час визначення оптимальної товщини шару ізоляційної конструкції теплообмінного апарату 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 ординатам кривих CD і AB) відображає загальні витрати на ізоляцію. Мінімум на кривій MN відповідає оптимальній товщині шару ізоляції теплообмінного апарату, коли будуть найменші сумарні затрати.

БИБЛИОТЕКА
Харьковского института
общественного питания

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

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 апарату, 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 процес – 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 течія і 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 з 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 згорання, що відходять у процесах сушіння). Ці заходи дають значну економію теплової енергії.

1.3. ОСНОВИ РАЦІОНАЛЬНОЇ ПОБУДОВИ АПАРАТІВ

1.3.1. Основні вимоги до апаратів

До апаратів, що розробляються і використовуються у харчовій промисловості та громадському харчуванні, висувають такі загальні вимоги: технологічні, експлуатаційні, конструктивні, енергетичні, економічні, 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 розуміють перш за все те, що конструкція апарату повинна забезпечити оптимальні умови проведення технологічного процесу та одержання продукту високої якості. Під технологічними умовами розуміють 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, в яких міг би накопичуватись продукт. Апарати повинні характеризуватись високими техніко-економічними показниками, під час аналізу яких необхідно враховувати досягнення вітчизняної та зарубіжної науки і 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 відноситься 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 припустимих, інакше маса і вартість конструкції будуть невиправдано великі. Конструкцію в цілому, як правило, роблять рівноміцною, хоча цей принцип інколи осмислено порушують. Наприклад, у конструкції дробарок передбачається одна деталь, яка легко замінюється і має міцність меншу за міцність всіх інших деталей. Якщо у дробарку випадково попаде особливо міцний матеріал, то зламається тільки ця деталь. Таким чином ремонт всієї складної машини зведеться до заміни однієї простої деталі. Строки довговічності апарату повинні бути оптимальні – не менші і не більші. У першому випадку апаратура проходить капітально-відновлювальні ремонти. Надлишкова довговічність також не може бути оправданою, тому що з часом обладнання морально застаріє 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 апарату; найменша трудоємкість під час складання; зручність транспортування, розбирання і ремонту; мінімальна маса апарату 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) розуміють 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, матеріалоємність і маса апарата. Загальна трудомісткість виготовлення апарату 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 плоским 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, по можливості, естетичний вигляд – приємну форму і забарвлення, відповідність основним ергономічним параметрам середньої людини.

Вимоги техніки безпеки і промсанітарії.

Безпека роботи апаратів і зручність їх експлуатації є важливими вимогами, які висуваються до апаратів. Тому апарати розраховують і виготовляють з 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 переробляється, або готової продукції. За інших рівних 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, по можливості, 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 (палива, пари, води, електроенергії) 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. Однак 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, котра має невисоку собівартість.

Вимоги, що пов'язані з захистом навколишнього середовища, можна коротко 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 розтягання, 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 і доступності. Одною 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, чугун, 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 з 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 1Х18Н9Т 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, поршневих кілець, труб, зубчатих коліс. Чавун добре витримує навантаження, стиск, погано – згинання і розривання, а також розколювання. Вибираючи чавун, необхідно знати, що сірка, котра є в його складі, може переходити у продукт і надавати йому неприємний запах.

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

Алюміній – достатньо міцний, має низьку густину, високу теплопровідність (більшу в 4,5 рази ніж сталь), легко штампується і прокатується. Однак 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 алюмінія використовується також його сплав з міддю – дюралюміній. Антикорозійні властивості цього сплаву нижчі, ніж чистого алюмінію.

Мідь і її сплави (бронза і латунь) мають високу корозійну стійкість, теплопровідність, добре прокатуються, тягнуться, штампуються, 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 і рафінадного виробництв, випарних і перегонних 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 покрить – 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, сільфони, тонкостінні втулки, прокладки та грапули, 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 і рибному виробництвах. Як покриття знаходять використання також пластмаси, лаки та смоли.

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 цими і раніше використовуваними величинами. Це, у свою чергу, призводить 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 і 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

$$\begin{aligned} \rho \cdot dv_x/d\tau &= -dp/dx \\ \rho \cdot dv_y/d\tau &= -dp/dy \\ \rho \cdot dv_z/d\tau &= -\rho g - dp/dz \end{aligned} \qquad (1.24)$$

отримаємо рівняння Бернуллі

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

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.

Однак, 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:

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

де ω - вологість молока, %; T – температура, K; n – вміст сухих речовин, %.

Наведена формула справедлива за умов:

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

Однак, 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 і математичне моделювання

Для вибору режиму процесу, сировини, реагентів, конструкції апарату треба заздалегідь, як можливо 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 доказ 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 в 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 володіє опором.

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 ряді випадків дослідні установки повинні відтворювати майбутній процес у напіввиробничому (так званому пілотному) масштабі, а інколи і в натуральну величину. Етап моделювання дозволяє вирішити ряд найважливіших питань про розміри конструкції, вартість промислових установок, вихід продуктів, питомої витрати сировини, енергії, про умови рівноваги і основні напрямки у 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 факторів, 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, по можливості роблять з 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 типу колоїдного до твердого.

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 приводить 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 машино-апаратурної 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 випробування, 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 і 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 вибрати 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 розуміють 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 з використанням ЕОМ (деформація або аналіз моделі); в) корегування параметрів рівнянь моделі на основі даних фізичного та гідравлічного моделювання; г) перевірка 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 і 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 диференційними рівняннями. При введенні відповідних перерахованих коефіцієнтів будь-який з перелічених процесів можна змоделювати 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 і 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 характеризуючих їх величин 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):

$$\ell''_1/\ell'_1 = \ell''_2/\ell'_2 = \ldots = K_l ,$$

де K_l - константа лінійної (геометричної) подібності.

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

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

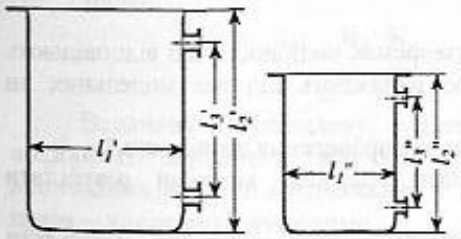


Рис. 1.6. Геометрично подібні апарати

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

$$\rho_1''/\rho_1' = \rho_2''/\rho_2' = \rho_3''/\rho_3' = \ldots = K_\rho \ ,$$

де $\rho_1', \rho_2', \rho_3'$ - значення фізичних величин (у даному випадку - густини) у першому процесі; ρ_1'', ρ_2'', ρ_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:

$$\ell_1''/\ell_2'' = \ell_1'/\ell_2' = \text{inv} = \text{idem} = i_\ell \ ,$$

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 представляють відношення простих однорідних величин, називаються симплексами. Якщо інваріанти подібності виражені відношенням складних різнорідних 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 з рівнянь, що описують фізичну сутність явищ. Будь-яка комбінація критеріїв подібності є також критерієм подібності. Критерії як правило позначаються двома першими буквами прізвищ учених, відомих своїми роботами у відповідних галузях наук.

1.4.4. Теореми подібності

Теорія подібності базується на трьох теоремах подібності, що відповідають на три основних практичних питання, 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 вимірять 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 $dv_1/d\tau_1$:

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

У моделі відповідно

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

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

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

Величину С, складену з констант подібності називають індикатором подібності. Замінюючи рівняння (1.29) константи подібності відношеннями відповідних величин і переносячи у ліву частину всі величини для натури, а у праву – 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 Ньютона

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

Враховуючи, що $\tau = \ell/v$ можна записати

$$\frac{f\ell}{mv^2} = Ne . \qquad (1.30)$$

Отже очевидно, що у правильно виконаних дослідженнях доцільно вимірювати тільки ті фізичні величини, що входять у критерії 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 і геометричними величинами, то її можна виразити критеріальним рівнянням, до якого входить кілька критеріїв, складених з 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 π_2, π_3,..., π_n, що висвітлюють процес з різних сторін.

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

Теорія подібності не може вказати конкретного виду цієї функції, остання визначається експериментальним шляхом. Однак 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 досліду набуває звичайно вигляду степеневої функції:

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

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 вісях

$$\lg y = \ell gA + n\ell gx .$$

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 ряд точок, через які проводять пряму при найменшому розкиді точок (рис.1.7). Пряма відсікає на вісі ординат відрізок ℓgA, а тангенс кута нахилу прямої α є показник степеня n, який визначають як ab/bc.

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

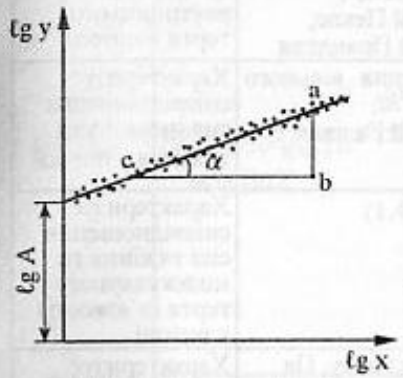


Рис. 1.7. Обробка результатів досліду y = f(x)

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 виду (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. Третя теорема подібності дає основні правила моделювання.

1.4.5. Критерії подібності

Зусиллями багатьох вчених 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 таблиці 1.1, запропонованою професором В.М. Стабниковим із співробітниками.

Таблиця 1.1 - Основні критерії подібності

Назва критерію	Символ і формула	Позначення величин	Основна фізична сутність
1	2	3	4
Гідромеханічна подібність			
Ньютона	$Ne=F\tau/mv=F\ell/(mv^2)$ (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

Продовження таблиці 1.1

1	2	3	4
Рейнольдса	$Re=v\ell/\nu=v\ell\rho/\eta=Pe/Pr$ (1.33)	ν-кінематичний коефіцієнт в'язкості, м²/с; η - динамічний коефіцієнт в'язкості, Па·с; ρ-густина, кг/м³; Pe-критерій Пекле; Pr-критерій Прандтля	Характеризує режим руху рідини, враховуючи вплив сил внутрішнього тертя у потоці
Фруда	$Fr=v^2/(g\ell)=Re^2/Ga$ (1.34)	g-прискорення вільного падання, м²/с; Ga-критерій Галілея	Характеризує співвідношення сил інерції та тяжіння у потоці
Галілея	$Ga=g\ell^3/\nu^2=Re^2/Fr$ (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	$Ar=(g\ell^3/\nu^2)[(\rho_1-\rho_2)/\rho_1]=Ga\cdot(\Delta\rho/\rho)$ (1.37)	ρ_2,ρ_1-густина рідини (газу) в двох точках потоку, кг/м³	Характеризує взаємодію архімедової сили, що виникає за різниці густини середовища, і сили в'язкого тертя
Теплова подібність			
Нуссельта	$Nu=\alpha\ell/\lambda$ (1.38)	α-коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м²·К); λ-коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К)	Характеризує процес теплообміну між поверхнею стінки і вільним або змушеним потоком рідини або газу
Пекле	$Pe=v\ell/a=v\ell c\rho/\lambda=Re\cdot Pr$ (1.39)	a-коефіцієнт температуропровідності, м²/с; c-питома теплоємність, Дж/(кг·К)	Характеризує співвідношення між теплотою, що переноситься шляхом конвекції та шляхом теплопровідності під час конвективного теплообміну

Продовження таблиці 1.1

1	2	3	4
Прандтля	$Pr=\nu/a=\nu c\rho/\lambda=c\eta/\lambda=Pe/Re$ (1.40)		Характеризує фізичні властивості рідини (газу)
Фур'є	$Fo=a\tau/\ell^2$ (1.41)		Характеризує зв'язок між швид. кістю зміни температурного поля, фізичними властивостями та розмірами тіла
Грасгофа	$Gr=(g\ell^3/\nu^2)\beta\Delta T=Ga\cdot\beta\Delta T$ (1.42)	β-коефіцієнт об'ємного розширення рідини (газу), 1/К; ΔT- різниця між температурами твердої стінки і потоку на відстані від стінки, К	Характеризує режим вільної теплової конвекції (співвідношення сил в'язкості та підіймальної сили за різних густин в окремих точках потоку)
Кутателадзе	$Ku=r/(c\Delta T)=r/\Delta i$ (1.43)	r-питома теплота пароутворення (конденсації), Дж/кг; Δi-різниця питомої ентальпії під час пароутворення (конденсації) рідини (газу), Дж/кг	Характеризує стан фазового перетворення (співвідношення теплоти фазового перетворення до теплоти перегрівання або переохолодження однієї з фаз відносно до температури насичення).
Біо	$Bi=\alpha\ell/\lambda_T$ (1.44)	λ_T –коефіцієнт теплопровідності твердого тіла, Вт/(м·К)	Характеризує зв'язок між полем температур у твердому тілі та умовами теплопередачі на його поверхні
Дифузійна подібність			
Нуссельта (дифузійний)	$Nu'=\beta\ell/D$ (1.45)	β-коефіцієнт масовіддачі, м/с; D-коефіцієнт дифузії, м²/с	Характеризує процес масопередачі
Прандтля (дифузійний)	$Pr'=\nu/D$ (1.46)		Характеризує фізичні властивості середовища

1.4.6. Метод аналізу розмірностей

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

$$a = f(b, c, d, e, \ldots) \ . \qquad (1.47)$$

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

$$\Delta p = f(d, \ell, \rho, \eta, v) \ . \qquad (1.48)$$

Вирішити таке рівняння можливо, якщо скласти критеріальне рівняння методом аналізу розмірностей, основою якого є π -теорема. Відповідно π-теоремі загальна функціональна залежність, яка пов'язує між собою n величин при m первинних одиницях виміру, може бути представлена 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:

$$\Delta p = [\text{Па}] = \frac{\text{Н}}{\text{м}^2} = \frac{\text{кг}}{\text{м}\cdot\text{с}^2} = \left[F\cdot L^{-1}\cdot T^{-2}\right];$$

$$d = [\text{м}] = [L]; \qquad \ell = [\text{м}] = [L]; \qquad \rho = \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} = \left[F\cdot L^{-3}\right];$$

$$\eta = [\text{Па}\cdot\text{с}] = \frac{\text{Н}\cdot\text{с}}{\text{м}^2} = \frac{\text{кг}}{\text{м}\cdot\text{с}} = \left[F\cdot L^{-1}\cdot T^{-1}\right]; \qquad v = \frac{\text{м}}{\text{с}} = \left[L\cdot T^{-1}\right].$$

Під час складання розмірностей цих шести величин було використано три первинних одиниці виміру (m=3): м, с, кг. На основі π-теореми 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 степеневої функції

$$\Delta p = A\cdot d^{a}\cdot \ell^{b}\cdot \rho^{c}\cdot \eta^{e}\cdot v^{k} \ . \qquad (1.49)$$

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

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

або, розкривши дужки, одержимо

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

Зрівняємо показники ступенів при однакових символах розмірностей і одержимо три рівняння з п'ятьма невідомими:

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

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 підставлення c і k у перше рівняння (1.50) одержимо

$$a = -b - e \ .$$

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

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

Згрупуємо величини за показниками степенів і одержимо критеріальне рівняння у вигляді

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

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

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

критерій Рейнольдса $\quad Re = vd\rho/\eta$; (1.33)

параметричний критерій геометричної подібності $\Gamma = \ell/d$. (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 $Eu = f\left(Re, \frac{\ell}{d}\right)$.

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 і не визначальні.

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 інші. 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 розуміють 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, діюча на певний об'єм рідини, рівна добутку маси m цього об'єму рідини на прискорення вільного падання g :

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

Сила тяжіння завжди направлена вниз вертикально.

Рідина, яка знаходиться у стані спокою у посудині, чинить тиск на стінки і дно посудини. Тиск зі сторони 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).

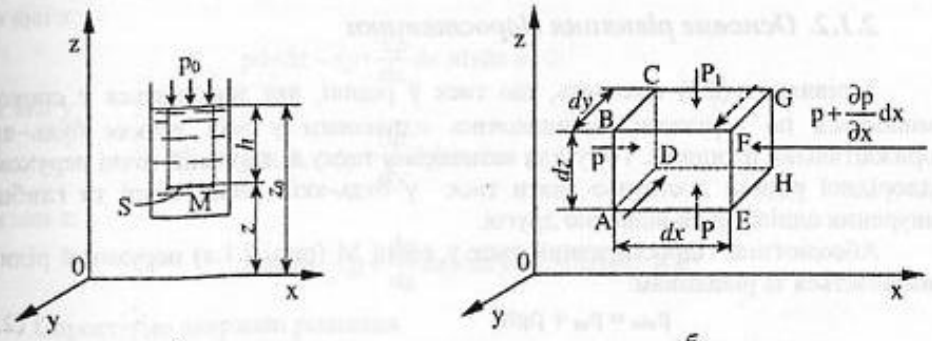


Рис. 2.1. До визначення гідростатичного тиску

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:

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

де $m = \rho Sh$ - маса стовпа рідини густиною ρ (кг/м^3) при висоті стовпа h (м) і площі його основи S (м^2); g - прискорення вільного падання, м/с^2.

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

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

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 Па = 1 Н/м^2).

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

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

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

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

$$p_{абс} = p_{ат} + p_{вак}, \qquad (2.5)$$

де $p_{вак}$ – розрідження, що виміряне вакуумметром.

2.1.2. Основне рівняння гідростатики

З рівняння (2.3) виходить, що тиск у рідині, яка знаходиться у спокою, 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 другої.

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

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

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 рисунку 2.1, а закрита і тиск p_0 над поверхнею рідини відрізняється від атмосферного, то основне рівняння гідростатики (2.6) набуває вигляду:

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

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

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

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 величина стала.

2.1.3. Диференційне рівняння рівноваги Ейлера

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

$$pdydz - (p+\frac{dp}{dx}dx)dydz = 0;$$

для вісі y:

$$pdxdz - (p+\frac{dp}{dy}dy)dxdz = 0;$$

для вісі z:

$$pdxdy - (p+\frac{dp}{dz}dz)dxdy - \rho g dxdydz = 0.$$

Спрощуємо одержані рівняння:

$$-\frac{dp}{dx}dxdydz = 0;$$

$$-\frac{dp}{dy}dydxdz = 0;$$

$$-\frac{dp}{dz}dzdxdy - \rho g dxdydz = 0.$$

Так як $dxdydz = dV \neq 0$, то

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

Ми одержали систему диференційних 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 $\rho = const$ та $g = const$) одержимо:

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

де C – константа інтегрування.

Рівняння (2.10), записане у вигляді

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

нам вже відоме як основне рівняння гідростатики (2.8).

2.1.4. Висновки основного рівняння гідростатики

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

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

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 диференційного рівняння рівноваги Ейлера. Для елементарного об'єму ΔV, який знаходиться у рівновазі, баланс сил по вісі z ми записали у вигляді:

$$p dxdy - (p + \frac{dp}{dz} dz) dxdy - \rho g dxdydz = 0 \,,$$

тобто $P\text{-}P_1\text{-}G = 0$.

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

$$\Delta P = P - P_1 = G = \rho g dxdydz = \rho g \Delta V, \qquad (2.12)$$

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:

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

Отже, на що 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 з поршнями малого d і великого D діаметрів. Перший поршень (насос) сполучений з важелем, який дає додатковий виграш у силі. Якщо до важеля прикладемо силу P_0, то на малий поршень передається сила

$$P_1 = P_0\, a/b$$

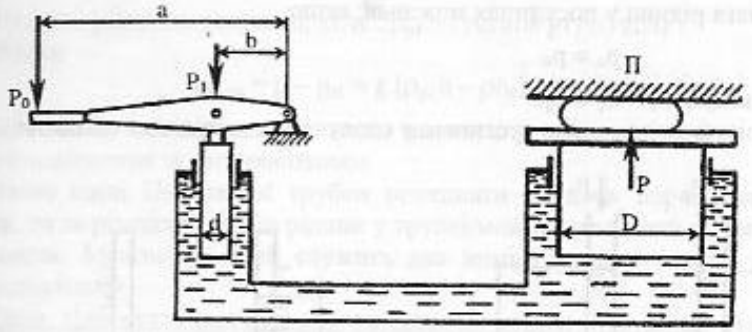


Рис. 2.2. Схема гідравлічного преса

Матеріал, який пресується, знаходиться на столі преса (поршня великого діаметру). 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 рівний $p=P_1/S_1$, де S_1 – площа поперечного перерізу малого поршня, яка дорівнює $S_1 = \pi d^2/4$. Цей тиск, відповідно до закону Паскаля, передається трубкою 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:

$$\text{Якщо} \quad p = \frac{P_1}{S_1} = \frac{P}{S_2}, \quad \text{то} \quad P = pS_2 = P_1\, S_2/S_1 = p_1 D^2/d^2 \qquad (2.14)$$

Таким чином, з формули (2.14) видно, що відношення зусиль на великому і малому поршнях пропорційно 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 П являє собою гідравлічний підіймач.

За законом Паскаля також обґрунтована ущільнююча дія манжет в пресах. Манжета – це кільце з гуму, яке має кільцевий паз і повністю обхоплює 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 рідини з однаковою густиною у сполучених посудинах однакові.

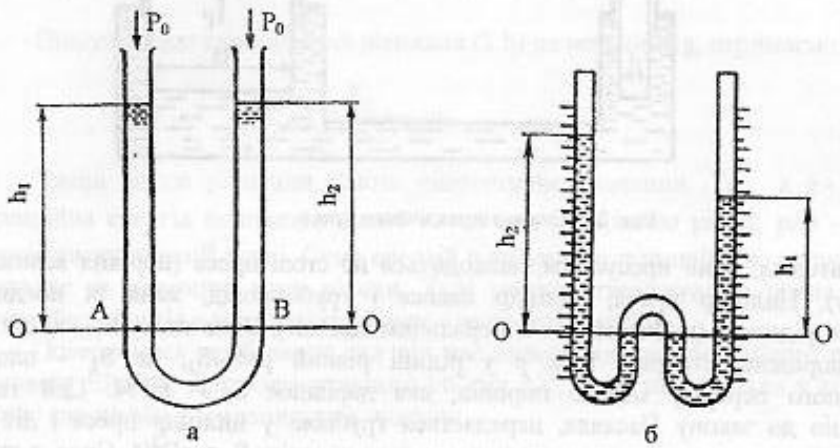


Рис. 2.3. Сполучені посудини

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

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

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 вітках 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/м^3; ρ_2 – відома густина, кг/м^3; 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-образна скляна трубка, заповнена ртуттю (рис. 2.4)

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

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

де ρ – густина рідини в посудині, кг/м^3; $\rho_{рт}$ – густина ртуті, кг/м^3.

Звідси

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

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

Якщо кінці U-образної трубки приєднати до двох порожнин з 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 $p = p_0 + \rho g H$.

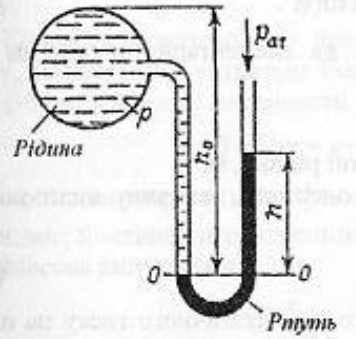


Рис. 2.4. Ртутний манометр

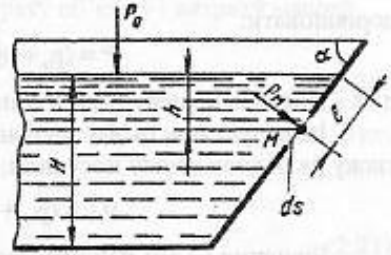


Рис. 2.5. До визначення сили тиску на дно та стінки посудини

Тоді сила тиску на дно посудини визначиться як

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

Якщо зовнішній тиск дорівнює атмосферному ($p_0 = p_{ат}$), 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 = 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.

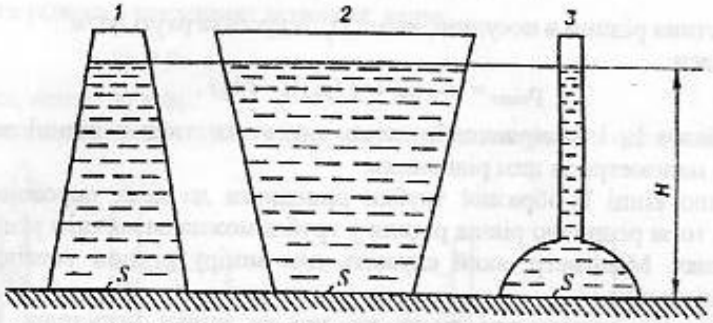


Рис. 2.6. До пояснення гідростатичного парадоксу

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

$$p_м = p_o + \rho g h = p_o + \rho g \ell \sin\alpha\,. \qquad (2.18)$$

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

$$P = (p_o + \rho g \ell \sin\alpha)dS,$$

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

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

$$P_{ст} = (p_o + \rho g \ell \sin\alpha)S\,. \qquad (2.19)$$

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

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. При усталеному, або стаціонарному, русі швидкості частинок потоку, а також інші характеристики (густина, температура, тиск) 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

$$Q = V/\tau = v \cdot S, \qquad (2.20)$$

де Q – об'ємна витрата, $м^3/с$; V – об'єм рідини, $м^3$; τ-час, с; v – швидкість руху рідини, м/с; S –живий переріз потоку, $м^2$.

Масова витрата (в кг/с)

$$M = \rho v S, \qquad (2.21)$$

де ρ - густина рідини, $кг/м^3$.

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

$$v = Q/S\,. \qquad (2.22)$$

Інколи користуються поняттям масової швидкості рідини, яка визначається добутком:

$$v_м = \rho v \qquad (2.23)$$

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

$$r_г = S/П, \qquad (2.24)$$

де П - довжина змоченого периметру каналу, м.

Еквівалентний діаметр дорівнює чотирьом гідравлічним радіусам

$$d_е = 4r_г$$

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.

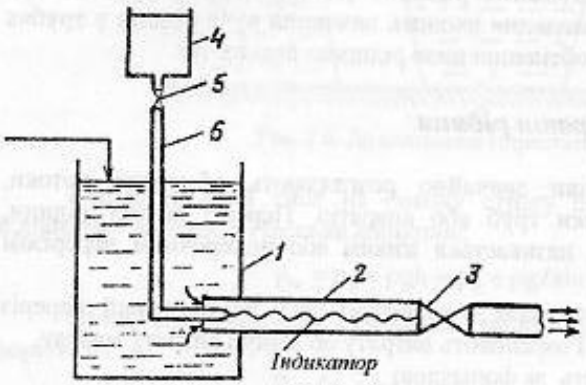


Рис. 2.7. Дослід Рейнольдса

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

$$vd\rho/\eta = vd/\nu = Re, \qquad (2.25)$$

де v - середня швидкість потоку, м/с; d - визначальний лінійний розмір (під час руху потоку у круглій трубі – діаметр трубопроводу), м; ρ- густина потоку, кг/м^3; η- динамічний коефіцієнт в'язкості, Па·с; ν - кінематичний коефіцієнт в'язкості, м^2/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 $Re_{кр}$ = 2320. Таким чином, існує два

режими руху потоку: ламінарний (Re<2320) і турбулентний (Re>2320). Область руху зі значеннями Re = 2320...10000 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).

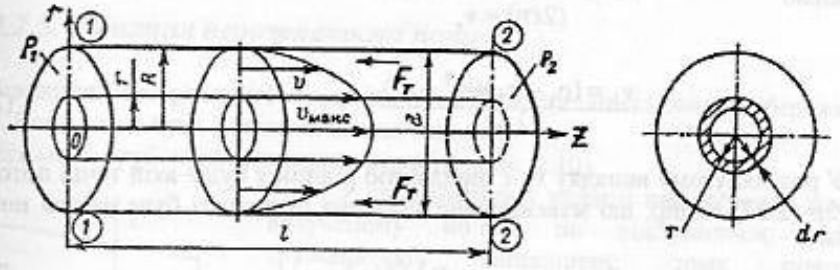


Рис. 2.8. До визначення розподілення швидкостей рідини в потоці

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":

$$F_т = -\eta S dv/dr = -\eta 2\pi r \ell\, dv/dr,$$

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

При усталеному русі різниця повних сил тиску повинна долати сили тертя. На основі цього можна записати рівність $P_p = F_т$ або

$$(p_1 - p_2)\pi r^2 = -\eta 2\pi r \ell\, dv/dr. \qquad (2.26)$$

Після розділення змінних і скорочень рівняння (2.26) прийме вигляд

$$(p_1 - p_2)rdr/(2\ell\cdot\eta) = -dv .$$

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

$$\frac{\int_r^R (p_1 - p_2)rdr}{(2\ell\cdot\eta) = \int_{v_r}^{0} -dv} .$$

і одержимо

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

або

$$v_r = \frac{(p_1 - p_2)(R^2 - r^2)}{4\ell\eta} . \qquad (2.27)$$

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

$$v_{макс} = (p_1 - p_2)R^2/4\ell\eta . \qquad (2.28)$$

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

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

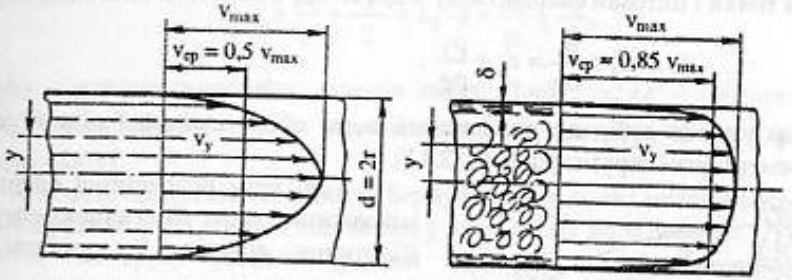
Формула (2.29) – є рівнянням параболічного розподілу швидкостей у перерізі трубопроводу під час ламінарного руху. Графік розподілу швидкостей під час ламінарної течії має вигляд, як показано на рисунку 2.9, а.

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

Під час турбулентного руху профіль розподілу швидкостей стає більш плоским у порівнянні з ламінарним режимом (рис. 2.9, б). Однак 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 призводить до вирівнювання швидкостей по перерізу потоку.

Внаслідок цього $V_{ер.} \approx 0{,}85V_{max}$.



а б

Рис. 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).

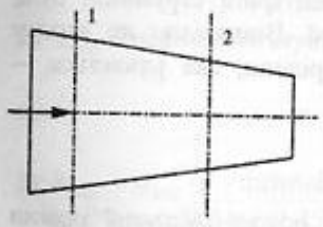


Рис. 2.10. До виводу рівняння нерозривності

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:

$$M_1 = M_2$$

Відповідно до (2.21) одержимо

$$\rho_1 v_1 S_1 = \rho_2 v_2 S_2 \text{ або } \rho vS = \text{const} , \qquad (2.30)$$

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

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

Питомою 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).

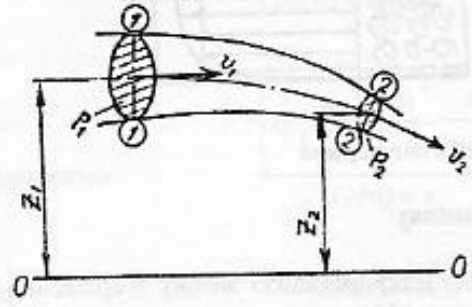


Рис. 2.11. Схема потоку ідеальної рідини

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

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

Це і є рівняння питомої енергії ідеальної рідини, яка рухається (рівняння Бернуллі). Кожен член рівняння Бернуллі (2.32) має розмірність довжини (м). Так, наприклад, $\left[\frac{v^2}{2g}\right] = \left[\frac{м^2 \cdot с^2}{с^2 \cdot м}\right] = [м]$, або якщо помножити і розділити на одиницю виміру ваги (Н), то $\left[\frac{v^2}{2g}\right] = \left[\frac{Н \cdot м}{Н}\right] = \left[\frac{Дж}{Н}\right]$, 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

$$z_1 \cdot g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2} = z_2 \cdot g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2}, \qquad (2.33)$$

де p_1/ρ – питома потенційна енергія тиску, Дж/кг; $v_1^2/2$ – питома кінетична енергія потоку, Дж/кг; $z_1 \cdot g$ – 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 менше, 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

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

де h_{1-2} – гідравлічні втрати напору в опорах, м;

або

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

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, з 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 з 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).

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 $p_2/(\rho g)$.

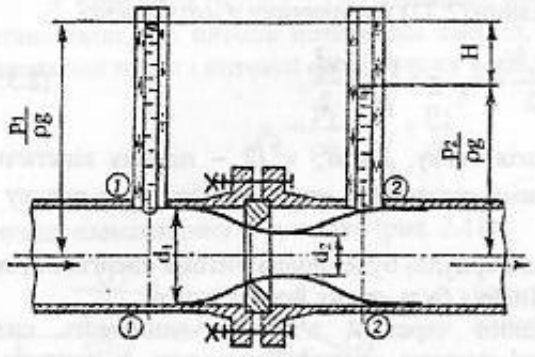


Рис. 2.12. Схема руху потоку рідини через діафрагму

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

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

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

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):

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

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

$$Q = \frac{\pi d_2^{\,2}}{4\cdot\sqrt{1-\left(d_2^4/d_1^4\right)}}\sqrt{2gH} \,. \qquad (2.38)$$

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

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 за формулою (2.38) називають теоретичною. Дійсна витрата $Q_д$ менша теоретичної. Відношення $\mu = Q_д/Q < 1$ називають коефіцієнтом витрати. Чим досконаліша конструкція витратоміра, тим більше значення коефіцієнта витрати.

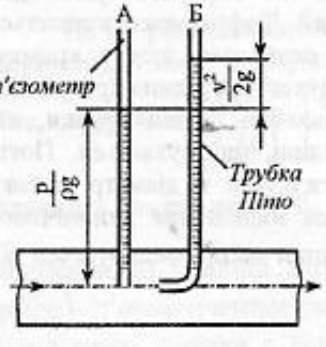


Рис. 2.13. Схема визначення динамічного напору

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 рисунку 2.13; вона зрозуміла і не потребує коментарів.

2.2.7. Гідравлічні опори

Під час руху рідини у трубопроводі відбуваються витрати тиску (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 по живому перерізу круглої труби. Знайдемо об'єму 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):

$$dQ = v2\pi r dr = \frac{(p_1 - p_2)R^2}{4\ell\eta}\left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right)\cdot 2\pi r dr = \frac{\pi(p_1 - p_2)R^2}{2\eta\ell}\left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right) r dr \,.$$

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

$$Q = \frac{\pi(p_1 - p_2)R^4}{8\eta\ell} \,. \qquad (2.39)$$

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 = 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} - втратою напору вздовж труби (лінійна втрата) і позначається $h_л$. З рівняння Пуазейля (2.39) знайдемо, що

$$h_л = \frac{\Delta p}{\rho g} = \frac{8\eta\ell}{\rho g R^2}\cdot\frac{Q}{\pi R^2} \,.$$

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

$$h_д = \frac{64}{Re}\cdot\frac{\ell}{d}\cdot\frac{v^2}{2g},$$

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

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

$$h_д = \frac{\Delta p}{\rho g} = \lambda\frac{\ell}{d}\cdot\frac{v^2}{2g}. \qquad (2.40)$$

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 $Re \le 2320$ коефіцієнт λ визначається за формулою

$$\lambda = 64/Re \qquad (2.41)$$

для турбулентного режиму λ визначається за формулою Блазіуса

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

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).

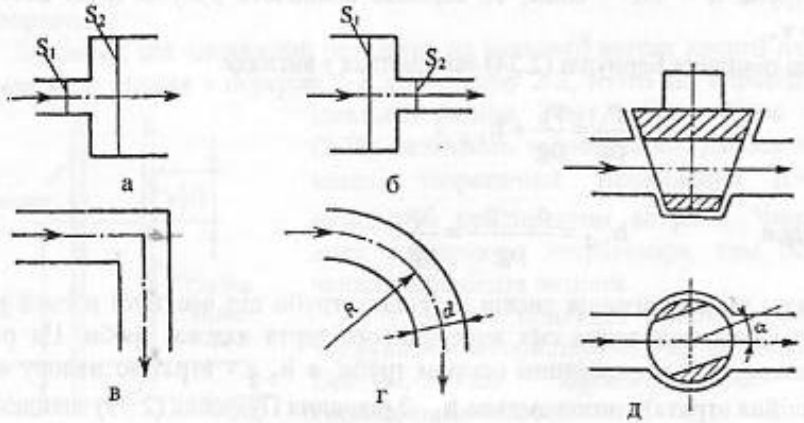


Рис. 2.14. Схеми місцевих опорів

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

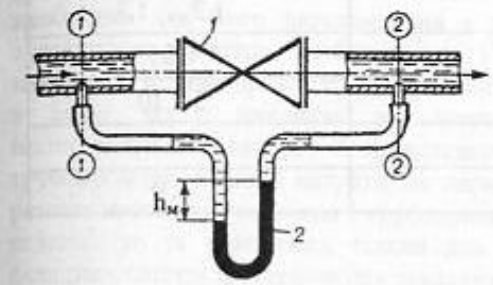


Рис. 2.15. До визначення місцевого гідравлічного опору

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

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

де $h_м$ – місцева витрата напору в засувці. Тому що труба горизонтальна, то $z_1 = z_2$. Якщо діаметр труби постійний до і після засувки, то $v_1 = v_2$. В цьому випадку

$$h_м = (p_1 - p_2)/(\rho g).$$

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

$$h_м = \frac{\xi_м v^2}{(2g)}, \qquad (2.43)$$

де $\xi_м$ - 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, розрахунковим методом визначити досить важко. У зв'язку з цим для кожного виду місцевого опору його коефіцієнт визначають експериментально як $\xi_м = \frac{2g h_м}{v^2}$.

Усереднені значення $\xi_м$ 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:

$$h_м = \frac{\sum \xi_м v^2}{2g}. \qquad (2.44)$$

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	$(1-S_1/S_2)^2$
Раптове звуження	0,5 … 0,15
Поворот на 90° (плавний)	1,2 … 1,3
Пробковий кран (відкритий)	0,05
Вентиль (відкритий)	5…10
Вхід до труби	0,2…0,5
Вихід з труби	1, 0

Тоді можна записати:

$$h_м = h\ell_{екв.}$$

або

$$\lambda\frac{\ell_{екв.}}{d}\frac{v^2}{2g} = \xi_м\frac{v^2}{2g}.$$

Звідки $\xi_м = \lambda\ell_{екв.}/d$, а $\ell_{екв.} = \xi_м \cdot d/\lambda$

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

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

$$h = h_д + h_м = \lambda\frac{\ell}{d}\frac{v^2}{2g} + \sum\xi_м\frac{v^2}{2g} = \frac{v^2}{2g}\left(\lambda\frac{\ell}{d} + \sum\xi_м\right). \quad (2.45)$$

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

2.2.8. Розрахунок трубопроводів

На підприємствах харчових виробництв і громадського харчування є достатньо розгалужена мережа трубопроводів. Це водопроводи, газопроводи, паропроводи тощо. У зв'язку з цим, особливо під час зміни апаратурного 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 і 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. Однак зменшення діаметра трубопроводу і збільшення внаслідок цього лінійної швидкості рідини приводять 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):

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

Перетворивши рівняння, отримаємо формулу

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

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, водоструйних насосах, контрольно-вимірювальних приладах тощо.

Витікання рідини із резервуарів

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

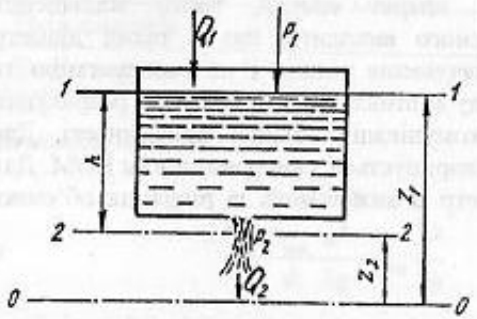


Рис. 2.16. Витікання рідини з посудини з постійним рівнем

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 = 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 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:

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

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

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

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

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

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

$$v_т = v_2 = \sqrt{2gh}. \qquad (2.49)$$

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

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

В окремому випадку при $p_1 = p_2$ одержимо

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

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:

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

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

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

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

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

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

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

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

Проходячи крізь площину отвору, струмінь рідини звужується, досягаючи на відстані, яка дорівнює приблизно 0,5 діаметра отвору, найбільш вузького поперечного звуження. Відношення площі самого вузького поперечного перерізу струменя S до площі отвору S_2 називають коефіцієнтом стиснення струменя:

$$\varepsilon = \frac{S}{S_2} . \qquad (2.56)$$

Величина ε залежить від типу насадки і дорівнює 0,6...1. На практиці часто необхідно визначити об'ємну витрату Q (в $м^3/с$) рідини, яка витікає з отвору; згідно з рівнянням (2.20)

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

Добуток коефіцієнтів швидкості і стиснення струменя називають коефіцієнтом витрати μ:

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

Остаточно рівняння витрати реальної рідини, яка витікає з отвору:

$$Q = \mu S_2\sqrt{2gH} , \qquad (2.59)$$

де S_2 – площа перерізу отвору, $м^2$.

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 вісі отвору.

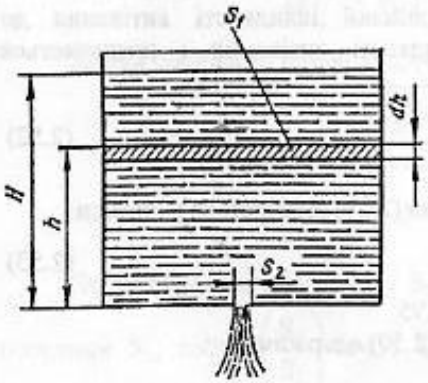


Рис. 2.17. Витікання рідини з посудини за змінним рівнем

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 (нестаціонарним) рухом потоку, для якого напір, а отже, і швидкість є функцією тільки часу.

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

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

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:

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

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

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

де V - об'єм рідини, $м^3$; μ - коефіцієнт витрати; S_2 – площа перерізу отвору, $м^2$; H - початкова висота стовпа рідини, м.

Витікання із насадок

У практиці громадського харчування 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 в тонких стінках. Довжина насадок ℓ становить

$$\ell = (3...4)\, d,$$

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.

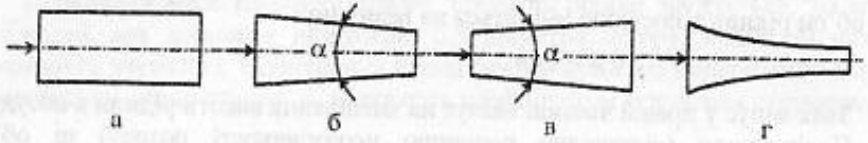


Рис. 2.18. Типи насадок

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).

Швидкість і об'єму 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 з 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).

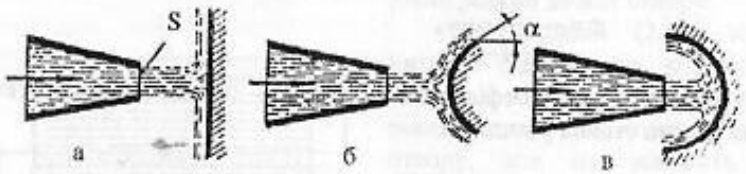


Рис. 2.19. Схема впливу рідини на стінку

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

$$F = \rho Q v, \qquad (2.62)$$

де ρ – густина рідини, кг/м^3; Q – витрата рідини, м^3/с; v – швидкість рідини, м/с.

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

$$F = \rho Q v(1 - \cos\alpha), \qquad (2.63)$$

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

$$F = 2\rho Q v. \qquad (2.67)$$

2.3. ГІДРАВЛІЧНІ МАШИНИ

2.3.1. Поняття про гідравлічні машини, їх класифікація

Рідини і гази, які використовуються в харчовій технології, часто необхідно транспортувати трубопроводами як на підприємствах (для подачі в апарати і установки, з цеху в цех тощо), так і поза ними (для отримання вихідної сировини або відправки готової продукції тощо). 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 стискання і 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 класи насосів: 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 інші. В 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, вісьові (пропелерні), роторні, гвинтові, вихрові, струменеві.

2.3.3. Основні параметри роботи насосів

Основні параметри насосів – це подача і 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, в одиницю часу.

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

$$Q = V/\tau . \qquad (2.65)$$

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

$$G = m/\tau = \rho V/\tau = \rho Q . \qquad (2.66)$$

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.

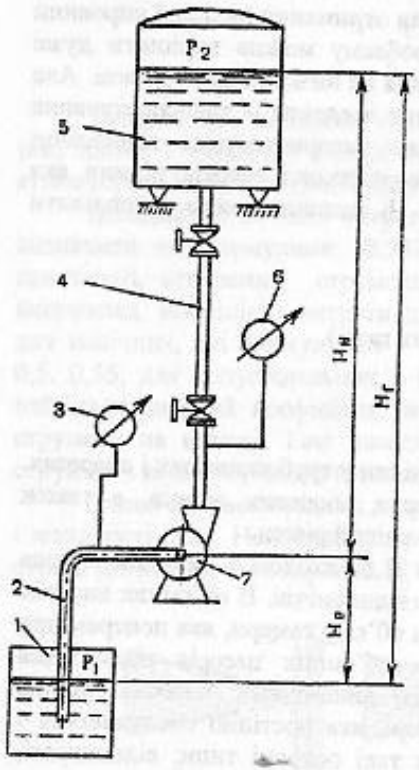


Рис. 2.20. Схема насосної установки

Ця схема дозволяє визначити важливі для характеристики насосів терміни: висоту всмоктування $H_в$, висоту нагнітання $H_н$ і висоту геометричного підйому рідини $H_г$, яку часто називають повним напором, створюваним насосом.

Висота всмоктування – є висота від рівня рідини в нижньому резервуарі до вісі насоса. Висота нагнітання – відстань по вертикалі від вісі насоса до рівня рідини у верхній ємкості. Геометрична висота нагнітання – це відстань по вертикалі від рівня рідини в нижній ємкості до рівня рідини у верхній ємкості.

Висота всмоктування $H_в$ повинна бути такою, щоб забезпечити підйом рідини у всмоктувальному трубопроводі 2. В насосі треба створити таке розрідження, щоб тиск з боку всмоктування $p_в$ був менший за тиск p_1 на вільній поверхні забірного (нижнього) резервуара. Різниця тисків $p_1 - p_в$ є рушійною силою, яка змушує рідину переміщуватися з резервуара до насоса.

Рівняння Бернуллі для кінцевих перерізів всмоктувального трубопроводу має вигляд:

$$\frac{v_0^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = H_в + \frac{v_в^2}{2g} + \frac{p_в}{\rho g} + h_в ,$$

де v_0 і $v_в$ – швидкість рідини в забірному резервуарі та всмоктувальному трубопроводі відповідно, м/с; p_1 і $p_в$ – тиск в забірному резервуарі і всмоктувальному патрубку насоса відповідно, Па; $h_в$ – втрати напору у всмоктувальному трубопроводі, м.

Швидкість рідини v_0 істотно мала у порівнянні зі швидкістю $v_в$ і тому може бути виключена з рівняння.

Тоді геометрична висота всмоктування буде:

$$H_в = \frac{p_1 - p_в}{\rho g} - \frac{v_в^2}{2g} - h_в . \qquad (2.67)$$

З одержаного рівняння виходить, що висота всмоктування може бути тим більшою, чим менші втрати напору $h_в$ і швидкість рідини $v_в$ 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:

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + (H_в + H_н) + (h_в + h_н) ,$$

де $h_н$ – втрати напору в нагнітальному трубопроводі, м.,

або

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

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

Формулу (2.68) використовують при виборі насосів для технологічних установок.

Якщо тиски в забірній і наповнювальній ємкостях однакові ($p_2 = p_1$), то рівняння напору (2.68) приймає вигляд:

$$H = H_г + h . \qquad (2.69)$$

Під час перекачування рідини горизонтальним трубопроводом ($H_г = 0$) рівняння напору (2.68) приймає вигляд:

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

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:

$$p_н = p_2 - p_а,$$

де $p_а$ – атмосферний тиск.

Вакуумметр вимірює вакуум в рідині, яка поступає в насос:

$$p_в = p_а - p_1.$$

Тоді тиск, який розвиває насос, буде визначатись як:

$$p = p_2 - p_1 = p_н + p_в, \qquad (2.71)$$

а повний напір $H = (p_н + p_в)/(\rho g)$. При цьому $h \approx 0$ і $H_г \approx 0$.

До насоса для його роботи безперервно підводиться енергія від двигуна. Розрізняють корисну потужність насоса і дійсну потужність насоса. Корисна потужність насоса $N_к$ (в Вт) – це корисна робота $A_к$, яка передається насосом всій рідині, що перекачується, в одиницю часу:

$$N_к = A_к/\tau = mgH/\tau = GgH = \rho gQH. \qquad (2.72)$$

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

$$N = N_к/\eta_н = \rho gQH/\eta_н. \qquad (2.73)$$

Коефіцієнт корисної дії $\eta_к$ характеризує досконалість конструкції та економічність експлуатації насоса:

$$\eta_н = \eta_0\eta_г\eta_м, \qquad (2.74)$$

де $\eta_0 = Q_д/Q$ – коефіцієнт подачі, або об'ємний ККД, який є відношенням дійсної продуктивності (подачі) насоса $Q_д$ до теоретичної Q (враховує витрати рідини крізь нещільності тощо); $\eta_г$ – гідравлічний ККД – відношення дійсного напору насоса до теоретичного (враховує втрати напору під час руху рідини через насос); $\eta_м$ – механічний ККД, який характеризує витрати потужності на механічне тертя в насосі.

Значення $\eta_н$ залежить від конструкції і 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 громадського харчування 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 з 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. В 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. Відцентровий насос (рис. 2.21) складається з корпуса 1, що має спіралевидний канал, в якому обертається робоче колесо 2, закріплене на валу 3. На робочому колесі закріплені лопатки, між якими розміщуються канали для проходження рідини. Подача рідини до насоса здійснюється через всмоктувальний патрубок 5, який з'єднаний з центральною частиною робочого колеса. Нагнітальний патрубок 4, розміщений тангенціально по відношенню до робочого колеса, служить для відведення рідини з насоса.

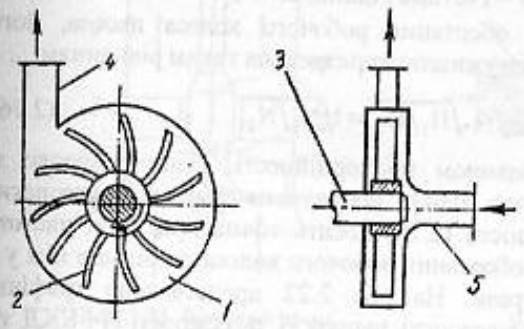


Рис. 2.21. Одноступінчатий горизонтальний відцентровий насос

Відцентрові насоси працюють таким чином. Під час обертання відцентрового колеса рідина через всмоктувальний патрубок поступає до каналу між лопатками. Під дією відцентрових сил рідина проходить по каналах робочого колеса і відкидається до його периферії, набуваючи при цьому кінетичну енергію. У спіралевидному каналі корпуса 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 корпуса 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 ємкості. 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 залежить від великої кількості факторів і визначається спеціальними розрахунками. На практиці звичайно величина Q задана, так що необхідно тільки підібрати насос заданої продуктивності і напору за відповідними каталогами.

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

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

де n – частота обертання робочого колеса, 1/с; D – діаметр робочого колеса, м; g – прискорення вільного падання, м/с^2.

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

$$N = \rho g Q H / \eta_н,$$

де Q – продуктивність насоса, м^3/с; ρ – густина рідини, кг/м^3.

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

$$n_1/n_2 = Q_1/Q_2 = \sqrt{H_1/H_2} = \sqrt[3]{N_1/N_2}. \qquad (2.76)$$

Рівняння (2.76) називають законом пропорційності. Воно дозволяє за однією дослідною характеристикою H-Q побудувати ряд характеристик відцентрового насоса. Проте залежність (2.76) досить точна при зміні частоти обертання робочого колеса не більше ніж у 2 рази. На рис 2.22 представлено графічну залежність напору H, потужності N і ККД $\eta_н$ відцентрового насоса від його продуктивності Q з постійною частотою обертання n робочого колеса, яку одержано експериментально.

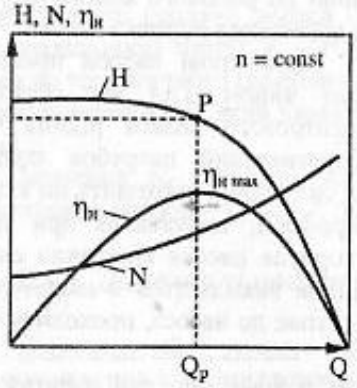


Рис. 2.22. Енергетичні характеристики відцентрового насоса

Наведені криві називають енергетичними характеристиками відцентрового насоса; їх вносять до паспорта насоса. З графіка видно, що з підвищенням продуктивності насоса створюваний ним напір 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.

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

Вісьові насоси використовують для забезпечення циркуляції рідини у 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 вісьових насосів досягає 0,9 і більше.

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

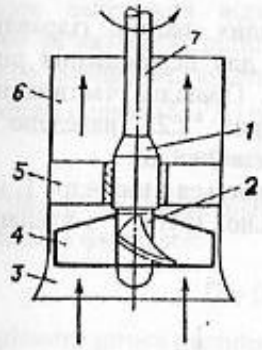


Рис. 2.23. Вісьовий насос

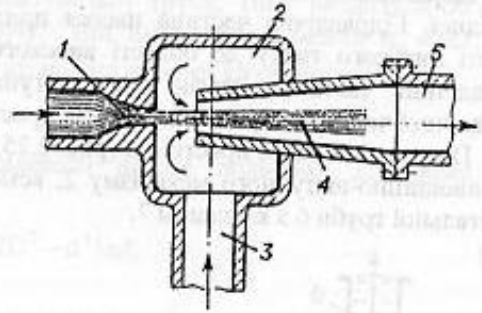


Рис. 2.24. Струминний насос

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. В 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 і пароструминні. Залежно від особливості використання струминних насосів вони називаються ежекторами та інжекторами. Прикладами використання струминних насосів є сульфітодозуючий 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. Цінною перевагою поршневих насосів є незалежність їх продуктивності від розвинутого напору, тобто можливість подавання невеликої кількості рідини під високим тиском. Поршневі (плунжерні) насоси знаходять використання при подаванні рідких харчових продуктів на розприскування 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 і привідної. Гідравлічна частина насоса призначена для переміщення рідини з області низького тиску до області високого тиску. Привідна частина передає гідравлічній частині енергію від двигуна. На рис. 2.25 наведено схему гідравлічної частини поршневих насосів простої та подвійної дії.

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.

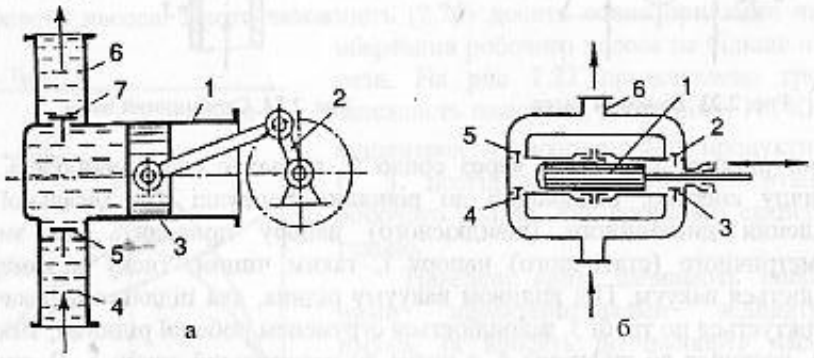


Рис. 2.25. Поршневі насоси

Під час руху поршня 3 вправо в 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 в порівнянні 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 $Q_т\left(м^3/с\right)$ визначається формулою

$$Q_т = Sn\ell = \frac{\pi D^2}{4} n\ell \quad , \tag{2.77}$$

де S – площа перерізу поршня (або плунжера), м^2; 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: $\eta_0 = Q/Q_т$. Він змінюється в межах $\eta_0 = 0{,}7...0{,}97$. Тоді дійсна подача (в м^3/с) поршневого насоса простої дії становить:

$$Q = Sn\ell\eta_0 \, . \tag{2.78}$$

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

$$Q = (\pi/4)\eta_0(2D^2 - d^2)n\ell, \tag{2.79}$$

де d – діаметр штока поршня, м.

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

Корисна і 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 попадає в корпус через штуцер 1 і переміщується до нагнітального патрубка 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 зачіплювання.

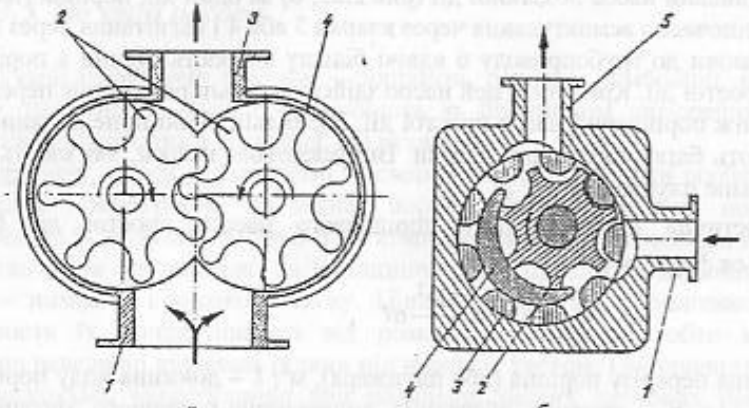


Рис. 2.26. Шестеренні насоси

Шестеренний насос з внутрішнім зчепленням (рис.2.26, б) працює так: під час обертання шестерень 2 і 3 рідина зі всмоктувального патрубка 1 попадає 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, в них відсутні клапани, вони безпосередньо приєднуються до двигуна і забезпечують велику висоту напору. Вони також компактні, швидкохідні і з досить великою кількістю зубців на шестернях забезпечують рівномірне подавання продукту. Шестеренні насоси реверсивні при зміні напрямку обертання коліс.

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 так.

Кожний зуб шестерень, який входить у зчеплення, переміщує об'єм рідини, рівний

$$V_1 = S_1 \cdot b,$$

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

Теоретична подача (продуктивність) насоса визначається виразом

$$Q_т = 2S_1 bZn, \qquad (2.80)$$

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

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

$$Q = \eta_0 Q_т = 2S_1 bZn\eta_0, \qquad (2.81)$$

де η_0 - об'ємний ККД насоса, рівний 0,7...0,9.

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

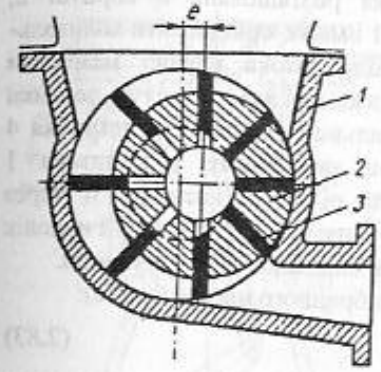


Рис. 2.27. Шиберний роторний насос

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

Теоретична подача шиберного насоса може бути розрахована так. За 1 оберт ротора переміщується об'єм рідини, рівний

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

де R - радіус робочої камери в корпусі насоса, м; e - ексцентриситет, м; b - ширина пластин, м; звичайно e « R.

Якщо ротор обертається з частотою n (1/с), а об'ємний ККД η_0, то дійсна подача (в м^3/с) буде

$$Q = 4\pi(R - e)ben\eta_0 \approx 4\pi Rben\eta_0 . \qquad (2.82)$$

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).

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 вісі гвинта до напірної камери 4. З постійною частотою обертання гвинта подача насоса строго постійна. Під час переміщення крупношматкових продуктів вони розклинюються між гвинтом і стінками корпуса і рухаються як гайка

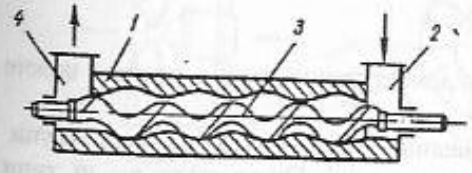


Рис. 2.28. Гвинтовий насос

гвинтовою направляючою. ККД гвинтових насосів становить 0,8...0,9, тиск нагнітання – до 20 МПа, частота обертання – до 10000 об/хв.

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

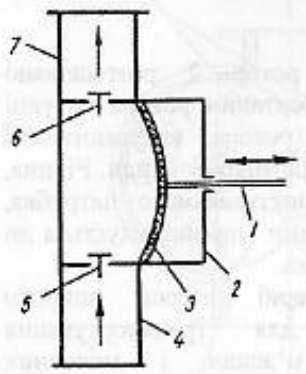


Рис. 2.29. Мембранний насос

Мембрана 3, яка розташована в корпусі 2, прикріплена до штока 1 і може здійснювати коливальні рухи. Під час ходу штока вправо 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 $м^3/с$):

$$Q = V n \eta_0, \qquad (2.83)$$

де V – об'єм камери, $м^3$; n – число подвійних ходів мембрани, 1/с; η_0 – 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 стиску. Залежно від величини ступеню стискання 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 з тиском нижче атмосферного.

За принципом дії компресорні машини поділяються на такі групи: поршневі, роторні, відцентрові, вісьові та струминні. Принципово всі ці типи компресорних машин у своїй основі аналогічні поршневим, роторним, відцентровим, вісьовим і струминним насосам, які нами вже розглянуто. У зв'язку

з цим розглянемо тільки найбільш розповсюджені в харчовій промисловості та громадському харчуванні такі типи компресорних машин, як вентилятори та газодувки. Оскільки на кожному підприємстві є холодильні установки, до складу яких входять компресори, то зупинимось також на деяких особливостях компресорів, які необхідно знати інженеру-технологу.

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

Стискання газу (аміаку, фреонів чи повітря) у поршневому 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 вверх відбувається стискання 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 охолоджуюча вода.

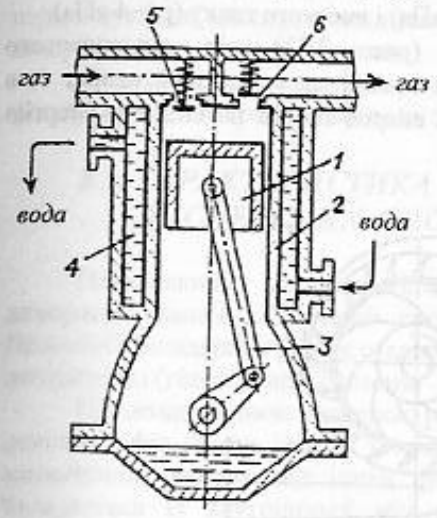


Рис. 2.30. Поршневий компресор

Вентилятори – відцентрові машини, які призначені для переміщення газу (повітря) з одного простору в інший. Розрізняють вісьові і відцентрові вентилятори. Вісьові вентилятори (2.31, а) забезпечують великі подачі з низькими напорами, мають просту конструкцію. Для одержання великого напору колеса вентиляторів виготовляють з лопатками, які

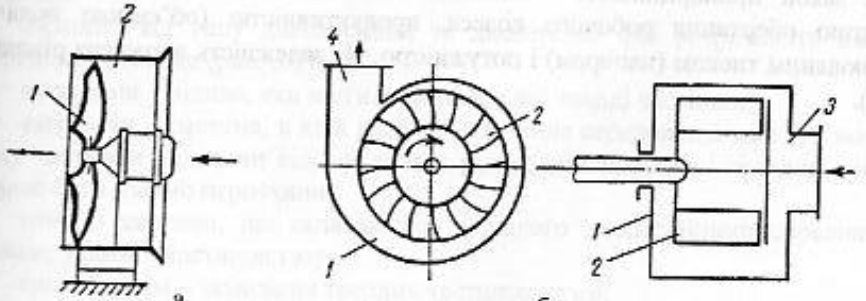


Рис. 2.31. Схеми вентиляторів

загнуті вперед на кут більше 90°. Принциповий устрій вісьового вентилятора такий же як і вісьового насоса.

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

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 ($p = 1...4$ кПа) і високого тиску ($p > 4$ кПа).

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

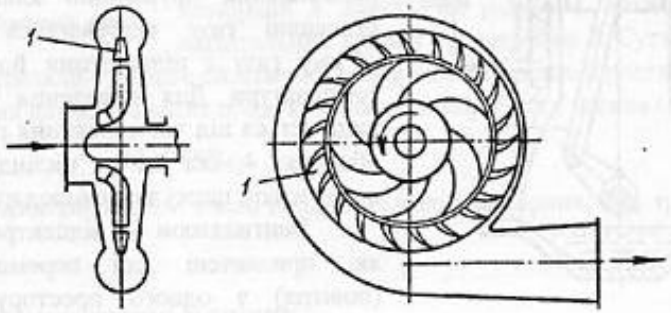


Рис. 2.32. Схема газодувки

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 (2.79).

3. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

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

У гідромеханічних процесах харчових виробництв вирішуються дві основні задачі 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 І МЕТОДИ ОЦІНКИ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ

Незважаючи на виняткову різноманітність харчових продуктів, використовуваних в харчовій промисловості та громадському харчуванні, в більшості випадків на різних стадіях технології їх переробки вони являють собою неоднорідні (гетерогенні) системи.

Під неоднорідною системою розуміють систему, яка складається із двох або декількох фаз, кожна із яких має свою поверхню розділу і може бути відділена механічним шляхом від іншої фази. Будь-яка неоднорідна бінарна система складається із внутрішньої або дисперсної фази та зовнішньої фази, 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 газа і завислих в ньому краплинок рідини.

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

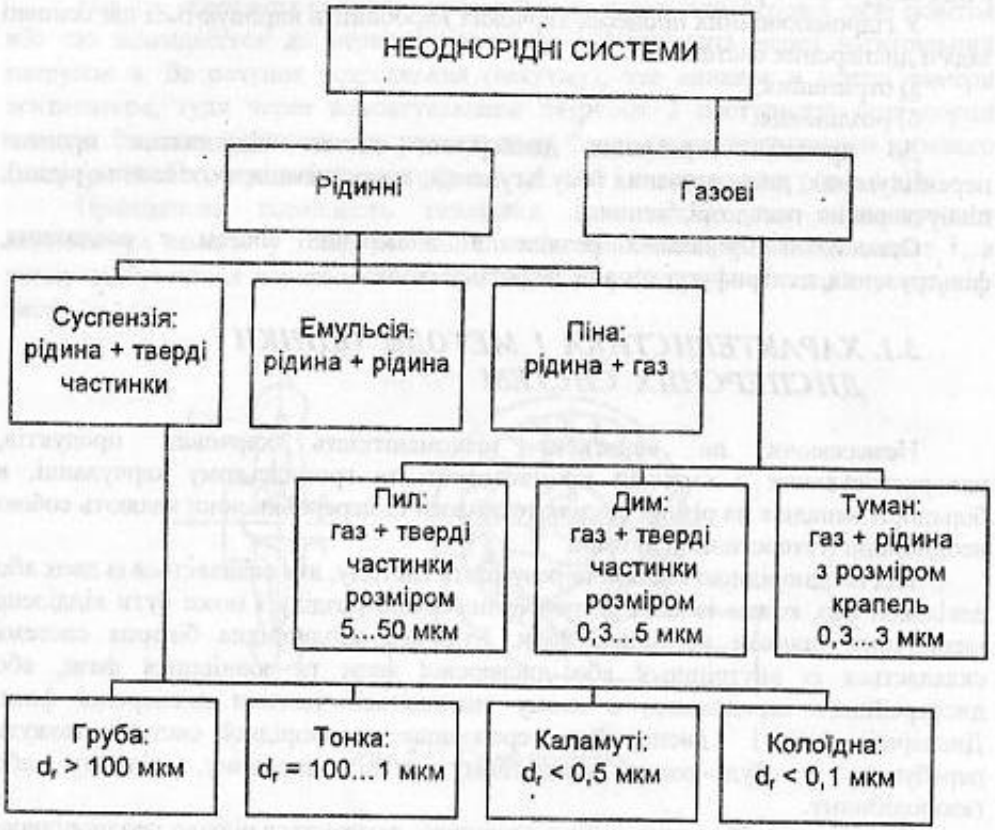


Рис. 3.1. Класифікація неоднорідних систем

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 рослинної 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, цукрового піску та інших продуктів. Тумани утворюються під час випарювання цукрових розчинів, молока, а також під час розпилювання різноманітних рідких продуктів під час

їхнього сушіння. До піни 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 по розмірах вони поділяються на два основних типи. Монодисперсні системи містять частинки одинакового розміру, полідисперсійні – частинки різного розміру. У практиці зустрічаються майже виключно полідисперсійні системи.

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

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

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

Для характеристики ступеню дисперсності використовують також поняття питомої поверхні частинок:

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

де S_0 - питома поверхня частинок, $м^2/м^3$; S - поверхня частинки, $м^2$; V- об'єм частинки, $м^3$.

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

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

де $d_1, d_2, \ldots, d_i$ - розмір частинок певної групи, мкм; $n_1, n_2, \ldots, n_i$ - кількість частинок в 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 розуміється 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 до10 мкм і більше. На підставі цих даних можна скласти таблицю. 3.1.

Таблиця 3.1

Розмір частинок (середній діаметр жирової кулі) 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 по їхній кількості. Відомі також об'ємний розподіл і розподіл по масі. Об'ємний розподіл являє собою об'єм частинок, що мають той чи інший розмір. Розподіл по масі показує яка маса приходиться 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 представлені в такий спосіб:

$$W(n)=\frac{N_i}{N}\cdot 100;\quad W(g)=\frac{G_i}{G}\cdot 100;\quad W(v)=\frac{V_i}{V}\cdot 100\ , \qquad (3.4)$$

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_i, G_i, V_i - відповідно кількість, маса, об'єм частинок заданої розмірної групи, шт, кг, м^3; N, G, V - відповідно кількість, маса, об'єм усіх частинок, шт, кг, м^3.

Основними видами графіків для характеризування розподілу є: гістограми, хибні диференціальні криві, інтегральні криві. Як приклад, на рисунку 3.2 наведені криві розподілу частинок дисперсної фази відповідно до даних таблиці 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.

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.

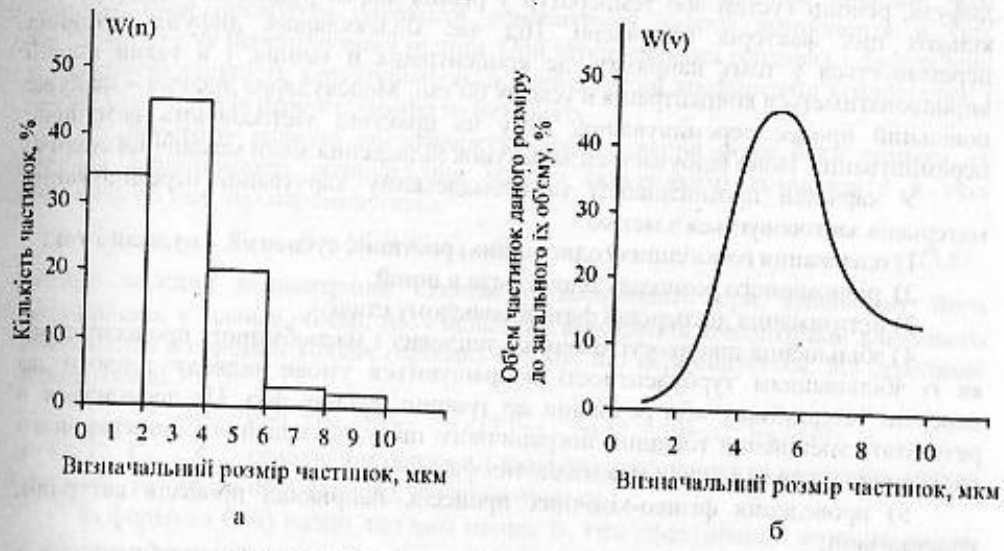


Рис. 3.2. Криві розподілу частинок дисперсної фази:
а – гістограма рахункового розподілу жирових частинок у майонезі;
б– хибна диференціальна крива об'ємного розподілу жирових частинок у майонезі

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

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

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.

3.2. ОТРИМАННЯ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ

3.2.1. Перемішування

Перемішуванням називається процес взаємного переміщення частинок однієї речовини в іншій з 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 факторів одночасно. Під час молекулярної дифузії речовина переміщується 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 громадському харчуванні 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 із збільшенням турбулентності покращуються умови підводу теплоти до поверхні теплообміну або речовини до границі 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 за випадку подавання в неї гострої пари;

7) проведення окисдаційних процесів при подаванні в систему повітря або кисня і т.ін.

Приклади перемішування в громадському харчуванні: заміс тіста, перемішування і збивання кондитерських мас (кремів, вершків, ясць, начинок і т.ін.), фаршу, сиру, вінегрету і салату, 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 перемішування 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 перемішуваному об'ємі. При цьому перемішування буде тим кращим, чим швидше буде досягнуто однакової концентрації одного компонента в усіх частинах об'єму перемішуваної рідини. При інтенсифікації теплових і дифузійних процесів ефективність характеризується відношенням коефіцієнтів тепловіддачі і масовіддачі під час перемішування та без нього.

У простому випадку ефективність перемішування може бути оцінена як ступінь рівномірності розподілення одного (ключового) компонента в усіх частинах об'єму, що перемішується:

$$\beta = \Delta C \cdot 100 / C_0, \ \% \qquad (3.6)$$

де C_0- середня концентрація ключового компонента при ідеальному його розподіленні у всьому об'ємі; ΔC - величина відхилення концентрації ключового компонента в окремих точках (пробах) об'єму, що перемішується, від середньої концентрації.

$$\Delta C = [(C_1 - C_0) + (C_2 - C_0) + (C_3 - C_0) + ... + (C_m - C_0)]/m,$$

де C_1, C_2, C_3, ...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 $\beta = 0$. Ефективність перемішування під час приготування суспензій визначається мінімальною частотою обертання мішалки (в об/с), при якій забезпечується підтримання дисперсної фази в завислому стані:

$$n_{min} = \alpha_1 \cdot (\rho_т - \rho)^{0.5} \cdot d_т^{0.5} \cdot D^{m_1} / (\rho^{0.5} \cdot d^{n_1}), \qquad (3.7)$$

де $d_т$ - діаметр твердих частинок, м; D- діаметр апарата (корпусу змішувача), м; d - діаметр лопаті мішалки, м; ρ - густина рідини, кг/м^3; $\rho_т$ - густина частинок, кг/м^3; n_1, m_1 - показники ступені (табл. 3.2); α_1 - показник пропорційності (табл. 3.2).

Частота обертання мішалки (в об/с), при якій буде досягнено ефективність утворення емульсії, визначається з емпіричної залежності:

$$n_{min} = \alpha_2 \cdot (\rho_2 - \rho_1)^{0.32} \cdot \sigma^{0.19} \cdot D^{m_2} / (\rho_2^{0.5} d^{n_2}), \qquad (3.8)$$

де ρ_2 - густина дисперсійного середовища, кг/м^3; ρ_1 - густина дисперсної фази, кг/м^3; σ - поверхневий натяг між фазами, Дж/м^2.

Значення α_2, n_2, m_2 дані в таблиці 3.2.

Інтенсивність перемішування визначається часом досягнення заданого технологічного результату.

Механічне перемішування

Механічне перемішування застосовується майже виключно для перемішування крапельних 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 інші.

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 ступені з формул (3.7) і (3.8)

Тип мішалки	Суспензії			Емульсії		
	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 закрита	14,7	1,0	2,0	4,72	0,67	1,54

Лопатеві мішалки (рис. 3.3, а) використовують для перемішування рідин з 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 45^0 до 60^0. Діаметр лопатей d = (0,6…0,7)D, де D – діаметр корпусу апарата. Колова швидкість на кінцях лопатей не перевищує 5 м/с. Частота обертання лопатевих мішалок зазвичай 20…30 об/хв. Оскільки на поверхні рідини під час обертання мішалки можливе утворення лійки (воронки), яка погіршує умови перемішування контактуючих фаз, до стінок корпусу закріплюють вертикальні відбиваючі перегородки 2 шириною b = 0,1D.

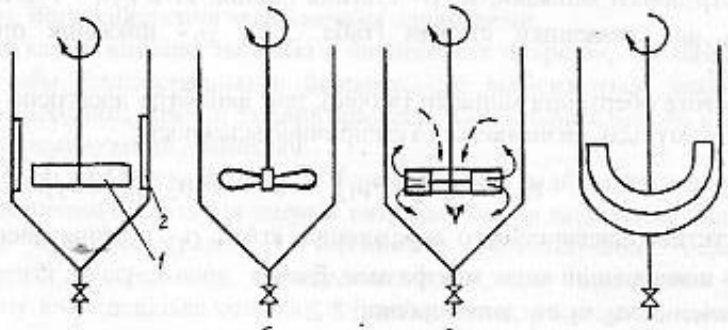


Рис. 3.3 Лопатеві мішалки

Пропелерні мішалки (рис. 3.3, б) виготовляють з двома або трьома лопатями (пропелерами). Лопаті цих мішалок зігнуто по профілю пропелера, тобто зі зміною кута нахилу по їх довжині (від 0^0 у вісі до 90^0 на кінці). Завдяки

цьому частинки рідини відштовхуються гвинтом у багатьох напрямках, що забезпечує добре перемішування.

Діаметр пропелера d = (0,25…0,3)D, частота обертання 150…1000 об/хв.

Для надання осьового напрямку потоку рідини, створюваному пропелером, його часто розміщують в дифузорі – короткому циліндрі з розтрубом.

Турбінні мішалки (рис. 3.3, в) забезпечують добре перемішування в'язких рідин і суспензій.

Робочим органом турбінних мішалок є турбінне колесо діаметром d = (0,25…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, дістявши 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 200…2000 об/хв.

Якірна мішалка (рис. 3.3, г) використовується для перемішування густих і в'язких рідинних середовищ. Лопаті цієї мішалки зігнуто за формулою стінки і дна апарата. Обертаючись з частотою 50…60 об/хв на відстані 5…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). Напрям потоку рідини забезпечують профільовані отвори в диску.

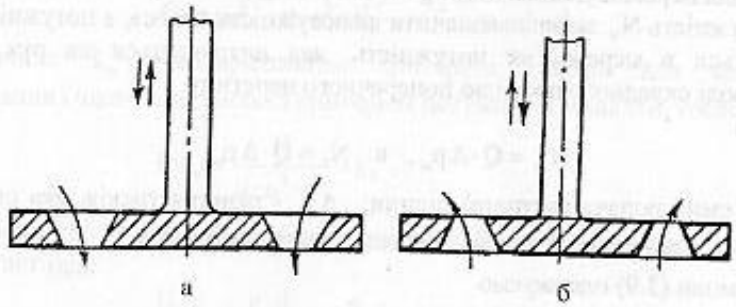


Рис. 3.4. Робочий диск вібраційних мішалок

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,

при якому немає потреби якось спрямовувати рух потоку. До того ж у випадку вібраційного перемішування не утворюється лійкоподібна заглибина. Час, потрібний для розчинення, гомогенізації або диспергування, при вібраційному перемішуванні значно скорочується.

Витрата енергії при механічному перемішуванні

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 в теплоту. Перемішуючий 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):

$$N_м = N_г \quad , \tag{3.9}$$

де $N_м$ - потужність мішалки; $N_г$ - потужність, яка споживається на рух рідини в посудині для перемішування.

Потужність $N_м$ можна визначити як потужність насоса, а потужність $N_г$, яка споживається в мережі, як потужність, яка витрачається на рух рідини в трубопроводі складного профілю поперечного перетину.

Тоді

$$N_м = Q \cdot \Delta p_м, \quad а \quad N_г = Q \cdot \Delta p_г,$$

де Q - об'ємна подача (витрата) рідини; $\Delta p_м$ - різниця тисків, яка створюється мішалкою; $\Delta p_г$ - різниця тисків, яка споживається мережею.

За умови (3.9) одержуємо

$$\Delta p_м = \Delta p_г = \Delta p; \quad N = Q \cdot \Delta p \ . \tag{3.10}$$

Різницю тисків на рух рідини в посудині можна визначити по виразу витрат напору в трубопроводі (2.45):

$$h = \frac{\Delta p_г}{\rho g} = \Delta Z + \frac{v^2}{2 \cdot g} \cdot \left(\lambda \cdot \frac{\ell}{d} + \sum \xi \right), \tag{3.11}$$

де v - середня швидкість течії рідини.

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

$$\lambda = f(Re_м).$$

Визначимо потужність, яка споживається пропелерною мішалкою (рис. 3.3, б). Будемо вважати, що різниця рівнів, на яку мішалка переміщує рідину, рівна висоті рідини в посудині $\Delta Z = H$, а довжина шляху, який проходить рідина в посудині, $\ell = k \cdot H$, де k - коефіцієнт пропорційності.

У якості характерного лінійного розміру виберемо діаметр лопатей мішалки d, а характерної швидкості – колову швидкість кінця лопаті $v = \pi \cdot d \cdot n$, де n - частота обертання мішалки, $с^{-1}$.

Можливо 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):

$$\frac{\Delta p}{\rho \cdot v^2} = \frac{H \cdot g}{v^2} + f(Re_м) \cdot \frac{H}{d} \ . \tag{3.12}$$

Ліва частина цього рівняння – є критерій Ейлера (1.36).

Використовуючи значення Δp із (3.10) його можна представити так:

$$\frac{\Delta p}{\rho \cdot v^2} = \frac{N}{Q \cdot \rho \cdot v^2} \ . \tag{3.13}$$

Знаходячи Q із рівняння нерозривності (2.30), одержимо $Q = v \cdot S$. 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 модіфікованим критерієм Ейлера для механічного перемішування і часто називається критерієм потужності мішалки, тобто

$$Eu_м = \frac{N}{\rho \cdot n^3 \cdot d^5} = k_n \ . \tag{3.14}$$

Рахуючи, що $H \sim d$, безрозмірний комплекс $H \cdot g/v^2$ у рівнянні (3.12) можна записати у вигляді:

$$\frac{H \cdot g}{v^2} = \frac{g \cdot d}{n^2 \cdot d^2} = \frac{g}{n^2 d} = Fr_м \ , \tag{3.15}$$

де $Fr_м$ - модіфікований крітерій Фруда для перемішування.

Критерій Рейнольдса для перемішування при $v \approx n \cdot d$ приймає вигляд:

$$Re_м = \frac{v \cdot d}{\nu} = \frac{n \cdot d^2}{\nu} = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho}{\eta}. \tag{3.16}$$

На основі співвідношення (3.12) можна записати наступне рівняння подібності, яке характеризує процес перемішування:

$$Eu_м = f(Re_м, Fr_м). \quad (3.17)$$

Як показують дослідження, $Fr_м$ слабко впливає на величину $Eu_м$, 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:

$$Eu_м = f(Re_м); \quad \text{або:} \quad Eu_м = C \cdot R_м^к, \quad (3.18)$$

де С - коефіцієнт пропорційності; к- показник степеня.

Рівняння (3.18) можна застосувати для визначення витрат енергії при механічному перемішуванні в робочий період, тобто коли режим роботи встановився.

Значення коефіцієнта С і показника степеня k визначають дослідним шляхом; вони залежать від типу мішалки, конструкції апарата і режиму перемішування. У спеціальній літературі приведені значення цих коефіцієнтів для найбільш розповсюджених типів мішалок. Для спрощення розрахунків на підставі експериментальних даних ряду дослідників складений графік залежності $Eu_м$ від $Re_м$ для різних типів мішалок (рис. 3.5). Тут показано також принципові схеми мішалок, для яких побудовано графік.

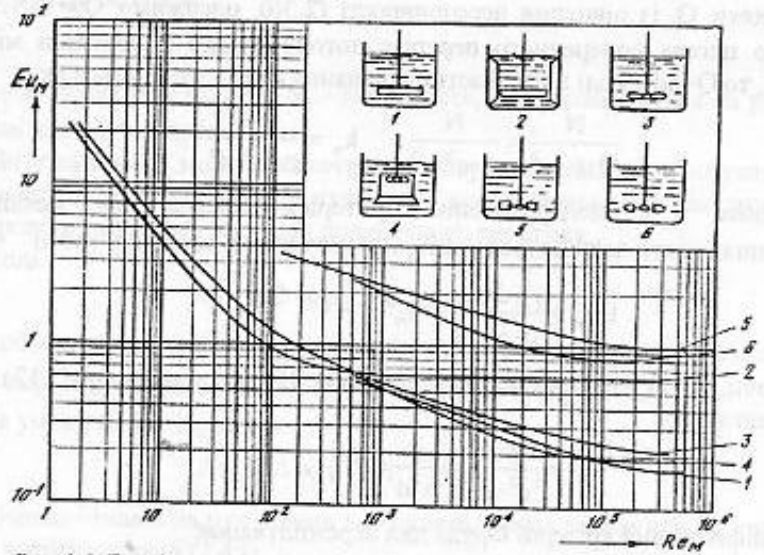


Рис. 3.5. Графічна залежність $Eu_м$ від $Re_м$ для різних типів мішалок

Користуючись графіком можна при відомих $Re_м$ знайти $Eu_м$, а потім визначити по (3.14) витрати енергії на перемішування N в робочий період для нормалізованих мішалок:

$$N = Eu_м \cdot \rho n^3 \cdot d^5.$$

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. З цих випадків одержане зна чення N помножують на наступні коефіцієнти: $f_ш = 1{,}1...1{,}2$ - для шорстких стінок; $f_з = 2...3$ - при наявності змійовика; $f_г = 1{,}1$ - при наявності гільзи для термометра. Співвідношення висоти рівня H рідини в апараті та його діаметра D враховується коефіцієнтом $f_н = \sqrt{\frac{H}{D}}$.

З урахуванням вказаних уточнень, коефіцієнта $f_п = 1{,}3...1{,}5$, який враховує пусковий момент, і ККД передачі $\eta_п = 0{,}8...0{,}85$, необхідна потужність електродвигуна для мішалки (у кВт) буде рівна:

$$N_{дв} = N \cdot f_н \cdot f_ш \cdot f_н \cdot f_з \cdot f_г / (1000 \cdot \eta_п). \quad (3.19)$$

Циркуляційне перемішування

Циркуляційне перемішування (рис. 3.6) здійснюється багатократним перекачуванням рідини по контуру: 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 насосу 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.

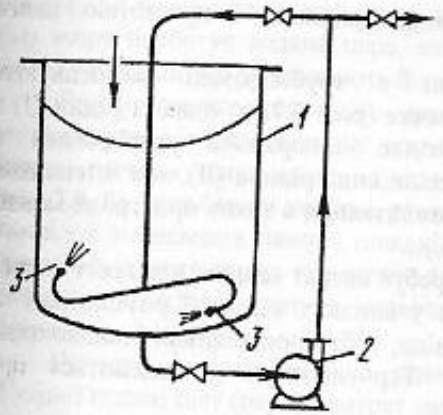


Рис. 3.6. Схема циркуляційного перемішування

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).

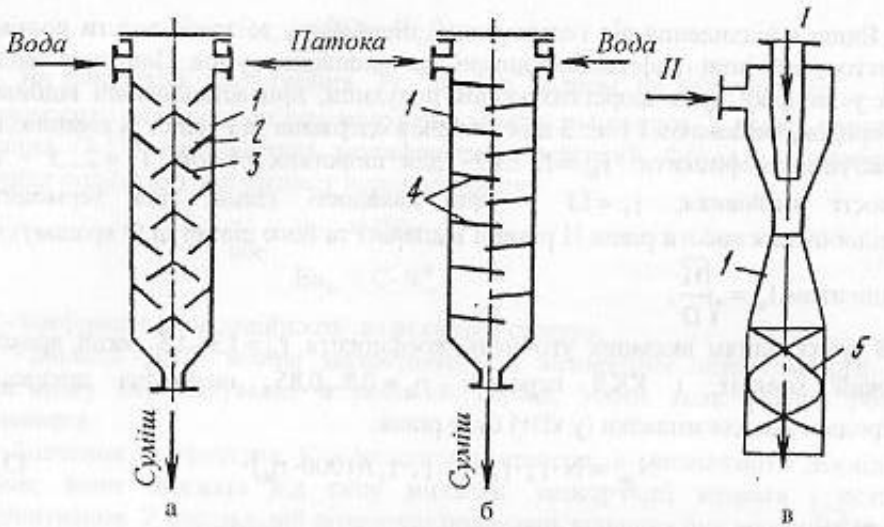


Рис. 3.7. Схеми устроїв для перемішування в потоці

У них змішування потоків в корпусі 1 досягається за рахунок багатократного перемішування їх на діафрагмах 2 і розсікачах 3 (рис. 3.7, а), напівперегородках чи полках 4 (рис. 3.7, б). Нерухомі устрої, які встановлюються в трубопроводі, сприяють багатократній зміні напрямку руху, а також турбулізації потока, що призводить до перемішування. Доцільність застосування перемішування в трубопроводі зумовлена дешевизною і простотою цього способу.

Частіше для перемішування рідин у трубопроводі застосовують інжекторний спосіб. У інжекторних змішувачах (рис. 3.7, в) одна із рідин (I) з великою швидкістю проходить через сопло, створюючи розрідження в навколишньому просторі. Сюди підсмоктується інша рідина (II), яка інтенсивно перемішується з першою. Ефективність перемішування в таких пристроях можна підвищити, вмонтовуючи 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 при великих швидкостях і відносно великій довжині трубопроводу. Турбулізатори розглядаються при розрахунках як місцеві опори.

Пневматичне перемішування

Пневматичне перемішування рідинних середовищ здійснюють в апаратах, які в якості перемішуючих пристроїв 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 струмин (бульбашок) в різні боки і захоплює за собою частинки рідини. Інтенсивність перемішування збільшується із зростанням тиску газового потоку.

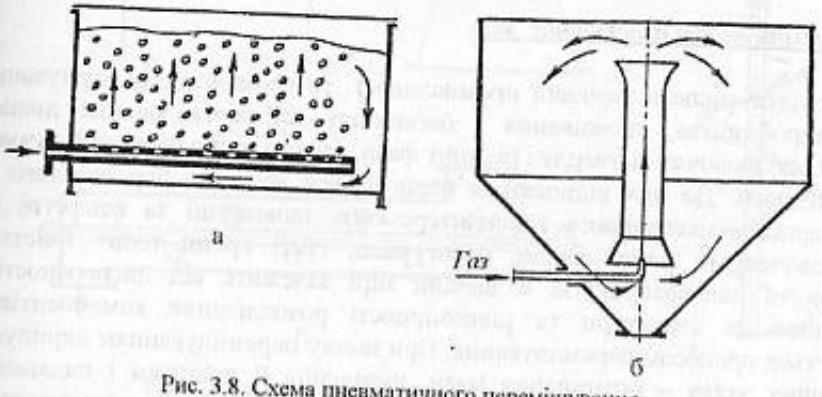


Рис. 3.8. Схема пневматичного перемішування

На перемішування з допомогою барботерів витрачається значно більше енергії, ніж на механічне перемішування. У ряді випадків барботери використовуються в харчовій промисловості для нагрівання і перемішування сировини водяною парою. У 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.

Ерліфт (повітряний підйомник) діє за рахунок стисненого повітря, яке, потрапляючи в нижню частину устрою (трубу), утворює в ній повітряно-рідинну суміш, густина якої менша густини рідини, що знаходиться зовні труби (рис. 3.8, б). Бульбашки повітря, рухаючись по центральній трубі, розширяються внаслідок зменшення тиску, і швидкість повітряно-рідинної суміші збільшується. При необхідності суміш повертається в апарат і цикл повторюється. Гранична приведена 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 формулою:

$$N = Q \cdot p / \eta, \qquad (3.20)$$

де Q - об'ємна витрата, $м^3/с$; p- гідравлічний опір, який долає газодувка, Па; η- об'ємний ККД газодувки.

Об'ємна витрата складає $Q = 24...60\ м^3/год$ на 1 $м^2$ вільної поверхні рідини.

Необхідний тиск газу на виході в барботер p (в Па) визначається за формулою

$$p = p_0 + \rho_p gh + \left(\rho_г v_г^2/2\right)\cdot(1+\sum\zeta), \qquad (3.21)$$

де p_0 - тиск над перемішуваною рідиною в апараті, Па; $\rho_р$ - густина рідини, кг/м^3; h - висота шару рідини над барботером, м; $\rho_г$ - густина газу, кг/м^3; $v_г$ - швидкість газу на виході з барботера, м/с; $\sum\zeta$ - сумарний коефіцієнт опору барботера.

Перемішування пластичних мас

Провідне місце в харчовій промисловості та громадському харчуванні по об'єму виробництва, споживання і багатовиду займають харчові дисперені продукти, які включають тверду і рідинну фази, а часто при наявності й газової – пластичні маси. До них відносяться перш за все всі види борошняного тіста хлібопекарного, макаронного і кондитерського, шоколадні та конфетні маси, м'ясні, овочеві та рибні фарші, сирні маси, густі креми тощо. Якість цих продуктів та напівфабрикатів в значній мірі залежить від дисперсності та однорідності їх структури та рівномірності розподілення компонентів, що визначається процесом перемішування. При цьому перемішуванням вирішуються і ряд інших задач – 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 цілий ряд спеціальних типів змішувачів, які можуть бути розділені на дві основні групи: періодичної та безперервної дії. Вони можуть мати перемішуючі устрої з вертикальною або горизонтальною віссю.

Для періодичного перемішування пастоподібних матеріалів використовуються змішувачі з обертаючими лопатями (рис. 3.9, а). Змішувач являє собою корпус з дном у формі двох напівциліндрів, в якому назустріч один одному обертаються два горизонтальні вали з лопатями. Найбільш розповсюдженою є Z-образна форма лопатей. Такі змішувачі часто мають оболонки для підігрівання.

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 Т-образними лопатями. Вали обертаються в корпусі з циліндричним днищем з різними частотами, здійснюючи одночасно перемішування і транспортування матеріалів.

Стрічкові змішувачі (рис. 3.9, в) відрізняються лише формою лопатей, виготовлених із плоских стрічок, зігнутих по винтовій лінії і закріплених на валу змішувача. Частота обертання вала в лопатевому і стрічковому змішувачах невелика – 10...15 об/хв. Тому процес змішування в апаратах з лопатевими робочими органами достатньо тривалий. У промисловості використовують також змішувачі, робочі органи яких здійснюють складні просторові рухи. Прикладом такого змішувача є тістомісильна машина ТММ – 1М, яка використовується в громадському харчуванні та хлібопекарній промисловості.

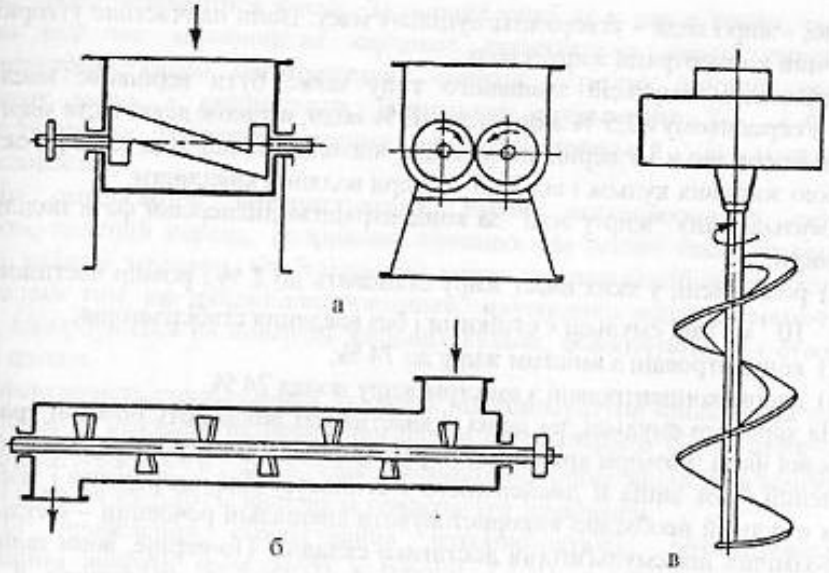


Рис. 3.9. Перемішуючі устрої для пластичних матеріалів

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. Жири та олії 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 типу. Зустрічаються емульсії змішаного типу, в яких обидві речовини, які входять в

емульсію, - жир і вода – утворюють суцільну масу. Вони найчастіше утворюються при значній 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:

1) розбавлені, у яких вміст жиру становить до 2 % і розмір частинок сягає 10^{-7} м. Такі емульсії є стійкими і без введення стабілізаторів;
2) концентровані з вмістом жиру до 74 %;
3) висококонцентровані з 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 достатньо складна. По-перше, вони понижують поверхневий натяг на границі розділу між жировою краплиною й водою. Внаслідок пониження поверхневого натягу сила, яка діє на поверхні, прагне скоротити цю поверхню до найменших можливих меж при заданому об'ємі. Оскільки такою найменшою поверхнею, як відомо, є куля, то емульгатори полегшують створення високодисперсних емульсій з емульгуючою речовиною в формі найдрібніших кульок.

По-друге, емульгатори створюють на поверхні жирових частинок найтоншу оболонку, яка надає їм стійкості та перешкоджає розшаруванню емульсій (перешкоджають злиттю крапель емульсії між собою).

У природі та техніці існує велика кількість різних емульгаторів. Найбільш використовувані в харчовій промисловості та громадському харчуванні емульгатори наведені на рисунку 3.10.

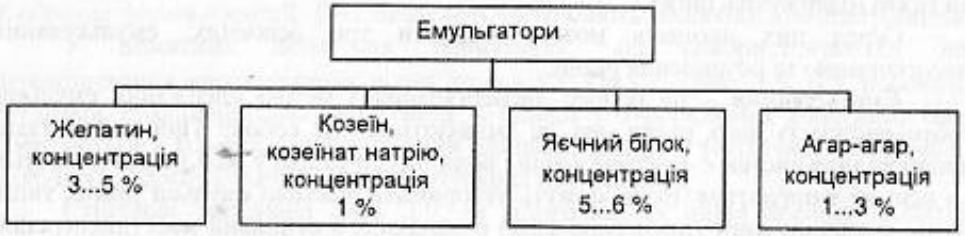


Рис. 3.10. Класифікація емульгаторів

Найбільш цінним і гарним емульгатором є молочний білок, в тому числі розчинна форма казеїна – казеїнат натрію, який одержують шляхом розчинення харчового казеїна, сухого чи свіжоосадженого, в гідроокису 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, змочуючись водою, не змочуються жиром, адсорбуються на поверхні жирових кульок, обволікують їх і створюють захисні плівки.

Ефективність емульгування залежить від температури проведення процесу. Для отримання емульсії на основі рослинної олії найкращі умови створюються при температурі жиру 18...20 °С. При використанні інших жирів їхня температура повинна бути на 15...20 °С вищою за температуру плавлення.

Для проведення емульгування використовують: розмішувальні та циркуляційні апарати (розглянуті в розділі 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 в сучасних колоїдних млинах буває різна: конусна, циліндрична, зубчаста та інша. Величина зазору між ротором і статором регулюється і складає 0,05...0,5 мм. Відомі колоїдні млини, в яких зазор складає 0,025 мм. Частота обертання ротора в колоїдних млинах досягає 250...400 $с^{-1}$, а продуктивність – 1,7 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.

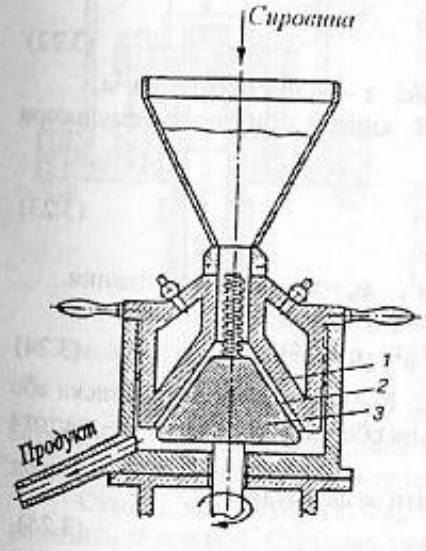


Рис. 3.11. Схема колоїдного млина з конічним ротором

Принцип дії відцентрових емульсорів (рис. 3.12) полягає в тому, що суміш води, жиру, емульгатора надходить в 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 дискові 3,

що обертається. Через отвір в цьому кільці суміш викидається і потрапляє на друге кільце, яке розташоване на дискові 3, і так далі. Після викиду емульсії через отвори четвертого кільця, розташованого на дискі, вона виходить через патрубок 4 для відведення емульсії. Частота обертання диска в цьому емульсорі дорівнює 10…20 $с^{-1}$. У дисковому емульсорі (рис. 3.12, б) диск 1 має частоту обертання до 200 $с^{-1}$.

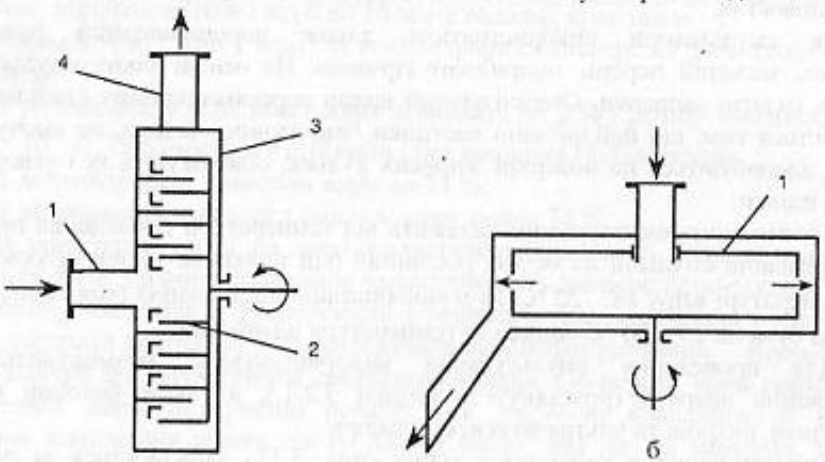


Рис. 3.12. Схеми відцентрових емульсорів

Сила, що розвивається емульгуємою рідиною в роторі відцентрового емульсора, може бути визначена за формулою:

$$F = mv_0^2 / r, \qquad (3.22)$$

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

$$v = \varphi_в \sqrt{\frac{2p}{\rho}} \qquad (3.23)$$

де p – тиск у рідині, Па; ρ – густина суміші, кг/м^3; $\varphi_в$ – коефіцієнт витікання.

Тиск, який створює рідина, визначається за формулою

$$P = (\rho\omega^2/2)(R^2 - r^2) = 2\pi^2 n^2 \rho (R^2 - r^2), \qquad (3.24)$$

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:

$$M = vS_0 z, \qquad (3.25)$$

де S_0 - площа перерізу отвору в диску або кільці; z – число отворів у диску або кільці.

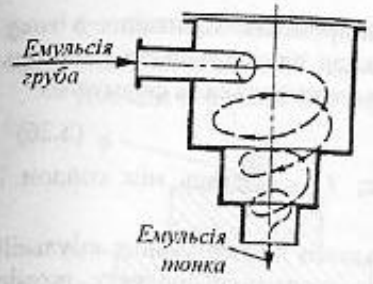


Рис. 3.13. Вихровий емульсор

На рисунку 3.13 зображений вихровий емульсор, який використовується для одержання емульсії жирофосфатидної суміші в знежиреному молоці (замінник суцільного молока). Вихровий емульсор забезпечує високу ефективність емульгування при тиску 0,3…0,36 МПа, простий в виготовленні і експлуатації. Принцип його дії полягає у використанні ефекту відцентрової форсунки при каскадному витіканні рідини. Емульсія, яка при цьому одержується, має розмір частинок до 3 мкм і не розшаровується протягом 24 годин.

Перспективним методом одержання емульсій є використання ультразвуку. Ультразвукові коли-вання мають потужну емульгуючу дію. Емуль-гування за допомогою ультразвука є перш за все наслідком кавітації, яка виникає на граничних поверхнях розділу фаз, де енергія розриву відносно низька. Наряду з кавітацією хвиля, діюча на емульгуючу частинку, визиває в різних її точках відмінні прискорення, які створюють сили, що прагнуть розірвати частинку. При тискові ультразвукового потоку, відповідному 0,1 МПа, частинка може зазнавати різниці прискорень, рівної десяткам одиниць прискорення сили тяжіння. Виникнення значних прискорень частинок в озвученому середовищі пов'язане з протіканням інтенсивних кавітаційних процесів.

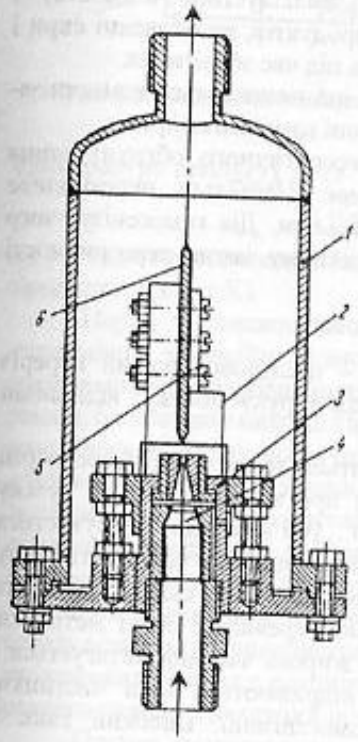


Рис. 3.14. Гідродинамічний вібратор

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, корпуса 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 призводить до подрібнення дисперсної фази.

Гідродинамічний перетворювач ефективно випромінює коливання в тому випадку, коли він настроєний в резонанс, тобто коли власна частота коливань пластини співпадає з частотою вимушеної сили, яка визначається за формулою:

$$f = v/\ell, \qquad (3.26)$$

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 обгрунтування 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) :

$$Q = v_1S_1 = v_2S_2 = \ldots = v_nS_n = \text{const},$$

де Q – об'ємна витрата рідини, $м^3/с$; S_1, S_2,... S_n – послідовно живий переріз потоку, що змінюється, $м^2$; v_1, v_2, ..., v_n – швидкості руху потоку, відповідні перерізам S_1, S_2 ,... 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 в секунду, то швидкість в 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 в гомогенізаторі створюється многоплунжерним насосом.

Основною частиною гомогенізатора клапанного типу є гомогенізуюча головка, принципова схема якої показана на рисунку 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 (в $м^3/с$) визначають за формулою продуктивності плунжерного насоса:

$$Q = \pi d^2 n \ell z \eta_0 /4, \qquad (3.27)$$

де d – діаметр плунжера, м; z - кількість плунжерів; ℓ – хід плунжера, м; n – число ходів плунжера, $с^{-1}$; η_0 - об'ємний ККД насоса, рівний 0,6...0,9.

Досліди показали, що середній розмір частин, одержаних при гомогенізації, залежить від тиску. Для визначення середнього діаметра цих частинок Н.В. Барановським виведена емпірична формула:

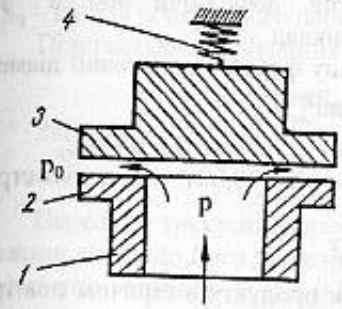


Рис. 3.15. Схема гомогенізуючої головки

$$d_{сер.} = \frac{3{,}8}{\sqrt{p}}, \qquad (3.28)$$

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 °С) можливо визначити за формулою:

$$\Delta t = p/(\rho c), \qquad (3.29)$$

де p – тиск гомогенізації, Па; ρ – густина продукту, $кг/м^3$; c – питома теплоємність продукту, Дж/(кг·К).

Поряд з клапанними гомогенізаторами пропонуються легкі, компактні та економічні вібраційні гомогенізатори. Сутність роботи цих гомогенізаторів заключається в гідродинамічній вібрації пластин, які створюють в потоці рідини умови, близькі до кавітації. Принцип дії такого апарата нами розглянуто на прикладі ультразвукового емульсора (рис. 3.14). Проте способи гомогенізації з використанням ультразвука поки що в промисловості не використовуються як маловивчені. Це відноситься і до використання в практиці потужного електричного розряду в рідинному середовищі, при якому виникають величезні тиски порядка тисяч МПа і відбувається інтенсивне руйнування жирових кульок, тобто гомогенізація.

Розпилення рідин – це процес диспергування рідин в газове (повітряне) середовище, який використовується при сушінні рідких і в'язких продуктів, для зволоження повітря в розпилювальних камерах, для підтримання процесу горіння рідкого палива у паливних пристроях та інше.

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 м^2. Для підтвердження сказаного розглянемо наступний приклад.

Якщо прийняти, що частинки мають сферичну форму і однаковий діаметр, то поверхня такої частинки $S = \pi d^2_{сер.}$, а об'єм $V = \pi d^3_{сер.}/6$.

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 м^3), а діаметр їх 50 мкм, то загальна поверхня частинок складе

$$S = 6 \cdot 10^6/1000 \cdot 50 = 120 \text{ м}^2.$$

При такій великій 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 фактором, який призводить до розпаду рідини на краплі, є тиск нагнітання.

Форсунки для гідравлічного диспергування по принципу дії поділяються на струминні, зі співударом струменей, відцентрові.

Струминні форсунки являють собою насадок 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 рисунку 3.16 в якості прикладу приведено схеми струминних форсунок з циліндричним (рис. 3.16, а) та кільцевим (рис. 3.16, б) соплом.

Форсунки зі співударом струменей працюють за принципом розбивання на краплі декількох струменей, які витікають із відповідних насадок і стикаються між собою.

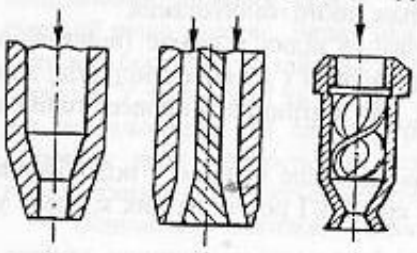


Рис. 3.16. Схеми гідравлічних форсунок

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 формулою

$$v = \sqrt{2g\Delta p/\rho}, \qquad (3.30)$$

де Δp – перепад тиску на форсунці; ρ – густина рідини.

Витрату рідини через форсунку знайдемо із рівняння

$$G = \mu v S_0 \rho, \qquad (3.31)$$

де S_0 – площа поперечного перерізу сопла; μ – коефіцієнт витрати.

Підставляючи в рівняння (3.31) значення v із рівняння (3.30), одержимо:

$$G = \mu S_0 \sqrt{2g\Delta p\rho}$$

Звідки

$$S_0 = G/\mu\sqrt{2g\Delta p\rho}\,). \qquad (3.32)$$

Перепади тиску на форсунці задають в межах 0,3...4,7 МПа. Відношення довжини сопла до його діаметру складає звичайно 2...3, що відповідає значенню коефіцієнта витрати 0,75...0,80. При меншому співвідношенні зменшується коефіцієнт витрати, а при більшому – зростають витрати тиску на тертя.

Діаметр отворів форсунок звичайно приймають в межах $(0,8...2,5)\cdot10^{-3}$ м. При меншому отворі вони легко засмічуються, а при більшому - розпилення рідини погіршується.

При механічному способі 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 з робочого елемента і подрібнюється на краплини. Для розпилення грубих суспензій використовують суцільні диски, для тонких суспензій і однорідних рідин – з рівчаками і лопатками. 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.

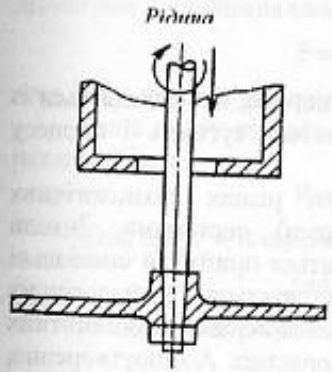


Рис. 3.17. Схема тарільчатого диска для розпилювання

Недоліком механічного способу диспергування є складність у виготовленні та експлуатації робочих елементів та енергоємність (витрата енергії складає біля 15 кВт на диспергування 1т рідини).

Для здійснення пневматичного розпилювання використовують пневматичні форсунки. На рисунку 3.18 приведена схема 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 в сушильних процесах. Так, вони використовуються при розпилюванні молочно-рослинних сумішей під час виробництва сухих пюре і різного роду паст.

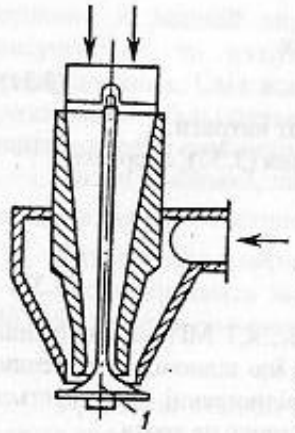


Рис. 3.18. Схема пневматичної форсунки

До недоліків пневматичного способу диспергування слід віднести велику витрату енергії (50…60 кВт на 1 т рідини), необхідність в диспергуючому агенті (звичайно стиснене повітря) і обладнанні для його стиснення та подачі.

При розпилюванні рідин середній розмір крапель можливо визначити по емпіричних формулах.

Згідно М.Е. Лур'є діаметр краплин при дисковому розпиленні можна визначити, як

$$d_{сер} = 1{,}475/n\sqrt{a/(R\rho)}\,, \qquad (3.33)$$

де n – частота обертання диска, 1/с; а – поверхневий натяг продукту, Н/м; R – радіус диску, м.

Н.С. Панасенко рекомендує таке рівняння для визначення радіусу краплини рідини (молока) на виході з форсунки (в м):

$$r_к = 3{,}2\ D/Re^{0{,}125}\,, \qquad (3.34)$$

де D – діаметр форсунки, м; Re – число Рейнольдса, яке характеризує рух рідини в соплі форсунки. Відзначимо, що розмір частин розпилених продуктів складає 5…500 мкм.

3.2.3. Піноутворення та псевдозрідження

Піноутворення – процес створення дисперсної системи, яка складається із рідини і розподілених в ній бульбашок газу. Аналогічна сутність і процесу збивання.

Явище піноутворення часто зустрічається при різних технологічних процесах, пов'язаних з многофазними (дисперсними) системами. Інколи піноутворення є корисним, в інших випадках приходиться приймати спеціальні заходи для боротьби з ним. Піноутворення, яке використовується в технологічних процесах громадського харчування, наприклад, при виготовленні різноманітних газонаповнених 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, ускладнюючих проведення процесу. Утворення піни при цьому веде до зменшення коефіцієнта заповнення тари, збільшує втрати продукту і може слугувати причиною виходу із ладу технологічного обладнання.

Процеси піноутворення та збивання в харчовій промисловості та громадському харчуванні знаходять використання при виробництві 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), відділених 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 вияснениими. У теперішній час можливо 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 в поверхневому шарі, створюють орієнтовану двомірну структуру, яка за властивостями нагадує тверде тіло.

До речовин, які використовують в якості стабілізаторів пін, відносяться поверхнево-активні речовини (ПАР). Їх класифікація приведена на рисунку 3.10.

Одним із способів піноутворення є барботаж (рис. 3.8). Звичайно при барботажі газ (пара) через отвори в розподілювальних устроях проходить в 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:

$$F = (\pi d^3/6)g\,(\rho_р - \rho_г)\,, \qquad (3.35)$$

де $\rho_р$ і $\rho_г$ – густина відповідно рідини і газу, кг/м^3.

Сила опору відривання R залежить від діаметра d_0 отвору і поверхневого натягу σ рідини:

$$R = \pi d_0 \sigma\,. \qquad (3.36)$$

Тоді при F = R одержуємо:

$$(\pi d^3 g/6)\cdot(\rho_р - \rho_г) = \pi d_0 \sigma.$$

Звідси діаметр бульбашки

$$d = \sqrt[3]{\frac{6d_0\sigma}{g(\rho_р - \rho_г)}}\,. \qquad (3.37)$$

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 досягнена критична витрата 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:

$$d = \sqrt{\frac{6Q}{(\pi v)}}, \qquad (3.38)$$

де Q – витрата газу, м³/с; v – швидкість підйому бульбашок, м/с.

Для характеристики піни використовують цілий ряд показників: газонаповнення, питома поверхня фазового контакту, ступінь піноутворення, кратність, збитість та інші. Під газонаповненням ε розуміють частку об'єму газа в газорідинній суміші (піні) і визначають по формулі

$$\varepsilon = V_г / V_п = \pi d^3 n / (6V_п), \qquad (3.39)$$

де $V_г$ – об'єм газової фази, м³; $V_п$ – загальний об'єм піни, м³; n – кількість бульбашок; d – середній діаметр газової бульбашки, м.

Газонаповнення можна виразити і наступним чином. Густина шару піни:

$$\rho_п = \varepsilon\rho_г + (1-\varepsilon)\rho_р \approx (1-\varepsilon)\rho_р . \qquad (3.40)$$

Звідки:

$$\varepsilon = 1-\rho_п/\rho_р .$$

Із рівняння $h_п\rho_п g = h_0\rho_р g$ слідує, що

$$\rho_п/\rho_р = h_0/h_п ,$$

де $h_п$ і h_0 – висота відповідно шару піни і проясненого шару.

Таким чином,

$$\varepsilon = 1-\rho_п/\rho_р = 1- h_0/h_п . \qquad (3.41)$$

Значення $h_п$ і h_0 знаходяться дослідним шляхом.

Питома поверхня фазового контакту між газом і рідиною в одиниці об'єму піни (м²/м³):

$$S_0 = \pi d^2 n / V_п . \qquad (3.42)$$

Із рівнянь (3.39) і (3.42) можна одержати формулу для розрахунку середнього діаметра газової бульбашки:

$$d = 6\varepsilon / S_0 . \qquad (3.43)$$

Ступінь піноутворення визначається формулою

$$i = V_к / V_п , \qquad (3.44)$$

де $V_к$ – кінцевий об'єм продукту, м³; $V_п$ – початковий об'єм продукту, м³.

Для більшості продуктів i = 1,5…3.

Співвідношення між дисперсною фазою і дисперсійним середовищем може характеризуватись показником кратності (інтенсивності)

$$\beta = \frac{V_г - V_р}{V_р} , \qquad (3.45)$$

де β – кратність піни; $V_р$ – об'єм рідини; $V_г$ – об'єм газу.

По цьому показнику розрізняють "сухі" і "вологі" піни. Для сухих пін $V_г >> V_р$ і β = 200…1000, для вологих – β = 1…10.

Для характеристики величини приросту об'єму існує також термін "збитість", який являє собою виражене в процентах відношення приросту об'єму до визначального об'єму суміші. Збитість визначають за формулою:

$$B = \frac{V_к - V_п}{V_п} \cdot 100\ \% . \qquad (3.46)$$

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 рисунку 3.19 приведено типічний графік, який характеризує залежність в'язкості, густини піни і розмірів бульбашок від концентрації ПАР (козеїната натрію).

Процес збивання на підприємствах громадського харчування, 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).

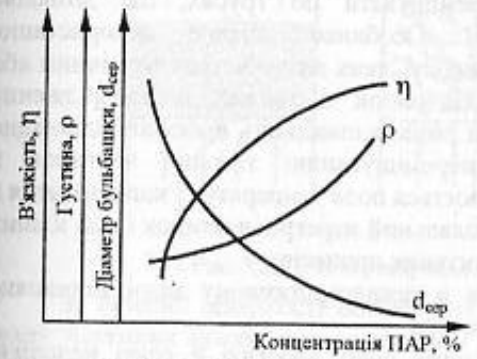


Рис. 3.19. Графік залежності фізико-хімічних показників піни від концентрації ПАР

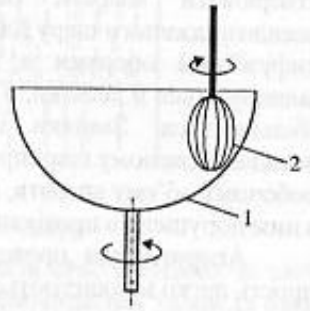


Рис. 3.20. Схема збивального апарата

Бачок 1 і збивач 2 обертаються в протилежні боки. У наслідок захвату повітря відбувається наповнення їм маси продукту. При перемішуванні повітря диспергується. Прикладом збивання є основний в виробництві морозива процес фризерування (рис. 5.40 і коментар до нього). Збивання призводить до зменшення густини продукту (рис. 3.21).

Установлено, що для більшості продуктів достатньо добра ступінь збивання може бути досягнена при відношенні початкової його густини $\rho_п$ до кінцевої $\rho_к$ 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

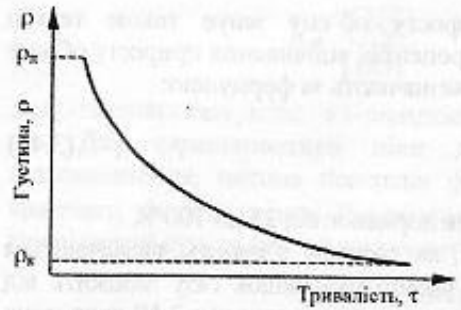


Рис. 3.21. Графік залежності зміни густини піни від тривалості процесу збивання

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 інші. 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 факторів. 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 іноді і в сотні разів, а швидкість процесів відповідно збільшується. Завдяки інтенсивному перемішуванню твердих частинок в псевдозрідженому шарі практично вирівнюється поле температур і концентрація в робочому об'ємі апарата, що виключає локальний перегрів частинок і пов'язаних з ним порушень в протіканні ряду технологічних процесів.

Апарати для проведення процесів в псевдозрідженому шарі порівняно прості, легко механізуються і автоматизуються.

Поряд з перевагами, псевдозрідженому шару властиві й деякі недоліки. Вирівнювання температур і концентрацій в шарі призводить до зменшення рушійної сили процесу. Негативними факторами слід вважати знос самих твердих частинок, ерозію апаратури, виникнення значних зарядів статичної електрики, необхідність встановлення пилеуловлюваючих пристроїв.

Для встановлення гідродинамічної сутності процесу псевдозрідження спочатку розглянемо нерухомий шар зернистого матеріалу. Такий шар характеризується трьома величинами: порізністю шару ε, висотою шару h і діаметром частинок d. Порізність зернистого шару – це відношення вільного об'єму між зернами до всього об'єму шару:

$$\varepsilon = V_п/V = (V-V_т)/V = 1-(V_т/V), \qquad (3.47)$$

де $V_п$ – вільний об'єм; V- повний об'єм шару; $V_т$ –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 з малими швидкостями, коли частинки зернистого шару залишаються нерухомими, називається фільтрацією (рис.3.22, а). При цьому порізність шару ε залишається незмінною і дорівнює приблизно 0,4.

Зі збільшенням швидкості газу до такого значення, при якому підіймальна 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.

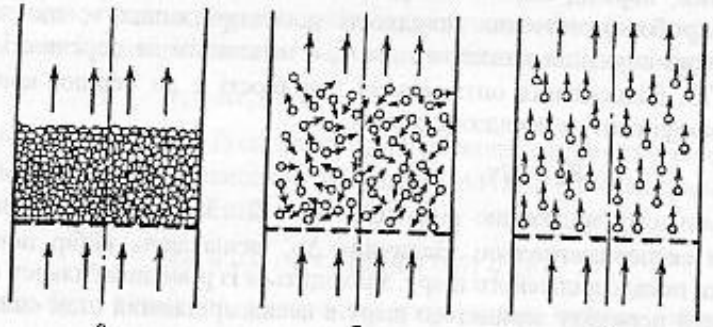


Рис. 3.22. Схема утворення псевдорозрідженого шару

За більшої швидкості потоку газу підіймальна 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 газа через шар представлена на рисунку 3.23.

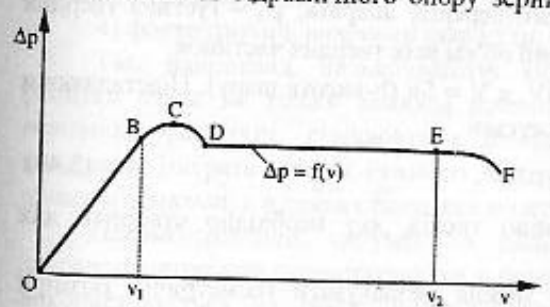


Рис. 3.23. Крива псевдорозрідження

Гідравлічний опір псевдозрідженого 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:

$$v = 4Q/(\pi D^2),$$

де Q – 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 в точці **B** шар починає розширюватись – утворюється псевдозріджений шар, а в точці **C** досягається максимум різниці тисків, яка необхідна для подолання зчеплення частинок в зернистому шарі. Лінія **BCDE** відповідає псевдозрідженому шару, гідравлічний опір 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 **E** починається винесення завислих частинок із шару. Лінія **EF** на графіку відповідає початку процеса 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 $\varepsilon = 0{,}55...0{,}75$. Відношення оптимальної швидкості v до першої критичної v_1 називається коефіцієнтом псевдозрідження

$$K_п = v/v_1 . \qquad (3.48)$$

Оптимальному зрідженню відповідає $K_п = 2...3$. Для кожного випадку $K_п$ визначається експериментально. Величина Δp, визначаюча 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 стає рівною вазі всіх частинок. На завислі частинки крім сили тяжіння діє підйомна сила відповідно із законом Архімеда. Рівняння баланса сил запишеться у вигляді:

$$P = G_т - P_а ,$$

де P – сила тиску; $G_т$– вага частинок псевдозрідженого шару; $P_а$ – Архімедова підйомна сила.

Ці сили визначаються виразами:

$$P = \Delta p S; \qquad G_т = V_т \rho_т g; \qquad P_а = V_т \rho g,$$

де $\Delta p = p_1 - p_2$; S – площа поперечного перерізу апарата; $\rho_т$ – густина твердих частинок; ρ - густина газу; $V_т$ - сумарний об'єм всіх твердих частинок.

Із (3.47) очевидно, що $V_т = (1-\varepsilon)V$, а $V = Sh$ (h-висота шару). Підставляючи значення сил в рівняння балансу, одержуємо:

$$\Delta p = (1-\varepsilon)(\rho_т - \rho)gh . \qquad (3.49)$$

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 $\Delta p = const$, то для двох

висот псевдозрідженого шару h_0 і h та відповідних їм порізностей ε_0 і ε одержуємо по (3.49)

$$(1-\varepsilon_0)h_0 = (1-\varepsilon)h .$$

Звідки :

$$h = h_0 (1-\varepsilon_0)/(1-\varepsilon). \qquad (3.50)$$

Для обчислення швидкості руху газу на початку псевдозрідження в циліндричних апаратах запропоновано ряд рівнянь. Одне з них:

$$Re_1 = Ar/(1400 + 5{,}22\sqrt{Ar}), \qquad (3.51)$$

де $Re_1 = v_1 d/\nu$ - критерій Рейнольдса, відповесний до початку псевдозрідження; d-середній діаметр частинок, м; ν- кінематичний коефіцієнт вязкості газу, $м^2/с$.

$Ar = gd^3(\rho_т - \rho)/(\nu^2\rho)$ - критерій Архімеда;

$P_т$, ρ - відповідно густина твердого матеріалу і густина газового потоку , $кг/м^3$.

Швидкість, при якій починається псевдозрідження, буде визначатись як

$$v_1 = Re_1 \nu/d . \qquad (3.52)$$

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

$$Re_2 = v_2 d / \nu = Ar/(18 + 0.61\sqrt{Ar}). \qquad (3.53)$$

Як вже було відмічено, процес псевдозрідження широко використовується для сушіння зернистих матеріалів, адсорбції, миття та гідратації круп, очищення матеріалів від легких домішок.

Приклади апаратів з псевдозрідженим шаром та коментарі до них приведені на рисунках 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 потока;
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 фактором, створюючим 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 пилевидних 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 1800 м) з найбільшою висотою підйому до 100 м;

2) виключенню витрат і виділенню пилу в наслідок герметизації системи, що підвищує санітарно-технічний рівень підприємств;

3) можливості повної автоматизації процесу транспортування.

Існуючі пневмоустановки для переміщення матеріалів в завислому стані по величині 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). По способу створення різниці тисків в трубопроводі пневмоустановки діляться на всмоктувальні, нагнітаючі та змішані (рис. 3.24).

У якості повітродувних машин в пневмотранспортних установках використовуються лопатеві, ротаційні та поршневі машини.

На рисунку 3.24 зображена схема нагнітаючої установки середнього тиску для пневмотранспорту борошна. Повітродувна машина 1 розміщується на початку системи і нагнітає повітря через ресівер в продуктопровід 3, в який подається матеріал з 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.

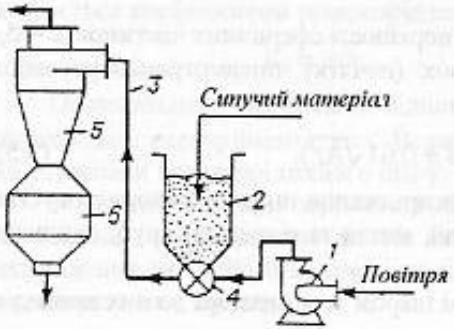


Рис. 3.24. Нагнітаюча установка для пневмотранспорту

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, при якому завислі в рідині або газі тверді або рідинні частинки дисперсної фази відділяють 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, чим 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 основані на однакових принципах, обладнання, яке для цього використовується має ряд 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. %; $G_п$ - кількість очищеного продукту, кг; $X_п$ - вміст речовини Б в очищеному продукті, мас. %; $G_о$ - кількість осаду, кг; $X_о$ - вміст речовини Б в осаді, мас. %.

При відсутності втрат речовин матеріальний баланс розділення можна уявити рівностями:

за загальною кількістю речовин

$$G_c = G_о + G_п \ , \qquad (3.54)$$

за кількістю завислих частинок (дисперсній фазі)

$$G_c X_c = G_о X_о + G_п X_п \ . \qquad (3.55)$$

Спільне рішення рівнянь (3.54) і (3.55) дозволяє визначати кількість очищеного продукту $G_п$ і кількість осаду $G_о$:

$$G_п = G_c(X_о - X_c)/(X_о - X_п) \ ; \qquad (3.56)$$

$$G_о = G_c(X_c - X_п)/(X_о - X_п) \ . \qquad (3.57)$$

Рівняння матеріального балансу, а також формули для розрахунку $G_п$ і $G_о$ 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 знайдена концентрація завислої речовини в одержаній суміші (після перемішування):

$$X_с = (G_п X_п + G_о X_о)/ G_с , \qquad (3.58)$$

де $G_п$ і $G_о$ - кількість продуктів, які змішуються; $X_п$ і $X_о$ - вміст в цих продуктах завислої речовини; $G_с$ – загальна кількість суміші.

3.3.3. Осадження

У процесах осадження завислa частинка переміщується в рідині (газі, парі) під дією різних сил. Відокремлення частинок (дисперсної фази) від дисперсійного середовища, в якому вони перебувають в 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).



Рис. 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:

$$G = \left(\frac{\pi d^3}{6}\right)\rho_ч g , \qquad (3.59)$$

де $\rho_ч$ – густина частинки, кг/м^3; d – діаметр частинки, м; g – прискорення вільного падання, м/с^2;

– підйомна сила середовища (сила Архімеда):

$$A = \left(\frac{\pi d^3}{6}\right)\rho_с g , \qquad (3.60)$$

де $\rho_с$ – густина середовища, кг/м^3;

– сила опору середовища, яка направлена проти руху частинки і визначається по закону Ньютона:

$$R = \zeta S \rho_с v_0^2/2, \qquad (3.61)$$

де ζ – коефіцієнт опору середовища; S – площа проекції частинки на площину, перпендикулярну напряму 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:

$$G = A + R$$

$$\left(\frac{\pi d^3}{6}\right)\rho_ч g = \left(\frac{\pi d^3}{6}\right)\rho_с g + \zeta S \rho_с v_0^2/2 . \qquad (3.62)$$

$$\left(\frac{\pi d^3}{6}\right)(\rho_ч - \rho_с) g = \zeta S \rho_с v_0^2/2 . \qquad (3.63)$$

Вирішуючи рівняння (3.63) відносно v_0, маємо:

$$v_0 = \sqrt{\frac{4gd(\rho_ч - \rho_с)}{(3\rho_с \xi)}} . \qquad (3.64)$$

Формулу (3.64) називають узагальненим рівнянням для швидкості осадження

Коефіцієнт опору середовища ζ, який входить в (3.64), залежить в першу чергу від режиму руху частинок в середовищі. У гідродинаміці одержані наступні емпіричні залежності для розрахунку ζ для:

– ламінарного режиму ($Re \le 2$) $\zeta = 24/Re$; (3.65)

– перехідного режиму ($500 > Re > 2$) $\zeta = 18{,}5/Re^{0{,}6}$; (3.66)

– турбулентного режиму ($Re \ge 500$) $\zeta = 0{,}44$. (3.67)

Критичні значення критерія Рейнольдса Re у даному випадку відрізняються від приведених в розділі 2.2 в зв'язку з різними визначальними лінійними розмірами (при русі рідини по трубі – її діаметр, при осадженні – діаметр частинки).

Розрахувати швидкість осадження за формулою (3.64) можливо, якщо відоме значення Re, в яке входить і шукана величина швидкості осадження:

$$Re = v_0 d \rho_с / \eta , \qquad (3.68)$$

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 $Re \le 2$:

$$v_0 = \frac{gd^2(\rho_ч - \rho_с)}{18\eta} . \qquad (3.69)$$

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) можливо 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 вибраному режиму, то розрахунок вважають закінченим. Якщо ж збігу не досягнено, то розрахунок повторюють до одержання збіжних результатів.

Другий, більш раціональний спосіб розрахунку швидкості осадження запропонований Лященком.

Розв'яжемо рівняння (3.64) відносно ζ:

$$\zeta = \frac{4gd(\rho_ч - \rho_c)}{3\rho_c v_0^2} \quad . \tag{3.70}$$

Помножимо ліву частину цього виразу на Re^2, а праву - на рівний Re^2 вираз $v_0^2 d^2 \rho_c^2/\eta^2$.

Одержимо $$\zeta Re^2 = \frac{4}{3}\cdot\frac{\rho_ч - \rho_c}{\rho_c}\cdot\frac{d^3\rho_c^2 g}{\eta^2} \quad . \tag{3.71}$$

Безрозмірний вираз у правій частині рівняння (3.71) одержало назву критерія Архімеда, а саме критеріальне рівняння має вигляд:

$$\zeta Re^2 = \frac{4}{3}Ar \quad . \tag{3.72}$$

Підставивши в цю залежність значення ζ для відповідних режимів осадження знаходять граничні значення критерію Архімеда.

Для ламінарного режиму після підстановки значення ζ по (3.65) в (3.72) одержують: $Re = Ar/18$.

Якщо $Re = 2$, то $Ar = 36$.

Режим осадження ламінарний, якщо $Ar \le 36$.

Для турбулентного режиму підставимо в рівняння (3.72) критичне значення $Re > 500$ і $\zeta = 0{,}44$:

$$0{,}44 \cdot (500)^2 \ge 4Ar/3 \text{ або } Ar \ge 83000.$$

Отже, проміжний режим руху, тобто при $2 < Re < 500$, відповідає зміні критерія Архімеда в межах $36 < Ar < 83000$.

Таким чином, розрахувавши величину критерія Ar (в який шукана швидкість осадження не входить), знаходять по його значенню режим осадження. Потім по (3.72) розраховують значення Re і по ньому швидкість осадження.

Із (3.68) швидкість осадження:

$$v_0 = \eta Re/(d\rho_c) = \nu Re/d \quad , \tag{3.73}$$

де ν - кінематичний коефіцієнт в'язкості середовища, $м^2/с$.

Даний метод розрахунку швидкості осадження найточніший.

Приведемо 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:

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} = 1{,}24\sqrt[3]{V} = 1{,}24\sqrt[3]{\frac{G}{\rho_ч}} \quad . \tag{3.74}$$

Швидкість осадження таких частинок, розрахована за формулами (3.64), (3.72), (3.73) потребує поправки:

$$v_0^1 = f v_0, \tag{3.75}$$

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) Вивід формул припускав 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:

$$v_0^{11} = \varphi f v_0, \tag{3.76}$$

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 ($\rho_ч$ - ρ_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 в одну за рахунок введення у гетерогенну систему коагулянтів (желатин, пектин, бентоніт, електроліти). Використовують також і такий метод агрегатування 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 $\rho_ч$ 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 прояснений шар. Якщо ж $\rho_ч < \rho_c$, 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.

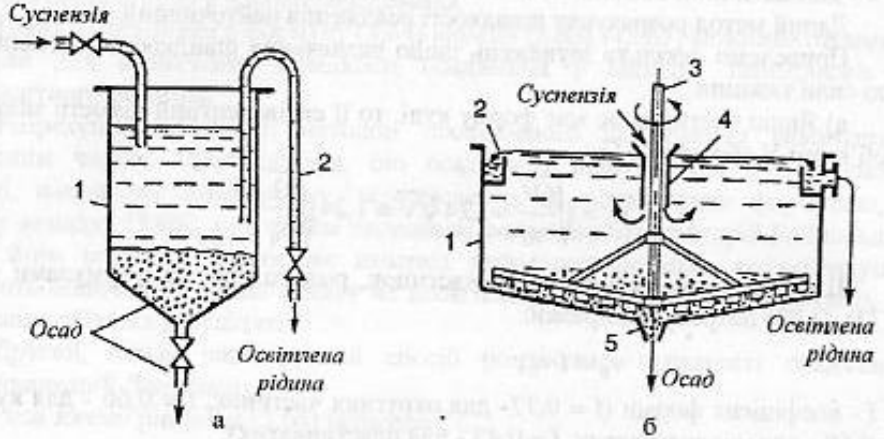


Рис. 3.26. Схеми апаратів для осадження: а) періодичної дії; б) безперервної дії

На рисунку 3.26, б зображено схему одноярусного відстійника безперервної дії з механізованим видаленням осаду. Він представляє 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 патрубка 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.

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 $V_п$ (в м^3/с) буде:

$$V_п = Sh/\tau . \qquad (3.77)$$

Тривалість осадження частинки τ на відстані h

$$\tau = h/v_0,$$

де v_0 – швидкість осадження частинки, м/с.

Підставивши значення τ в рівняння (3.77) одержимо

$$V_п = Sv_0 . \qquad (3.78)$$

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)

$$S = V_п/v_0 . \qquad (3.79)$$

Через масову витрату освітленої рідини $G_п$ (в кг/с) одержимо:

$$S = G_п/(\rho v_0),$$

де ρ - густина освітленої рідини, кг/м^3.

Флотація – процес розділення рідинних неоднорідних систем, обгрунтований 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 пагано змочуваним водою (гідрофобним) частинкам і піднімають їх до поверхні рідини, де вони і виділяються разом з утвореною піною. У той же час добре 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 глютена 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 вища ступінь аерації п, тим вища швидкість флотації. Для утворення бульбашок газу високої дисперсності використовують пневматичний, ежекторний, напірний та електролітичний способи. Для успішного накопичування вилучаємих частинок на вільній поверхні необхідно мати стійкий шар піни. Тому у вихідні суміші додають ще і піноутворювачі, які сприяють утворенню інтенсивної та стійкої піни.

На рисунку 3.27 зображена схема одного із флотаційних апаратів. У апарат, заповнений суспензією, повітря підводиться знизу через розподільні устрої 1 і у вигляді бульбашок барботує через рідину, захоплюючи по дорозі незмочувані частинки. Шар піни 2, що утворюється на поверхні та який вміщує частинки, що виділяються, переливається через бокову 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 соці частинок м'якоті, які вилучаються. Відомо, що вміст осаду в соці при такій обробці 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.

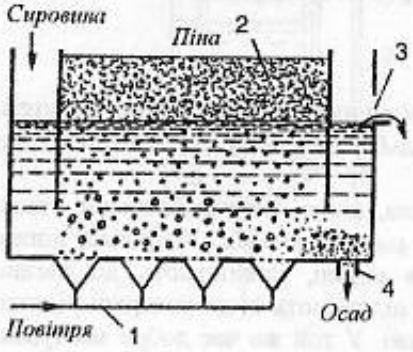


Рис. 3.27. Схема апарата для флотації

Фільтрування – один з самих розповсюджених процесів харчових виробництв. У рафінаційних цехах маргаринових підприємств фільтрують рослинні олії від відбілювальних глин, фільтрують цукрові та вітамінні сиропи, фруктово-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), в другому – осад. Прикладом продуктового фільтрування є розділення дріжджевої та крохмальної суспензій.

У якості фільтрувальних перегородок використовують картон, тканини бавовняні (бельтінг, міткаль й інші), 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, чим фільтрувальні властивості перегородки. У якості допоміжних матеріалів при фільтруванні використовують кістковє і деревне вугілля, діатоміт, перліт, кізельгур, тощо. Їх використовують при безпосередньому введенні 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 володіють адсорбційними властивостями, що широко використовується, наприклад, при освітленні пива в пивоварному виробництві, фруктових соків – в консервному, вина - у виноробстві (докладніше про адсорбційні властивості цих матеріалів читайте в розділі "Адсорбція").

Рушійною силою процеса 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, створюваного насосом або стисненим повітрям;

3) вакуума під фільтрувальною перегородкою;

4) відцентровими силами, що виникають в суспензії, яка знаходиться в обертовій посудині.

На рисунку 3.28 приведені принципові схеми цих способів фільтрування.

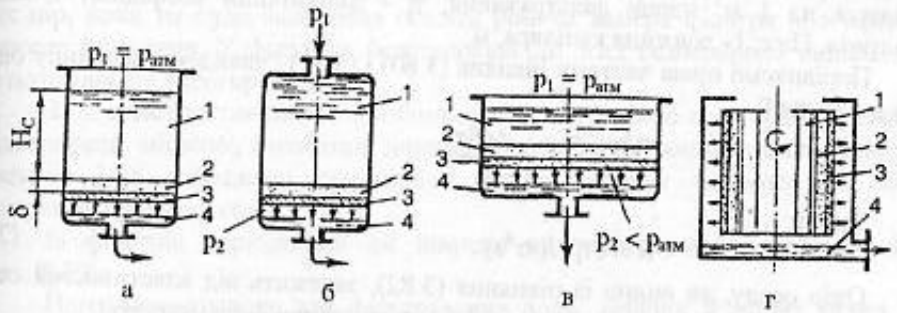


Рис. 3.28. Принципові схеми фільтрів по способу створення рушійної сили:
1 – суспензія, 2 – осад, 3 – фільтрувальна перегородка, 4 – фільтрат.

У процесі фільтрування завислих в рідині чи газі твердих частинок можливо кілька випадків:

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 і швидкості при:

1) постійній швидкості та змінному тиску;

2) постійному тиску і змінній швидкості;

3) змінних тиску і швидкості.

Найбільш широко розповсюджене фільтрування з утворенням шару осаду, яке здійснюється при постійному перепаді 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 оберненo пропорційний опору фільтрування R:

$$V = \Delta p S \tau / R. \qquad (3.80)$$

Крім цього, в даний час доведено, що рух суспензії через пори осаду і фільтрувальної перегородки підчиняється закону руху рідин через капіляри, для якого Пуазейль вивів рівняння

$$V = \pi \Delta p r^4 \tau S z / (8 \eta \ell), \qquad (3.81)$$

де V - об'єм фільтрата, м³; Δp - різниця тисків по обидва боки фільтрувальної перегородки, Па; r - радіус перерізу капіляра, по якому рухається фільтрат, м; τ - час фільтрування, с; S - площа фільтрувальної прегородки, м²; z- кількість капілярів на 1 м² площі фільтрування; η - динамічний коефіцієнт в'язкості фільтрата, Па·с; ℓ- довжина капіляра, м.

Порівняємо праві частини рівнянь (3.80) і (3.81) і знайдемо величину опору фільтрування R

$$\frac{\pi\Delta p r^4 \tau S z}{8\eta\ell} = \frac{\Delta p S \tau}{R}.$$

Звідки:

$$R = 8\eta\ell/(\pi r^4 z). \qquad (3.82)$$

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 і опору фільтрувальної перегородки $R_п$, тобто

$$R = R_0 + R_п. \qquad (3.83)$$

Опір осаду пропорційний його товщині,

$$R_0 = \rho\delta, \qquad (3.84)$$

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 1м². 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

$$R_0 > R_п.$$

У зв'язку з цим величиною $R_п$ в розрахунках часто нехтують, вважаючи, що

$$R = R_0.$$

Швидкість фільтрування $v_ф$ визначається об'ємом фільтрату V, який одержують за одиницю часу τ з одного квадратного метра фільтрувальної перегородки S:

$$v_ф = V/(S\tau). \qquad (3.85)$$

З урахуванням виразу (3.80) одержимо

$$v_ф = \Delta p/R. \qquad (3.86)$$

З рівняння (3.86) слідує, що якщо процес іде при постійному перепаді тисків Δp то у міру накопичення осаду на фільтрувальній перегородці росте опір фільтрування R, а швидкість його зменшується. У зв'язку з цим швидкість процеса нестаціонарного фільтрування слід виразити диференційним рівнянням:

$$dV/Sd\tau = \Delta p/[\eta (R_0 + R_п)]. \qquad (3.87)$$

Величина dV/Sdτ є змінна швидкість фільтрування.

Апарати для фільтрування дисперсних систем називаються фільтрами. По способу ведення процесу фільтри поділяють на фільтри періодичної та безперервної дій. 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 інші фільтри. На рисунку 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 являє собою цінності. У циліндричному корпусі 1 між металевими сітками 2 і 3 знаходиться шар дрібного (внизу) і шар великого (вверху) 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 0,05МПа. Перевага такого фільтра – простота конструкції, висока якість фільтрування.

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 дротяною, керамічною або тканинною фільтрувальною поверхнями. Принцип дії фільтра полягає в тому, що розділяєма суспензія 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

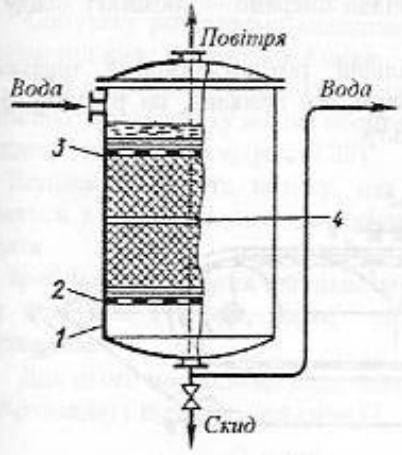


Рис. 3.29. Пісковий фільтр

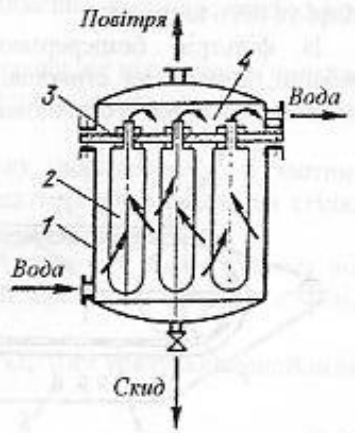


Рис. 3.30. Патронний фільтр

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, створюваним насосом.

Він являє собою набір плит 1 і рам 2 квадратної, прямокутної або круглої форм, які стискуються між собою спеціальним пристроєм – затискувачем (ручним, електричним, гідравлічним). Плити фільтра мають з обох боків рифлену поверхню на яку вкладають фільтровану тканину 3. У зібраному вигляді між двома сусідніми плитами утворюються камери, в яких накопичується осад. У плитах, рамах і листах фільтрувальної тканини маються отвори, які при зборці фільтра утворюють канали для подачі суспензії та промивної рідини, а також для виведення фільтрата і промивного розчину.

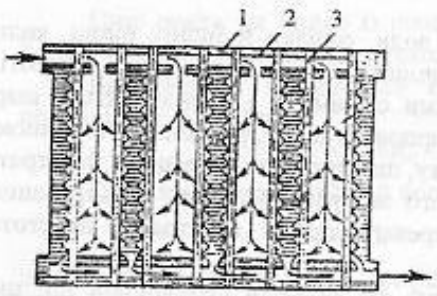


Рис. 3.31. Схема фільтрпреса

При фільтруванні суспензія подається паралельно у всі рами і по каналах в 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 можливо 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 із значними витратами праці та часу (до 30 %) на допоміжні операції – промивку осаду на фільтрі та його вигрузку.

Із фільтрів безперервної дії найбільше розповсюдження одержали барабанні, дискові та стрічкові вакуум-фільтри. Як приклад, на рисунку 3.32 схематично зображено стрічковий вакуум-фільтр.

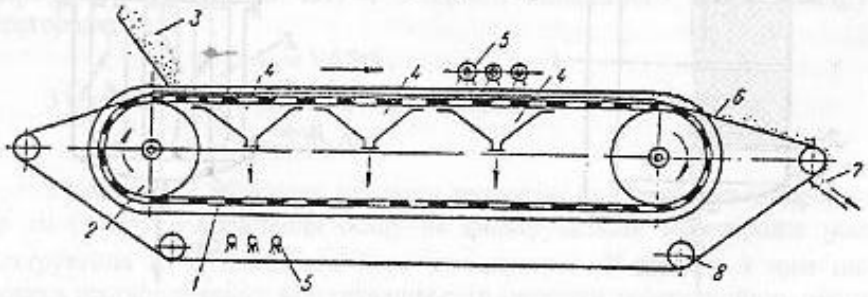


Рис. 3.32. Схема стрічкового вакуум-фільтра

Фільтрувальна поверхня в пьому – це безперервна перфорована стрічка 1, надіта на два барабани 2, що обертаються. Поверх стрічки знаходиться фільтрувальна тканина 6, для натягування якої слугують 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 в 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 в 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. З 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.

При обертовому русі 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 $G_т$ (без урахування підйомних сил Архімеда) і відцентрової сили $G_в$.

$$G_т = mg \,. \qquad (3.88)$$

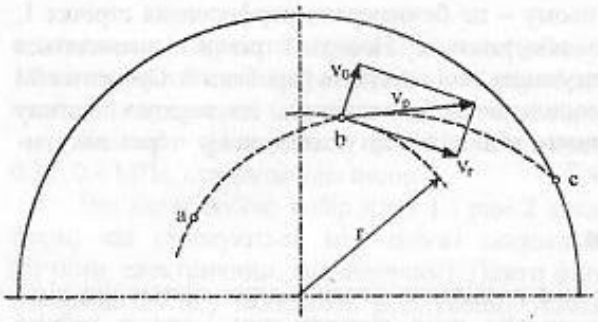


Рис. 3.33. Схема осадження під дією відцентрової сили

$$G_в = ma = m\omega^2 r = mv^2/r, \quad (3.89)$$

де m – маса частинки, кг; g – прискорення вільного падання, м/с^2; a – відцентрове прискорення, м/с^2; 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

$$\frac{G_в}{G_т} = \frac{mv^2}{r\,mg} = \frac{v^2}{rg} = \frac{\omega^2 r}{g}. \quad (3.90)$$

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 установ.

Записавши кутову швидкість у виразі (3.91) через частоту обертання $\omega = 2\pi n$ і поклавши $\pi^2 \approx g$, отримуємо

$$Fr = \omega^2 r/g = 4\pi^2 n^2 r/g \approx 4n^2 r. \quad (3.92)$$

З виразу (3.92) випливає, що ефективність розділення у відцентрових пристроях можливо підвищити за рахунок збільшення n або r. Враховуючи, що в (3.92) частота обертання має другу ступінь, то при розрахунках барабанів центрифуг і сепараторів з високою ефективністю розділення збільшують частоту їх обертання, зменшуючи радіус, що робить апарат більш компактним і надійним.

Швидкість осадження в полі відцентрових сил 8 можна розрахувати за рівнянням (3.64) для визначення швидкості осадження під дією сили тяжіння з урахуванням фактора розділення

$$v_в = v_0 Fr. \quad (3.93)$$

Так, наприклад, при ламінарному режимі осадження у відцентрових пристроях швидкість осадження визначають за рівнянням Стокса (3.69) з урахуванням фактора розділення, тобто

$$v_в = \frac{gd^2(\rho_ч - \rho_с)}{18\eta} \cdot \frac{\omega^2 r}{g} = \frac{d^2\omega^2 r(\rho_ч - \rho_с)}{18\eta}. \quad (3.94)$$

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.

$$v_в = dr/d\tau, \quad (3.95)$$

де τ – час осадження, с; r – радіус обертання частинок, м.

Підставивши $v_в$ 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 в полі відцентрових сил при ламінарному русі

$$\tau_0 = \frac{18\eta}{d^2\omega^2(\rho_ч - \rho_с)}\int_{r_1}^{r_2}\frac{dr}{r} = \frac{18\eta}{d^2\omega^2(\rho_ч - \rho_с)}\ln\frac{r_2}{r_1}. \quad (3.96)$$

Відзначимо, що тривалість осідання τ_0 повинна бути меншою, або в крайньому випадку рівною 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, г). При цьому рідина проходить крізь фільтрувальну перегородку, а тверді частинки затримуються перегородкою, утворюючи шар осаду.

Для відцентрового фільтрування застосовані приведені вище закономірності кінетики фільтрування при Δp = const. У даному випадку 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

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

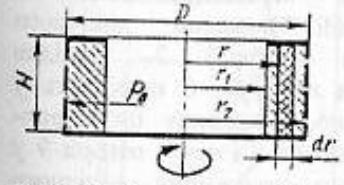


Рис. 3.34. Визначення рушійної сили відцентрового фільтрування

Елементарна відцентрова сила, що діє на цю масу, за рівнянням (3.89) дорівнює

$$dG_в = dm\omega^2 r = 2\pi r^2 H\rho\omega^2 dr.$$

Елементарний тиск цього шару на поверхню фільтрування визначається, якщо поділити елементарну силу на бічну поверхню циліндра $S = 2\pi rH$.

$$dp = dG_в/S = \rho\omega^2 r dr.$$

Проінтегруємо ліву частину цього рівняння від 0 до p, праву частину – від r_1 до r_2 і знайдемо тиск $\Delta p_в$ (в Па), який діє на стінку барабана центрифуги

$$\Delta p_в = \int_{r_1}^{r_2}\rho\omega^2 r dr = \rho\omega^2\cdot\left(r_2^2 - r_1^2\right)/2. \quad (3.97)$$

Тоді швидкість відцентрового фільтрування відповідно до основного рівняння фільтрування (3.87) запишеться так:

$$v_ф = dV/(Sd\tau) = \Delta p_в/[\eta(R_0 + R_п)] . \quad (3.98)$$

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; по інтенсивності відцентрового поля (яке характеризується фактором розділення) – нормальні центрифуги з Fr = < 3500 і надцентрифуги з Fr > 3500; за розміщенням вала – горизонтальні, похилі та вертикальні; по вивантаженню 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 фільтрувального типів в основному відрізняються лише будовою барабана (суцільний або перфорований).

На рисунку 3.35 зображена схема безперервно діючої відстійної центрифуги з шнековим вивантаженням осаду, яка застосовується в крохмало-паточному виробництві для розділення крохмального молока.

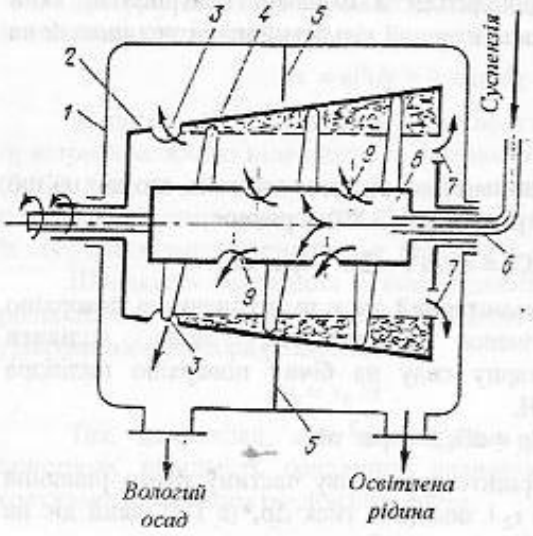


Рис. 3.35. Схема відстійної центрифуги безперервної дії

Вона складається з двох барабанів, які обертаються з різними коловими 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, проясняються по шляху і зливається крізь вікна 7, відстань яких від осі барабана визначає товщину кільця рідини. Під цією відцентровою силою осад (зерна крохмалю) 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.

У автоматично діючій фільтруючій центрифузі, схема якої приведена на рисунку 3.36, осад на ходу зрізається з фільтруючої перегородки ножем 1, падає на площину 2 і вивантажується з центрифуги. Очищена рідина через пори перегородки відкидається в збірник фільтрата. Ці центрифуги бувають вертикальні та горизонтальні.

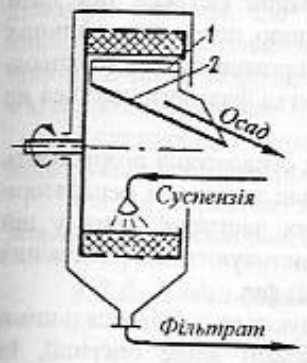


Рис. 3.36. Схема фільтрувальної центрифуги з ножовим зніманням осаду

До відстійних надцентрифуг безперервної дії відносяться сепаратори, які призначені для розділення емульсій та тонкодисперсних малоконцентрованих суспензій.

Сепаратори широко використовуються для виділення вершків з молока, дріжджів із дріжджового молока, освітлення пива, виноматеріалів тощо. У промисловості знаходять використання два типи сепараторів: камерні та тарілчасті. На рисунку 3.37, а представлена схема 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

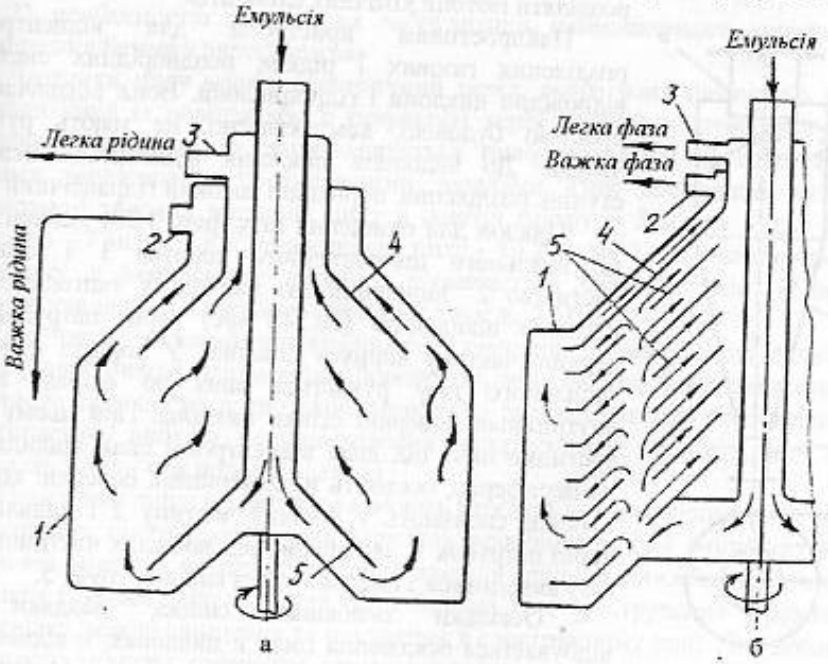


Рис. 3.37. Схема камерного (а) і тарілчастого (б) сепараторів

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 рядом встановлених одна над одною конічними вставками - тарілками 5, відстань між якими дуже незначна (0,4...1,5мм). Пакет конічних тарілок виконує роль відстійних поверхонь, на яких відбувається розшарування емульсії під дією відцентрової сили. Важка фаза відкидається на внутрішню поверхню конічних тарілок, переміщується в периферійну частину ротора, проходить над верхньою конічною перегородкою 4 і відводиться крізь отвір 2. Легка фаза витісняється до центра ротора і відводиться через канал 3.

За технологічним призначенням серед тарілчастих сепараторів розрізняють прояснювальні, роздільні та згущувальні. Прояснювальні 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 м^3 в годину. Фактор розділення складає 6000...9000. Такі сепаратори мають барабани, частота обертання яких складає до 19000 1/хв. Широко використовуються ультрацентрифуги, ротор яких здійснює 100 і більше тисяч об/хв. Такі високі швидкості дозволяють осаджувати із рідини бактерії (бактофуги), пастеризувати і стерилізувати молоко та інші продукти і навіть розділяти ізотопи хімічних елементів.

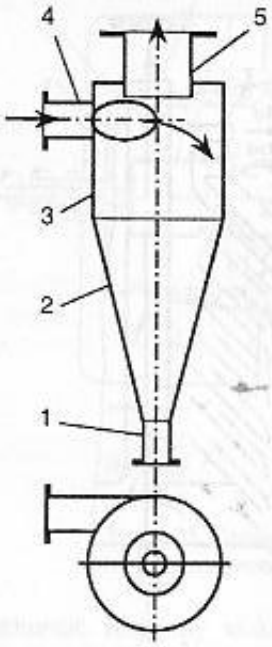


Рис. 3.38. Схема циклона

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 невисока ступінь розділення, порівняно високий гідравлічний опір.

Циклон для очищення газу (рис. 3.38) складається з вертикального циліндричного корпуса 3 з конічною частиною 2. Запилений газ надходить тангенціально з великою швидкістю (10...40 м/с) через патрубок 4 у верхню частину корпуса 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 корпуса, 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 процеса 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, в наслідок чого збільшується витрата енергії на очистку газа. Інтенсифікація циклонного процесу може бути досягнена за рахунок зменшення діаметра циклона. По цьому принципу замість циклона великого діаметра використовують кілька циклонних елементів меншого діаметра, які вставлено в одному корпусі та працюють паралельно. Такі циклони називають батарейними, або мультициклонами.

Конструкція гідроциклона мало чим відрізняється від розглянутої конструкції циклона для очищення газу.

Теорія розрахунку циклонів складна. На практиці використовують спрощені розрахунки, які основані на емпіричних залежностях.

3.3.6. Поділ газових неоднорідних систем

Процеси подрібнення харчової сировини (цукру, борошна), сортування, сушіння та транспортування сипких матеріалів здебільшого супроводжуються пилоутворенням. Пил являє собою суміш газа 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 заряжаються протилежними зарядами. При досягненні визначеної концентрації твердих частинок пилу в повітрі (цукру – 5 мг на 1 дм^3 повітря, крохмалю – 7 мг на 1 дм^3, пшеничного пилу - 10,2 мг на 1 дм^3) можливий вибух, при якому 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. Всі 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 потока використовуються і комбінації цих способів.

Ефективність апаратів для очищення газів оцінюється ступенем очистки

$$\eta = (V_1 x_1 - V_2 x_2)\, 100 / V_1 x_1 \,\%, \qquad (3.99)$$

де V_1 і V_2 – об'ємні витрати відповідно запиленого і очищеного газу, $м^3/с$; x_1 і x_2 – концентрація завислих частинок відповідно в запиленому і очищеному газі, $кг/м^3$.

Якщо $V_1=V_2$, то $\eta=(x_1-x_2)100/x_1$ %.

У якості прикладу відстійника для пилу на рисунку 3.39 приведено відстійний газохід, в якому може бути здійснене очищення повітря, яке виходить, наприклад, із приміщення кондитерської фабрики, де проводиться подрібнення цукру в цукрову пудру.

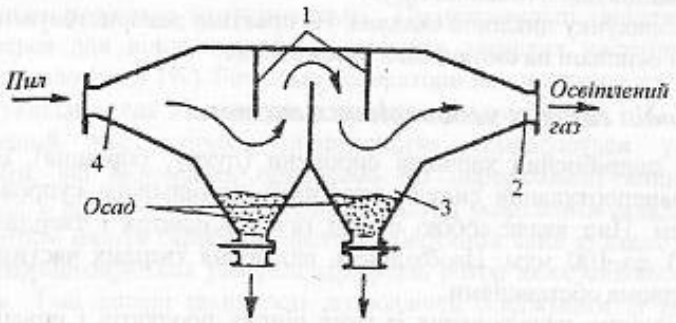


Рис. 3.39. Схема відстійного газоходу

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 при ступені очистки біля 60 %.

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 можливо виділити тверді частинки розміром не нижче 5...10 мкм, тому вони не можуть бути використані в установках для кондиціювання. Ступінь очистки повітря від пилу в циклонах для частинок діаметром 5 мкм складає 30...85 %. Ступінь 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 рисунку 3.40.

Він представляє 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 при менших витратах 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. 3.41).

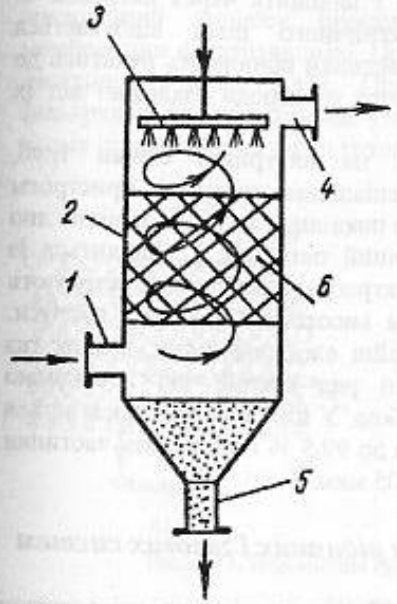


Рис. 3.40. Схема насадочного скрубера

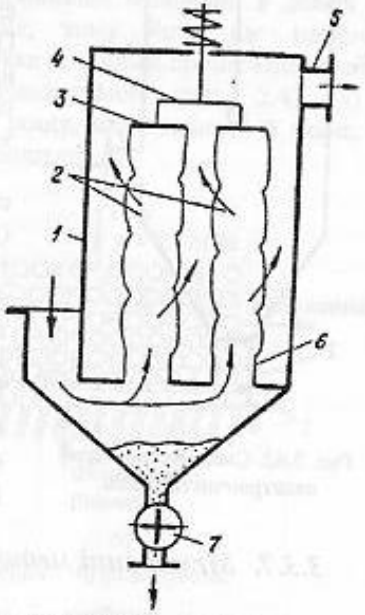


Рис. 3.41. Рукавний фільтр

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 гратах 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 висока – досягає 98...99 %.

Сутність роботи устроїв для осадження під дією електростатичного поля (рис. 3.42) полягає в наступному.

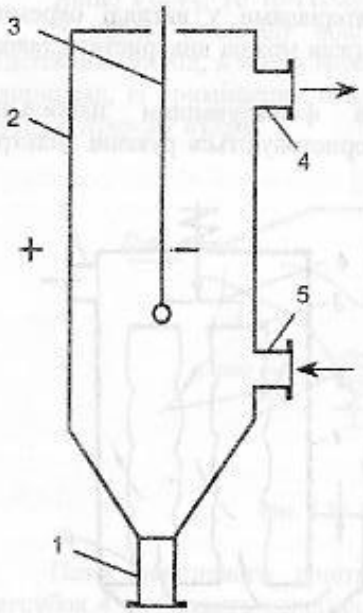


Рис. 3.42. Схема устрою для електроочистки газів

Фільтрувальна камера має два електрода (трубчасті чи пластинчасті). Як осаджувальний електрод на рисунку 3.42 використана кругла металева труба – корпус 2, а коронуючим електродом служить дріт 3, натянутий по осі труби. Газ, який підлягає очищенню, входить в апарат через патрубок 5, проходить вгору через електричне поле і виходить через патрубок 4. Під дією електричного поля відбувається іонізація газа і частинки починають рухатись до одного або другого електрода залежно від їх заряда.

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 ряд секцій, які послідовно з'єднані між собою. У цих апаратах досягається ступінь 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 основані на застосуванні напівпроникних мембран, відіграють важливу роль в багатьох галузях народного господарства – хімічній, фармацевтичній, мікробіологічній, целюлозно-паперовій, атомній та інших. У харчовій технології вони отримали широке застосування при концентруванні натуральних фруктових і овочевих соків, сиропів, екстрактів, різноманітних бульйонів, білків (наприклад, курячого яйця, желатину), молока і молочних продуктів, пастерізації 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 при зберіганні сільськогосподарської продукції), одержання збагаченого киснем (до 40 %) повітря (яке використовується в паливних процесах), виділення гелію і сірчаного

газу із природного газу, концентрування водня 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 м^3 води способом випарювання і подальшої конденсації пари (перегонкою) потрібно 230,4 МДж, способом заморожування – 28,4 МДж, а зворотним осмосом – всього 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. 3.43). При простому фільтруванні (рис. 3.43, а) на фільтрувальній перегородці утворюється шар осаду, який забиває її пори; при цьому продуктивність фільтрування з часом зменшується.

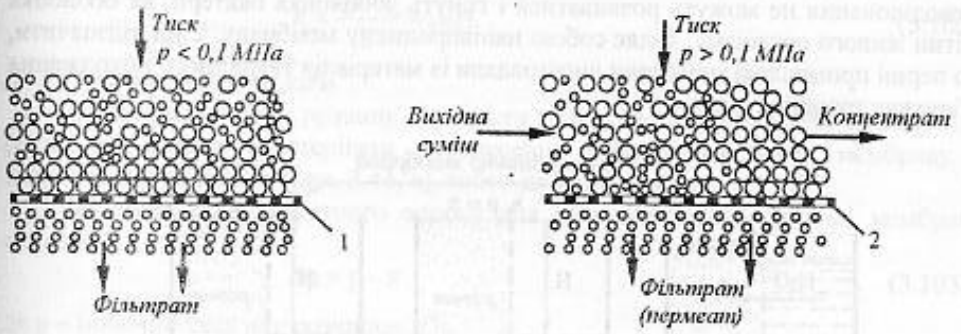


Рис. 3.43. Порівняння простого (а) і мембранного (б) фільтрувань:

1 – фільтрувальна перегородка; 2 – мембрана

При мембранному процесі (рис. 3.43, 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 (в 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, ефективно працюючого теоретично необмежений час, тобто в створенні "вічного фільтра" на молекулярному рівні.

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. 3.44, а).

Для кращого розуміння явища осмосу відзначимо, що воно лежить в основі багатьох життєвих процесів. Осмос сприяє обміну речовин в живих організмах, широко використовується в багатьох галузях харчової промисловості та громадському харчуванні. 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 сахару, 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 пухирів, тощо.

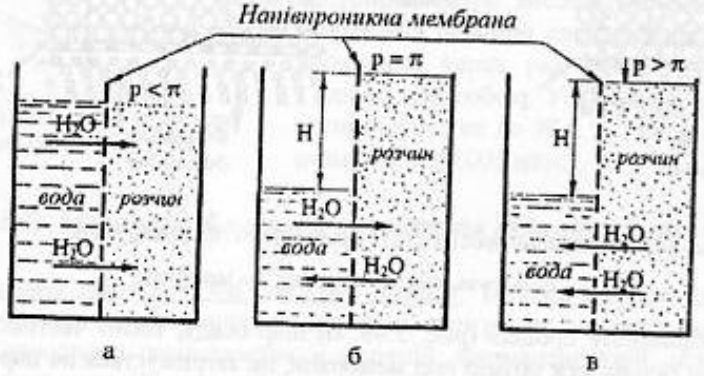


Рис. 3.44. Схема розділення розчинів зворотним осмосом

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 компоненту, визначається рівнянням Вант-Гоффа

$$\pi = \frac{iRTx}{M}, \qquad (3.100)$$

де i = 1+α - коефіцієнт Вант-Гоффа; α - ступінь дисоціації розчиненої речовини; R – газова стала; T - температура розчину, К; x - концентрація розчиненої речовини, кг/м^3; M – маса одного моля розчиненої речовини, кг/моль.

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 солей 35 % - 2,45 МПа.

Створивши над розчином тиск, що дорівнює осмотичному (рис. 3.44, б), осмос припиняється і настає стан рівноваги (p = π). При цьому величину осмотичного тиску можна визначити за формулою

$$\pi = \frac{P}{S}, \qquad (3.101)$$

де P- сила гідростатичного тиску, який створюється стовпом рідини висотою H, Па; S – площа перерізу стовпа рідини, м^2.

Отже із (3.101) можна отримати

$$\pi = \frac{\varrho HSg}{S} = \varrho gH, \qquad (3.102)$$

де ρ - густина розчину, кг/м^3.

Якщо тепер з боку розчину прикласти тиск p, який перебільшує осмотичний (p>π), то можна спостерігати перенесення розчинника через мембрану в зворотньому напрямку (рис. 3.44, в), тобто зворотний осмос.

Рушійна сила зворотного осмосу для ідеально напівпроникної мембрани складає

$$\Delta p = p - \pi, \qquad (3.103)$$

де p – робочий тиск над розчином, Па.

При зворотному осмосі робочий тиск повинен в 2...3 рази перевищувати осмотичний. Як виходить із попередніх викладок, цей тиск тим більший, чим вища концентрація розчину.

Як вже було відзначено розрізняють три види баромембранних процессів: зворотний осмос, ультрафільтрацію і мікрофільтрацію. Умовна класифікація мембранних процесів на основі середнього розміру пор мембран та робочого тиску приведена на рисунку 3.45.

Процеси на напівпроникних перегородках з 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 кліток (наприклад, дріжджові клітини продуктів бродіння). Мікрофільтрацію проводять при дуже малих робочих тисках (порядку десятих і навіть сотих долей МПа).

Процеси ультрафільтрації виконують на мембранах із середнім діаметром пор від 0,01 до 0,1 мкм. При ультрафільтрації розділяють розчини, які вміщують

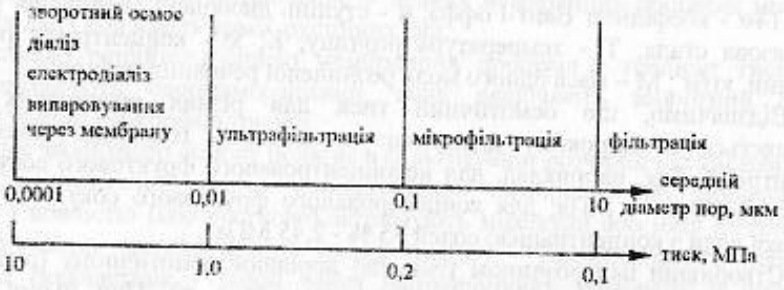


Рис. 3.45. Умовна класифікація мембранних процесів

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 долей МПа) при розрахунку рушійної сили процесу ультрафільтрації ним можна знехтувати. Тому ультрафільтрацію проводять при порівняно невеликих тисках (0,2...1 МПа).

При зворотному осмосі через мембрану проходять частинки розчинника, а затримуються частини низько-та високомолекулярних речовин із розмірами, меншими за 0,01 мкм.

Приведені на рисунку 3.45 границі розмірів пор і тисків в дійсності дуже умовні, оскільки характер процесу в визначній мірі залежить і від інших факторів. Крім того, деякі різні за своєю природою процеси виконуються на мембранах з 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.

Приведемо стислу інформацію про дифузійно-мембранні процеси, які зумовлені градієнтами концентрації чи тиску по товщині пористих або непористих мембран на основі полімерів чи матеріалів з 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 іншої сторони мембрани у вакуум або потік інертного газу.

Діаліз – процес самодовільного розділу молекул або іонів високомолекулярних і низькомолекулярних речовин при допомозі напівпропикних 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 вилучаємого електроліту переміщуються до відповідних електродів, проникаючи при цьому через іонообмінні мембрани.

Незважаючи на численні роботи в області мембранних процесів, до цього часу немає точної всеоб'ємної 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 досить малі для того, щоб пропускати молекули чи іони розчинених речовин. Теорія молекулярної дифузії основана на неоднаковій розчинності і на розрізності (відмінності) коефіцієнтів дифузії поділяємих компонентів 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 притягання).

Мембрани. У перекладі з латині слово "мембрана" значить тонка плівка, шкірочка, перегородка. Мембранами можуть служити полімерні плівки (поліетиленові, целофанові, фторопластові, поліпропиленові 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:

$$G = \frac{V}{S\tau}, \qquad (3.104)$$

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 $м^3/(м^2с)$ або $кг/(м^2с)$.

Селективність мембран – це їх вибірна здатність пропускати ті чи інші речовини; чим вона вища, тим ефективніший процес розділення.

Селективність мембран визначається формулою

$$\varphi = \frac{C_1 - C_2}{C_1} \cdot 100 = \left(1 - \frac{C_2}{C_1}\right) \cdot 100\,\%, \qquad (3.105)$$

де C_1 і C_2 – концентрації речовини в вихідній суміші та фільтраті відповідно, $кг/м^3$ або $моль/м^3$.

Селективність залежить від цілого ряду факторів: характеру взаємодії розділяємих речовин з матеріалом мембрани, розміру мембранних пор, способів проведення процесу тощо.

Для всіх мембранних процесів характерне накопичування біля поверхні мембрани частинок (молекул) речовини, 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 вищеприведеним 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 вимиванням 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 вибраній 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 інші.

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 факторами, 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 розділяємої суміші.

Проникність мембрани (швидкість розділення) з підвищенням робочого тиску (рис. 3.46, крива 1) збільшується лінійно до визначеної величини, а з

подальшим підвищенням збільшується незначно. Це пояснюється тим, що при підвищеному тиску на мембрані стискується (пресується) осадочний шар, внаслідок чого збільшується його опір.

Збільшення швидкості мембранного процесу із збільшенням швидкості потоку (рис. 3.46, крива 2) пояснюється тим, що при збільшенні швидкості та тим самим турбулентності з осадочного шару вилучається більше матеріалу, зменшуються опір фільтруванню і концентраційна поляризація. Крім цього, внаслідок збільшеної напруги тертя в пограничному шарі осадочний 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. 3.46, крива 3). У багатьох випадках (найчастіше всього – внаслідок термочутливості білків) вказується верхня межа температури (вважається оптимальною температура 50...55°С).

На проникність мембрани великий вплив виявляє концентрація розчинених речовин (рис. 3.46, крива 4). Із збільшенням концентрації збільшується в'язкість та осмотичний тиск розчину, що веде до зниження проникності мембрани. При цьому важливу роль відіграє величина pH-розчину. Чим ближче pH до ізоелектричної точки білків, тим гірше їх розчинність і тим інтенсивніше утворення осадочного шару.

Розглядаючи залежність проникності мембранного фільтрування від її тривалості (рис. 3.46, крива 5) треба відмітити наступне. Як і при простому фільтруванні внаслідок утворення осадочного шару в мембранних установках проникність мембран також зменшується при однакових виробничих умовах, але за більший проміжок часу, ніж у звичайних фільтрів. Зменшенню проникності сприяє також концентраційна поляризація та гелеутворення на мембрані.

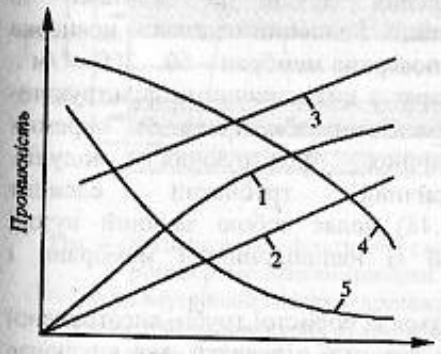


Рис. 3.46. Залежність проникності мембран від основних параметрів процесу

Верхня границя концентрації розчиненої речовини при мембранному концентруванні визначається вищевикладеними умовами процесу; найчастіше – моментом, коли проникність стає дуже низькою через ріст в'язкості розчину.

Устрій мембранних апаратів.

Апарати для проведення процесів зворотного осмосу і ультрафільтрації аналогічні, в 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 розподілятись над мембраною і мати достатньо високу швидкість течії для зменшення шкідливого впливу концентраційної поляризації; при цьому перепад тиску в апараті повинен бути по можливості 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 при необхідності швидко замінити елемент при виході його із ладу без зупинки всієї установки.

Розглянемо найпростіші схеми мембранних установок. У модулі з плоским розташуванням мембрани (рис. 3.47) вихідний розчин надходить у внутрішню порожнину установки, де розміщена напівпроникна мембрана 4 на підкладці 5.

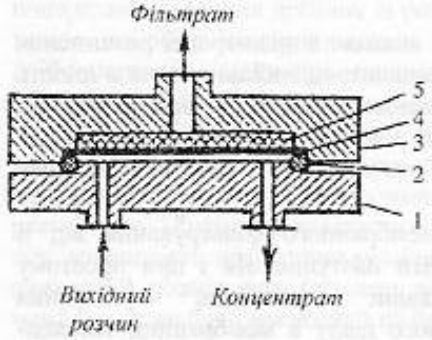


Рис. 3.47. Схема установки для мембранного розділення рідинних систем з плоским розташуванням мембран: 1 – нижня основа; 2 – герметична прокладка; 3 – верхня основа; 4 – напівпроникна мембрана; 5 – підкладка

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…300 м^2/м^3.

Апарат з циліндричними фільтруючими елементами збирається із окремих циліндричних фільтруючих модулів. Циліндричний трубчатий елемент (рис. 3.48) являє собою змінний вузол, зібраний із напівпроникної мембрани і дренажного каркасу.

Дренажний каркас в свою чергу складається із пористої 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 (рис. 3.48, а), на зовнішній (рис. 3.48, б) і з комбінованим розміщенням мембрани (рис. 3.48, в). Безсумнівні переваги за трубчатим елементом з внутрішньою мембраною, тому що він не має додаткової металічної труби. Недоліки апаратів з трубчатими елементами – складність монтажу і порівняно невисока питома поверхня мембран – 60…200 м^2/м^3.

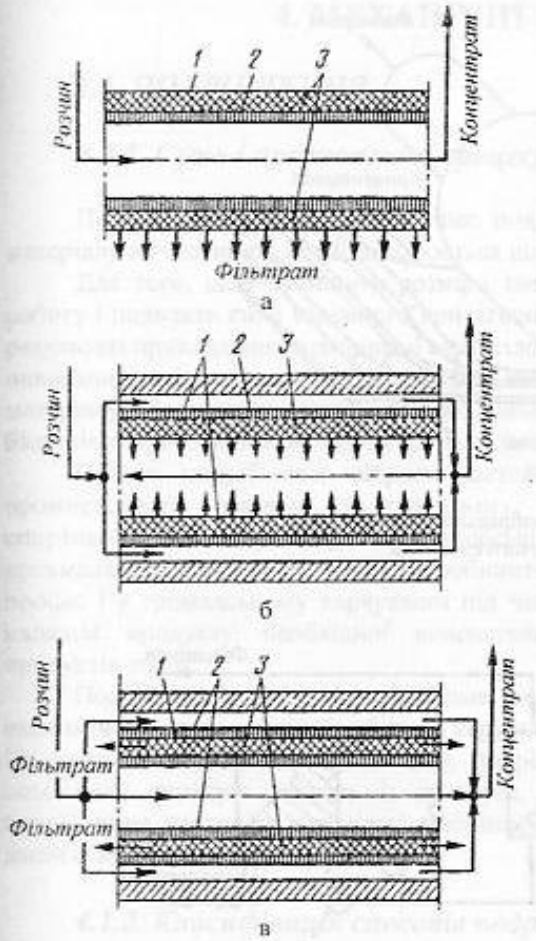


Рис. 3.48. Циліндричні фільтруючі елементи з різним розміщенням мембран: а) на внутрішній поверхні дренажного каркаса; б) на зовнішній; в) комбіновано; 1 – труба; 2 – мембрана; 3 – підкладка

Апарати зі спіральними фільтруючими елементами (питома поверхня мембран – 300…800 м^2/м^3) виконуються у вигляді труби, в яку послідовно вставлено декілька рулонних елементів. Спіральний рулонний елемент (рис. 3.49) складається із накрученого на відводящу трубу 1 пакета із двох мембран 2 і підклад-ки 3. Для створення міжмембран-ного простору між мембранами встановлюється сітка-сепаратор 4.

Розроблено цілий ряд конструкцій апаратів з мембранами у вигляді порожнистих волокон. Вони мають дуже високу питому поверхню рівну 20000… 30000 м^2/м^3. Порожнисті волокна витримують робочий тиск 10 і більше МПа.

Всі розглянуті вище типи мембранних апаратів можуть експлуатуватись як періодичної дії так і безперервної. Принципова схема двоступінчатої установки безперервної дії приведена на рисунку 3.50. При цьому на різних ступінях можуть бути різні типи модулів, оптимально відповідаючі в'язкості та концентрації продукту.

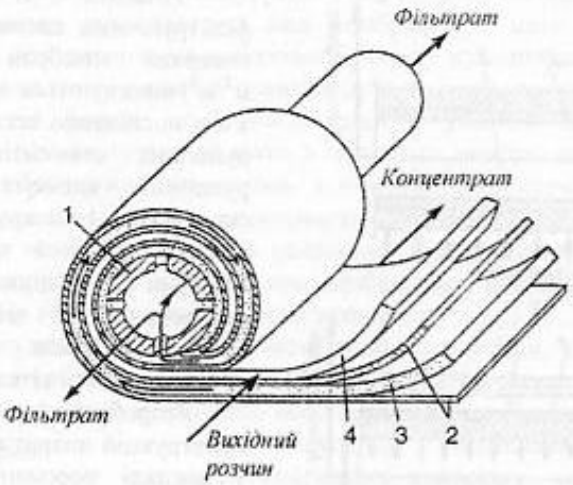


Рис. 3.49. Схема спірального рулонного фільтруючого елемента

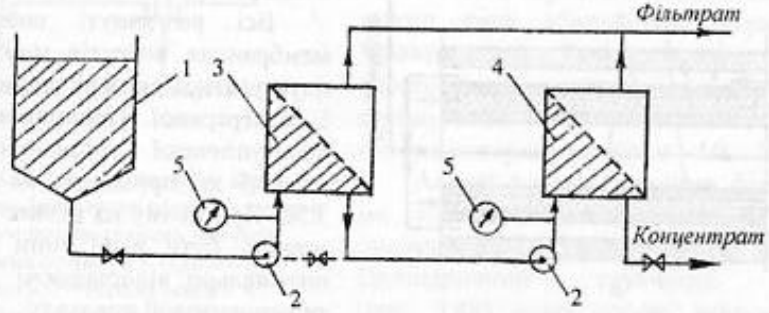


Рис. 3.50. Принципова схема двоступінчатої мембранної установки безперервної дії: 1 – вихідна ємність; 2 – насос; 3 – мембранний модуль першого ступеня; 4 – мембранний модуль другого ступеня; 5 – манометр

4. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

4.1. ПОДРІБНЕННЯ

4.1.1. Суть 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 громадському харчуванні 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: лінійну ступінь дробіння

$$i = D/d\,, \tag{4.1}$$

та об'ємну

$$i_{об} = D^3/d^3\,. \tag{4.2}$$

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	1500...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 1000

На практиці часто дрібне, тонке і 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 рисунку 4.1 схематично показано напрямки зусиль на матеріал у випадку використання того чи іншого способу подрібнення.

Приведемо стислу характеристику способів подрібнення. Під час роздавлювання (рис. 4.1, а) під дією навантаження, створюваного силою Р на нажимну 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 Р. Спосіб розколювання досконаліший порівняно з роздавлюванням, оскільки дає можливість регулювати розмір одержуваних частинок.

Процес розламування (рис. 4.1, в) здійснюється під впливом згинальних сил Р.

Під час розтирання (рис. 4.1, г) тіло подрібнюється під впливом стискальних, розтягувальних і зрізувальних сил. Утворюється дрібний порошкоподібний продукт. Процес використовується у тонкому і 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.

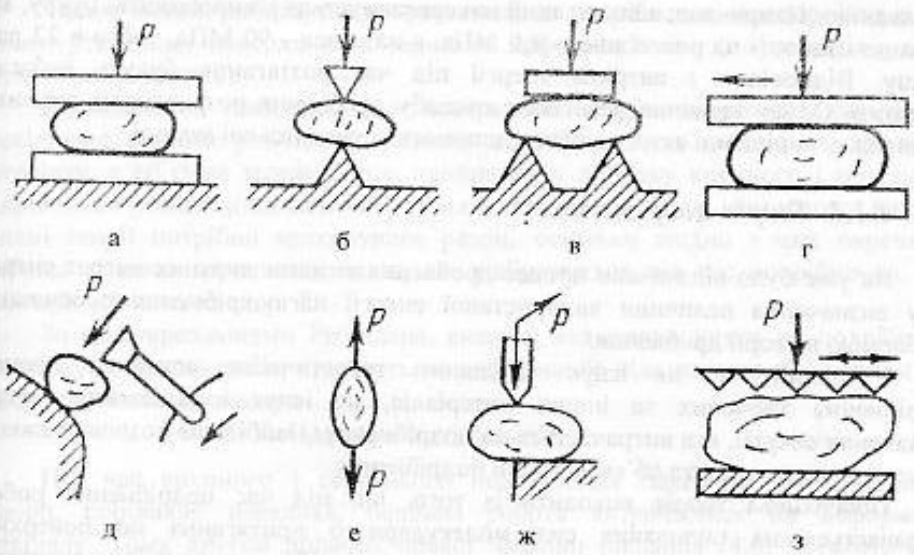


Рис. 4.1. Способи механічного подрібнення матеріалів

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.

Процес різання (рис. 4.1, ж) здійснюється ножами, під дією яких створюється зусилля Р, 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 пил, зубці яких являють собою ножі. Вплив пил здійснюється шляхом натискання її на подрібнюваний матеріал, а також переміщення пил 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.

Вчені-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. Однак 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 поверхням 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 випливає наступна математична залежність, відбиваюча пропорційність витраченої роботи величині утвореній поверхні матеріалу під час подрібнення

$$A_1 = k_1 \Delta S, \qquad (4.3)$$

де A_1 - корисна робота подрібнення (по поверхневій теорії); 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 межової руйнівної деформації. Звідси виходить, що робота, необхідна для подрібнення, пропорційна зменшенню об`єму шматків матеріалу перед їх руйнуванням. Математична залежність, яка відображає це твердження, має вигляд

$$A_2 = k_2 \Delta V, \qquad (4.4)$$

де A_2 - корисна робота подрібнення (по об`ємній теорії); $\Delta V$ - різність об`ємів вихідного і подрібненого матеріалу; k_2 - коефіцієнт пропорційності.

За теорією пружності роботу деформації матеріалу можна визначити із співвідношення

$$A_2 = (\sigma^2 \Delta V)/2E, \qquad (4.5)$$

де σ - руйнівне напруження (межа міцності), Н/м^2; E - модуль пружності, Н/м^2; ΔV - зменшення об`єму шматків матеріалу в результаті їх деформації перед руйнуванням, м^3.

Таким чином, робота, що витрачається на подрібнення, пропорційна площі наново утворених поверхонь та величині деформації тіла (деформація - зміна форми і 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 і 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

$$A = A_1 + A_2 = k_1 \Delta S + k_2 \Delta V. \qquad (4.6)$$

Під час крупного і 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 просто пропорційна об`єму твердого тіла, оскільки зміна об'єму 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 подрібнювання поділяються на дробарки та млини. Дробарки використовуються для крупного і середнього дроблення, млини - для дрібного, тонкого і колоїдного дроблення.

Основні машини для подрібнення, залежно від конструктивних особливостей, поділяються на такі типи: дробарки щокові, конусні, валкові, молоткові, барабанні; бігуни та кульові, стрижневі, вібраційні, колоїдні млини тощо.

Різальні машини бувають дискові, пластинчаті, роторні, відцентрові різаки, 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 дроблення; можливість легкої заміни швидко зношуваних деталей; невелика витрата енергії на подрібнення одиниці продукції; необхідність мати запасні частини, які під час деформації або виходу із ладу запобігали б аварії всієї машини.

Під час вибору машини для подрібнювання необхідно керуватись правилом, згідно з яким процес проводять тільки в тих машинах, які можуть забезпечити необхідний ступінь дроблення продукту. Коли необхідно досягнути великого ступеню дроблення матеріалу, який має значні вихідні розміри, процес рекомендується проводити послідовно у декількох машинах. При цьому вибирають найбільш придатні апарати з основних трьох груп машин для подрібнення: для крупного, середнього і дрібного дроблення, тонкого і колоїдного помелу.

Крупне подрібнення в харчових виробництвах знаходить обмежене розповсюдження. До машин, які здійснюють таке подрібнення, відносяться щокова і конусна дробарки. На рисунку 4.2 приведено схему щокової дробарки, яка використовується для дроблення вапнякового каменю у цукробуряковому виробництві (вапно очищає цукровий сік від пігментів і небажаних домішок).

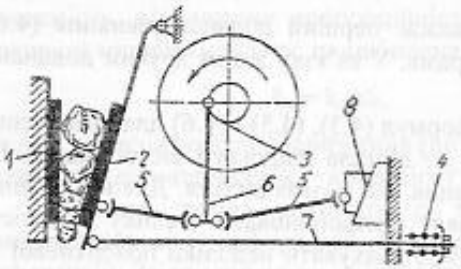
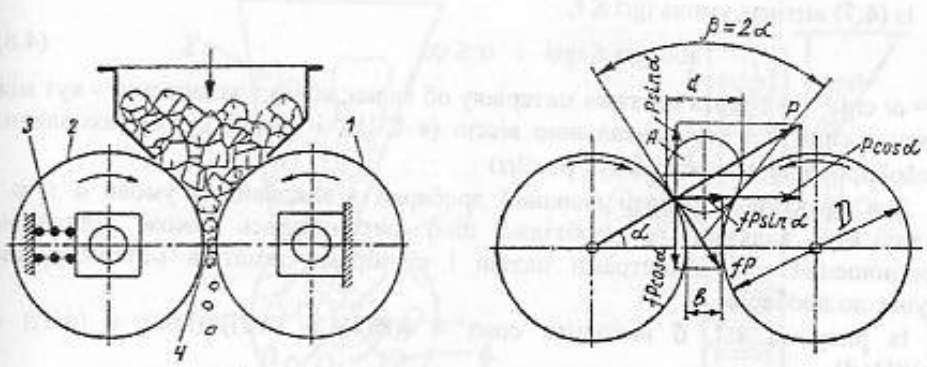


Рис. 4.2. Схема щокової дробарки

Робочими елементами щокових дробарок є дві щоки: нерухома 1 і рухома 2, яка здійснює зворотно-поступальний рух. Матеріал подрібнюється у просторі між щоками, 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 рухому щоку через розпірні плити (запобіжна частина дробарки) 5, шатун 6, з`єднаний з ексцентриковим валом 3. Тяга 7 і пружина 4 створюють натяг у рухомій системі та сприяють холостому ходу рухомої щоки. Ширину випускної щілини регулюють устроєм із двох клинів 8.

До найпоширеніших у харчовій промисловості дробарок давильної дії належать валкові дробарки. Їх використовують для середнього і 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.д. Робочою частиною валкових дробарок є горизонтальні валки, кількість яких може бути різною; найчастіше дробарки мають пару валків. Циліндрична поверхня валків може бути гладкою, зубчатою, ребристою або рифленою. Схему валкової дробарки зображено на рисунку 4.3.



а

Рис. 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 захоплений ними матеріал попадає у вузький проміжок (зазор) 4 і роздавлюється. Якщо швидкість обертання валків різна (при співвідношенні 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 крупності 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...1000 мм.

Розглянемо розрахунок основних конструктивних параметрів робочих органів валкових устроїв. Щоб матеріал А 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 Р, яка обумовлена його тяжінням; з боку валка відповідно діє на шматок така ж сила Р. Вертикальний доданок цієї сили $P \cdot \sin\alpha$ виштовхує шматок наверх. Така ж сила буде діяти і з боку другого валка; отже, виштовхувальні сили будуть рівні $2P\sin\alpha$. Горизонтальні доданки цієї сили $P\cos\alpha$ від обох валків врівноважуються. Сила тертя між валками і матеріалом рівна fP, де f - коефіцієнт тертя. Вертикальна проекція сил тертя від обох валків буде $2f\,P\cos\alpha$; ця сила направлена вниз і затягує шматки матеріалу в щілину між валками. Для того, щоб шматок матеріалу захоплювався валками, необхідно виконати умову:

$$2P\sin\alpha \le 2f\,P\cos\alpha \qquad (4.7)$$

Із (4.7) витікає умова $tg\alpha \le f$,

$$\text{або } tg\alpha \le tg\varphi \quad і \quad \alpha \le \varphi, \tag{4.8}$$

де $\varphi = ar\,ctg\,f$ - кут тертя шматків матеріалу об валки; α - кут захоплення - кут між напрямом сили P і горизонтальною віссю (в США і Англії кутом захоплення валкової дробарки називають кут $\beta = 2\alpha$)

Для ефективної роботи валкової дробарки з виконанням умови $\alpha \le \varphi$ і відстані між валками b, необхідно щоб виконувалось також відповідне співвідношення між діаметрами валків і розмірами шматків матеріалу, що поступає до дробарки.

Із рисунку 4.3, б виходить $\cos\alpha = ((D/2) + (b/2))/((D/2) + (d/2)) = (D+b)/(D+d)$.

$$\text{або } D = (d\cos\alpha - b)/(1-\cos\alpha), \tag{4.9}$$

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 $D = (20...25)d$, для рифлених $D = (10...12)d$, для зубчатих $D = (2...5)d$.

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, рівною площі щілини, і висотою, рівною довжині кола валка (в $м^3$):

$$V = \pi D \ell b,$$

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 ($кг/м^3$) продуктивність дробарки буде (в кг/с):

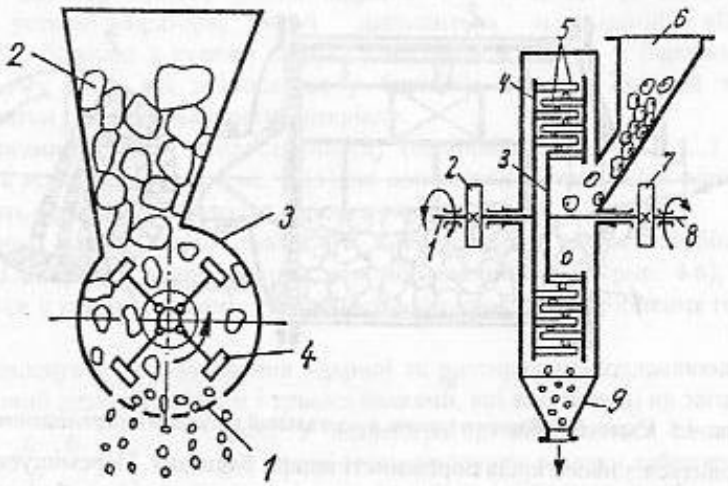
$$M = \pi D \ell b n \rho \mu, \tag{4.10}$$

де μ - поправний коефіцієнт, що враховує нерівномірність живлення дробарки (для зерна $\mu = 0,5...0,7$).

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)

В молотковій дробарці (рис. 4.4, а) сировина 2 подрібнюється від ударів молотків 4, які обертаються, а також внаслідок ударів матеріалу о ребристу поверхню стінок корпусу 3. Матеріал вивантажують крізь сито 1, величина



а б

Рис. 4.4. Схеми дробарок ударної дії: а – молоткової; б – дезінтегратора

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 грунтується на принципі вільного удару. Дезінтегратор (рис. 4.4, б) має два диска 3 і 4, кожен з яких дістає рух від окремого приводного 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 другого. 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...1200 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.

Барабанні млини (рис. 4.5) широко використовують для тонкого помелу матеріалів в багатотонних виробництвах.

Робочими елементами цих млинів є захищений броньованими плитами барабан 2 і завантажені в нього подрібнювальні тіла 1 (фарфорові або стальні 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

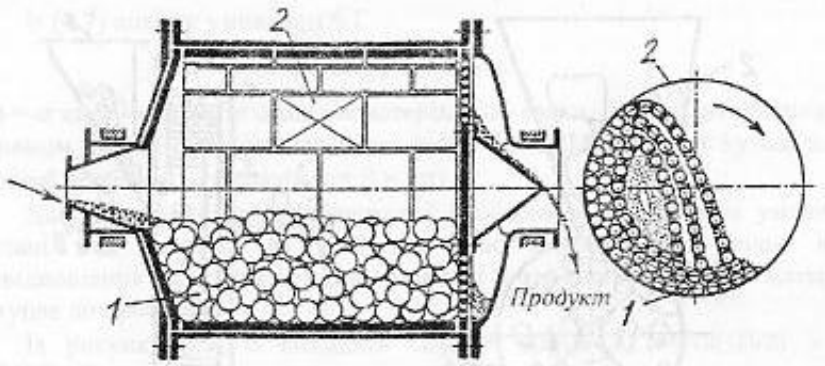


Рис. 4.5. Схема барабанного млина: а – загальний вигляд; б – переміщення куль

виводиться з нього крізь порожнисті цапфи барабана. Переміщується матеріал під дією різниці його рівнів на вході і 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 з 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/с^2. Якщо R = D/2, а ω = πn/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

$$n < \frac{42{,}4}{\sqrt{D}} \quad . \qquad (4.11)$$

Практично беруть

$$n = \frac{32}{\sqrt{D}} \text{ об/хв., або } n = \frac{0{,}54}{\sqrt{D}} \text{ об/с} \quad .$$

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 вісі 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.

Млин відноситься до обладнання ударної та розтирально-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. Пройшовши магніт 3, продукт попадає на дезінтегратор 6, з пальцями 7, а з останнього - через патрубок 8 у зазор між валками 1 і 2. Валок 2 обертається швидше, чим валок 1, тому подрібнювана маса, пройшовши зазор між ними, переходить на валок 2. Над валком 2 розміщений валок 9, який у свою чергу обертається швидше валка 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.

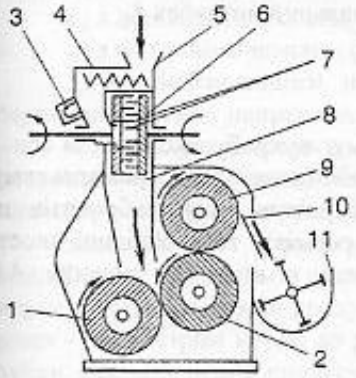


Рис. 4.6. Схема комбінованого млина

Всі розглянуті вище апарати призначені для подрібнення твердих матеріалів і продуктів. Однак у харчовій промисловості та громадському харчуванні 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.

На рисунку 4.7 представлено 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.

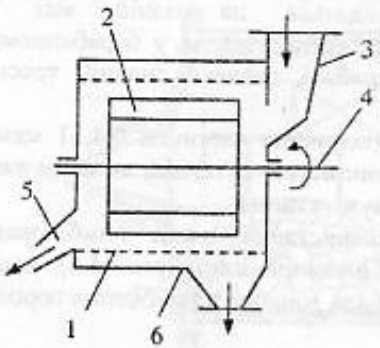


Рис. 4.7. Схема протиральної машини

Плоди кісточкових культур протирають на протиральних машинах з билами із дроту чи з гумовими накладними билами. Сировина з бункера 3 подається в циліндричне сито 1. Відцентровою силою, яка виникає під час обертання бил, продукт притискується 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. Била встановлюються під невеликим кутом (1...3°) 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'ясо - переробному, кондитерському та інших виробництвах. У громадському харчуванні 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 рисунку 4.8 представлено види ножів та види різання.

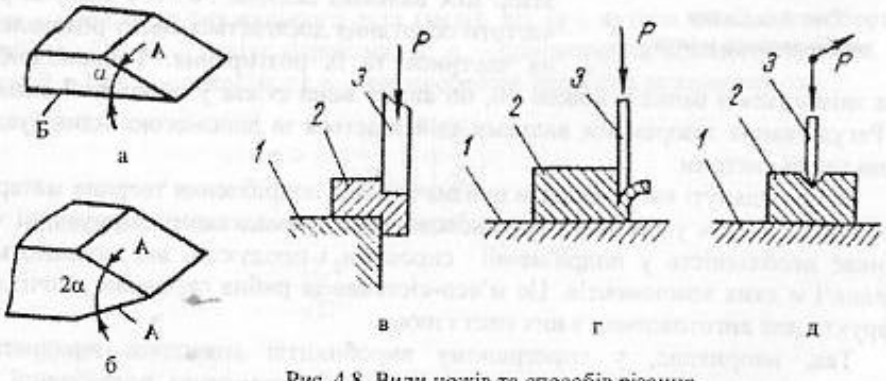


Рис. 4.8. Види ножів та способів різання

Ножі (рис. 4.8) мають форму двогранного одностороннього або двостороннього клина. Грань А одностороннього клина є робочою або лицевою. Плоска грань Б називається опорною (рис. 4.8, а). У двосторонньому клині (рис. 4.8, б) обидві грані є робочими. Лінія перетину граней називається ріжучою (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 ріжуча 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 ножем (рис. 4.8, д). Пуансон 3 під дією сили Р, 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 і м'які харчові продукти: м'ясо, рибу, хліб, овочі і т.п.

Залежно від форми і конструкції різального інструменту різальні машини поділяють на три групи:

1) з дисковими ножами;

2) з фігурними ножами (серпоподібними, прямокутними та іншими);

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 ріжучій кромці (лезу), під час різки - під гострим кутом до ріжучої 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 і відцентрові різальні машини, а також вовчки та кутери; вони мають декілька різновидів.

На рисунку 4.9 зображені дві схеми багатодискових різальних машин.

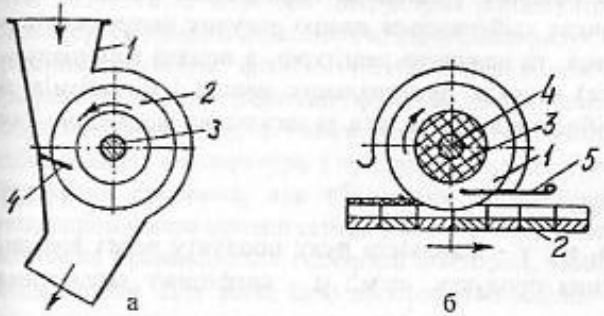


Рис. 4.9. Схеми багатодискових різальних машин

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 дис-

ки 1 товщиною 1...3 мм із інструментальної легова-ної сталі. Вони надіті 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 смузі рухатись разом з ножами.

Аналогічний устрій має багатодискова машина подрібнення м'яса, яке подається транспортером 2.

Продуктивність (у кг/год) різальних машин з дисковими ножами для виробів у вигляді смуги визначається за формулою

$$M = 3600\,h\ell v\rho\mu(z-1), \qquad (4.12)$$

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/м^3; z - кількість ножів на валу; μ - коефіцієнт, враховуючий кількість відходів та використання максимальної продуктивності різального механізму.

На рисунку 4.10 наведена відцентрова різальна машина.

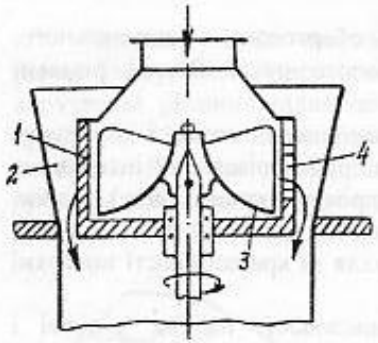


Рис. 4.10. Схема відцентрової бурякорізки

Відцентрова бурякорізка (рис. 4.10) має нерухомий вертикальний циліндр 1 з прорізями, в які вставлені рами з ножами 4. Усередині циліндра 1 обертається конус з трьома зігнутими лопатями 3. За рахунок відцентрової сили вони притискують 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.

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 ножем, 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:

$$M = Sv\rho\mu, \qquad (4.13)$$

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 (μ=0,4...0,7).

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:

- відділення рідини з твердих матеріалів (віджимання);
- надання пластичним матеріалам означеної форми (формування, штампування, екструзія);
- ущільнювання матеріалів для підвищення їх міцності і 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 цінішою 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 і 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. тон винограду, 40 млн. тон яблук та 35 млн. тон 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 фактори. Рослинна сировина, яка піддається пресуванню - це клітинна структура з напівпроникною протоплазмою, яка перешкоджає виходу соку із клітини. Отже, клітинна проникність є головним фактором, який обумовлює вихід соку під час віджимання. Для того, щоб протоплазма клітин загубила 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 іншими. Чим вища проникність клітин і сильніше пошкоджена протоплазма у процесі попередньої обробки, тим більше вихід соку під час віджимання. За раціональним методом попередньої обробки м'язги вихід соку з плодів досягає 80%. Повністю видобути сік із м'язги 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 м'язгу після пресування слід піддати екстрагуванню (див. розділ 6.3).

Для характеристики м'язги можна користуватись коефіцієнтом пористості

$$\lambda = \frac{V}{V_т}, \qquad (4.14)$$

де V – об'єм рідини в м'язгі, м^3; $V_т$ – об'єм твердого скелета у м'язгі, м^3.

Фізична суть віджимання рідини пресуванням полягає у наступному. Під час зближення частин матеріалу, всередині і 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 кривини, тобто процес подібний фільтруванню. У зв'язку з цим можливо використати для його описання рівняння Пуазейля для течії рідини у капілярах (3.81):

$$V = \frac{\pi \Delta p r^4 \tau S z}{8 \eta \ell},$$

де V – об'єм рідини, що протікає за час τ, м^3; Δp – різниця тисків на кінцях капіляра, Па; r – радіус капіляра, м; z – число капілярів на одиницю площі шару матеріалу; S – площа шару матеріалу, м^2; 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 факторів і установлюються, як правило, експериментально, придержуючись правила виноробів: хто поволі пресує, той швидше і більше віджимає.

У харчовій промисловості для віджимання рідин використовують преси самих різноманітних конструкцій періодичної та безперервної дії. Їх можливо 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 м'язги. Після видавлювання соку платформи міняють місцями: платформа з новою м'язгою надходить на видавлювання соку, а інші – на розвантаження і завантаження. На рисунку 4.11 приведено принципову схему гідравлічного преса.

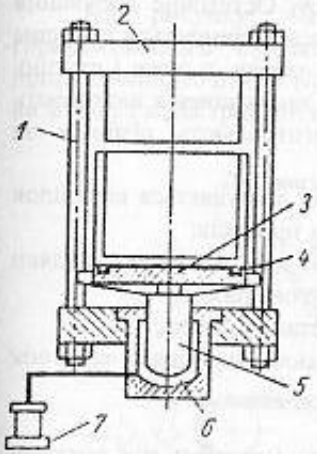


Рис. 4.11. Схема гідравлічного преса

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 направляючим колонам 1, які з'єднані з верхньою нерухомою плитою 2. Віджата рідина (сік чи рослинна олія) збирається у чашці 4 на траверсі 3.

М'язгу закладають у плоскі пакети із сукна (під час одержання олії) або мішковини чи лавсанової тканини (під час пресування плодів та ягід). Товщина шару м'язги 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 стальні 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.

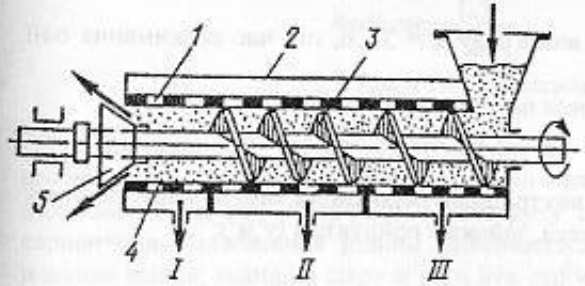


Рис. 4.12. Схема шнекового преса

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

$$P = \frac{0{,}9\,pf}{F}, \qquad (4.15)$$

де p – тиск у робочому циліндрі, Па; f – площа перерізу плунжера, м^2; F – площа пресування (траверси), м^2; 0,9 – коефіцієнт, який враховує втрати тиску на тертя у сальниках циліндра і у направляючих колонах.

Останнім часом на підприємствах харчової промисловості преси періодичної дії замінюють пресами безперервної дії. Зразком можуть бути шнекові преси. Пресуюче зусилля в цих пресах створюється одним чи декількома шнеками, які переміщують матеріал. На рисунку 4.12 представлена схема

шнекового пресу, який використовують для віджимання олії, томатного, виноградного та інших соків із м'язги.

У перфорованому циліндрі 1, розміщеному у горизонтальному корпусі 2, розташований шнек 3 з шагом, 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 ступінчатими; витки шнеків виготовляють різними за профілем, довжиною і висотою.

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 шагу 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 стиску матеріалу між витками шнека, який характеризується коефіцієнтом стиску

$$k = \frac{V_1}{V_2}, \qquad (4.16)$$

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…6, під час віджимання олії k = 3…23.

Продуктивність шнекового преса по сировині (у кг/с)

$$M = Sv_0\rho\varphi, \qquad (4.17)$$

де S – площа поперечного перерізу внутрішньої порожнини камери пересування у місті розміщення першого витка шнека, зайнятої продуктом (у м^2):

$$S = \frac{\pi\left(d_0^2 - d_1^2\right)}{4},$$

де d_0 – зовнішній діаметр шнека, м; d_1 – внутрішній діаметр шнека, м; v_0 – швидкість поступового переміщення продукту вздовж шнека (в м/с):

$$v_0 = \frac{nt}{60}, \qquad (4.18)$$

де t – шаг першого витка шнека, м; n – частота обертання шнека в хвилину; ρ - об'ємна маса м'язги, кг/м^3; φ - сумарний коефіцієнт заповнення переріза шнека і

всього преса (φ = 0,3…0,8).

Продуктивність шнекових пресів, які використовуються у консервному виробництві, досягає 1,4 кг/с (5 т/год), величина тиску складає 0,8…1 МПа. Має місце використання валкових, ексцентрикових, стрічкових, відцентрових та комбінованих пресів безперервної дії.

На рисунку 4.13, як приклад, показано схему комбінованого горизонтального стрічкового преса ПВК-12 фірми "Єдність" (Югославія) продуктивністю 6…16 т/год по сировині, головною перевагою якого є малий тиск на м'язгу і мала тривалість пресування (до 4 хвилин) з виходом рідини 80 %.

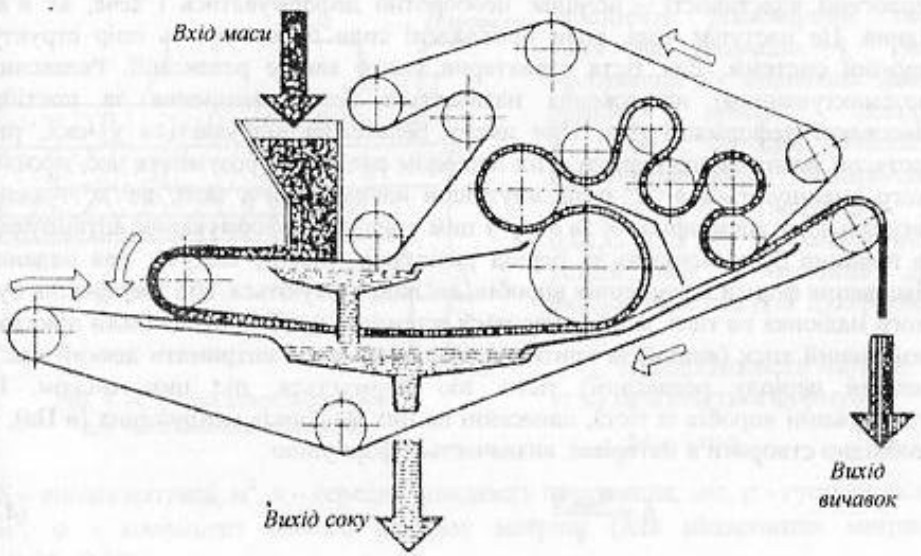


Рис. 4.13. Схема стрічкового преса

Принцип дії преса ґрунтується на двох нескінченних стрічках із полімерного перфорованого полотна чи плетеної сітки, які рухаються між роликами в одному напрямку. Шлях руху стрічок між роликами має форму серпантина. Віджимання рідини здійснюється за рахунок натягнутості стрічок навколо валків; товщина шару м'язги між стрічками складає 40...50 мм.

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 з 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 коротко 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 і 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 наступає 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 розуміють час, протягом якого зменшуються в "е" разів внутрішні напруження в тісті, де "е" – 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 малюнка 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 малюнків напруження (в Па), яке необхідно створити в матеріалі, визначається формулою

$$\delta = \frac{\varepsilon_{зал.}\,\eta}{\tau}, \qquad (4.19)$$

де $\varepsilon_{зал.}$ – залишкова деформація; τ - тривалість штампування, с; η - динамічний коефіцієнт в'язкості, Па·с. В свою чергу:

$$\varepsilon_{зал.} = \frac{\delta}{h}, \qquad (4.20)$$

де δ - глибина малюнка, 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, 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) і

штампувальні. Нагнітаючі преси широко використовуються 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, нить, стрічка та ін.).

Шнековий прес для виготовлення макаронів, вермішелі і локшини, зображений на рисунку 4.14, складається з тістозмішувача 1, нагнітаючого 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.

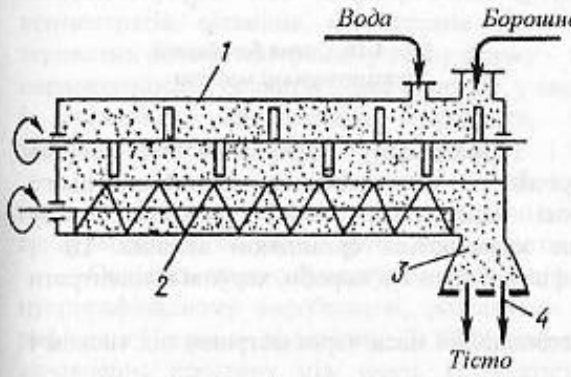


Рис. 4.14. Схема шнекового преса для виготовлення макаронів

Продуктивність матриці (у кг/с) визначається формулою

$$M = Sv\rho\varphi, \qquad (4.21)$$

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 округлюючими машинами, а циліндричної форми – закатувальними. Округлювання і закатування шматків досягається при просуванні тіста між двома робочими поверхнями, які переміщуються відносно одна одної і чинять деякий тиск (до 0,1 МПа) на пластичну масу – тісто. Принципова схема машини стрічкового типу для формування заготовок з тіста представлена на рисунку 4.15. Закатування шматків тіста 2 проходить під час просування його вздовж зазору, утвореного стрічками двох транспортерів 1 і 3, які переміщуються в протилежні сторони з різними швидкостями. Шматок тіста при цьому, обертаючись навколо своєї вісі, рухається до виходу із зазору і поступово набуває форми циліндра.

Штампувальні преси використовуються у кондитерській промисловості і у виробництві печива (рис. 4.16). При цьому на поверхню виробу досить часто наноситься малюнок. Матеріал, що формується (тісто) 1, із лотка 2 підбирається приймальним барабаном 3. Потім на нього впливає штампувальний барабан 4, на

якому нанесено штамп малюнка. Матеріал 7, на який нанесено малюнок, подається відвідним барабаном 5 на лоток 6 для готового продукту.

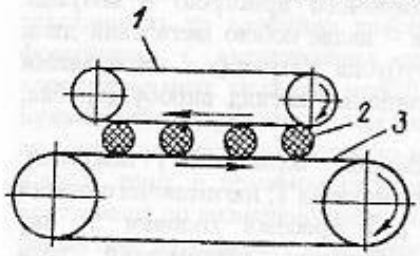


Рис. 4.15. Схема закатувальної машини для тіста

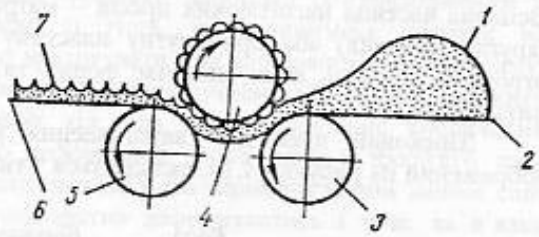


Рис. 4.16. Схема барабанної штампувальної машини

У харчових виробництвах і громадському харчуванні 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 рисунку 4.17 представлено схему черв'ячного (шнекового) екструдера.

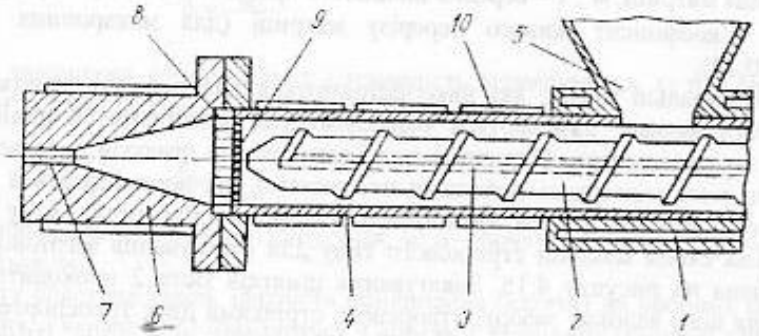


Рис. 4.17. Схема черв'ячного екструдера

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

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 інше. 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 і 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)

$$\beta = \frac{(V_1 - V_2)\cdot 100}{V_1}\ \%, \qquad (4.22)$$

де V_1, V_2 – об'єм маси (рафінадної кашки) відповідно до і після пресування, м^3.

Оскільки під час пресування вздовж однієї вісі змінюється тільки висота паралелепіпеда (брикету), а об'єм прямо пропорційний до його висоти, то формулу (4.22) можна записати так:

$$\beta = \frac{(h_1 - h_2)\cdot 100}{h_1}\ \%, \qquad (4.23)$$

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

$$\varrho_2 = \frac{G}{V_2}, \text{ кг/м}^3.$$

Тоді

$$\varrho_1 V_1 = \varrho_2 V_2,$$

і $$\beta = \frac{(\rho_2 - \rho_1)\cdot 100}{\rho_2} \%.$$

Звідки $$\rho_2 = \rho_1 \frac{100}{100-\beta} \text{ кг/м}^3 \qquad (4.24)$$

Як видно з формули (4.24) щільність брикету цукру, що характеризує міцність його, залежить від щільності рафінадної кашки перед пресуванням і від коефіцієнта пресування.

Приведені 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 рисунку 4.18.

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 що мить над матрицею знаходиться плита 4, позиція III), і, нарешті, пуансон виштовхує готовий брикет із матриці (позиція IV). Особливим пристроєм брикет зсувається на транспортуючий механізм. Продуктивність преса визначається частотою обертання каруселі і кількістю матриць. Карусельний прес розвиває тиск біля 15...20 МПа.

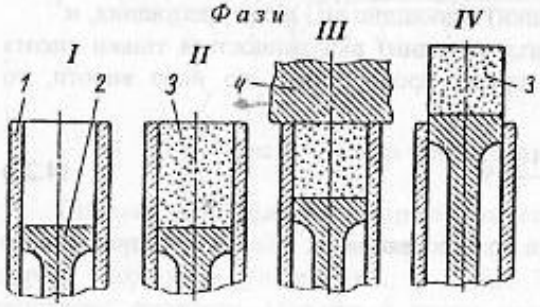


Рис. 4.18. Схема роботи карусельного пресу

4.3. ЗМІШУВАННЯ ТА ПОДІЛ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ

4.3.1. Процес змішування сипких продуктів

Змішуванням називається механічний процес рівномірного розподілення компонентів речовин в 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 переміщування 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 і 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 і реальні суміші. Ідеальною називають суміш, в якій ключовий компонент рівномірно розподілений в усьому її об'ємі. В реальній суміші ключовий компонент розподілений випадковим образом, тобто нерівномірно в різних елементарних її об'ємах.

Якість змішування визначається дослідним шляхом. Із змішуваного об'єму суміші (рис. 4.19) в різних його частинах (точках) беруться вибіркові проби (не менше 10) невеликих мас (від 1 до 10 г).

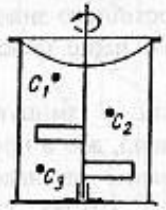


Рис. 4.19. Схема для визначення ефективності змішування

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 β = 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 τ_1, τ_2, ..., τ_n. Для кожного часу змішування розраховуються коефіцієнти рівномірності змішування за рівнянням (3.6) і будується графік залежності $\beta = f(\tau)$, який зображений на рисунку 4.20.

Графік, приведений на рисунку 4.20, показує, що під час змішування наближення до рівномірного розподілення компонентів зображується кривою логарифмічного типу, яка асимптотично наближається до межі. У кінцевий час ідеальна рівномірність складу суміші не досягається.

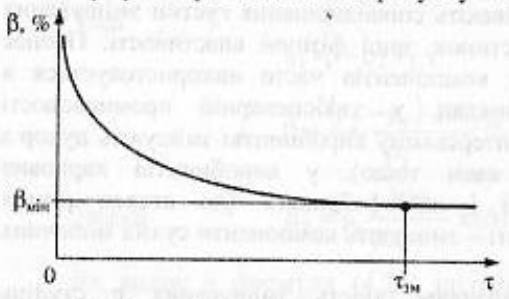


Рис. 4.20. Залежність коефіцієнта рівномірності змішування від тривалості процесу

На практиці, звичайно, ніколи не прагнуть досягти ідеальної рівномірності складу суміші і 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 $\beta_{мін}$. Час, за який коефіцієнт рівномірності досягає свого мінімального майже постійного значення $\beta_{мін}$ 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 і тихохідні. За конструктивними особливостями змішувачі бувають барабанні, стрічкові, роторні, відцентрові, черв'ячно-лопатеві, шнекові, пневмозмішувачі і змішувачі зі псевдозрідженим шаром та інші.

Найбільш простим апаратом, який використовується для змішування сипких матеріалів, є циліндрична посудина 1, вісь 3 якої не збігається з віссю циліндра, – так звана "п'яна бочка" (рис. 4.21).

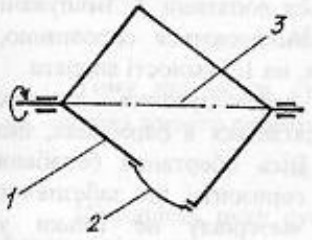


Рис. 4.21. Змішувач "п'яна бочка"

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 рисунку 4.22, а. Апарат має дві вертикальні труби 2 і 4, що розміщені одна під іншою 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.

В хлібопекарній промисловості для змішування борошна різних партій і різних сортів використовується пропорційний шнековий борошнозмішувач-дозатор безперервної дії (рис. 4.22, б). Борошнозмішувач складається з металічної

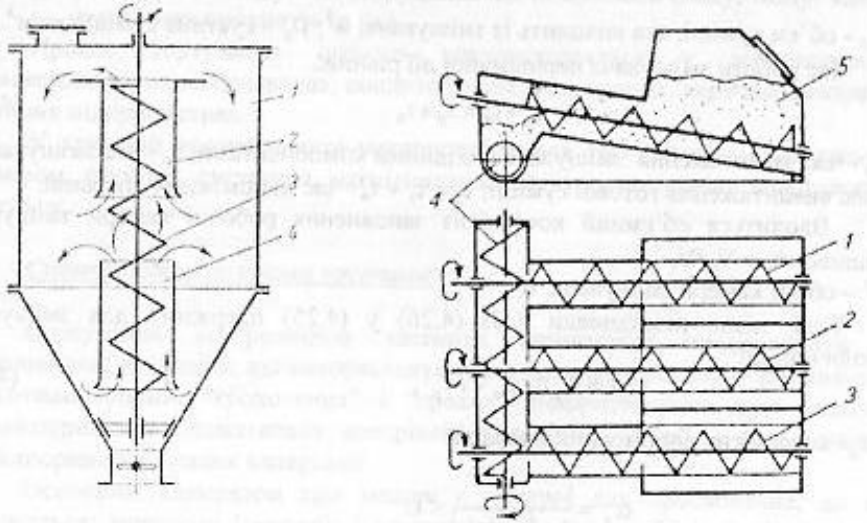


Рис. 4.22. Схеми шнекових змішувачів для сипких продуктів

ємності 5, яка розділена на три секції, у кожній з них у нижній частині знаходиться шнек. Борошно трьох сортів (партій) 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 рисунку 3.9.

Лопатевий змішувач (рис. 4.23) 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.

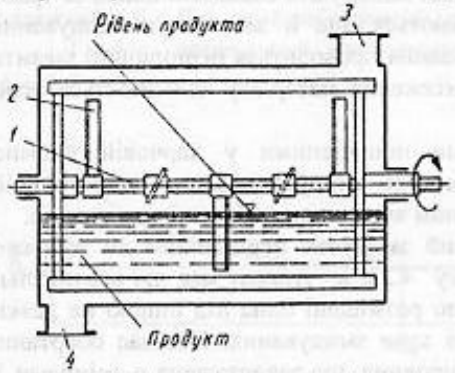


Рис. 4.23. Схема лопатевого змішувача

Добре перемішування сипких матеріалів досягається в барабанах, що обертаються. Вісь обертання барабана має нахил до горизонту, що забезпечує переміщення матеріалу не тільки у вертикальній площині, але і вздовж вісі барабана. Принципову схему такого устрою наведено на рисунку 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:

$$M = m_c/\tau = \rho_c V_c/\tau, \qquad (4.25)$$

де V_c - об'єм суміші, яка виходить із змішувача, м^3; ρ_c - густина суміші, кг/м^3.

Час роботи змішувача періодичної дії рівний:

$$\tau = \tau_з + \tau_р + \tau_в = \tau_р + \tau_д \qquad (4.26)$$

де $\tau_з$ - час завантаження змішувача вихідними компонентами; $\tau_р$ - час змішування; $\tau_в$ - час вивантаження готової суміші; $\tau_д = \tau_з + \tau_в$ - 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:

$$M = \alpha_д \eta_c \rho_c V/\tau_р, \qquad (4.27)$$

де $\alpha_д$ - коефіцієнт допоміжних операцій

$$\alpha_д = \frac{1}{1+(\tau_д/\tau_р)} < 1.$$

Для змішувача безперервної дії $\alpha_д = 1$ і його продуктивність визначиться як

$$M = \eta_c \rho_c V/\tau_р, \qquad (4.28)$$

Очевидно, що час змішування $\tau_р$ повинен бути рівним часу перебування суміші, яка безперервно рухається через змішувач $\tau_п$. Якщо L – довжина змішувача, а v – середня швидкість руху суміші в змішувачі, то

$$\tau_р = \tau_п = L/v,$$

$$\text{і} \quad M = \rho_c V_c v/L.$$

Тому що об'єм суміші, яка знаходиться у змішувачі, рівний $V_c = SL$ (S - площа живого перерізу потоку суміші), то

$$M = \rho_c V_c v/L = \rho_c v S. \qquad (4.29)$$

Швидкість руху суміші вибирається такою, щоб забезпечити одержання однакової якості змішування.

4.3.2. Сортування

Сортуванням називається процес розділення матеріалів по групах (класах) 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 крупності або густини;
2) виділення із матеріалів забруднюючих їх домішок (пилу, піску, каменів, металічних предметів та ін.)

Процес сортування широко використовується у зернопереробній промисловості, на хлібозаводах, кондитерських, консервних, харчоконцентратних та інших підприємствах.

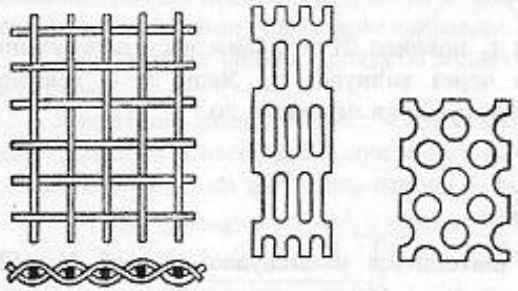
У харчовій промисловості використовуються такі способи сортування: за розміром, формою, густиною, магнітними та електростатичними властивостями частинок.

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 при розділенні крупнозернистих і шматкових матеріалів, "розсів" і "сита" – при розділенні дрібнозернистих сипких матеріалів.

Основним елементом цих машин є устрої для просіювання, до яких відносяться: металічні (дротяні) і неметалічні (шовкові, поліамідні, капронові)

плетені сита, а також решета із металічних чи полімерних листів із штампованими круглими або продовгуватими отворами (рис. 4.24).



а б

Рис. 4.24. Сита: а) плетені; б) штамповані

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 з квадратними отворами

$$\varphi = D^2 \cdot 100/(D+d)^2 \,\%, \qquad (4.30)$$

де D - розмір отвору, мм; d - товщина дроту, мм.

Живий переріз плетених сит із шовкових і синтетичних матеріалів

$$\varphi = \frac{D_1 \cdot D_2 100}{(D_1+d_1)(D_2+d_2)} \,\%, \qquad (4.31)$$

де D_1 – відстань між нитками по основі, мм; D_2 – відстань між нитками по утку (пряма нитка), мм; d_1 – товщина нитки по основі, мм; d_2 – товщина нитки по утку, мм.

Номер сита відповідає розміру отвору сита в міліметрах. Наприклад, плетене сито № 2 має квадратний отвір з довжиною сторони, рівною 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 сипучої 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 процентний вміст у (%) цієї фракції з відношення до маси вихідної наважки M (кг):

$$\varphi = \frac{m_i}{M} 100 \,\%. \qquad (4.32)$$

На основі цих даних будують графік (рис. 4.25), де на горизонтальній вісі відкладають розміри отворів сит (в мм), а на вертикальній – вихід одержаних фракцій (у %).

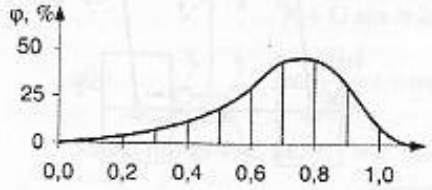


Рис. 4.25. Приклад графіка ситового аналізу

Крива на графіку характеризує дисперсність сипучої суміші, тобто гранулометричний (фракційний) склад матеріалу.

Під час просіювання на ситі зернистого матеріалу не всі зерна, менші розміром за отвори сита, встигають пройти через ці отвори.

Ефективність просіювання характеризується коефіцієнтом корисної дії сита тобто відношенням маси частинок (зерен), які пройшли через сито т, до маси таких частинок у вихідній суміші m_i:

$$\eta = \frac{m}{m_i} \cdot 100 \,\%. \qquad (4.33)$$

Якщо вміст частинок у вихідній суміші *у* відомий, що у відповідності з рівнянням (4.32)

$$m_i = \gamma M/100, \qquad (4.34)$$

а ефективність просіювання

$$\eta = m/(\gamma M). \qquad (4.35)$$

На якісну сторону 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 рисунку 4.26 представлено принципові схеми основних типів машин для просіювання.

Плоскі сита (рис. 4.26, а) можуть бути як горизонтальні, так і нахилені. Зворотньо-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. 4.27) діють такі сили:

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.

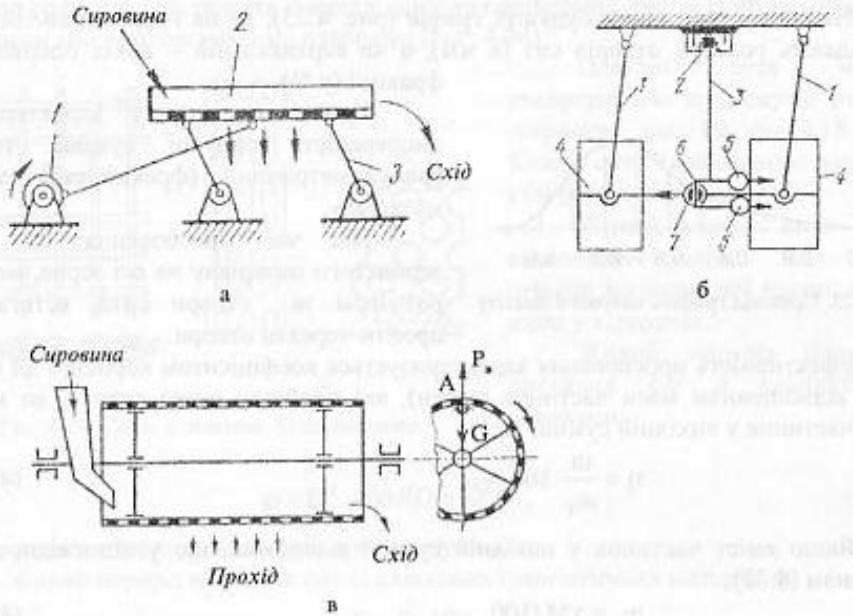


Рис. 4.26 Схеми машин для просіювання

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:

$$\alpha = \omega^2 r,$$

де ω – кутова швидкість.

Замінюючи кутову швидкість ω частотою обертання n (об/хв), одержимо максимальне прискорення

$$\alpha = \omega^2 r = \frac{\pi^2 n^2}{900} r. \qquad (4.36)$$

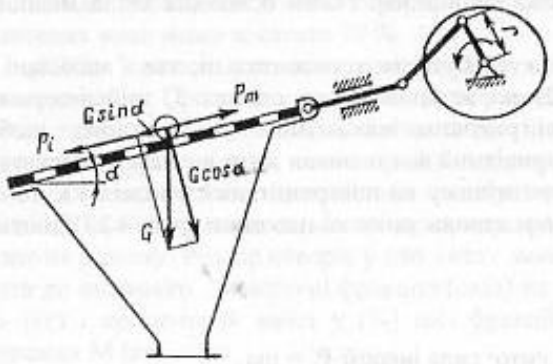


Рис. 4.27 Розрахункова схема похилого сита, що качається

Сила інерції, що діє на частинку, яка лежить на ситі

$$P_i = m\frac{\pi^2 n^2}{900} r \qquad (4.37)$$

Для нормальної роботи сита необхідно, щоб сума сили інерції P_i і складової сили тяжіння частинки G sinα 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:

$$P_i + G\sin\alpha \geq P_m$$

або

$$m\frac{\pi^2 n^2}{900} r + mg\sin\alpha \geq fmg\cos\alpha \quad . \qquad (4.38)$$

Якщо прийняти, що $\pi^2 = g$ і скорочуючи на m, одержимо:

$$n \geq 30\sqrt{\frac{f\cos\alpha - \sin\alpha}{r}} \quad . \qquad (4.39)$$

Якщо сито горизонтальне, то:

$$n \geq 30\sqrt{\frac{f}{r}} \geq 30\sqrt{\frac{tg\varphi}{r}}, \qquad (4.40)$$

де φ – кут тертя частинки об сито, рівний 32...35°.

За умови відповідності вимозі (4.39) частинка переміщується вздовж поверхні сита. На практиці приймають (в об/хв):

$$n = 40\sqrt{\frac{f\cos\alpha - \sin\alpha}{r}} \quad , \qquad (4.41)$$

Кут нахилу сита α вибирають таким, щоб уникнути проковзування матеріалу, тобто α < φ. Звичайно α =10...12°.

На борошномельних, крохмало-паточних та інших підприємствах для сортування продуктів помелу використовують машини з круговим поступальним рухом сит – розсіви (рис. 4.26, б). Сита у розсівах здійснюють кругові рухи, але не обертаються навколо вертикальної вісі, а переміщуються по колу. Схоже рухається сито у руках хазяйки, яка просіює муку. 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 балансирного вала 6 з балансирами 5, які зрівноважують сили інерції корпусів під час роботи. Вся привідна система підвішена у підшипнику 2. Вісі головного і балансирного валів ексцентричні. Балансирний 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. 4.26, в). Робочу поверхню барабана виконано із сит з отворами різної величини. Вісь циліндричного і шестигранного буратів зазвичай розміщують під кутом 5...10° 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 (відділені домішки) проходять всю довжину барабана і сходять з нього, перевалюючись через край.

Чим більша частота обертання барабана, тим більша продуктивність бурата. Однак із збільшенням частоти обертання зростає відцентрова сила, яка притискає матеріал до внутрішньої поверхні барабана. При визначеній частоті обертання матеріал може так притиснутися до стінок барабана, що почне обертатися разом з ним, не переміщуючись вздовж сита. Цю межову частоту обертання барабана можна визначити, якщо розглянути умови рівноваги частинки на поверхні сита, що обертається. Нехай частинка займає крайнє верхнє положення (точка А на рис. 4.26, в). Умовою її рівноваги є рівність двох діючих на частинку сил: сили тяжіння G і відцентрової сили $P_в$:

$$G = P_в$$

Виражаючи ці сили через масу m і відповідне прискорення, одержимо:

$$mg = m\omega^2 r \ , \qquad (4.42)$$

де ω – кутова швидкість обертання барабана, $\frac{1}{c}$; r – радіус барабана, м.

Виразимо у (4.42) кутову швидкість ω через частоту обертання n: $\omega = \pi n / 30$, а також приймемо $g = \pi^2$. Тоді частота обертання барабана (об/хв), при якій частинка обертається разом з ним відповідно рівняння (4.42), буде:

$$n = \frac{30}{\sqrt{r}}. \qquad (4.43)$$

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:

$$n_р = \frac{15}{\sqrt{r}}. \qquad (4.44)$$

Основний недолік буратів – невелика продуктивність у зв'язку з тим, що у роботі приймає 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 обумовлює відносний перерозподіл їх за розміром і прискорює виділення частинок на прохід.

У вібраційному грохоті (рис. 4.28) 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…1500 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.

На рисунку 4.29 зображено принципову схему барабанного трієра, який використовують для сортування за формою частинок.

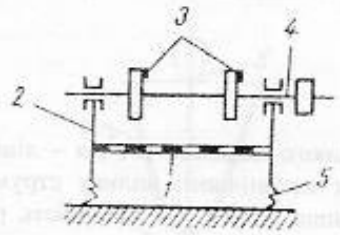


Рис. 4.28. Схема вібраційного грохота

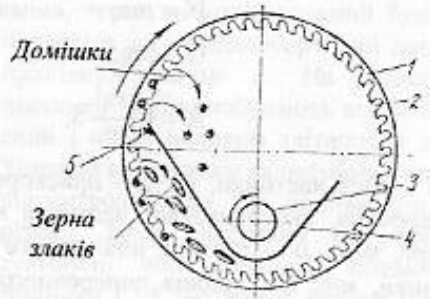


Рис. 4.29. Схема барабанного трієра

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. Зерна, що поступають до барабану з домішками, під час обертання укладаються 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 попадають знову на дно барабана, а домішки і половинки піднімаються вище, випадають із заглиблень в жолоб 4 і виводяться із трієра за допомогою шнека 3. Завдяки обертовому 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):

$$n_р = 0{,}8n = 24\sqrt{r}\,, \qquad (4.45)$$

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 кожну частинку матеріалу, що розділяється, діють тиск струменя повітря P', сила тяжіння G та опір середовища R.

Ці сили (в Н) визначаються формулами:

$$P' = ma;$$

$$G = mg;$$

$$R = k\frac{\rho v^2}{2}S,$$

де m – маса частинки, кг; g – прискорення вільного падання, м/с^2; 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 направленню 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…1000, то k = 1…10;

Re = 1000…300000, то k = 0,47.

Частинки переміщуються в сторону рівнодійної $P_р$ трьох сил

$$P_р = P' + G + R \qquad (4.46)$$

До числа повітряних сепараторів відноситься віялка, схему якої представлено на рисунку 4.30.

Назустріч зерновій суміші, яка поступає із завантажувального бункера 3 вентилятором через патрубок 1 спрямовується струмінь повітря. Важкі частинки

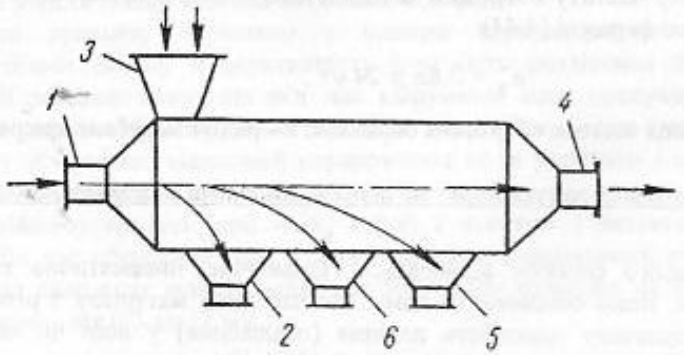


Рис. 4.30. Схема віялки

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 приведено на рисунку 4.31.

Матеріал, призначений для сортування, через завантажувальний бункер 4 подається на швидкообертовий диск 3 з привідним валом 5. На дискові 3 частинки суміші набувають відцентрової сили і під її впливом злітають з диска. Залежно від густини та розмірів частинок відцентрова сила, що впливає на них, різна. Тому частинки з меншою густиною або розміром подають в збірники 1 і 6, які мають більшу густину або більший розмір, летять далі (до збірників 2 і 7).

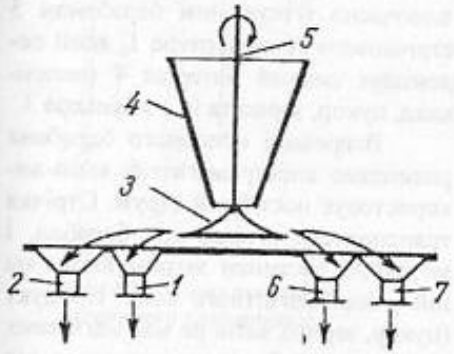


Рис. 4.31. Схема дискового сепаратора

До відцентрових сепараторів відносяться і апарати циклонного типу.

Гідравлічні сепаратори широко використовуються у спиртовому, бурякоцукровому та крохмале-патоковому виробництвах для виділення піску, каменів та інших домішок із картоплі, буряка, кукурудзяних зерен, у консервному виробництві – для сортування зеленого горошку і зерен кукурудзи, які, залежно від ступеня зрілості, мають різну густину. Схему гідравлічного сепаратора – відстійника для сортування зеленого горошку, представлено на рисунку 4.32.

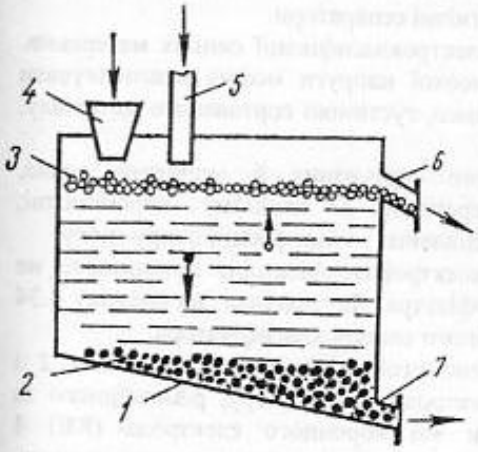


Рис. 4.32. Схема гідравлічного сепаратора

Гідравлічний сепаратор – це ємкість 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 1020 кг/м^3 спливає вгору у розчині NaCl густиною біля 1075 кг/м^3, а горошок перезрілий 2, який має більшу густину, осідає у нижній частині апарату. Час перебування суміші горошку в сепараторі не менше 15 с.

Потім потоки перезрілого і зеленого горошку направляються на ситові барабани, де від них відокремлюються розчин і дрібні домішки.

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 стальних і чавунних частинок, які під час попадання до машин можуть викликати поломку робочих органів. Тому виділенню металічних домішок у виробництві надається особлива увага.

Для цього використовують магнітні та електромагнітні сепаратори. Електромагнітний сепаратор (рис. 4.33) є одночасно і основним барабаном 5 стрічкового транспортера 1, який переміщує сипкий матеріал 4 (наприклад, цукор, зерно та ін.) з бункера 3.

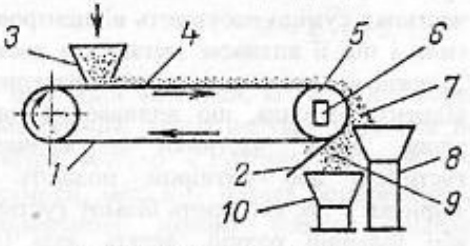


Рис. 4.33. Схема барабанного електромагнітного сепаратора

Всередині 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. Металічні частинки 9, які 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 сортованого 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 рисунку 4.34 надано принципову схему камерного коронного електрокласифікатора.

Продукт, що розділяється, 1 за допомогою валкового живильника 2 і щілинної насадки 3 надходить до міжелектродного простору, рівномірного за всією довжиною. Вісь вихідної щілини від коронного електрода (КЕ) 4 знаходиться на відстані 1/3Н. 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

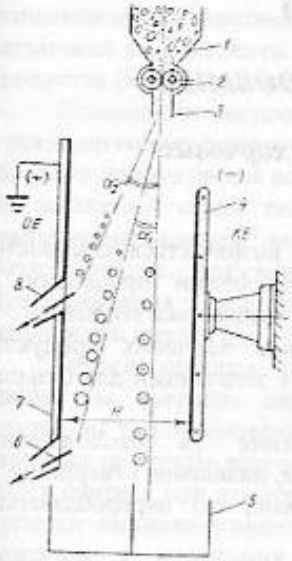


Рис. 4.34. Схема камерного коронного класифікатора

площині сепаровані частинки за допомогою козирків 6 з ізоляційного матеріалу, розміщених горизонтально у щілинних отворах металевої площини, відводяться вже розсортованими у відвідні рукави 8. Частина продукту, що найменше відхиляється, потрапляє до нижнього приймача 5, де частинки можна також розсортувати за допомогою вертикальних перетинок.

5. ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ

5.1. ОСНОВНІ ЗАКОНОМІРНОСТІ ТЕПЛООБМІНУ

5.1.1. Завдання і 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 цілий ряд 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 перероблюються шляхом підведення до них теплоти.

Охолодження – зниження температури матеріалів, що перероблюються 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 ряду харчових виробництв, у тому числі й виробництву продукції громадського харчування. 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 в 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 з'єднувальної 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).

Охолоджування продуктів переслідує дві основні мети. Перша з них полягає в технологічному призначенні. Так охолоджування необхідне, наприклад, під час збивання продуктів для одержання піни, кремів, при розкачуванні шарового тіста. На заключній стадії технологічного процесу охолоджування необхідне при приготуванні драглів, желе і багатьох інших кулінарних виробів. Друга мета охолоджування пов'язана з санітарно-гігієнічними показниками продукції. Охолоджування уповільнює життєдіяльність мікроорганізмів і забезпечує схоронність продукту.

Теплові процеси, що використовуються у громадському харчуванні, 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, м^2; τ – тривалість теплообміну, с; k – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м^2·К); Δt – різниця температур між середовищами, що обмінюються теплотою, °С.

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 охолоджування 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 охолоджування гарячої;

– нагрівання рідини за рахунок теплоти конденсації гріючої пари;
– кипіння рідини за рахунок охолоджування 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 незворотній 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) в 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 перемішення 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 поглинаючого тіла, 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 з розглянутих способів, а водночас двома, а ще частіше - всіма трьома: теплопровідністю, конвекцією і випромінюванням. Такий процес називається *складним теплообміном.*

Розглянемо кожний з 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 апарату) 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:

$$t = f(x, y, z, \tau), \qquad (5.1)$$

де t - температура тіла; x, y, z - координати точки; τ - час.

Таке температурне поле називається нестаціонарним і відповідає неусталеному режиму теплопровідності. Якщо температура тіла не змінюється протягом часу, то температурне поле називається стаціонарним. Тоді

$$t = f(x, y, z); \quad \frac{\partial t}{\partial \tau} = 0. \qquad (5.2)$$

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 сімейство ліній постійної температури, які називаються ізотермами (рис. 5.1). 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 по нормалі до ізотермічної поверхні у бік зростання температури.

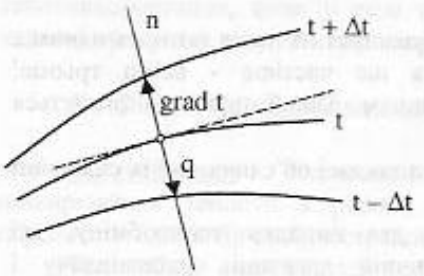


Рис. 5.1. Сім'я ізотерм

$$\ell im \frac{\Delta t}{\Delta n} = \frac{\partial t}{\partial n} = \text{grad } t. \qquad (5.3)$$

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 і 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

$$dQ = -\lambda \left(\frac{\partial t}{\partial n}\right) dS d\tau, \qquad (5.4)$$

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, м^2; 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 м^2 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 факторів. Значення коефіцієнту 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 з підвищенням температури збільшуються, а у рідини (окрім води і гліцерину) - зменшуються.

У таблиці 5.1 наведено граничні значення коефіцієнтів теплопровідності газів, рідини і твердих матеріалів.

Таблиця 5.1 - Коефіцієнти теплопровідності, λ, Вт/(м·К)

Матеріали	Газ	Рідина	Тверді тіла: метали	Ізоляційні матеріали
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 парою 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 тільки вздовж осі X). Для однорідної плоскої одношарової стінки (рис. 5.2) на основі рівняння (5.4) можна записати

$$dQ = \frac{-\lambda dS d\tau (t_2 - t_1)}{\delta}, \qquad (5.5)$$

де t_1 - температура стінки з боку входу теплового потоку, °С; t_2 - температура стінки з боку виходу теплового потоку,°С; δ - товщина стінки, м.

Інтегрування виразу (5.5) дозволяє отримати рівняння перенесення теплоти теплопровідністю плоскою однорідною стінкою

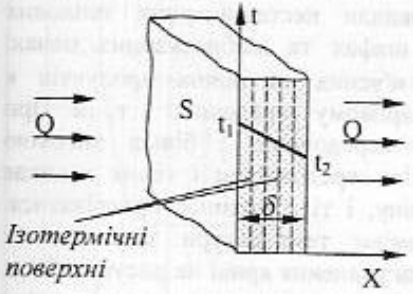


Рис. 5.2. Схема передачі теплоти теплопровідністю через плоску однорідну стінку

$$Q = \frac{\lambda (t_1 - t_2) S \tau}{\delta}. \qquad (5.6)$$

Відношення коефіцієнту теплопровідності стінки до її товщини λ/δ називають тепловою провідністю стінки, зворотну їй величину $R = \delta/\lambda$ – тепловим опором теплопровідності.

Поверхня нагріву теплообмінної апаратури харчових виробництв і громадського харчування 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:

$$Q = \frac{S\tau(t_1 - t_2)}{\sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i}}. \qquad (5.7)$$

Вираз, що стоїть в знаменнику являє собою загальний термічний опір теплопровідності багатошарової стінки.

Для одношарової циліндричної стінки теплопровідність описується рівнянням

$$Q = \frac{\lambda}{\ell n \frac{r_2}{r_1}} 2\pi\ell (t_1 - t_2)\tau, \qquad (5.8)$$

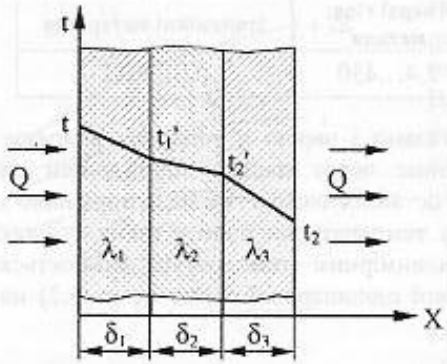


Рис. 5.3. Схема передавання теплоти теплопровідністю через плоску багатошарову стінку

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 всього пов'язана зі зміною температурного поля не тільки в просторі, але і в часі:

$$Q = f(x, y, z, \tau).$$

Нестаціонарність теплових процесів зумовлюється зміною ентальпії твердих тіл і завжди пов'язана з явищами їх нагрівання або охолоджування при безпосередньому контакті з гарячими або холодними потоками рідин або газів. Приклади нестаціонарних теплових процесів: випічка хлібобулочних виробів у шафах та хлібопекарних печах, варіння овочів, м'ясних та інших продуктів в 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 рисунку 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.

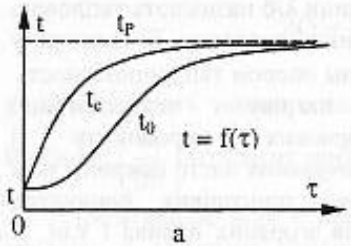


Рис. 5.4. Нестаціонарна теплопровідність

Про характер зміни інтенсивності передавання теплоти дає уявлення крива на рисунку 5.4, б.

В інженерній практиці задача нестаціонарної теплопровідності – знаходження залежності зміни температури і кількості переданої теплоти у часі для будь-якої точки твердого тіла. Це завдання сьогодні вирішується за допомогою електронно-обчислювальних машин при використанні критеріальних залежностей

$$\frac{v}{v_1} = f_1(Bi, Fo) \text{ і } \frac{Q}{Q_1} = f_Q(Bi, Fo), \qquad (5.9)$$

де $\frac{v}{v_1}$ – безрозмірна температура; $\frac{Q}{Q_1}$ – безрозмірна теплота; Bi - критерій Біо; Fo - критерій Фур'є.

Розв'язання задач нестаціонарної 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 в 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.

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 переміщування.

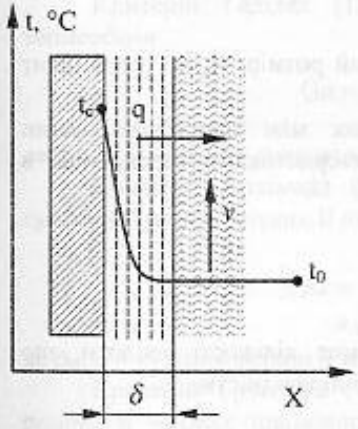


Рис.5.5. Характер зміни температури при конвективному теплообміні

На рисунку 5.5 показано характер зміни температур у рухомому середовищі при конвективному теплообміні. 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)

$$dQ = \alpha S (t_c - t_0)\, d\tau;$$
$$dQ = \alpha S (t_0 - t_c)\, d\tau, \qquad (5.10)$$

де Q - теплота, що передана конвекцією, Дж; S - поверхня стінки, м^2; τ - час, с; t_c – температура стінки, °C; t_0 - температура рідини, °C; α - коефіцієнт тепловіддачі конвекцією від стінки до рідини або від рідини до стінки, Вт/(м^2·К).

Коефіцієнт тепловіддачі показує, яка кількість теплоти передається від теплообмінної поверхні в 1м^2 до потоку рідини, яка її обмиває, (або від цього

потоку до поверхні теплообміну) протягом одиниці часу при різниці температур поверхні теплообміну і ядра потоку в 1 К.

Якщо α = const, то рівняння (5.10) приймають вигляд

$$Q = \alpha S (t_c - t_0) \tau,$$

$$Q = \alpha S (t_0 - t_c) \tau. \qquad (5.11)$$

Значення коефіцієнту тепловіддачі конвекцією залежить від багатьох факторів: режиму руху рідини, характеру сил, що спричиняють її рух, фізичних параметрів рідини, форми і розміру поверхні теплообміну та ін. Визначення коефіцієнту тепловіддачі теоретичним шляхом надто важке, а у більшості випадків навіть неможливе з-за великої кількості цих факторів. Тому коефіцієнт тепловіддачі конвекцією визначається за критеріальними рівняннями, які отримують засобами теорії подібності з диференційного рівняння конвективного теплообміну, доповненого рівняннями, що характеризують умови на межі розділу потоку рідини і стінки апарату.

Основні критерії теплової подібності, що характеризують процес тепловідлачі, 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

$$Nu = \frac{\alpha \ell}{\lambda},$$

де α - коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м^2·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 нестаціонарних теплових процесах

$$Fo = \frac{a\tau}{\ell^2},$$

де a - коефіцієнт температуропровідності, м^2/с; τ - час, с.

Критерій Пекле (1.39) характеризує відношення кількості теплоти, що розповсюджується в потоці рідини конвекцією та теплопровідністю

$$Pe = \frac{v \ell}{a},$$

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:

$$Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{\eta \cdot c}{\lambda},$$

де ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини, м^2/с; η – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, Па·с; с – масова теплоємність рідини, Дж/(кг·К).

Критерій Біо (1.44) (разом з критерієм Фур'є) характеризує нестаціонарні 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:

$$Bi = \frac{\alpha \ell}{\lambda_{ст}},$$

де $\lambda_{ст}$ – 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

$$Re = \frac{v \ell \rho}{\eta}.$$

Критерій Галілея (1.35) характеризує вплив в'язкості теплоносія на теплообмін

$$Ga = \frac{g \ell^3}{\nu^2},$$

де g – прискорення сили падання, м/с^2.

Критерій Архімеда (1.37) характеризує рух рідини внаслідок різниці густини у різноманітних її шарах

$$Ar = \frac{g \ell^3 (\rho_0 - \rho)}{\nu^2 \rho},$$

де ρ_0, ρ – густина рідини в двох її різноманітних точках, кг/м^3.

Критерій Грасгофа (1.42) характеризує гідродинамічний режим потоку рідини в умовах природної конвекції, що відбувається під впливом різниці густини нагрітої та холодної рідини

$$Gr = \frac{g \ell^3 \beta \Delta t}{\nu^2},$$

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

$$Nu = f(Re, Gr, Pr, Fo\ldots). \qquad (5.12)$$

Звичайно його записують у вигляді ступеневої функції

$$Nu = \alpha Re^n Gr^m Pr^k Fo^{\ell}, \qquad (5.13)$$

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

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \ell}{\lambda}. \qquad (5.14)$$

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 не круглого 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 зміщення агрегатного стану потоку

1. Тепловіддача під час вільної конвекції рідини описується критеріальним рівнянням

$$Nu = C\,(Pr \cdot Gr)^n, \qquad (5.15)$$

в якому числові значення C і n обираються залежно від режиму руху рідини, тобто від добутку Gr·Pr:

Режим	Gr·Pr	C	n
Ламінарний	$<5\cdot10^2$	1,18	0,125
Перехідний	$5\cdot10^2 - 2\cdot10^7$	0,54	0,25
Турбулентний	$>2\cdot10^7$	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 в першу чергу від характеру руху рідини і визначається такими рівняннями:

а) під час руху потоку в трубі для Re < 2300 (ламінарний рух)

$$Nu = 0{,}17\,Re^{0{,}33}\,Pr^{0{,}43}\,Gr^{0{,}1}\left(\frac{Pr}{Pr_0}\right)^{0{,}25}; \qquad (5.16)$$

б) під час руху потоку в трубі для Re > 10000 (турбулентний рух)

$$Nu = 0{,}021 Re^{0{,}8}\,Pr^{0{,}43}\left(\frac{Pr}{Pr_0}\right)^{0{,}25}; \qquad (5.17)$$

в) під час поперечного обтікання одинокої труби для Re < 1000

$$Nu = 0{,}56\,Re^{0{,}5}\,Pr^{0{,}36}\left(\frac{Pr}{Pr_0}\right)^{0{,}25}; \qquad (5.18)$$

для Re > 1000

$$Nu = 0{,}28\,Re^{0{,}6}\,Pr^{0{,}36}\left(\frac{Pr}{Pr_0}\right)^{0{,}25}. \qquad (5.19)$$

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 представлене таким чином:

$$Nu = 0{,}023\,Re^{0{,}8}\,Pr^{0{,}4}\left(\frac{D_a}{D_i}\right)^{0{,}45}, \qquad (5.20)$$

де D_a - внутрішній діаметр зовнішньої труби, м; D_i - зовнішній діаметр внутрішньої труби, м.

4. Для теплообмінних процесів, що протікають в апаратах громадського харчування, певне значення має теплообмін під час перемішування системи, що нагрівається. У цьому випадку загальне критеріальне рівняння приймає такий вигляд:

$$Nu = C Re_м^n\,Pr^m\left(\frac{\nu}{\nu_c}\right)^a, \qquad (5.21)$$

де C – коефіцієнт пропорційності; $Re_м$ – модифікований критерій Рейнольдса для перемішування; ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини за середньої температури рідини і стінки, $м^2/с$; $ν_c$ – те ж за температури стінки, $м^2/с$. Значення C, n, m та a залежать від конструкції апарату і виду мішалки. Так, для оболонкового апарату, 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 < 2300)

$$Nu = 0{,}67\, Re^{0{,}11}\, Pr^{0{,}33} \left(\frac{\delta}{h}\right)^{0{,}33}, \qquad (5.22)$$

де δ - товщина плівки, м; h - висота вертикальної поверхні, м.

Під час турбулентного режиму течії плівки по вертикальній стінці

$$Nu = 0{,}11\, Re^{0{,}33}\, Pr^{0{,}33}. \qquad (5.23)$$

Під час турбулентного режиму течії плівки для горизонтальних труб

$$Nu = 0{,}005\, Re^{0{,}33}\, Pr^{0{,}33}. \qquad (5.24)$$

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 і 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 декілька пізніше, наведемо лише рівняння для обчислення коефіцієнтів тепловіддачі.

1. Плівкова конденсація пари під час ламінарного стікання плівки описується узагальненим рівнянням

$$Nu = C\,(Pr \cdot Ga \cdot Ku)^{0{,}25}, \qquad (5.25)$$

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

$$\alpha = 1{,}15 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 g r}{\eta \cdot \Delta t \cdot H}}, \qquad (5.26)$$

де r – теплота конденсації, Дж/кг; ρ – густина конденсату, $кг/м^3$; 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

$$\alpha = 0{,}728 \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \rho^2 g r}{\eta \Delta t d}}. \qquad (5.27)$$

2. Бульбашковий режим кипіння рідини можна описати узагальненим рівнянням

$$Nu = C Re^n Pr^m. \qquad (5.28)$$

В області $10^{-2} < Re < 10^4$ рівняння (5.28) набуває вигляду

$$Nu = 0{,}125\, Re^{0{,}66}\, Pr^{0{,}33}. \qquad (5.29)$$

Для води під час кипіння за умов природної конвекції можна використати формулу

$$\alpha = 6{,}87 q^{0{,}7} p^{0{,}4}, \qquad (5.30)$$

де p – тиск, МПа; q = Q/S – питоме теплове навантаження, $Вт/м^2$.

Наведемо орієнтовні значення коефіцієнтів тепловіддачі для найбільш розповсюджених процесів теплообміну (табл. 5.2).

Таблиця 5.2 - Орієнтовні значення коефіцієнтів тепловіддачі

Вид тепловіддачі	Коефіцієнт тепловіддачі, $Вт/(м^2 \cdot К)$
Нагрівання і охолоджування газів ($P_{абс} \approx 0{,}1$МПа)	10... 50
Нагрівання і охолоджування води режим потоку – ламінарний режим потоку – турбулентний	 100... 350 350... 2500
Кипіння води	500... 10000
Конденсація водяної пари	4000... 15000
Нагрівання і охолоджування мінеральних масел	60... 200
Нагрівання і охолоджування органічних рідин (даутерма)	1400... 1700

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 через тіло Q_D, тобто

$$Q = Q_R + Q_A + Q_D. \qquad (5.31)$$

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:

$$A + R + D = 1. \qquad (5.32)$$

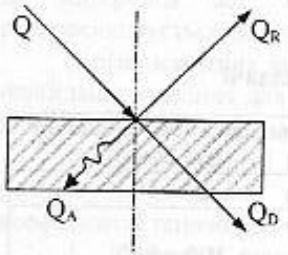


Рис. 5.6. Схема розподілу потоку променевої енергії

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 С на його абсолютну температуру Т у четвертому ступені:

$$q_R = C\left(\frac{T}{100}\right)^4. \qquad (5.33)$$

Найбільше значення коефіцієнт випромінювання має для абсолютно чорного тіла $C = C_0 = 5{,}68$ Вт/(м$^2 \cdot$ К^4).

Для сірих тіл уводять коефіцієнт ступеня чорноти тіла $\varepsilon = C/C_0$. Тоді закон Стефана-Больцмана запишеться у вигляді:

$$q_з = \varepsilon C_0\left(\frac{T}{100}\right)^4 = \varepsilon q_0, \qquad (5.34)$$

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 Кирхгофа випливає, що коефіцієнт чорноти сірого тіла є за однієї й тієї ж температури дорівнює коефіцієнту поглинання А:

$$\varepsilon = A.$$

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:

$$Q_{1\text{-}2} = C_{1\text{-}2}\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] S\tau, \qquad (5.35)$$

де $Q_{1\text{-}2}$ - кількість теплоти, що передається випромінюванням тіла 1 тілу 2; $S = S_1 = S_2$ – випромінююча поверхня тіл; T_1, T_2 – абсолютні температури тіл; $C_{1\text{-}2}$ – наведений коефіцієнт випромінювання системи тіл, який дорівнює

$$C_{1\text{-}2} = \left(\frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} + \frac{1}{C_0} \right)^{-1}, \qquad (5.36)$$

де C_1, C_2, і C_0 - коефіцієнти випромінювання першого, другого і 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

$$C_{1\text{-}2} = \left[\frac{1}{C_1} + \frac{S_1}{S_2} \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_0} \right) \right]^{-1}, \qquad (5.37)$$

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 введене поняття про коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням.

Теплоту, що передана поверхнею стінки газовому середовищі у вигляді променевої енергії, можна також виразити через коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням $\alpha_л$

$$Q_л = \alpha_л S (t_1 - t_2) \tau = C \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] S\tau. \qquad (5.38)$$

Тоді коефіцієнт тепловіддачі $\alpha_л$ буде дорівнювати

$$\alpha_л = \frac{C}{t_1 - t_2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]. \qquad (5.39)$$

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

$$\alpha_\Sigma = \alpha + \alpha_л. \qquad (5.40)$$

Цей коефіцієнт показує, яка кількість теплоти переходить у довкілля за рахунок радіації та конвекції з $1м^2$ поверхні стінки апарату в 1с з різницею температур між стінкою і довкіллям (повітрям), рівній 1К.

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

$$\alpha_\Sigma = 9{,}74 + 0{,}07 (t_1 - t_2). \qquad (5.41)$$

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.

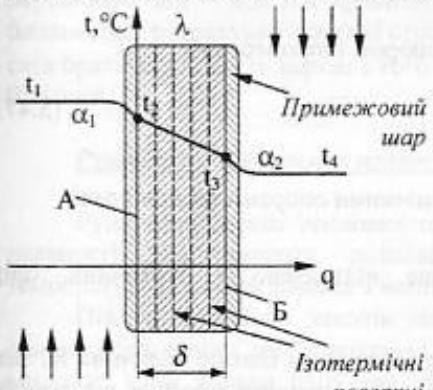


Рис. 5.7. Схема теплопередачі через плоску стінку

Напишемо рівняння теплообміну для випадку теплопередачі, який розглядається.

1. Рівняння тепловіддачі від рідини, що нагріває до поверхні стінки

$$Q = \alpha_1 S (t_1 - t_2) \tau, \qquad (5.42)$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від рідини, що нагрівається до стінки, Вт/($м^2$·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.

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/(м^2·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; К – 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/ К 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 К, 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 К залежить від величини коефіцієнтів тепловіддачі α_1 і α_2. Чим вище α_1 і α_2, тим вище К. 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 К. 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 багатошарової 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; і – порядковий номер шару.

У більшості теплообмінних апаратів потік теплоти проходить через стінки круглих трубок. Величина К, що називається в даному випадку лінійним коефіцієнтом теплопередачі визначається за формулою:

$$K_\ell = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\lambda}\ell n\frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2}\right)}, \quad (5.50)$$

де d_1 – внутрішній діаметр труби, м; d_2 – зовнішній діаметр труби, м.

За відношенням товщини стінки до внутрішнього діаметра труби який не перевищує $\delta/d_1 = 0{,}3...0{,}4$ кривизною стінки можна знехтувати, зводячи задачу близької до розрахунку плоскої стінки. При цьому розрахункову площу поверхні слід брати 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 в 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) прямотечія – обидва теплоносії рухаються паралельно один одному в одному

напрямку; б) протитечія – 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 прямотечії, іншу – за схемою протитечії або перехресної течії.

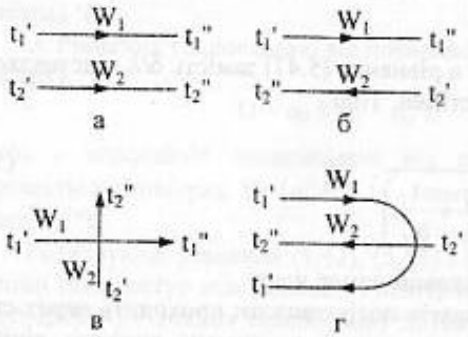


Рис. 5.8. Схема напрямку руху теплоносіїв при теплообміні

На рисунку 5.9 у координатній системі: температура (по вісі ординат) – площа поверхні нагрівання апарата (по вісі абсцис), графічно представлено характер зміни температур нагріваючого теплоносія, і теплоносія, що нагрівається, вздовж поверхні теплообміну за постійної температури нагріваючого агента (а), постійної температури агента, що охолоджує (б), прямотечії (в) і протитечії (г).

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.

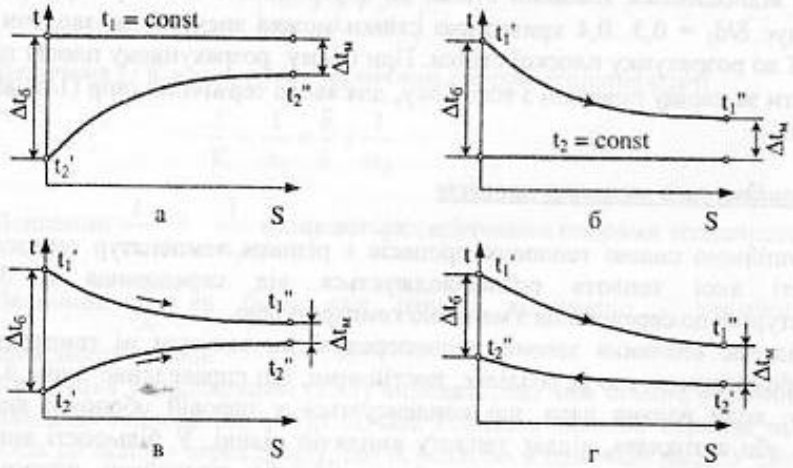


Рис. 5.9. Схема зміни температур теплоносіїв вздовж поверхні теплообміну

Якщо відношення $\Delta t_б / \Delta t_м < 2$, то середня різниця температур визначається як середньоарифметична величина

$$\Delta t_{сер.} = \frac{\Delta t_б + \Delta t_м}{2}. \qquad (5.51)$$

Коли $\Delta t_б / \Delta t_м \geq 2$ то середня різниця температур теплоносіїв визначається як середньологарифмічна величина за формулою

$$\Delta t_{сер.} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{2{,}3\ell g\left(\frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}\right)}. \qquad (5.52)$$

Для апаратів зі змішаною і перехресною течією теплоносіїв середню різницю температур можна обчислити за формулою (5.52) з поправочним коефіцієнтом $\varepsilon_{\Delta t}$:

$$\Delta t_{сер.} = \varepsilon_{\Delta t} \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{2{,}3\ell g\left(\frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}\right)}. \qquad (5.53)$$

Поправочний 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 – з прямотоком. Завдяки більшій величині середнього температурного напору робоча поверхня теплообмінника з протитечією виявляється меншою, ніж з прямотоком.

5.1.3. Нагрівання

Способи нагрівання. Нагрівання в харчовій технології та громадському харчуванні широко застосовують для прискорення багатьох гідромеханічних, теплових, масообмінних, хімічних та біохімічних процесів, а також для проведення пастеризації та стерилізації ряду харчових продуктів.

Залежно від температурного режиму та інших умов проведення процесу для кожного з них вибирають такий спосіб нагрівання, що є найбільш доцільним в 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.

При виборі теплоносія враховують його термічну та хімічну стійкість, токсичність, вартість і доступність. Однією з найважливіших характеристик теплоносія є величина коефіцієнту 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 = 180°С.

Нагрівання водяною парою має такі переваги: 1) велика кількість теплоти, що виділяється під час її конденсації (2264…2024 кДж/кг з тиском відповідно 0,1…1,0 МПа); 2) високий коефіцієнт тепловіддачі від пари, що конденсується, до стінки – 5…18 кВт/(м^2·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 і м'ятою парою.

Під час нагрівання гострою парою водяна пара вводиться безпосередньо в середовище, що нагрівається, і змішується з нею. 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 апарату 1 і обладнані безліччю дрібних отворів (рис. 5.10).

Під час барботерування 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;
- варення продуктів у пароварильних апаратах громадського харчування (рис. 5.11);
- дезодорація жирів і масел у виробництві харчових жирів.

Пароварильна шафа, схему якої наведено на рисунку 5.11, має власний парогенератор 3 та робочу камеру 2. Корпус 6 камери виконаний із нержавіючої сталі і покритий шаром ізоляції 1. Продукт 7 встановлюється в камері на полиці-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

$$Gct_п + D\,i = Gc\,t_к + Dc_к\,t_к + Q_в\,. \qquad (5.54)$$

де G – кількість рідини, що нагрівається, кг/с; $t_п$, $t_к$ – початкова і кінцева температури середовища, що нагрівається, °С; с – середня теплоємність середовища, що нагрівається в інтервалі температур $t_п$ - $t_к$, Дж/(кг·К); і – ентальпія гріючої пари, Дж/кг; $c_к$ – теплоємність конденсату, Дж/(кг·К); $Q_в$ – втрати теплоти в довкілля, Дж.

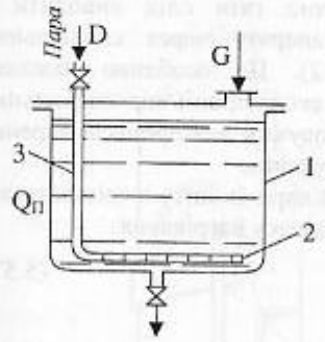


Рис. 5.10. Схема нагрівання рідини "гострою" парою

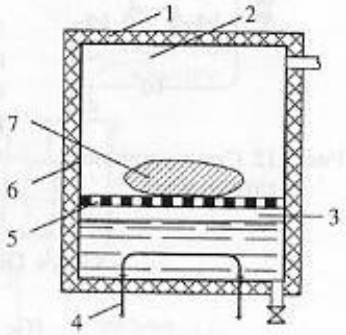


Рис. 5.11. Схема пароварильної шафи

З рівняння (5.54) витрата пари становить:

$$D = \frac{\left[Gc\left(t_к - t_п\right) + Q_в\right]}{\left(i - c_к\,t_к\right)}. \qquad (5.55)$$

Потрібна кількість пари для здійснення інших технологічних операцій обчислюється з відповідних рівнянь теплового балансу, складених з урахуванням всіх процесів, що відбуваються при цьому.

Так, наприклад, потрібна кількість пари, яка конденсується на поверхні тістових заготовок у промислових хлібопекарних печах, визначається виразом

$$D = D_м + D_н + D_{кп}\,, \qquad (5.56)$$

де $D_м$ - кількість конденсату, яка потрібна для вилучення мучнистості на поверхні; $D_н$ - кількість конденсату, що потрібна для доведення температури поверхні заготовки до температури початку клейстеризації крохмалю (55…60°С); $D_{кп}$ - кількість пари, що потрібна для проведення повної клейстеризації крохмалю поверхневого шару заготовки (80…90°С).

Під час нагрівання глухою парою (рис. 5.12) остання надходить у спеціальний простір 1 (оболонку, трубку, змійовик) що відділений від продукту 3, який нагрівається, теплообмінною поверхнею (стінкою) 4. У гріючій камері, пара повністю конденсується, і конденсат за допомогою конденсатовідвідника 5 виводиться з теплообмінника.

При нагріванні глухою парою у паровій оболонці апарата накопичуються гази, головним чином повітря, що потрапляє в оболонку разом з парою. Із-за наявності газів в паровому просторі знижується коефіцієнт тепловіддачі від пари, яка

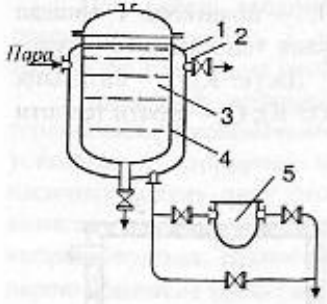


Рис. 5.12. Схема нагрівання глухою парою

конденсується, до стінки апарату і зростає витрата пари. Нижче представлені приблизні зразки значення α в Вт/(м^2·К) для суміші пари з повітрям: чиста пара – 11000; пара, що містить 3 % повітря – 3400; пара, що містить 6 % повітря – 1100.

Тому періодично гази слід виводити з парової оболонки апарату через спеціальний штуцер 2 (рис. 5.12). Це особливо важливо враховувати під час експлуатації харчоварильних котлів, що використовують для процесів варення в громадському харчуванні.

Витрата глухої пари (в кг/с) визначається з теплового балансу процесу нагрівання:

$$Gct_п + Di_п = Gct_к + Di_к + Q_в, \qquad (5.57)$$

$$D = \frac{[Gc(t_к - t_п) + Q_в]}{i_п - i_к}, \qquad (5.58)$$

де $i_п$ та $i_к$ - ентальпії відповідно гріючої пари і конденсату, Дж/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 1100°С. Вони утворюються під час згоряння твердого, рідкого або газоподібного палива в спеціальних топках. Для зниження температури топкових газів до 500…800°С їх змішують з 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-паточних заводах.

На рисунку 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 громадського харчування, наприклад - кип'ятильник безперервної дії газовий КНГ - 200У та водонагрівачі типу АГВ. Знаходять застосування і 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 і значні температурні перепади, труднощі точного регулювання температури, низькі коефіцієнти тепловіддачі (35…60 Вт/(м^2·К), забруднюваність.

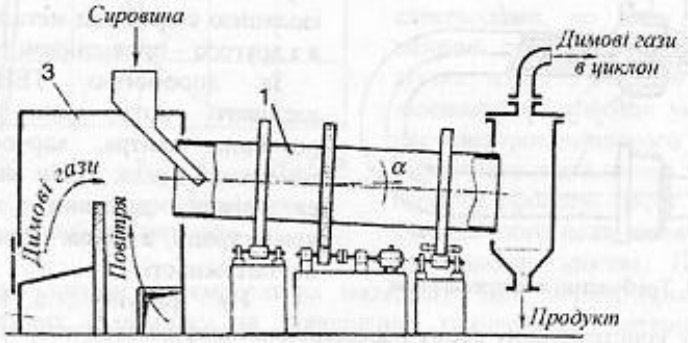


Рис. 5.13. Схема барабанної сушарки

Витрати В газоподібного палива можна обчислити з рівняння теплового балансу:

$$B \cdot I_1 + Gct_п = B \cdot I_2 + Gct_к + Q_в, \qquad (5.59)$$

де I_1 та I_2 - ентальпії топкових газів на вході та виході з теплообмінника.

$$B = \frac{[Gc(t_к - t_п) + Q_в]}{I_1 - I_2}. \qquad (5.60)$$

Позначки в рівнянні (5.59) ті ж самі, що і в рівнянні (5.54).

Нагрівання електричним струмом

За допомогою електричного струму можна проводити нагрівання у дуже широкому діапазоні температур, легко регулювати і точно підтримувати заданий температурний режим. Всі 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 у теплову розрізняють нагрівання електричними опорами (омічний нагрів), індукційний нагрів, високочастотний нагрів, 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 (сталевої, латунної, мідної або алюмінієвої) трубки, всередині якої запресована в наповнювачі спіраль з ніхромового дроту (сплав, що містить 20 % хрому, 30…80 % нікелю і 0,5…50 % заліза). Тому їх називають трубчастими електронагрівачами або ТЕНами (рис. 5.14).

Як наповнювач між корпусом і спіраллю ТЕНа застосовують, в основному, периклаз або кварцовий пісок; він служить, з одного боку, електроізоляцією спіралі від металевої трубки, а з другого – провідником теплоти.

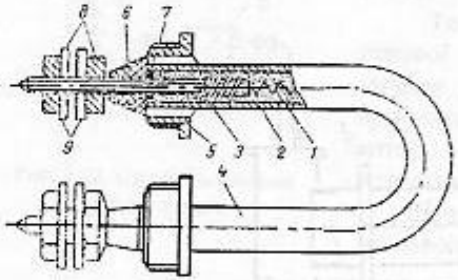


Рис. 5.14. Трубчастий електронагрівач

За допомогою ТЕНів можна нагрівати воду, лужні та кислотні розчини, повітря, харчові жири і мінеральні масла. ТЕНи виготовляються різної довжини, діаметру і конфігурації, а також різної номінальної потужності.

На рисунку 5.11 наведено принципову конструктивну схему пароварильної шафи з вбудованим парогенератором на електричному обігріванні ТЕНами. ТЕНи широко використовуються в тепловому обладнанні підприємств громадського харчування: 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

$$Q_e + Gct_н = Gct_к + Q_в, \qquad (5.61)$$

де Q_e - теплота, що підводиться до апарата електронагрівачем, Дж; $Q_в$ - втрати теплоти в довкілля, Дж. Інші позначки ті ж, що і в рівнянні (5.54).

З рівняння (5.61) одержуємо:

$$Q_e = Gc\,(t_к - t_н) + Q_в. \qquad (5.62)$$

Потрібна потужність електронагрівача (у Вт) дорівнює

$$P = \frac{Q_e}{\tau\eta}, \qquad (5.63)$$

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 цілого ряду харчових продуктів, наприклад, хліба, м'ясного фаршу і бісквітного тіста, вивчений вплив різноманітних факторів на особливості процесу. На рисунку 5.15 зображені типові криві закономірності

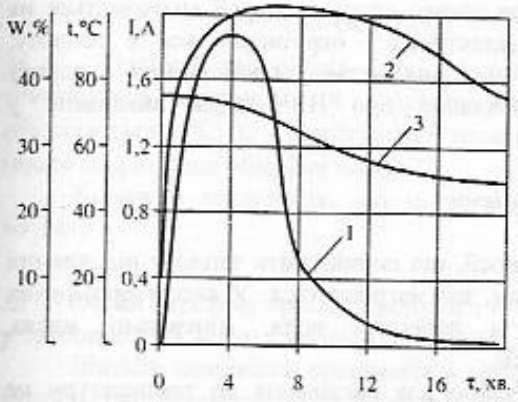


Рис. 5.15. Кінетика електроконтактного нагрівання бісквітного тіста

зміни основних параметрів процесу випікання бісквітного тіста (величини струму в електричному колі I, температури матеріалу в центрі виробу 2 і вологості 3) залежно від тривалості процесу.

Тісто знаходилось 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 охолоджування) 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…0,1А. Тривалість випікання складає 13…18 хв., тобто скорочується приблизно у 3 рази порівняно з нагрівання 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 3000 °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 і 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 і передають її матеріалам, що нагріваються. У якості проміжних теплоносіїв застосовуються гаряча і перегріта вода, мінеральні масла, високотемпературні органічні теплоносії.

Гаряча вода застосовується звичайно для нагрівання до температури не більш 100 °С. Обігрів водою застосовують в 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 рисунку 5.16, а. Вода нагрівається у змійовику 3, печі 2. У результаті зменшення густини води при нагріванні 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…0,2 м/с.

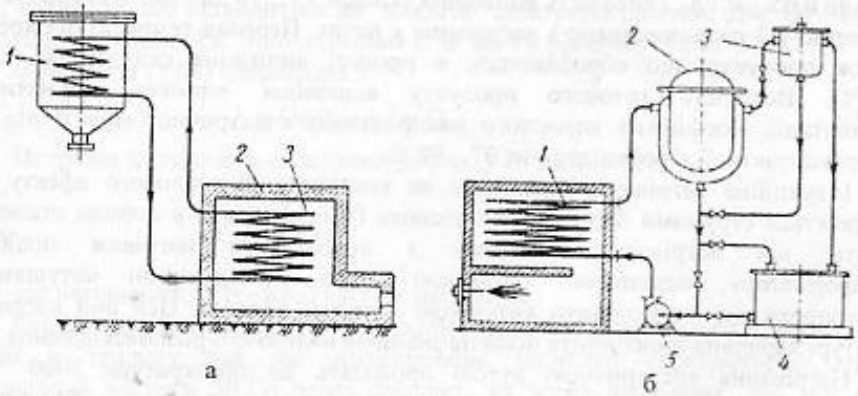


Рис. 5.16. Принципова схема нагрівання рідким теплоносієм

Кількість теплоти, що передається рідким теплоносієм у системі з природною циркуляцією, визначається виразом

$$Q = Gc\,(t_г - t_х), \qquad (5.64)$$

де G - кількість теплоносія, кг/с; с - теплоємність теплоносія, Дж/(кг·К); $t_г$ - температура теплоносія в гарячому напрямку системи (до апарату, що обігрівається), °С; $t_х$ - температура теплоносія в холодному напрямку системи (після апарату, що обігрівається), С°.

Кількість теплоносія, що циркулює у системі, визначається рівнянням витрати

$$G = f\,v\rho, \qquad (5.65)$$

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

$$P = gH\rho_х - gH\rho_г = gH\,(\rho_х - \rho_г), \qquad (5.66)$$

де Н - висота, що визначає положення апарата, що обігрівається над піччю, м; $\rho_х$ і $\rho_г$ - густина теплоносія відповідно в холодному і гарячому напрямках системи, $кг/м^3$.

Опір гарячого $\Delta p_г$ і холодного $\Delta p_х$ напрямків циркуляційної системи може бути визначений, як

$$\Delta p_г + \Delta p_х = \frac{\rho_х v_х^2}{2}(1+\sum\xi_х) + \frac{\rho_г v_г^2}{2}(1+\sum\xi_г), \qquad (5.67)$$

де $v_х$ та $v_г$ - лінійна швидкість теплоносія відповідно в холодній і гарячій гілці, м/с; $\sum\xi_х$ и $\sum\xi_г$ - сума опорів відповідно холодного і гарячого напрямків.

При одному і тому ж перетині трубопроводу в холодному і гарячому напрямках, згідно з законом нерозривності потоку

$$v_х\rho_х = v_г\rho_г, \qquad v_г = \frac{v_х\rho_х}{\rho_г}. \qquad (5.68)$$

Підставляючи знайдене значення $v_г$ в (5.67) та враховуючи, що під час процесу, який встановився

$$\Delta p_х + \Delta p_г = P = gH\,(\rho_х - \rho_г),$$

можна отримати вираз для визначення швидкості теплоносія

$$v_х = \frac{1}{\rho_х}\sqrt{\frac{2gH(\rho_х - \rho_г)}{(1+\sum\xi_х)/\rho_х + (1+\sum\xi_г)/\rho_г}}. \qquad (5.69)$$

З (5.69) слідує, що швидкість, а отже і продуктивність установки, зростає із збільшенням різниці висот розташування апарата, що обігрівається, і печі, збільшенням різниці густин теплоносіїв у холодному і 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 мінеральні масла.

До найбільш розповсюджених ВОТ відносять діарилметани - дітолілметан (ДТМ) з температурою кипіння $t_к$ = 296 °С та з температурою замерзання $t_з$ = – 36 °С, дікумілметан (ДКМ) з температурою кипіння $t_к$ = 336 °С і з температурою замерзання $t_з$ = – 24 °С, а також дифенільна суміш (даутерм-А). Вони являють собою легкорухомі рідини, не викликають корозії металів, термостійкі, дешеві. ВОТ можуть застосовуватися як в однофазному, так і у двофазному (рідина-пар) стані.

Мінеральні масла – продукти переробки нафти; температура їх кипіння знаходиться в межах від 250 до 300 °С. Застосовуються компресійні масла марок 12-М і 19-Т, циліндрові – марок 11 і 24 та циліндрові важкі - марок 38 і 52-вапор. Мінеральні масла за високих температур осмолюються і забруднюють теплообмінну поверхню апаратів, що значно знижує коефіцієнт тепловіддачі. Вони використовуються лише в однофазному (рідкому) стані.

Схеми використання мінеральних масел і ВОТ для процесів нагрівання аналогічні наведеним на рисунку 5.16.

5.1.4. Охолодження

Способи охолодження

У харчовій технології дуже часто виникає необхідність охолоджувати гази, пари, рідини та тверді тіла. Основними параметрами при цьому є кінцева температура продуктів і швидкість їхнього охолоджування. 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 охолоджування продуктів з 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 охолоджування. Практика показує, що чим швидше та глибше охолодити свіжі продукти, тим краще збережуться їхні початкові якості та зменшаться витрати їхньої маси. Це відноситься до всіх продуктів рослинного і тваринного походження, наприклад таких, як м'ясо, риба, морепродукти, деякі молочні та кулінарні вироби. Охолоджування може бути природним і штучним. Під час природного охолоджування тіло може бути охолоджене тільки до температури довкілля, наприклад до температури повітря або води. Більш низькі температури досягаються шляхом штучного охолоджування. Для штучного охолоджування може бути використаний будь-який фізичний процес, пов'язаний з вилученням теплоти (плавлення, сублімація, кипіння та інші). Залежно від температури охолоджування середовища розрізняють штучне охолоджування помірне (до температури мінус 153 °С) і глибоке або кріогенне (від - 153 °С до температур, близьких до абсолютного нуля).

Найбільш розповсюдженими і доступними теплоносіями, що охолоджують, є вода, повітря і лід, які дозволяють здійснити охолоджування до 0 °С. Для охолоджування до температур нижче 0 °С застосовують суміші льоду з сіллю, сухий лід, холодильні розсоли (розчини NaCl, $CaCl_2$), зріджені аміак, фреони та інші.

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 охолоджування у повітрі можна віднести низький коефіцієнт тепловіддачі з боку повітря (до 58 Вт/(м^2·К)), порівняно низька питома теплоємність (біля 1 кДж/(кг·К)), 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

$$Q = Д\,(i - c\,t_к), \qquad (5.70)$$

де Д - кількість рідини, що випарувалася, кг/с; і - ентальпія пари, що утворюється

з рідини, Дж/кг; с - питома теплоємність продукту, що охолоджується, Дж/(кг·К); $t_к$ - середня температура продукту, що охолоджується, ° С.

Водяне охолодження

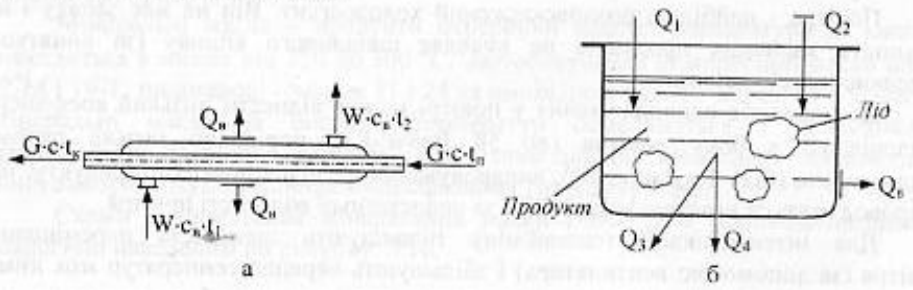
Вода має більшу теплоємність і більш високі коефіцієнти тепловіддачі, ніж повітря. Залежно від пори року та кліматичних умов температура води з водоймища становить 12…25 °С. Артезіанська вода має температуру 4…15 °С. Для економії води і охорони навколишнього середовища вводиться система водообороту, що дає можливість різко скоротити споживання свіжої води і зменшити стік. При цьому воду після теплообмінного обладнання охолоджують в градирнях за рахунок часткового випаровування в повітря, що рухається протитечією, і після очищення знову спрямовують на використання як холодоагенту.

Вода використовується для охолоджування в поверхневих і змішувальних теплообмінниках. У останні роки широко застосовують холодну (льодяну) воду (1…4 °С) для охолоджування тушок птиці до 4...6 °С, розміщуючи їх у спеціальні ванни або зрошуючи через форсунки. Широко використовується льодяна вода для охолоджування молока в пластинчастих охолоджувачах.

Витрата води на охолоджування продукту в теплообміннику визначається з теплового балансу процесу (рис. 5.17, а), що виражається рівнянням

$$Gct_п + Wc_в t_1 = Gct_к + Wc_в t_2 + Q_в, \qquad (5.71)$$

де G - кількість продукту, що охолоджується, кг/с; $t_п$, $t_к$ - відповідно початкова і кінцева температури продукту, °С; с - теплоємність продукту, Дж/(кг·К); W - витрата води на охолоджування, кг/с; t_1, t_2 - відповідно початкова і кінцева температури води, що охолоджує, °С; $c_в$ - теплоємність води, Дж/(кг·К); $Q_в$ - втрата теплоти в довкілля, Дж.



а б

Рис. 5.17. Принципова схема до теплового балансу охолодження

З формули (5.71) одержуємо

$$W = \frac{[Gc(t_п - t_к) - Q_в]}{c_в (t_2 - t_2)}. \qquad (5.82)$$

З виразу (5.72) витікає, що завдяки тепловим втратам в довкілля витрата води, на охолоджування дещо знижується.

Охолоджування льодом

Лід застосовують для одержання температури біля 0 °С, бо за цієї температури він плавиться і віднімає теплоту від продукту. Якщо додати до льоду або снігу кристалічну поварену сіль (NaCl), то температура плавлення цієї суміші буде нижче 0 °С, і величина її визначається кількістю солі в суміші. Найбільш низьку температуру в суміші (- 21,2 °С) 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 °С, а після цього плавиться, віднімаючи теплоту плавлення від рідини, що охолоджується. Під час безпосереднього охолоджування льодом в апарат з рідиною, що охолоджується, (рис.5.17, б) вноситься теплота в кількості:

$$Q_1 = Gc\, t_п,$$

де G – кількість рідини, що охолоджується, кг; с – теплоємність рідини, що охолоджується, Дж (кг·К); $t_п$ – початкова температура рідини, °С.

З льодом вноситься холод (або теплота з негативним знаком) в 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 $t_к$ і теплоємність води через $c_в$, тепловий баланс процесу можна виразити рівнянням

$$Gct_п - L \cdot r = Gct_к + Lc_в t_к + Q_в. \qquad (5.73)$$

З цього рівняння визначимо витрату льоду (в кг)

$$L = \frac{[Gc(t_п - t_к) - Q_в]}{r + c_в t_к} \qquad (5.74)$$

Тривалість охолоджування 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

Всі 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 росте кінетична енергія молекул і середня відстань між ними. За певної температури, що називається температурою плавлення, речовина переходить з 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 з 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 і 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 теплопровідністю і температуропровідністю. Кількість теплоти, необхідної для плавлення жиру в Дж, можна визначити за формулою

$$Q = G_ж (q_{пл} + c_ж t_ж), \qquad (5.75)$$

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 °С, а температура його застигання - 22…32 °С.

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 в 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'єкту 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 ТЕНи, СЕНи (сслітові електронагрівачі), металеві та керамічні випромінювачі газових пальників та ін.

Однією з найбільш важливих характеристик генераторів ІЧ-енергії є довжина хвилі максимального випромінювання max, тобто довжина хвилі, якій відповідає максимальна інтенсивність випромінювання. Віна залежить від температури і для абсолютно чорного тіла визначається за законом Віна (у мкм):

$$\lambda_{max} = 2898/T, \qquad (5.76)$$

де Т – 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 λ_{max}=0,77…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 1000 К, λ_{max}=2,6…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 затухають.

Інфрачервоне проміння переборює шлях від джерела випромінювання до об'єкту 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 пропускаючої спроможності), 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 росте, причому максимальна температура спостерігається не на поверхні матеріалу, а на деякій його глибині (від часток до декількох мм), що пояснюється охолоджуванням 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 ряду продуктів, що мають значну поглинальну спроможність, рівну A = 0,7…0,9 (наприклад, м'ясо, тісто, хліб, картопля та ін.), може досягати 18…20 мм.

Сприятливим фактором для ІЧ-обробки харчових продуктів є наявність довжин хвиль поблизу 1 мкм у спектрі генератора випромінювання, і високого вологовмісту вихідного продукту (при $\lambda = 0{,}75…2{,}5$ 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/м^2) визначається як

$$q = \frac{\Phi}{S}, \qquad (5.77)$$

де Ф – променевий потік генератора випромінювання, Вт; S – розрахункова поверхня опромінення, м.

ІЧ-нагрівання може бути використане не тільки як основний енергоносій, 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, коптіння риби та ін., застосування ІЧ-випромінювання дає значний ефект.

Теплова обробка продуктів у електромагнітному полі НВЧ. НВЧ-нагрівання стало останнім часом одним з 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 ряду поживних речовин та вітамінів, перевитраті енергії.

У змінному електромагнітному полі надвисокої частоти (НВЧ) нагрівання харчових продуктів може здійснюватися одразу по всьому об'єму. 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, рівну $10^{-3}…10^{-1}$м. Об'ємним це нагрівання називають тому, що під час використання НВЧ-поля прогрівання продукту відбувається по всьому об'єму (на відміну від поверхневого нагрівання).

Процес утворення теплоти у продукті за допомогою струмів НВЧ заснований на законах електричного поля і принципі дії конденсатора. Основні параметри і закономірності теплоутворення найпростіше можна пояснити, грунтуючись 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.

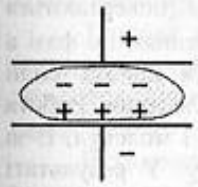


Рис. 5.18. Плоский конденсатор

Передусім відзначимо, що практично всі харчові продукти і кулінарні вироби належать до діелектриків, в 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 володіють власним дипольним моментом, 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, в тому числі й харчових продуктів, ε >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 з 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

$$M = M_д + M_{ел} + M_і + M_м + M_{сл} \qquad (5.78)$$

де у правій частині рівняння наведено відповідно моменти сил, що виникають під час дипольної, електронної, іонної, макроструктурної та електролітичної поляризаціях.

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 у всьому об`ємі.

Питому потужність, необхідну для нагрівання продукту, визначають за формулою (у Вт/м^3)

$$P_н = \frac{\gamma c}{\eta_t} \cdot \frac{\Delta t}{\Delta \tau}, \qquad (5.79)$$

де γ - питома вага продукту, кг/м^3; с – 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, °С/с.

Відзначимо, що темпи нагрівання деяких харчових продуктів з частотою НВЧ-поля f = 2375МГц за експериментальними даними становлять (в °С/с): м'ясо – 0,50; котлети – 0,76; риба – 0,62; птиця – 0,38. Водночас помітимо, що при використанні процесу варення ці величини у 20…25 раз менші.

Питому потужність, необхідну для покриття втрат на випаровування вологи, визначають за формулою (у Вт/м^3)

$$P_в = \frac{r}{\eta_t} \cdot \frac{\Delta W}{\Delta \tau}, \qquad (5.80)$$

де r – теплота пароутворення, Дж/кг; ΔW – зменшення вологи, віднесене до одиниці об`єму продукту (кг/м^3) за проміжок часу Δτ (с).

Сумарна питома потужність, необхідна для теплової обробки продукту, складе

$$P = P_н + P_в. \qquad (5.81)$$

З іншого боку, теплова потужність, що виділяється в поміщеному в НВЧ-поле продукті (в одиниці об`єму, Вт/м^3) дорівнює

$$P = 0{,}556 \cdot 10^{-10} E^2 f \varepsilon' \operatorname{tg}\delta, \qquad (5.82)$$

де Е – напруженість електричного поля, В/м; f – частота змінного електричного поля, Гц; δ – кут діелектричних втрат; ε' – відносна діелектрична проникність середовища (продукту)

$$\varepsilon' = \varepsilon/\varepsilon_0, \qquad (5.83)$$

де ε – діелектрична проникність середовища (продукту); ε_0 – електрична постійна, дорівнює $8{,}85 \cdot 10^{-12}$ Ф/м.

Добуток ε" = ε'·tgδ називають повним коефіцієнтом поглинання.

Як виходить з формули (5.82), під час НВЧ-нагрівання теплова 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

$$\Delta = \frac{9{,}55 \cdot 10^9}{f \operatorname{tg}\delta \sqrt{\varepsilon'}}. \qquad (5.84)$$

У таблиці 5.3 наведено діелектричні властивості та глибина проникнення НВЧ-поля в деякі харчові продукти.

Згідно (5.82) із збільшенням частоти електричного поля f зростає швидкість нагрівання. Проте із 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 = 2375 МГц, t = 20 °С)

Продукт	ε'	ε''	tgδ	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 (шпик)	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 виділений ряд частот: 433, 915, 2375, 2450, 5800 і 22125 МГц.

В основному, використовується електромагнітне поле надвисокої частоти в 2375 МГц. Для збереження об'ємного прогрівання на цій частоті тепловій обробці слід піддавати вироби товщиною не більш 30…50 мм.

Основним джерелом енергії НВЧ є спеціальний електронний прилад, що називається магнетроном. Нині розроблені та експлуатуються водночас з магнетроном й інші електронні прилади: клістрони, лампи бігучої 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 і готової продукції, пастеризації та стерилізації виробів. Особливо ефективне застосування діелектричного нагрівання в процесах сушіння, бо в даному випадку в матеріалі, що висушується, співпадають за спрямуванням потоки теплоти і вологи, яку видаляють.

На рисунку 5.19 наведено схему вакуум-сушарки з НВЧ-нагріванням. Продукт з шлюзового бункера 3 надходить на стрічку 2 транспортера, який знаходиться в камері 1. Нагрівання продукту здійснюється завдяки магнетрону 4 і хвильоводам 5. Нагляд за температурою сушіння ведуть дистанційні прилади. Вакуум в 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 громадському харчуванні.

Обробка харчових продуктів в електростатичному полі застосовується для електрогазоочищення, електрокопчення та паніровки м'яса і 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 9000 В). Частинки пилу, туману або коптильного диму, які входять в електростатичне поле, заряджаються і під впливом поля одержують направлений рух до осаджувальних електродів. При електрокопченні компоненти коптильного диму осаджуються на поверхні продукту, а після цього дифундують в 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 з використанням звичайних засобів.

Сутність *електроконтактного методу* обробки полягає у тому, що електричний струм промислової частоти (220 В, 50 Гц), проходячи через продукт, що володіє опором, 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 протоплазмених оболонок клітин рослинної сировини, що дає збільшення виходу соку на 8...10 % порівняно зі звичайними методами.

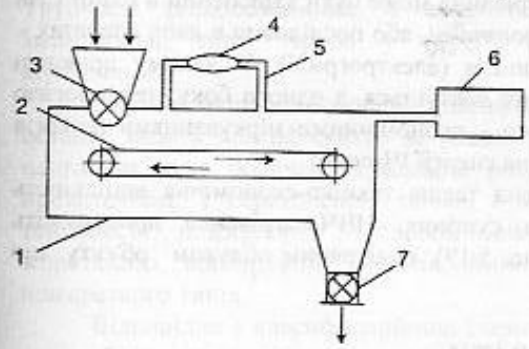


Рис. 5.19. Схема вакуум-сушарки з НВЧ-нагріванням

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 і паралельне нагрівання виробів декількома з викладених вище способів з метою скорочення часу обробки, підвищення якості кінцевого продукту та ефективності технологічного процесу.

При виборі 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 варіанта.

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 ряд 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 в полі ІЧ-випромінювання (1…2 хвилини) дозволяє отримати виріб із специфічною кірочкою і кольором. Такий спосіб нагрівання може бути здійснений в одній і тій же шафі НВЧ, оснащеній 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 і практично доведена також техніко-економічна доцільність застосування комбінованих способів сушіння: НВЧ-нагрівання доповнюють вакуумуванням сушильної камери (рис. 5.19), повітряним обдувом об'єкту, що висушується.

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 цілим рядом ознак.

У теплообмінних апаратах здійснюються майже всі види теплових процесів, тому залежно від виконуваних функцій, 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;

– пароріднні та парогазові – теплообмін між парою 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 почергово то теплоносієм, то продуктом. Ці теплообмінники в харчовій промисловості широкого розповсюдження не отримали. Тому далі під назвою "поверхневі теплообмінники" або просто "теплообмінники" будемо розуміти рекуперативні теплообмінники.

За тепловим режимом розрізняються теплообмінники періодичної дії, в яких спостерігається нестаціонарний тепловий процес, і безперервної дії з процесом, що встановився у часі.

За конфігурацією поверхні теплообміну розрізняють теплообмінники: трубчасті, пластинчаті, спіральні, оболонкові та з оребреною поверхнею. Трубчасті теплообмінники, в свою чергу, поділяються на кожухотрубні, змійовикові, типу "труба у трубі", елементні секційні, зрошувальні та комбіновані.

Окрім наведених основних класифікаційних ознак теплообмінних апаратів останні можна класифікувати за рядом 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 багатоходові; 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 невибухо – і непожежонебезпечних середовищ та середовищ, що не володіють токсичністю – група А, для вибухо- і пожежонебезпечних

середовищ та середовищ з токсичністю – група Б. Виготовлення теплообмінника за видом матеріалів вказане в ДГСТ 15122-79, ДГСТ 14245-69. Теплообмінники можуть бути виготовлені одно -, дво-, чотирьох -, 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, чотирьохходового, 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. 5.12) дуже часто застосовуються для періодичного нагрівання або охолоджування (наприклад, для підігрівання та уварювання кондитерських мас). Технологічний процес в них може здійснюватися під тиском (автоклави), під розрідженням (вакуум-апарати) і при атмосферному тиску (варильні котли).

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.

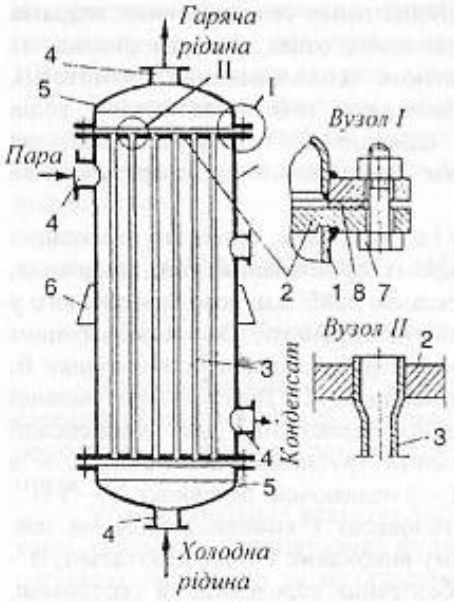


Рис. 5.20. Кожухотрубний теплообмінник

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 – рідина, газ – газ, газ – рідина.

На рисунку 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 з 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. За необхідності забезпечення очищення зовнішніх поверхонь труб застосовується коридорне розташування - по боках квадратів.

Теплообмінник, зображений на рисунку 5.20, є вертикальним, одноходовим. Внаслідок 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 рисунку 5.21 подано такий багатоходовий теплообмінник, що має два ходи у трубному просторі та п'ять ходів у міжтрубному.

Кожухотрубні теплообмінники розташовуються вертикально або горизонтально за допомогою опорних лап 6 (рис. 5.20).

При різниці температур між теплоносіями понад 50 °С 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 з лінзовими компенсаторами, з плаваючою головкою, з U-подібними трубами (рис. 5.21), а також із сальниковими пристроями. Поверхня нагрівання кожухотрубних теплообмінників може складати 1200 м^2 з довжиною труб від 1 до 9 м; умовний тиск досягає 6,4 МПа.

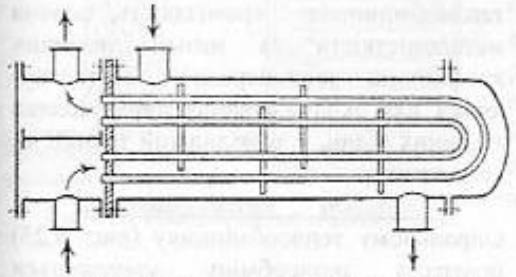


Рис. 5.21. Багатоходовий кожухотрубний теплообмінник з U-подібними трубками

Елементні теплообмінники. Найпростіший двотрубний теплообмінник типу "труба в трубі" (рис. 5.22) складається з двох труб: внутрішньої труби 1 меншого діаметру і зовнішньої труби 4 більшого діаметру. Звичайно складають послідовно один з другим у батарею декілька таких простих теплообмінних

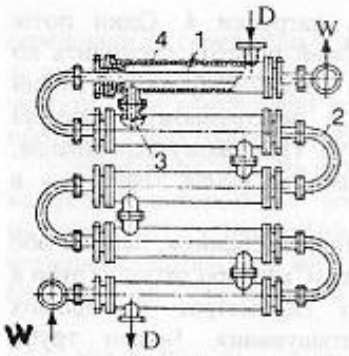


Рис. 5.22. Теплообмінник типу "труба в трубі"

елементів за допомогою фланцевих з`єднань 3 і колін (калачів) 2.

У двотрубних теплообмінниках можна створити високі швидкості теплоносія і продукту. У зв'язку з цим апарати характеризуються порівняно високим коефіцієнтом теплопередачі. Однак 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 змійовиковому вакуум-апараті для уварювання кондитерських мас по змійовику проходить продукт. Змійовикові теплообмінники виготовляються з плоским змійовиком або зі змійовиком, зігнутим у вигляді гвинтової лінії.*

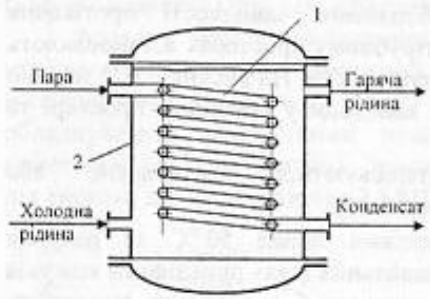


Рис. 5.23. Змійовиковий теплообмінник

Теплообмінники відрізняються простотою конструкції. У той же час у них ускладнено очищення внутрішньої поверхні зігнутої труби, змійовик має великий гідравлічний опір.

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 охолоджування пива, молока та інших рідин, у холодильній техніці як конденсатор.

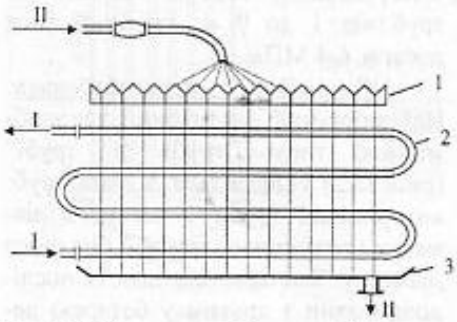


Рис. 5.24. Зрошувальний теплообмінник

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 з одним.

Торці спіралі закриті встановленими на прокладках плоскими кришками 4. Біля зовнішніх кінців спіралей та в центрі кришки приварені патрубки для введення і виведення теплоносіїв.

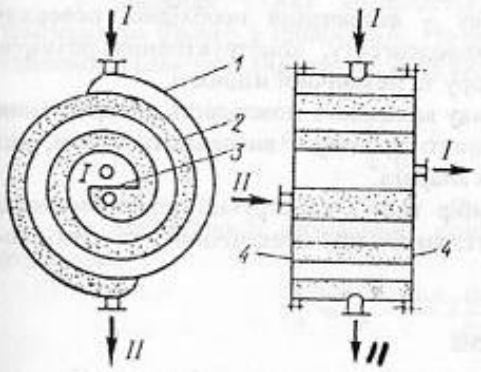


Рис. 5.25. Спіральний теплообмінник

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.

Пластинчасті теплообмінники знайшли широке застосування для охолоджування та підігрівання різноманітних рідин (молока, соків, вина, пива та ін.) з робочими температурами до 300 °С з тиском до 1,6 МПа.

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.

Внаслідок високих швидкостей руху рідини між пластинами досягається високе значення коефіцієнта теплопередачі з малим гідравлічним опором.

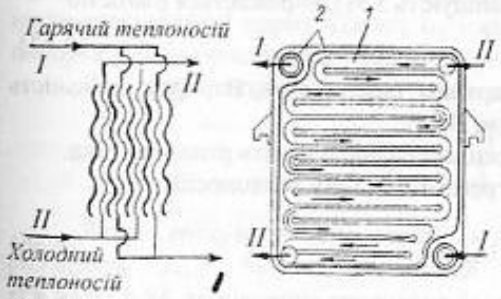


Рис. 5.26. Пластинчастий теплообмінник

Випускаються різноманітні модифікації теплообмінників цього типу з пластинами зі сталі різних марок, алюмінію, титану та інших металів, розбірної та нерозбірної конструкцій з поверхнями теплообміну від 0,4 до 600 м^2. Більш докладно про конструктивні особливості пластинчастих 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 вибраного 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 і конструкції теплообмінного апарата, тепловий, конструктивний, гідравлічний, механічний та техніко-економічний розрахунки.

Тепловий розрахунок теплообмінників

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/(м^2·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

$$Q = Q_{прих} = Q_{вит}, \qquad (5.85)$$

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

$$Q_{прих} = G_1 c_1 (t_{1п} - t_{1к}), \qquad (5.86)$$

$$Q_{вит} = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п}), \qquad (5.87)$$

де G_1 - витрата гарячого теплоносія, кг/с; c_1 - середня питома теплоємність гарячого теплоносія, Дж/(кг·К); $t_{1п}$ і $t_{1к}$ - початкова і кінцева температури гарячого теплоносія, °С; G_2 - витрата холодного теплоносія, кг/с; c_2 - середня питома

теплоємність холодного теплоносія, Дж/(кг·К); $t_{2п}$ і $t_{2к}$ - температура холодного теплоносія на вході в апарат і на виході з нього, °С.

Таким чином, рівняння теплового балансу прийме вигляд

$$G_1 c_1 (t_{1п} - t_{1к}) = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п}). \qquad (5.88)$$

З рівняння (5.88) визначається витрата теплоносіїв або невідома температура одного з теплоносіїв. Наприклад, якщо невідома витрата холодного теплоносія (для холодильників), вона визначається, як

$$G_2 = \frac{G_1 c_1 (t_{1п} - t_{1к})}{c_2 (t_{2к} - t_{2п})}. \qquad (5.89)$$

За необхідності визначення кінцевої температури гарячого теплоносія, отримаємо

$$t_{1к} = t_{1п} - \frac{G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п})}{G_1 c_1}. \qquad (5.90)$$

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

$$\left.\begin{aligned} Q_{прих} &= D (i_{1п} - i_{1к}) = D \cdot r, \\ Q_{вит} &= G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п}). \end{aligned}\right\} \qquad (5.91)$$

Рівняння теплового балансу

$$D (i_{1п} - i_{1к}) = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п})$$

або

$$D \cdot r = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п}), \qquad (5.92)$$

де D - витрата пари, кг/с; $i_{1п}$ - ентальпія гріючої пари (визначається з таблиць насиченої водяної пари), Дж/кг; $i_{1к}$ - ентальпія конденсату, Дж/кг; r - теплота пароутворення (конденсації) води, Дж/кг. Інші позначки, як у формулі (5.87).

Тоді витрата гріючої пари

$$D = \frac{G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п})}{(i_{1п} - i_{1к})} = \frac{G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п})}{r}. \qquad (5.93)$$

Якщо врахувати тепловтрати від стінок апарата в довкілля $Q_{вт}$, що складають 2...5 % від підведеної теплоти, за допомогою коефіцієнта η = 0,95...0,98, то рівняння теплового балансу запишеться так:

$$Q_{прих} = Q_{вит} + Q_{вт}.$$

Вираз (5.93) зміниться на такий:

$$D = \frac{G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п})}{(i_{1п} - i_{1к})\eta} = \frac{G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п})}{r \cdot \eta}. \quad (5.94)$$

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:

$$\left.\begin{aligned} Q_{прих} &= D(i_{1п} - i_{1к}), \\ Q_{вит} &= Q_н + Q_в + Q_{от}, \end{aligned}\right\} \quad (5.95)$$

де $Q_н$ - теплота, що витрачається на нагрівання холодного теплоносія до температури кипіння, Вт; $Q_в$ - теплота, що витрачається на випаровування киплячої рідини, Вт.

$$Q_н = Gc(t_к - t_1), \quad (5.96)$$

$$Q_в = G \cdot r, \quad (5.97)$$

де G - витрата холодного теплоносія, кг/с; c - питома теплоємність теплоносія, Дж/(кг·К); $t_к$ - температура кипіння холодного теплоносія, °С; t_1 - початкова температура холодного теплоносія,°С; r - теплота пароутворювання теплоносія, Дж/кг.

Рівняння теплового балансу

$$D(i_{1п} - i_{1к})\eta = Gc(t_к - t_1) + G \cdot r. \quad (5.98)$$

Витрата гріючої пари, (кг/с)

$$D = \frac{Gc(t_к - t_1) + G \cdot r}{(i_{1п} - i_{1к}) \cdot \eta}. \quad (5.99)$$

г) при конденсації перегрітої пари з подальшим охолоджуванням конденсату теплове навантаження буде дорівнювати:

$$Q_{прих} = Q_{пер} + Q_{конд} + Q_{охол}, \quad (5.100)$$

де $Q_{пер}$ - теплота, що виділяється під час охолоджування перегрітої пари від $t_{пп}$ до насиченого стану $t_{пп} = t_к$, Вт; $Q_{конд}$ - теплота, що виділяється під час конденсації насиченої пари, Вт; $Q_{охол}$ - теплота, що виділяється під час охолоджування гарячої рідини від $t_к$ до заданої температури t_1, Вт.

Теплота від гарячого теплоносія (наприклад парів етилового спирту) частіше усього відводиться холодною водою:

$$Q_{вит} = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п}).$$

Позначки величини – див. (5.87).

Якщо

$$Q_{пер} = G_1 c_p (t_{пп} - t_к), \quad (5.101)$$

$$Q_{конд} = G_1 r_1, \quad (5.102)$$

$$Q_{охол.} = G_1 c_1 (t_к - t_1), \quad (5.103)$$

то рівняння теплового балансу прийме вид:

$$G_1 c_p (t_{пп} - t_к) + G_1 r_1 + G_1 c_1 (t_к - t_1) = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2п}), \quad (5.104)$$

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

$$G_2 = \frac{G_1 c_p (t_{пп} - t_к) + G_1 r_1 + G_1 c_1 (t_к - t_1)}{c_2 (t_{2к} - t_{2п})}. \quad (5.105)$$

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, вибрати 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 прямотоку та протитечії, а також з постійною температурою одного з теплоносіїв визначається як середньологарифмічна різниця (5.52):

$$\Delta t_{сер.} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{2{,}3 \lg\left(\frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}\right)},$$

де $\Delta t_б$, $\Delta t_м$ - більша і менша різниці температур між гарячим і холодним теплоносіями на кінцях теплообмінника (рис. 5.9).

Якщо $\frac{\Delta t_б}{\Delta t_м} < 2$, то середній температурний напір визначається як середньоарифметична величина (5.51):

$$\Delta t_{сер.} = \frac{\Delta t_б + \Delta t_м}{2}.$$

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 поправочний коефіцієнт $\varepsilon_{\Delta t}$ (5.53). Величина $\varepsilon_{\Delta t}$ лежить в 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 охолоджування) в апараті

$$\Delta t_{сер.} = \frac{t'_1 - t'_2}{2{,}3\,\ell g\left[(t'_1 - t''_1)/(t''_2 - t'_2)\right]} \cdot \frac{A-1}{2{,}3\,\ell g A}, \qquad (5.106)$$

де t'_1 і t''_1 - початкова і кінцева температури рідини, що нагріває, °С; t'_2 і t''_2 – початкова і кінцева температури теплоносія що нагрівається, °С.

$$A = \frac{(t - t''_1)}{(t - t''_2)}, \qquad (5.107)$$

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

$$Nu = c\,(d_e Re)^{0.6}\,Pr^{0.33}, \qquad (5.108)$$

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.

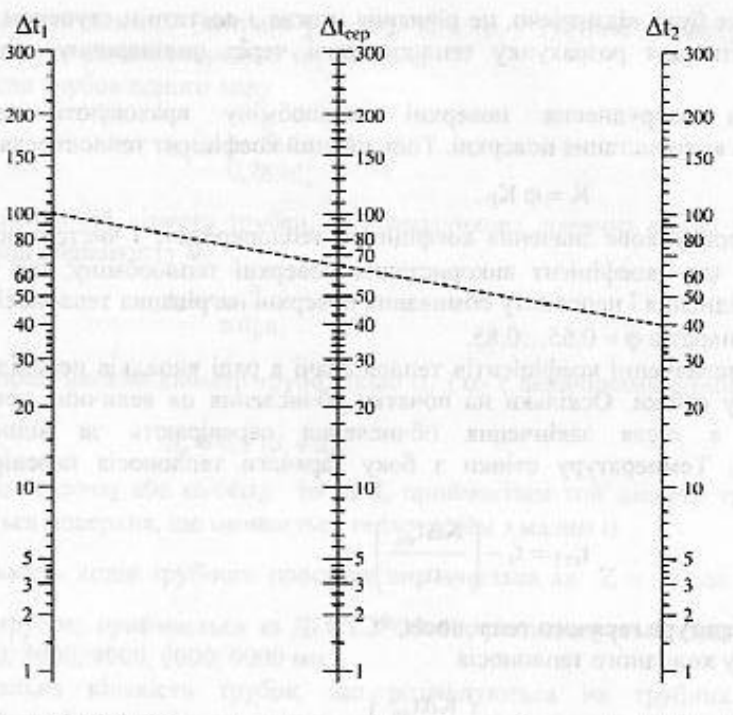


Рис. 5.27. Номограма для визначення середнього температурного напору

Коефіцієнт тепловіддачі в апаратах зі змійовиками, оболонками та мішалкою визначається за рівнянням

$$Nu = cRe^m Pr^{0.33}\left(\frac{\eta}{\eta_{ст}}\right)^{0.14} \cdot \Gamma^{-1}, \qquad (5.109)$$

де $Nu = \alpha d_м / \lambda$; $Re = \rho n d_м^2 / \eta$; $\Gamma = Д/d_м$; Д – діаметр посудини, м; n - частота обертання мішалки, 1/с; $d_м$ – діаметр кола, що обмітається мішалкою, м; $\eta_{ст}$ і η – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини відповідно за температури стінки оболонки або змійовика і за середньої температури, рівної 0,5 ($t_{с.р.} + t_{ст}$).

Рівняння (5.109) застосовується для турбінних, пропелерних і лопатевих мішалок з Г = 2,5...4 в апаратах діаметром Д до 1,5 м. Для апаратів з оболонками c = 0, 36, m = 0, 67; для апаратів зі змійовиками 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 $d_з/d_в < 2$).

Вплив забруднення поверхні теплообміну враховують введенням коефіцієнта використання поверхні. Тоді дійсний коефіцієнт теплопередачі буде

$$K = \varphi K_P, \tag{5.110}$$

де K_P – розрахункове значення коефіцієнта теплопередачі з чистою поверхнею нагрівання; φ – коефіцієнт використання поверхні теплообміну, що враховує вплив забруднення і неповноту обмивання поверхні нагрівання теплоносіями. Для більшості апаратів $\varphi = 0{,}65...0{,}85$.

При визначенні коефіцієнтів тепловіддачі в ряді 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

$$t_{ст1} = t_1 - \left(\frac{K\Delta t_{ср.}}{\alpha_1}\right), \tag{5.111}$$

де t_1 - температура гарячого теплоносія, °С.

З боку холодного теплоносія

$$t_{ст2} = t_2 - \left(\frac{K\Delta t_{ср.}}{\alpha_2}\right), \tag{5.112}$$

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 вибрати 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 корпуса апарата і діаметрів штуцерів. Виходячи з заданої продуктивності апарату та швидкості руху знаходять площу прохідного перерізу трубок одного ходу (у $м^2$)

$$S_1 = \frac{G}{\rho v}, \tag{5.113}$$

де G - продуктивність (витрата рідини), кг/с; ρ - густина рідини, $кг/м^3$; v - швидкість руху рідини всередині трубок, м/с.

Число трубок одного ходу

$$n_1 = \frac{S_1}{0{,}785 d_в^2}, \tag{5.114}$$

де $d_в$ - внутрішній діаметр трубки, м. Розрахункова довжина однієї трубки при одному ході дорівнює (у м)

$$L = \frac{S}{\pi d_p n_1}, \tag{5.115}$$

де d_p - розрахунковий діаметр труби; якщо α_1 і α_2 є величинами одного порядку, то

$$d_p = 0{,}5\,(d_з + d_в). \tag{5.116}$$

Якщо $\alpha_1 >> \alpha_2$ або $\alpha_1 << \alpha_2$, то за d_p приймається той діаметр труби, яким визначається поверхня, що омивається теплоносієм з малим α.

Кількість ходів трубного простору визначається як $Z = \frac{L}{\ell}$, де ℓ - робоча довжина трубок: приймається за ДГСТ 9929-82; рекомендується брати ℓ =1000, 1500, 2000, 3000, 4000, 6000, 9000 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 а - порядковий номер шестикутника (рахуючи від центру) або кола.

Кількість труб на діагоналі найбільшого шестикутника

$$b = 2a + 1.$$

Загальна кількість труб повинна бути такою, щоб а та b були цілими числами.

Відстань між центрами труб t згідно з ДГСТ 9929-82 залежить від їх діаметра і вибирається у такому порядку:

- зовнішній діаметр труб $d_з$, мм: 16, 20, 25, 38, 57;
- відстань отворів t, мм: 21, 26, 32, 48, 70;

Внутрішній діаметр корпусу апарата визначається формулами: одноходового

$$D_{вн} = t\,(в - 1) + 4d_н \quad \text{або} \quad D_{вн} = 1{,}1t\sqrt{n} \tag{5.117}$$

багатоходового

$$D_{вн} = 1.1t\sqrt{\frac{n}{\eta_3}}, \quad (5.118)$$

де $\eta_3 = 0,6...0,8$ – коефіцієнт заповнення трубної решітки. Розрахункове значення $D_{вн}$ округляють до найближчого більшого розміру діаметру, що рекомендується ДГСТом або нормалями. Загальна висота кожухотрубного теплообмінника дорівнює сумі активної довжини труб і висоті двох розподільчих камер:

$$H = \ell + 2h, \quad (5.119)$$

де h = 200…400 – висота розподільчої камери, мм.

Товщина трубних решіток $\delta_{тр}$=15…35 мм залежить від діаметра розвальцьованих труб. Для сталевих решіток мінімальне значення

$$\delta_{тр} = \frac{d_з}{8} + 5\,мм. \quad (5.120)$$

Діаметри патрубків визначають з рівняння витрати

$$V = \frac{G}{\rho} = S \cdot v = \frac{\pi d_п^2}{4} \cdot v.$$

Звідки

$$d_п = 1,13\sqrt{\frac{G}{\rho v}}, \quad (5.121)$$

де G - витрата теплоносія, кг/с; ρ - густина, кг/м^3; v - швидкість теплоносія в патрубку (для рідини v = 0,5…1,5; для пари та газів v = 10…40), м/с.

Конструктивний розрахунок теплообмінника типу "труба у 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

$$D = \sqrt{\left(\frac{S_к}{0,785}\right) + d_з^2}, \quad (5.122)$$

де $S_к = G_1/(\rho_1 V_1)$ - площа перерізу кільцевого простору, м^2; G_1 - витрата теплоносія, кг/с; ρ - густина нагріваючого теплоносія, кг/м^3; 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,

$$L = \frac{S}{\pi d_з}. \quad (5.123)$$

Приймаючи довжину теплообмінної поверхні рівною довжині кожухової труби, визначається кількість елементів теплообмінника

$$n = \frac{L}{\ell_1},$$

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 $d_р$, з якої навивається змійовик, діаметр витка змійовика $D_{зм}$ та відстань між осями сусідніх витків h (звичайно h = (1,5…2) $d_р$.).

Загальна довжина трубки змійовика

$$L = \frac{S}{\pi d_р}.$$

Довжина одного витка

$$\ell = \sqrt{(\pi D_{зм})^2 + h^2} = \pi D_{зм}. \quad (5.124)$$

Кількість витків змійовика

$$n = \frac{L}{\ell}. \quad (5.125)$$

Загальна висота змійовика

$$H = n \cdot h \quad (5.126)$$

Внутрішній діаметр D корпусу теплообмінника, в який занурюється змійовик

$$D = D_{зм} + (3...4)\,d_з, \quad (5.127)$$

де $d_з$ - 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. Втрата тиску Δp (у Па) під час проходження теплоносіїв у трубному і міжтрубному просторах складається з втрат на опір тертю $Δp_д$ та на місцеві опори $Δp_м$, а також залежить від конструкції апарата і визначається формулою (2.45):

$$\Delta p = \Delta p_д + \Delta p_м = \left(\lambda \frac{L}{d_e} + \Sigma\xi\right) \frac{v^2 \rho}{2},$$

де v - швидкість руху теплоносія, м/с; ρ - густина теплоносія, кг/м^3; 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 < 2300) в трубах круглого перерізу визначається формулою (2.41), для турбулентного режима – 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

$$\delta = \frac{p D_в}{2\beta[\delta] - p} + \delta_c, \qquad (5.128)$$

де p - внутрішній тиск в апараті, МПа; $D_в$ - внутрішній діаметр посудини або апарата, м; β - коефіцієнт міцності зварних сполучень (β = 0,65 ... 0,85); [δ] - напруга, що допускається при розтягуванні для матеріалу стінки апарата, МПа; $δ_c$ - надбавка на корозію до товщини стінки апарата ($δ_c$ = 0,001 ... 0,004 м).

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 в 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 володіють енергією, 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 достатньо високою кінетичною енергією, переборюючи значні сили зчеплення поверхневого шару рідини, проникають всередину та залишаються у ній. Інша частина молекул з 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 потрійній 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 парою, то масовий потік спрямований від поверхні випаровування. Напрямок теплового потоку визначається різницею температур поверхні рідини $T_р$ і парогазового середовища $T_с$. Якщо $T_р > T_с$, 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 $q_α = α(T_р - T_с)$ тепловіддача в цей

момент припиниться, однак 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 $q_\alpha = \alpha(T_c - T_p)$, 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

$$q_\beta = r\beta_p (p_c - p_p), \tag{5.129}$$

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 парою, називається процесом адіабатичного випаровування, а відповідна рівноважна температура поверхні рідини – температурою мокрого термометра $T_м$.

Температуру $T_м$ можна визначити з рівняння теплового балансу

$$q_\alpha = q_\beta,$$

$$\alpha (T_м - T_c) = r\beta_p (p_c - p_p).$$

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

$$q_\alpha = q_\beta - q_w. \tag{5.130}$$

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 з 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

$$Q = Gc (T_1 - T_s), \tag{5.131}$$

де G - кількість розчину, кг; c – теплоємність розчину, Дж/(кг·К).

Цю теплоту сприйме випаровувана вода

$$Q = W \cdot r, \tag{5.132}$$

де W – кількість випаровуваної води, 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 парових пузирів. 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 пристінному 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.

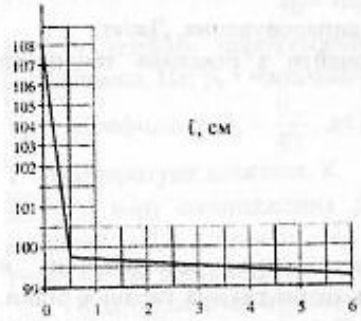


Рис. 5.28. Зміна температури в шарі киплячої рідини

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 у 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). Внаслідок 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 рисунку 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 ($\Delta T_{кр}$, $\alpha_{кр}$, $q_{кр}$).

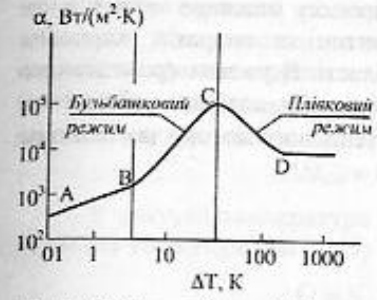


Рис. 5.29. Залежність коефіцієнта тепловіддачі від перегріву стінки

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

$$Nu = c\,Re^{n}Pr^{m}. \qquad (5.133)$$

Критерії подібності, що входять в рівняння подібності (5.133), обчислюються за такими формулами:

$$Nu = \frac{\alpha \ell'}{\lambda_p}, \quad Re = \frac{v_к \ell'}{\nu_p}, \quad Pr = \frac{\nu_p}{\alpha_p}. \qquad (5.134)$$

Характерний розмір ℓ' приймається пропорційним лінійному розміру бульбашки пари в момент зародження

$$\ell' = \frac{c_p \rho_п \delta T}{r^2 \rho_п}, \qquad (5.135)$$

$$v_к = \frac{q}{r \cdot \rho_п}, \qquad (5.136)$$

де $v_к$ - 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, $\rho_п$ - густина рідини і пари, кг/м^3; q - густина теплового потоку на твердій стінці, Вт/м^2; λ_p - коефіцієнт теплопровідності рідини, Вт/(м·К); ν_p - кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини, м^2/с; α_p - коефіцієнт температуропровідності рідини, м^2/с. Індекс "$_p$" означає рідину, індекс "$_п$" – 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 громадського харчування підтримують режим кипіння, що називається слабким, або тихим кипінням. У цьому випадку $\Delta T = 5...8$ °С і густина теплового потоку звичайно не перевищує 6000 Вт/м^2.

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 інші.

Випарювання широко застосовують у цукровому, консервному, кондитерському, молочному та інших виробництвах для концентрування цукрових та вітамінних сиропів, плодових і овочевих соків, фруктово-ягідних начинок, молока, вершків та ін. Особливо важливий цей процес при виробництві 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. д.

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 $\Delta t_{сер}$ між гріючою парою $t_п$ і киплячим розчином $t_р$ дорівнює

$$\Delta t_{сер} = t_п - t_р .$$

У вакуумі температура кипіння розчину знижується, тому $\Delta t_{сер}$ зростає. З рівняння теплопередачі (5.45)

$$Q = K \cdot S \cdot \Delta t_{сер} \cdot \tau,$$

виходить, що якщо $\Delta t_{сер}$ 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 = const і τ = const).

При випарюванні 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 ряді 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 корпуса, 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 остаточних концентрацій.

Випарні апарати

Апарати, які призначені для проведення процесів випарювання, називаються випарними. Їх можна класифікувати за цілим рядом ознак: роду теплоносіїв або методу обігрівання; розташуванню і виду поверхні 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).

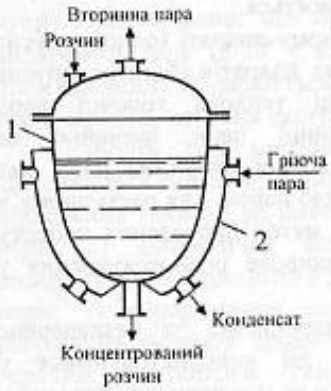


Рис. 5.30. Випарний апарат з паровою оболонкою

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 апарат знову наповнюється неконцентрованим розчином.

Обмежене застосування знаходять також випарні апарати з вільною циркуляцією, обладнані змієвиковою або трубчастою 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 трубчастою 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 з 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 пароріднинної суміші в кип'ятильних трубах забезпечується

природна організована циркуляція розчину. Вторинна пара у вигляді пароріднинної суміші викидається у паровий сепараційний простір 7, з якого вона надходить до бризкоуловлювача 4. Бризкоуловлювач призначений для відділення піни і крапель розчину від вторинної пари; це відбувається завдяки зміни 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 з випарного апарата. Концентрований розчин, що є цільовим продуктом, витікає з нижньої частини гріючої камери через штуцер 10.

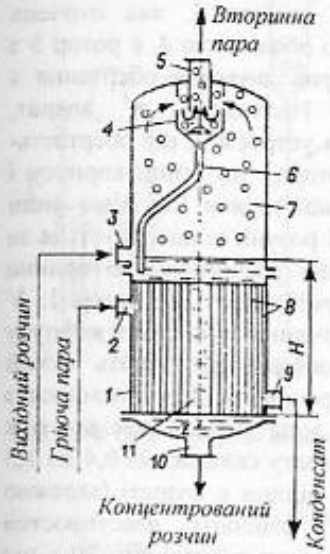


Рис. 5.31. Випарний апарат з центральною циркуляційною трубою

Інколи циркуляційну трубу в апаратах з трубчастою 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 бризкоуловлювачем 3 та циркуляційної труби 4, з'єднаної з нижньою камерою 5.

Гріюча пара надходить в міжтрубний простір трубної камери і обігріває трубки, заповнені рідиною. Пароріднинна суміш, що утворюється, розділяється у сепараторі на вторинну пару і рідину, що надходить в циркуляційну трубу 4. За рахунок збільшення висоти трубок до 4…5 м створюється значна різниця тиску пароріднинного 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 відділення пари та рідини пароріднинна суміш вводиться з гріючої камери в сепаратор тангенціально. Перевага цих випарних апаратів полягає також в тому, що гріюча камера розміщена окремо; це дозволяє легко її оглядати і здійснювати очищення внутрішньої поверхні.

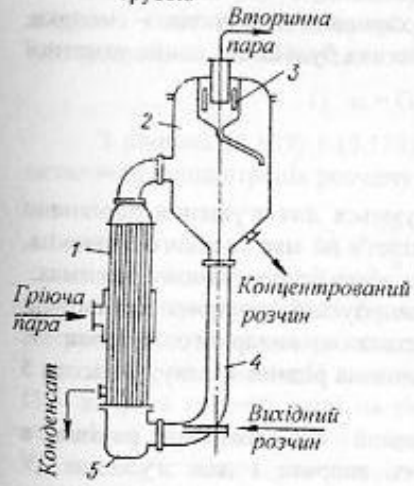


Рис. 5.32. Випарний апарат з винесеною гріючою камерою

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…2,5 м/с, що забезпечує більш інтенсивну циркуляцію.

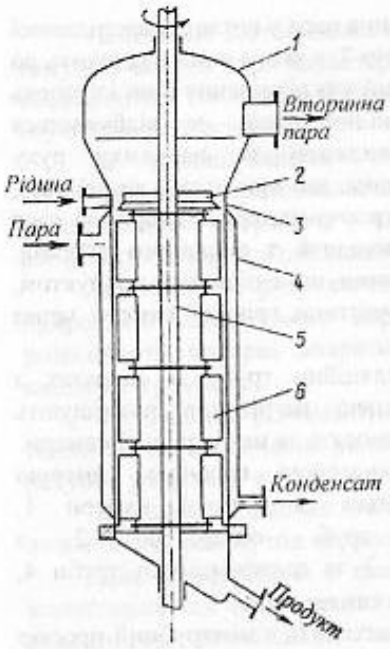


Рис. 5.33. Роторно-плівковий випарний апарат

Роторно-плівкові випарні апарати (рис. 5.33) знаходять все більш широке застосування для випаровування високов'язких і пастоподібних термолабільних розчинів.

Всередині гріючої камери 3, яка оточена нагрівальною паровою оболонкою 4, є ротор 5 з лопатями 6. Ротор приводиться в обертання з частотою 1…3 $с^{-1}$. Надходячи в апарат, розчин розподіляється устроєм 2, що обертається разом з 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 з апарата через сепаратор 1. У міру випарювання розчинника на стінці корпусу утворюється пастоподібний або навіть сухий залишок розчиненої речовини, що знімається з обігріваємої поверхні лопатями 6. Проміжок між лопатею і стінкою апарату 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 $м^2$ і рекомендуються для проведення процесів випарювання широкої номенклатури харчових продуктів – молока, цукрових розчинів, екстрактів кави та цикорію, клеєвих бульйонів, соків, томатної пасти 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.

На рисунку 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 з 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 з охолоджуючою водою

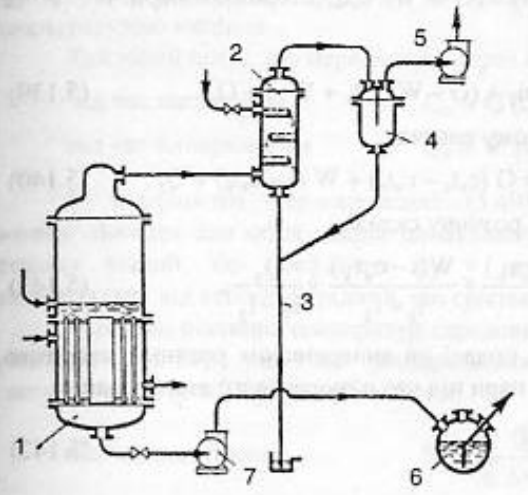


Рис. 5.34. Однокорпусна випарна установка

вилучається через барометричну трубу 3. Згущений до потрібної концентрації розчин відкачується насосом 7 у збірник готового продукту 6.

Для складання матеріального і 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 в - відповідно початкова і остаточна концентрація сухих речовин розчину, мас. %.

Рівняння матеріального балансу всього процесу випарювання має вигляд:

$$G = G_1 + W.$$

Звідси

$$G_1 = G - W. \qquad (5.137)$$

Запишемо рівняння матеріального балансу по абсолютно сухій речовині, згідно з яким кількість сухої речовини, що знаходиться в розчині до і після випаровування, не зміниться:

$$G \cdot \alpha = G_1 \cdot в. \qquad (5.138)$$

З рівнянь (5.137) і (5.138) визначаються кількість упареного розчину G_1, остаточна концентрація розчину в, кількість випареної води W:

$$G_1 = \frac{G\alpha}{в}, \quad в = \frac{G\alpha}{G - W}; \quad W = G\left(1 - \frac{\alpha}{в}\right).$$

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; $c_в$, $c_п$, $c_к$ - відповідно питома теплоємність води, початкового (вихідного) і кінцевого (згущеного) розчину, Дж/(кг·К); $t_п$, $t_к$ - температура розчину на вході в апарат (початкова) і розчину на виході його з апарата (кипіння), °С; $Q_в$ - витрата теплоти на компенсацію втрат в довкілля, Вт.

Прихід теплоти в апарат складається з теплових потоків гріючої пари Di_1 і вихідного розчину $Gc_пt_п$. Витрата теплоти дорівнює сумі теплових потоків

конденсату $D \cdot i_2$, згущеного розчину $(G - W)\, c_к t_к$, вторинної пари $W \cdot i$ та теплових втрат в довкілля $Q_в$.

Тоді

$$Di_1 + Gc_n t_n = Di_2 + (G - W)\, c_к t_к + W \cdot i + Q_в \qquad (5.139)$$

Рівняння (5.139) можна записати в такому вигляді:

$$Q = D\,(i_1 - i_2) = G\,(c_к t_к - c_n t_n) + W\,(i - c_в t_к) + Q_в\,. \qquad (5.140)$$

Витрата гріючої пари на випарювання розчину складе

$$D = \frac{G(c_к t_к - c_n t_n)}{i_1 - i_2} + \frac{W(i - c_в t_к)}{i_1 - i_2} + \frac{Q_в}{i_1 - i_2}, \qquad (5.141)$$

За відсутності теплових втрат і подачі на випарювання розчину, нагрітого до температури $t_к$, отримаємо витрату пари під час одноразового випарювання

$$D = \frac{W(i - c_в t_к)}{i_1 - i_2}, \qquad (5.142)$$

Питому витрату гріючої пари на випарювання можна отримати відношенням загальної витрати пари до кількості води, що випарюється (кг/кг).

$$d = \frac{D}{W}. \qquad (5.143)$$

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 з 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 приблизних обчислень приймають значення $d = 1{,}1 \ldots 1{,}2$ кг/кг.

Поверхня теплообміну випарного апарата

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):

$$Q = K\,S\,\Delta t_{сер.}\,,$$

де S – поверхня нагрівання випарного апарата, м^2; $\Delta t_{сер}$ – середня різниця температур гріючої пари та розчину, °С; К – коефіцієнт теплопередачі від конденсуючої пари до розчину, що випарюється, Вт/(м^2·К).

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):

під час нагрівання $Q_н = G\,(c_к t_к - c_n t_n)$;

під час випарювання $Q_в = W\,(i - c_в t_к)$.

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 $1/\alpha_2$ по 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:

під час нагрівання $S_н = \dfrac{Q_н}{K\,\Delta t_{сер.н}}$;

під час випарювання $S_в = \dfrac{Q_в}{K_в \cdot \Delta t_{сер.в}}$.

З отриманих двох величин вибирається більша, яка і приймається за поверхню теплообміну.

Корисна різниця температур і температурні втрати під час випарювання

Основним фактором, 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 $t_{гп}$ і вторинної пари, що надходить до конденсатора $t_{вп}$:

$$\Delta t_0 = t_{гп} - t_{вп}\,. \qquad (5.144)$$

Корисна різниця температур Δt, що забезпечує теплопередачу, менша повної різниці на величину температурних втрат Δ.

$$\Delta t = \Delta t_0 - \Delta. \qquad (5.145)$$

Температурні втрати Δ є сумою трьох складових

$$\Delta = \Delta_{сер} + \Delta_г + \Delta_с\,, \qquad (5.146)$$

де $\Delta_{сер}$ – фізико-хімічна (або температурна) депресія, $\Delta_г$ – гідростатична депресія, $\Delta_с$ – гідравлічна депресія.

Фізико-хімічна депресія $\Delta_{сер}$ – 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 °С, а 26 %-ий розчин NaCl закипає за температури 107,5 °С. 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 °С; для трьохкорпусної установки при послідовному з'єднанні апаратів у другому корпусі $\Delta_{сер}$ становить 3 °С, у третьому – 10 °С.

Гідростатична депресія $\Delta_г$ - 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 в 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 °С, а нижній, що знаходиться під тиском 202 кПа (101 кПа – це атмосферний тиск над водою +101кПа - тиск стовпа води висотою 10 м), - при 120 °С. $\Delta_г$ знижує корисну різницю температур приблизно на 1…2 °С на 1 корпус багатокорпусної випарної установки. Відзначимо, що в плівкових випарних апаратах гідростатична депресія буде відсутня.

Гідравлічна депресія $\Delta_г$ - 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 $\Delta_г$ складає приблизно 1,0…1,5 °С для 1 корпуса 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 виняткове важливе значення.

Витрата гріючої пари значно знижується порівняно з однокорпусною 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 прямоточним 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.

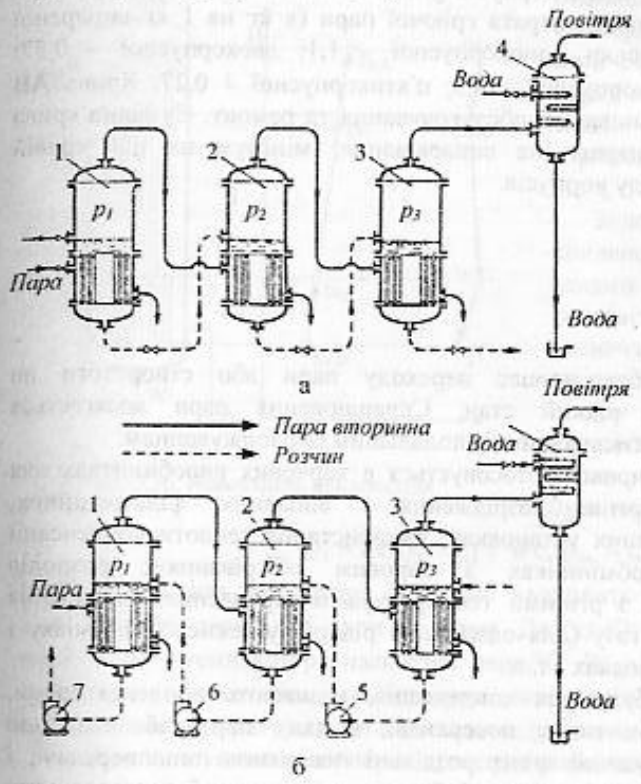


Рис. 5.35 (а, б). Багатокорпусні випарні установки

Гріючі пари переміщуються в тому ж напрямку, що і розчин; свіжа пара вводиться у корпус 1; утворена у цьому корпусі вторинна пара йде як гріюча 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 протитечійної випарної установки показано на рисунку 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 прямоточного випарювання, змінюється по корпусах ($p_1 > p_2 > p_3$).

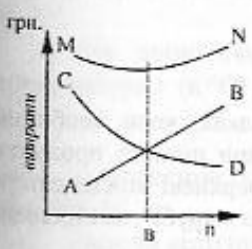


Рис. 5.35 (в). Багатокорпусні випарні установки

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 протитечійної системи є наявність насосів, які перекачують киплячі розчини, що викликає труднощі під час експлуатації, а також додаткову витрату енергії на перекачування.

Оптимальне число корпусів у випарній установці визначають на підставі

економічних розрахунків та технологічних вимог. Для цього використовують графік наведений, на рисунку 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; чотирикорпусної – 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 охолоджуванням її, а газу – стискуванням з подальшим охолоджуванням.

Процес конденсації широко застосовується в харчових виробництвах для різноманітних цілей: створення розрідження у випарних, фільтраційних, сушильних 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. д.

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 виді 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 рисунку 5.36.

З урахуванням особливостей процесів, які протікають у конденсаторі, робочу поверхню його по висоті умовно поділяють на три зони: I – зона охолоджування перегрітої пари від температури $t_п$ до температури насичення $t_н$, II – зона конденсації пари, в якій процес протікає з $t_н$ = const, III – зона охолоджування отриманого в другій зоні конденсату від $t_н$ 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.

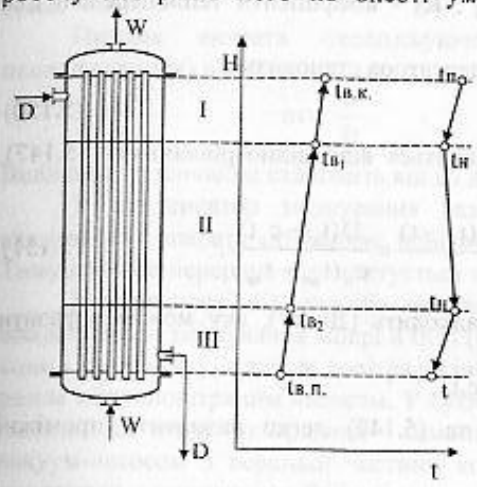


Рис. 5.36. Поверхнева конденсація

Для зони охолоджування перегрітої пари рівняння теплового балансу, нехтуючи втратами теплоти, буде мати вигляд:

$$Q_1 = Dc\,(t_п - t_н) = Wc_в\,(t_{вк} - t_{в1}), \qquad (5.147)$$

де D – кількість перегрітої пари, що надходить в конденсатор, кг/с; c, $c_в$ – теплоємності перегрітої пари та води, Дж/(кг·К); $t_п$ – температура перегрітої пари,°С; $t_н$ - температура насиченої пари,°С; W – витрата охолоджуючої води, кг/с; $t_{в1}$ - початкова температура води під час входу в зону, °С; $t_{вк}$ - кінцева температура води під час виходу з зони, °С.

Для зони конденсації пари з $t_н$ = const рівняння теплового балансу буде:

$$Q_2 = D \cdot r = Wc_в\,(t_{в1} - t_{в2}), \qquad (5.148)$$

де r - питома теплота конденсації, Дж/кг; $t_{в2}$ - температура води на вході в зону II, °С.

Для зони охолоджування отриманого конденсату від $t_н$ до заданої температури t (в °С) рівняння теплового балансу буде

$$Q_3 = Dc_к\,(t_н - t) = Wc_в\,(t_{в2} - t_{вн}), \qquad (5.149)$$

де $c_к$ - теплоємність конденсату, Дж/(кг·К); $t_{вн}$ - температура води на вході в зону III, °С.

Знаючи величини Q_1, Q_2, і Q_3, можна встановити поверхні S_1, S_2 та S_3 (в м^2) 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, °С; K_1, K_2, K_3 - коефіцієнти теплопередачі для кожної з зон відповідно, Вт/(м²·К).

Загальна поверхня теплообміну конденсатора становить:

$$S = S_1 + S_2 + S_3 . \qquad (5.150)$$

Витрата води, що охолоджує, визначиться відповідно рівняннями (5.147), (5.148) та (5.149) таким чином:

$$W = \frac{Dc(t_п - t_н) + D \cdot r + Dc_к(t_н - t)}{c_в(t_{вп} - t_{вх})} = \frac{D(i_п - c_к t)}{c_в(t_{вп} - t_{вх})}, \qquad (5.151)$$

де $i_п$ - ентальпія перегрітої пари, що надходить (Дж/кг), яку можна виразити співвідношенням

$$i_п = c(t_п - t_н) + r + c_к t_н .$$

Використовуючи рівності (5.147) та (5.149) легко визначити проміжні температури води, що охолоджує

$$t_{в2} = t_{вп} + \frac{Q_3}{W \cdot c_в}. \qquad (5.152)$$

$$t_{в1} = t_{вк} - \frac{Q_1}{W c_в}. \qquad (5.153)$$

Конденсатори змішування

Конденсатори змішування застосовуються для конденсації парів рідини, не розчинних у воді, або пари, що є невикористовуваним відходом того або іншого процесу. Ефективність роботи конденсаторів змішування залежить від величини поверхні контакту охолоджуючої води і пари, тому для її збільшення охолоджуючу воду подають у конденсатор за допомогою різноманітних розбризкуючих приладів.

Витрату охолоджуючої води на конденсацію пари визначають з теплового балансу конденсатора:

$$Di + Wc_в t_п = (D + W)\, c_в t_к , \qquad (5.154)$$

$$W = \frac{D(i - c_в t_к)}{c_в(t_к - t_п)}, \qquad (5.155)$$

де W – витрата охолоджуючої води, кг/с; D – кількість пари, яка конденсується, кг/с; i - ентальпія пари яка конденсується, Дж/кг; $c_в$ - теплоємність води, Дж/(кг·К); $t_к$ - температура суміші констант конденсату та води, що виходить з апарата, °С; $t_п$ - 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 охолоджування) 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 з парою і водою, а також через нещільності апарата потрапляє повітря, що знижує ефективність теплообміну. Тому воно безперервно відсмоктується з конденсатора насосом.

У залежності 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 з верхньої частини конденсатора. Для відводу суміші води і конденсату застосовують барометричну трубу.

Крім того, залежно від напрямку руху пари і води розрізняють конденсатори змішування прямоточні та протитечійні.

На рисунку 5.37, а, б представлені мокрі прямоточні та протитечійні конденсатори змішування.

На рисунку 5.37, в зображено сухий протитечійний барометричний конденсатор. Пара на конденсацію надходить у конденсатор через штуцер 1 у нижній частині апарата. У конденсаторі розміщено ряд 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 з водою виводиться через патрубок у нижній частині апарата, для відводу суміші слугує 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

$$H = h_1 + h_2 + 0{,}5, \qquad (5.156)$$

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.

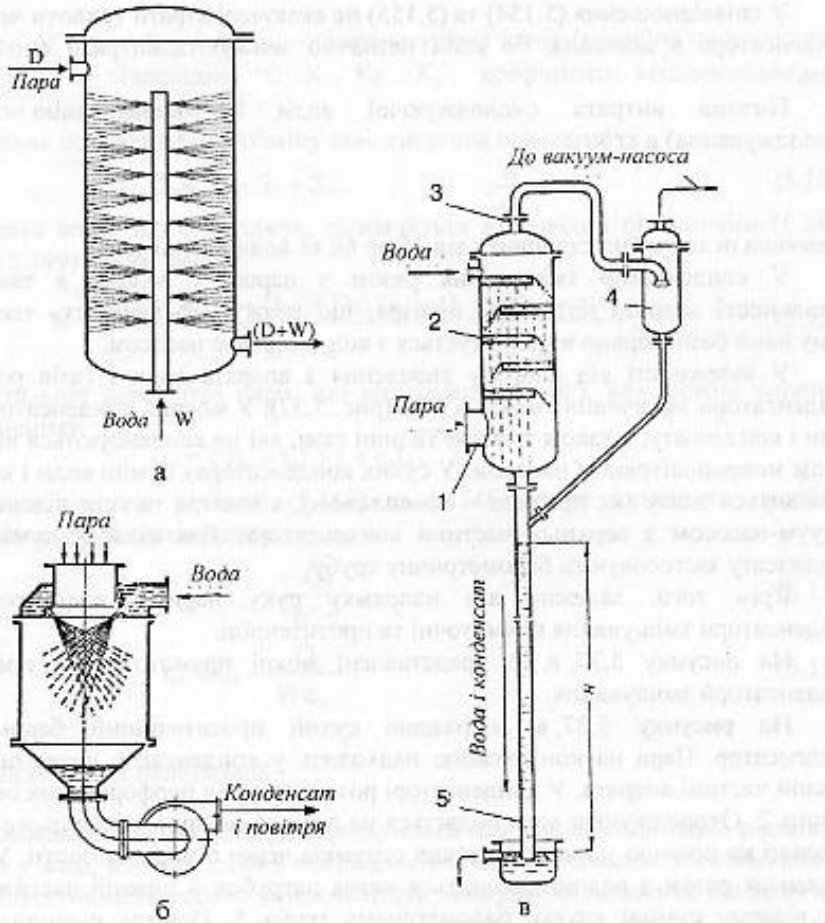


Рис. 5.37. Конденсатори змішування

Висоту h_1 (у м) знаходять зі співвідношення

$$h_1 = 1{,}02 \cdot 10^{-4} \cdot в, \qquad (5.157)$$

де в - 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; $\sum\zeta$ - сума коефіцієнтів місцевих опорів (на вході води у барометричну трубу приймають $\zeta = 0{,}5$; на виході $\zeta = 1{,}5$).

Діаметр барометричної труби знаходять за формулою

$$d = \sqrt{\frac{4(D+W)}{\pi\rho v}}, \qquad (5.158)$$

де ρ - густина води, кг/м^3.

5.3.5. Охолоджування, заморожування та розморожування

Загальні відомості про охолоджування та заморожування

Холодильна обробка продуктів та їхнє зберігання за відповідних низьких температур є одним з 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 з їх середньооб'ємною температурою: 1) на 1…4 °С вище кріоскопічної – це охолоджування і зберігання охолоджених продуктів; 2) на 1…2 °С нижче кріоскопічної – це підморожування і зберігання підморожених продуктів; 3) на 15...20 ^{0}С нижче кріоскопічної – це заморожування і зберігання заморожених продуктів.

Під кріоскопічною температурою розуміють 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 °С.

Охолоджування харчових продуктів – процес відводу від них теплоти із зниженням температури до рівня, близького до кріоскопічної точки. Швидкість охолоджування 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 охолоджування.

Продукти охолоджують у випадках відносно короткого терміну їх зберігання (до 10…15 діб), причому охолоджені продукти за своїми властивостям майже не відрізняються від неохолоджених.

Охолоджування дуже часто є одним з етапів технологічного процесу виробництва різноманітних харчових продуктів. Охолоджуванню піддають карамель, глазурі та шоколад з метою переводу 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. д.

Підморожування – процес охолоджування продуктів до середньооб'ємної температури на 1…3 °С нижче кріоскопічної. 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 з 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) відділення вологи під час концентрування пива, фруктових соків та інших рідких харчових продуктів або під час сублімаційного 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 громадського харчування, має інтерес заморожування швидко черствіючих готових дрібноштучних булочних виробів. Технологія заморожування виробів передбачає охолоджування їх після випікання до 30…40 °С протягом 1…2 годин і наступне заморожування за температури мінус 18…мінус 23 °С та відносній вологості повітря 95…97 %. Продукція, витримана в такому стані 3 тижні, після розморожування була за органолептичною оцінкою рівноцінна свіжовипеченій. Інтерес мають і роботи з заморожування тіста. Дослідження показують можливість заморожування напівфабрикатів як прісного шаруватого, так і дріжджового тіста за температури мінус 18 °С без погіршення якостей виробів, що випікаються. Межова 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 з 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 3/4 води, що міститься в м'ясі, рибі, яйцях, і 1/2 – в плодах і картоплі. Під час подальшого зниження температури кількість виморожуваної води різко скорочується. Під час заморожування продуктів в 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 – при заморожуванні м'яса. Аналогічне явище спостерігається і при заморожуванні продуктів коагуляційної структури (сир та інші).

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 мінус 12 °С названо як максимально допустиму, а температуру мінус 18 °С 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 мінус 10…мінус 12 °С і на центрифугах відокремлюють від льоду.

Способи охолоджування та заморожування

Вибір того або іншого способу охолоджування і заморожування залежить від техніко-економічних показників різноманітних способів і визначається цільовим призначенням процесу, видом продукту і його кількістю.

Процес охолоджування продуктів здійснюється в газовому (повітряному) і рідкому середовищах, в апаратах з теплопередаючою поверхнею, у вакуумі. Повітря – найбільш розповсюджений холодоагент; воно не має запаху і на більшість продуктів не чинить шкідливого впливу. До недоліків охолоджування в повітрі можна віднести слабку інтенсивність процесу і випаровування вологи з поверхні продуктів, що супроводжується втратою їхньої маси.

Охолоджування в холодній воді або розсолі може бути контактним або безконтактним. При контактному охолоджуванні продукт розміщують в рідкому охолоджуваному середовищі. Так, наприклад, охолоджують тушки птиці і варені ковбасні вироби до 4…6 °С, розміщуючи їх у спеціальні ванни або зрошуючи холодною (крижаною) водою (з температурою 1…4 °С). При безконтактному охолоджуванні продукт відділений від рідкого охолоджувача металевою стінкою або волого-непроникною оболонкою.

Останнім часом одержує розповсюдження спосіб вакуумного охолоджування, в якому відвід теплоти здійснюється за рахунок прихованої теплоти фазового переходу частини вологи, що міститься в продукті. Такий спосіб застосовують для охолоджування плодів, риби, сиру, м'ясного фаршу, курей, кулінарних виробів. Відзначимо, що процес вакуумного охолоджування 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 і, 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 охолоджування, поділяються на заморожування в рідкому середовищі та 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 охолодженим 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 солі). Водночас з 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 охолоджування 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 °С, а заморожування в рідкому азоті в 3…4 рази дорожче, ніж заморожування в повітряному середовищі.

Розрахунок процесів охолоджування та заморожування

Охолоджування твердих продуктів відбувається теоретично згідно з законом Фур'є про теплопровідність тіл під час нестаціонарного режиму. Спочатку охолоджуються поверхневі шари, а після цього охолоджування поступово розповсюджується в глиб тіла (рис. 5.38). Через деякий час τ_0, що складає тривалість охолоджування продукту, температура всіх частин тіла вирівнюється і стає рівною температурі зовнішнього середовища t_c.

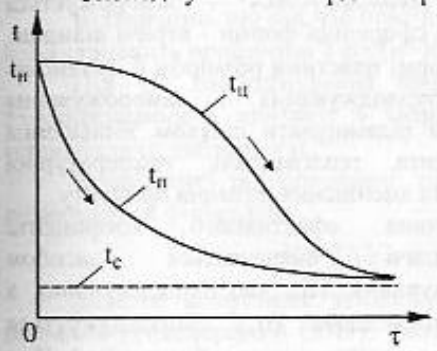


Рис. 5.38. Діаграма зміни температур у поверхневому шарі $t_п$ і центральній частині $t_ц$ під час охолоджування

Для визначення тривалості охолоджування τ_0 (у годинах) можна використати формулу А.Г. Фікіїна, яку застосовано для тіл правильної геометричної форми:

$$\tau_0 = A\frac{\delta^2}{a}\left[\left(\frac{2,3}{Bi}+0,8\right)\ell g\frac{t_н - t_c}{t_к - t_c}+0,12\right], \qquad (5.159)$$

де А – безрозмірний коефіцієнт форми (для пластини А = 1, для циліндра А = 1/2, для сфери А = 1/3); δ – половина товщини продукту, м; α – коефіцієнт температуропровідності продукту, м^2/год; Bi - критерій Біо ($Bi = \alpha\delta/\lambda_п$); а - ефективний коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м^2·К); $t_н$ і $t_к$ - початкова та кінцева температури в центрі продукту, °С; $\lambda_п$ - коефіцієнт теплопровідності продукту, Вт/(м·К).

Аналіз рівняння (5.159) показує, що тривалість охолоджування продукту τ_0 збільшується пропорційно квадрату характерного розміру δ і знаходиться у зворотній пропорційній залежності від коефіцієнта температуропровідності а

продукту. Зі збільшенням коефіцієнта тепловіддачі α збільшується Bi, а отже зменшується τ_0.

Тривалість заморожування продукту $\tau_з$ (у годинах) від початкової температури, рівній кріоскопічній $t_{кр}$ до температури зберігання (рис. 5.39), може бути визначена формулою Р. Планка з урахуванням форми тіла.

$$\tau_з = \frac{q_з \rho_з}{\Delta t} \delta A \left(\frac{\delta}{2\lambda} + \frac{1}{\alpha} \right), \qquad (5.160)$$

де $q_з$ - видалена теплота з одиниці маси продукту під час його заморожування, кДж/кг; $\rho_з$ – густина замороженого продукту, кг/м^3; Δt - різниця температур між кріоскопічною температурою продукту $t_{кр}$ і охолоджуючого середовища $t_с$, °С; λ - коефіцієнт теплопровідності замороженого продукту, Вт/(м·К); α - коефіцієнт тепловіддачі продукту в охолоджуюче середовище, Вт/(м^2·К).

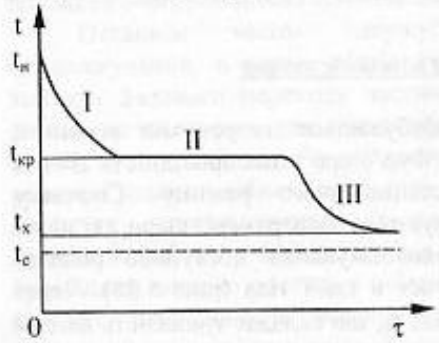


Рис. 5.39. Діаграма зміни температури продукту під час заморожування

З формул (5.159) і (5.160) виходить, що за одних і тих же умов тіло циліндричної форми охолоджується і заморожується вдвічі, а сферичної форми - втричі швидше, ніж у формі пластини розміром δ. Інтенсивність охолоджування і заморожування доцільно підвищувати шляхом збільшення коефіцієнта тепловіддачі, температурної різниці та зменшення розмірів продукту.

Величина ефективного коефіцієнта тепловіддачі визначається засобом охолоджування. Під час охолоджування в повітряному середовищі конвективна тепловіддача ($\alpha_к$) супроводжується теплообміном під час випаровування ($\alpha_в$) та радіаційним теплообміном ($\alpha_л$). При цьому

$$\alpha = \alpha_к + \alpha_в + \alpha_л . \qquad (5.161)$$

Конвективний коефіцієнт тепловіддачі $\alpha_к$ визначають з критеріального рівняння

$$Nu = 0{,}17\ Re^{0.7}$$

або (5.162)

$$Nu = 0{,}33\ Re^{0.58},$$

де $Nu = \alpha_к 2\delta/\lambda_в$; $Re = v2\delta/\nu_в$; v - швидкість повітря, м/с; $\lambda_в$ - коефіцієнт теплопровідності повітря, Вт/(м·К); $\nu_в$ - кінематичний коефіцієнт в'язкості повітря, м^2/с.

Для визначення $\alpha_к$ можна використати емпіричну формулу

$$\alpha_к = 6{,}15 + 4{,}18\ v. \qquad (5.163)$$

Коефіцієнт тепловіддачі під час випаровування вологи $\lambda_в$ з поверхні продукту S можна визначити за абсолютною втратою маси в процесі охолоджування

$$\alpha_в = \frac{W \cdot r_0}{S(t_п - t_с)}, \qquad (5.164)$$

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 $\lambda_л$ визначається формулою

$$\alpha_л = \frac{\varepsilon C_0 \varphi}{t_к - t_{БАТ}} \left[\left(\frac{T_к}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{БАТ}}{100} \right)^4 \right], \qquad (5.165)$$

де ε - ступінь чорноти; C_0 - коефіцієнт випромінювання абсолютно чорного тіла, Вт/(м^2·К); φ - коефіцієнт опроміненості; $T_{БАТ}$ - температура поверхні батареї або холодного екрану, К; $T_к$ - середня температура поверхні продукту, що охолоджується, яка дорівнює кріоскопічній, К.

Відзначимо, що під час повітряного охолоджування $\alpha_л$ - величина незначна, вона становить приблизно 1 Вт/(м^2·К).

Під час охолоджування продукту в рідкому середовищі або під час охолоджування в контакті з твердими тілами має місце лише конвективна тепловіддача, тобто $\alpha = \alpha_к$.

Коефіцієнт теплопередачі під час охолоджування твердого продукту визначається формулою

$$K = 1/(\delta/\lambda + 1/\alpha) . \qquad (5.166)$$

Знаючи коефіцієнт теплопередачі К, можна, використовуючи основне рівняння теплопередачі (5.45), встановити кількість відведеної теплоти під час охолоджування 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 рівнянням такого вигляду

$$K = 1/(\delta_н/\lambda_п + \delta_з/\lambda_л + 1/\alpha), \qquad (5.167)$$

де $\delta_н$, $\delta_з$ - товщина незамерзлого і замерзлого шару продукту, м; $\lambda_п$, $\lambda_л$ - коефіцієнти теплопровідності продукту та льоду, Вт/(м·К).

Основою розрахунків процесів охолоджування 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

$$Q_0 = Gc\ (t_п - t_к), \qquad (5.168)$$

де G - масовий потік продукту, що охолоджується, кг/с; с - питома теплоємність продукту, кДж/(кг·К); $t_п$ і $t_к$ - 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

$$Q_0 = G (i_п - i_к),$$

де $i_п$ та $i_к$ - 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

$$Q = Gc (t_п - t_к) + Q_{БХ} + W (r_к - r_0), \qquad (5.169)$$

де $Q_{БХ}$ - внутрішнє тепловиділення під час біохімічного екзотермічного процесу, кВт; W - кількість випарованої вологи, кг/с; $r_к$ - питома теплота конденсації та льодоутворення; r_0 - питома теплота випаровування води, кДж/кг (r_0 = 2500 кДж/кг).

Тепловий баланс під час заморожування продукту без обліку теплових втрат висловлюється рівнянням

$$Q_{зм} = Q_1 + Q_2 + Q_3, \qquad (5.170)$$

де $Q_{зм}$ - кількість теплоти, яка сприймається холодоносієм, кДж; Q_1 - кількість теплоти, що віддається продуктом під час його охолоджування від початкової до кріоскопічної 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 охолоджування до температури зберігання, кДж.

Рівняння (5.170) теплового балансу під час заморожування можна подати в розгорненому вигляді таким чином:

$$Q_{зм} = Gc (t_п - t_к) + G_л r_к + Gc_к (t_к - t_х), \qquad (5.171)$$

де G - маса продукту, кг; с, $c_к$ - питома теплоємність продукту до і після заморожування, кДж/(кг·К); $t_п$ - початкова температура продукту, °С; $t_к$ - кріоскопічна температура продукту, °С; $t_х$ - кінцева температура замороженого продукту; $G_л$ - маса льоду, що утворився під час заморожування продукту, кг; $r_к$ - прихована теплота льодоутворення кДж/кг ($r_к$ = 335 кДж/кг).

Необхідна кількість (у кДж) холоду для заморожування може бути визначена також рівнянням

$$Q_{зм} = G (i_п - i_к), \qquad (5.172)$$

де $i_п$ - початкова ентальпія продукту при середньооб'ємній початковій температурі $t_п$, кДж/кг; $i_к$ - кінцева ентальпія продукту при середньооб'ємній кінцевій температурі $t_к$, кДж/кг. При цьому $t_п > t_к > t_х$.

У залежності від призначення розрізняють апарати для охолоджування і апарати для заморожування продуктів. За видом продуктів, що піддаються охолоджуванню і заморожуванню, розрізняють апарати для рідких, пластичних і твердих продуктів. У залежності від агрегатного стану охолоджуючого середовища, розрізняють: обладнання для охолоджування і заморожування у повітряному середовищі, у рідкому середовищі, а також таке, що використовує твердий теплоносій (лід та "сухий" лід) і вакуум.

Охолоджування і заморожування 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-конвеєрні та флюїдизаційні швидкоморозильні апарати).

При невеликій кількості заморожуваного чи охолоджуваного продукту, використовують найпростіші апарати і пристрої. В умовах централізованого виробництва охолоджених і кулінарних виробів застосовують спеціалізовані апарати періодичної та безперервної дії.

Серед безперервно діючих апаратів для охолоджування рідких продуктів застосовуються пластинчасті, трубчасті і зрошувальні охолоджувачі. Їхнє влаштування принципово не відрізняється від теплообмінних апаратів, призначених для нагрівання (рис. 5.22, 5.24, 5.26).

До трубчастих теплообмінників (охолоджувачів) відносяться і спеціальні апарати – ультраохолоджувачі, в яких для охолоджування використовують безпосередньо випаровуваний холодоагент. Вони являють собою апарат, в якому є декілька горизонтально розташованих елементів типу "труба у трубі". По внутрішній трубі кожного елемента протікає продукт, що обробляється, а по міжтрубному простору – холодоносій (аміак або фреон). Для запобігання продукту (вина, соку та ін.) від замерзання в порожнину внутрішньої труби вставлена мішалка. Значна швидкість руху оброблюваного продукту і його перемішування забезпечують швидке охолоджування без замерзання. Ультраохолоджувачі можуть бути використані також для концентрування вин, соків та інших рідких продуктів їхнім виморожуванням.

Специфічними теплообмінниками, призначеними для охолоджування і часткового заморожування в'язких продуктів під час виробництва морозива, є так звані мороженици та фризери. У цих апаратах водночас з процесами охолоджування і заморожування продукту відбувається його збивання, тобто насичення повітрям. Відзначимо, що звичайно у фризері температуру морозива доводять до мінус 5…мінус 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 рисунку 5.40 наведено технологічну схему фризера періодичної дії.

Процес фризерування здійснюється таким чином. Через лійку 1 у морозильний циліндр 2 заливають певну порцію суміші (30…50 % повної ємності циліндра). У циліндрі суміш перемішується мішалкою 3 і, віддаючи теплоту через стінку в охолоджуючу оболонку 4, замерзає. Ножі мішалки зрізають намерзлий шар. Водночас відбувається і збивання. Після закінчення циклу фризерування (12…15 хв.) морозиво вивантажується з циліндра через засувку 5. Рух суміші показано на рисунку 5.40 стрілками. Складаючись в основному з двох рухів – поступального і обертального, циркуляція суміші має гвинтовий характер. У охолоджуючу оболонку надходить холодоагент (розсіл, рідкий аміак або рідкий хладон), ззовні вона покрита шаром ізоляції, який облицьовано кожухом.

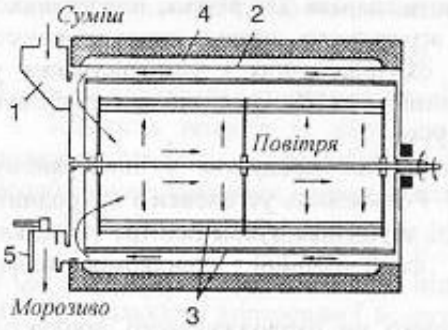


Рис. 5.40. Схема фризера періодичної дії

Очистка теплопередаючої поверхні, що досягається зрізанням ножами з неї володіючого теплоізоляційними властивостями шару морозива, дає значне покращення теплообміну. Наряду 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 рисунку 5.41.

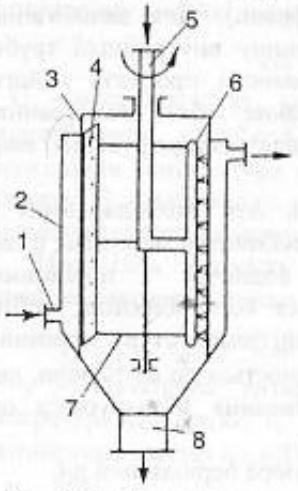


Рис. 5.41. Схема генератора лускоподібного льоду

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 ножем 4, закріпленим на вертикальній осі 5, що обертається. Ніж 4 та трубка з форсунками 6 для розбризкування води обертається з однаковою частотою, бо їх насаджено на загальну раму 7. Отриманий лід разом з водою падає в піддон 8, звідки надходить у виробництво або для виготовлення брикетів.

Апарати для охолоджування і заморожування твердих продуктів за видом контакту продукту з холодоносієм бувають контактними та безконтактними. У контактних апаратах продукт (без упаковки або разом з нею) має безпосередню межу розділу з холодоносієм, в безконтактних – безпосереднього контакту продукту з холодоносієм немає.

Як приклад контактного апарата з повітряним охолоджуванням розглянемо холодильну шафу (рис. 5.42).

Такі апарати застосовують як для охолоджування 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. Всередині 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, 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 закочується в апарат через завантажувальні двері. У подібних апаратах режим обробки продукту залежить від температури, що створюється в повітроохолоджувачі.

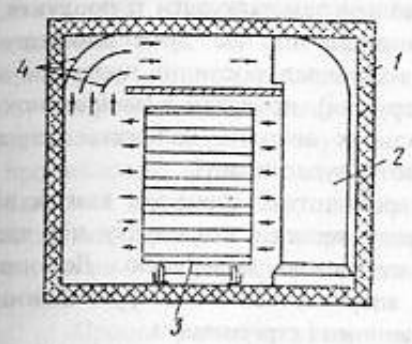


Рис. 5.42. Схема холодильної шафи

Заморожування у рідких холодоносіях або кріогенних рідинах більш ефективне, ніж у повітряному середовищі, бо інтенсивність тепловідводу від продукту при цьому різко зростає. Продукт в них заморожується швидко, що забезпечує його добру якість і невеликий розмір втрат маси (до 0,5 %). Схему апарата для заморожування продуктів рідким азотом представлено на рисунку 5.43. 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 охолоджування I, де продукт 1 (може бути упакований в тонку, щільно прилеглу плівку) охолоджується до – 1 °С. Після цього продукт надходить в зону зрошення II, де відбувається його повне заморожування (температура в центрі до – 10 °С). Рідкий азот, який не випарувався, стікає в резервуар для рідкого азоту і насосом подається знову в

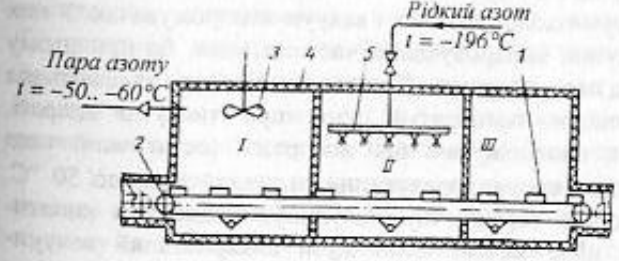


Рис. 5.43. Схема апарату заморожування продукту рідким азотом

форсунки. У останній третій зоні температура продукту вирівнюється по об'єму в середовищі газу. Продукт виводиться з апарата з температурою біля – 20 °С. Азот виходить з установки з температурою – 50…– 60°С.

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.

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 рисунку 5.44 наведено схему горизонтального багатоплиткового апарата з нижнім розташуванням гідравлічної 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 іншої 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.

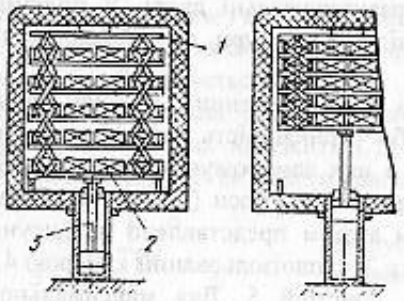


Рис. 5.44. Горизонтальний багатоплитковий апарат

Наприкінці відзначимо процес вакуумного охолоджування 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 до 50 °С. Вакуум-охолоджувач являє собою герметичну посудину, з'єднану з конденсатором і вакуум-насосом. З цією метою може бути використаний вакуум-випарний апарат з двотільною нагрівальною камерою (див. рис. 5.30). Кількість

води, що випарувалася шляхом самовипаровування, знаходять з рівняння теплового балансу

$$W = \frac{Gc(t_1 - t_2)}{r},$$

де W - кількість води, що випарувалася, кг; r - теплота випаровування, відповідна тиску над дзеркалом випаровування, кДж/кг; G - маса продукту, що охолоджується, кг; с - 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 громадському харчуванні процес розморожування є одним з 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: поверхневе і внутрішнє нагрівання. При поверхневому нагріванні енергія для відтавання поступає від поверхні продукту, а як носії теплоти використовують повітря, пароповітряні суміші, рідину (воду, розсіл). Під час внутрішнього нагрівання теплова енергія виділяється всередині продукту, при цьому для одержання теплоти використовують струми НВЧ, ІЧ-промені та ультразвук. Методи внутрішнього нагрівання пов'язані з більшими енергетичними затратами, 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 усього розморожування здійснюється в спеціальних камерах з 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 кріоскопічної 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 $t_к$, Q_2 - теплота відтавання і Q_3 - теплота, необхідна для можливого підвищення температури розмороженого продукту від $t_к$ до $t_н$ всередині, тобто теплоти отеплювання.

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = Gc_3 (t_к - t_x) + G_л r_к + Gc (t_п - t_к),$$

де G - маса продукту, кг; c_3 і c - питома теплоємність продукту до і після розморожування, кДж/(кг·К); $t_к$ - кріоскопічна температура продукту, °С; t_x і $t_п$ - початкова (зберігання) і кінцева температури продукту, °С; $G_л$ - маса розплавленого льоду (вологи продукту), кг; $r_к$ - теплота плавлення льоду, кДж/кг.

Рівняння теплопередачі

$$Q = K S \Delta t_{сер.} \tau,$$

де S - поверхня контакту продукту з теплоносієм, $м^2$; $\Delta t_{сер.}$ - середня різниця температур між продуктом і теплоносієм, °С; τ - тривалість процесу, с; K - коефіцієнт теплопередачі, $Вт/(м^2·К)$.

Останній є змінною величиною і визначається, як

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + \frac{\delta_р}{\lambda_р} + \frac{\delta_з}{\lambda_з}}, \qquad (5.173)$$

де α - коефіцієнт тепловіддавачі від гріючого середовища до продукту, $Вт/(м^2·К)$; $\delta_р$ і $\delta_з$ - відповідно товщина розмороженого і замороженого шарів продукту, м; $\lambda_р$ і $\lambda_з$ - відповідно коефіцієнти теплопровідності розмороженого і замороженого шарів продукту, Вт/(м·К).

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 огороджуючу 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 в гарячу воду, а в зрошувальних розморожувачах гаряча вода зрошує продукт із спеціальних розбризкуючих приладів.

Під час розморожування НВЧ-енергією найбільш істотними факторами, впливаючими на протікання процесу і кінцевий результат, є потужність НВЧ-енергії, маса продукту, що розморожується і тривалість процесу (до 4...5 хв.). Такі фактори, як температура повітря довкілля, його відносна вологість, грають незначну роль і в деяких випадках взагалі не впливають на процес розморожування в НВЧ-полі. У промисловості використовується конвейєрна НВЧ-установка з частотою збудження 433МГц потужністю 6кВт для розморожування м'ясних блоків. Тривалість впливу НВЧ-енергії при цьому складає 4 хв.

5.4. СПЕЦИФІЧНІ ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ

5.4.1. Процес варення

Ва́рення – це процес гідротермічної обробки продуктів з метою доведення їх до стану готовності. Воно знаходить широке застосування при виробництві продуктів у масовому харчуванні та технологічних процесах ряду харчових виробництв. Так, при виробництві спирту одним з 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 усвоюваність, харчову цінність, масу, смак, запах і колір цих продуктів. Під час варення денатуруються і коагулюються білки, колаген з'єднувальної тканини м'ясо-рибних продуктів переходить в 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 мутний колір і неприємний смак і запах. Тому бульйон варять під час слабкого 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 кліток, переходить у розчинний пектин.

Основною метою розварювання сировини, яка містить крохмаль (зерна, картоплі), 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: при температурі 130…140 °С і тривалості варки 50…60 хвилин; при температурі 165…172 °С і тривалості варки 2…4 хвилини.

Під час варення (у воді, бульйоні, молоці або насиченій парі) відбувається рівномірне прогрівання продуктів по всьому об'єму до стану кулінарної готовності при повному або частковому зануренні їх у середовище, що обігрівається. Кулінарна готовність багатьох продуктів визначається не тільки 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 – 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 в нагрітому стані неприємний і незвичний запах, а інколи і прогірклий смак. Ці речовини можна легко видалити з парою. 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

Всі 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, при якому здійснюється варення в рідині, залежить температурний режим процесу, відповідно 98…100 – під атмосферним тиском, 110…120 – 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 і перегрітої пари. Варення у рідині під атмосферним тиском можна проводити у двох режимах. При першому рідину з продуктом доводять до кипіння, далі температуру декілька знижують (на 2…3 °С) 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. 5.45). 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 – слабке 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 (при температурі 100…120 °С), варення в атмосфері перегрітої пари (при температурі 140…180 °С), варення пароповітряною сумішшю (при температурі 80…90 °С). При варенні 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 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 вологою насиченою парою має три основних періоди, що добре видно на прикладі варення овочів (рис. 5.46). Перший період – період прогрівання продукту, його тривалість в основному визначається геометричними розмірами продукту (5…10 хвилин). Другий пе-

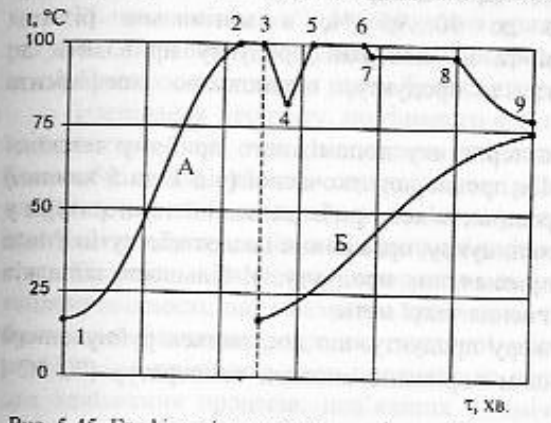


Рис. 5.45. Графік зміни температур рідини (А) і продукту (Б) при варінні

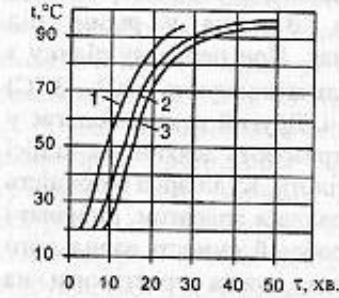


Рис. 5.46. Графік зміни температури при варенні парою: 1) моркви; 2) буряка; 3) картоплі

ріод – 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 убуваючої швидкості процесу – характеризується вирівнюванням температури по об'єму 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 плодоовочевої 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 кліток плодів і овочів, що полегшує подальше віджимання 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 усього 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 факторів: теплофізичних характеристик і початкової температури

рідини, величини коефіцієнта теплопередачі, поверхні нагрівання, температурного напору. Без обліку теплових втрат тривалість нагрівання може бути визначена з рівняння теплового балансу:

$$Gc\,(t_к - t_п) = K\,S\,\Delta t_{сер.}\tau,$$

Звідки

$$\tau = \frac{Gc\left(t_к - t_п\right)}{KS\Delta t_{сер.}}, \qquad (5.174)$$

де G – кількість рідини, кг; c – питома теплоємність рідини, Дж/(кг·К) $t_к$ і $t_п$ – відповідно температура кипіння і початкова температура рідини, °С; K – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м^2·К); S – робоча поверхня варильного апарата (поверхня теплообміну), м^2; $\Delta t_{сер}$ – 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 парою) 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 з 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 нестаціонарними. Про характер зміни температури однорідного продукту за час прогрівання дають уявлення криві на рисунку 5.47, де $t_с$ - температура на поверхні, $t_ц$ - температура у центрі продукту, $t_р$- температура рідини.

Через деякий час температура всіх частин продукту вирівнюється і стає рівною температурі довкілля, тобто настає теплова рівновага. При нестаціонарному режимі 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 стає рівною нулю. Через те, що швидкість зміни ентальпії прямо пропорційна здатності матеріалу проводити теплоту (тобто коефіцієнта теплопровідності λ) і обернено пропорційна його акумулюючій здатності

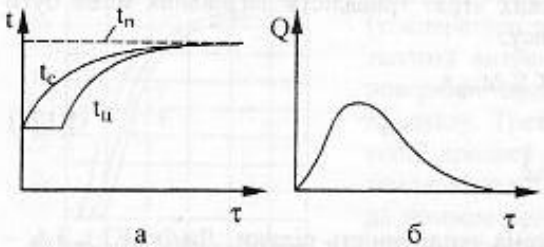


Рис. 5.47. Характер зміни температури (а) та кількості теплоти (б)в процесі нагрівання продукту

(тобто об'ємній теплоємності $c\cdot\rho$), то в цілому швидкість нагрівання продукту за нестаціонарного режиму визначається значенням температуропровідності $a = \lambda/c\rho$. Зміна температурного поля твердого тіла за нестаціонарного режиму описується диференційним рівнянням теплопровідності (рівнянням М. Фур'є):

$$\frac{dt}{d\tau} = a\left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2}\right). \qquad (5.175)$$

Залежність зміни температури і кількості теплоти в часі для будь-якої точки тіла в кожному конкретному випадку може бути знайдена аналітичним способом в 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 і 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 ($t_с = t_ц = const$), відома і температура довкілля $t_р$. Тоді теплообмін між довкіллям і поверхнею продукту можна оцінити, використовуючи закон Ньютона - Ріхмана (5.10):

$$dQ = \alpha\,(t_р - t_с)\,dS.$$

Згідно з цим законом кількість теплоти dQ, що передається від рідини продукту, пропорційна поверхні теплообміну (поверхні продукту) dS, різниці температур рідини $t_р$ і поверхні продукту $t_с$ та коефіцієнта тепловіддачі α, що залежить від багатьох факторів.

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

$$-\frac{dt}{dn} = \frac{\alpha}{\lambda}\left(t_р - t_с\right). \qquad (5.176)$$

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

$$\tau = f(t), \qquad (5.177)$$

де τ - тривалість теплової обробки, с; t - температура нагрівання продукту, °С, 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):

$a\ell/\lambda = Bi$ - критерій Біо;

$a\tau/\ell^2 = Fo$ - критерій Фур'є.

Функціональна залежність має вигляд:

$$Fo = f(Bi), \qquad (5.178)$$

або

$$\tau = f(Bi,\ \ell^2/a), \qquad (5.179)$$

де ℓ – лінійний розмір продукту, м; a – коефіцієнт температуропровідності продукту, $м^2/с$; 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:

$$\tau = \left(\frac{c\rho}{\Psi\alpha S_{пит}}\right)\ell n\left(\frac{\Delta t_н}{\Delta t_к}\right), \qquad (5.180)$$

де ψ – безрозмірний коефіцієнт, що залежить від критерію Bi; c – усереднена питома теплоємність продукту, Дж/(кг·К); ρ – густина продукту, $кг/м^3$; $\Delta t_н$ та $\Delta t_к$ – відповідно початкова і кінцева різниця температур між довкіллям (теплоносієм) і продуктом; $S_{пит}$ – питома поверхня шматків продукту.

Як виходить з (5.180), одним з важливих факторів, 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

$$S_{пит} = \frac{S}{V} = \frac{(2bh + 2\ell h + 2b\ell)}{b\ell h} = 2\left(\frac{1}{\ell} + \frac{1}{b} + \frac{1}{h}\right), \qquad (5.181)$$

де S - поверхня шматка продукту, $м^2$; V – об'єм шматка, $м^3$; 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

$$S_{пит} = \frac{2}{R} + \frac{2}{h}. \qquad (5.182)$$

Найменша питома поверхня циліндричного шматка продукту буде при 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 громадському харчуванні знаходять застосування різноманітні варильні апарати, що можуть бути класифіковані за рядом ознак. Передусім, варильні апарати поділяються на апарати для варення в киплячій рідині, для варення в атмосфері вологої насиченої водяної пари, перегрітої пари і пароповітряної суміші.

За структурою робочого циклу вони можуть бути періодичної та безперервної дії. За тиском, а отже, за температурою обробки, розрізняють апарати, працюючі за таких умов:

– під атмосферним тиском (температура 100 °С) – стравоварильні котли, пароварильні шафи, сосисковарки, термоагрегати і різноманітні варильні апарати безперервної дії;

– під надлишковим тиском (тиск до 0,7 МПа, температура до 180 °С) – автоклави, пароварильні камери і агрегати безперервного розварювання крохмалистої сировини;

– під вакуумом (температура нижче 100 °С) – вакуум-апарати, вакуум-камери, вакуум-горизонтальні котли.

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 корозійностійкого матеріалу. Залежно від виду енергоносія котли поділяють на електричні, газові, парові та твердотопливні.

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 з оболонками наведено на рисунку 5.48.

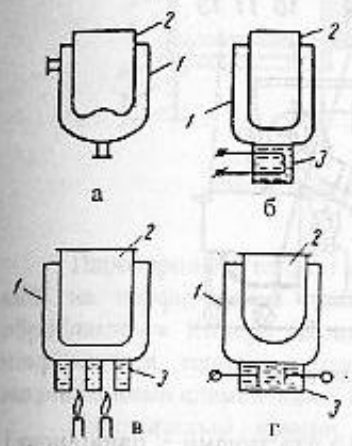


Рис. 5.48. Схеми стравоварильних котлів з оболонками

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 і облицьовуються кожухом.

Розглянуті нами стравоварильні котли з оболонками носять ще назву апаратів з 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, схема якого на рисунку 5.49.

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 кришку 2, кожух 1, між кожухом і шаром теплоізоляції знаходиться повітряний прошарок 7. Пускорегулююча апаратура розміщена під пультом управління 5.

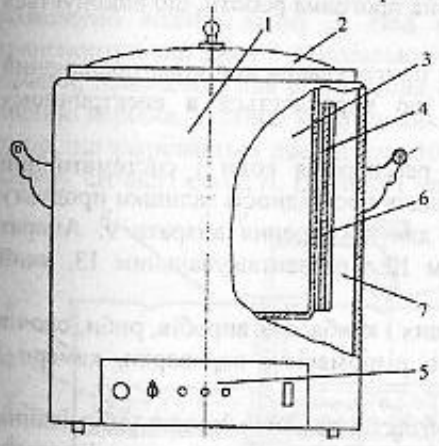


Рис. 5.49. Схема стравоварильного котла з гнучким електронагрівачем

У апаратів з безпосереднім обігріванням порівняно з котлами з непрямим обігріванням значно нижча питома витрата енергії (на 5 %) і металоємність (на 40 %).

На підприємствах громадського харчування для варення бульйонів, а також швидкого варення овочів і бобових використовуються автоклави. Автоклав являє собою стравоварильний котел з 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. 5.50).

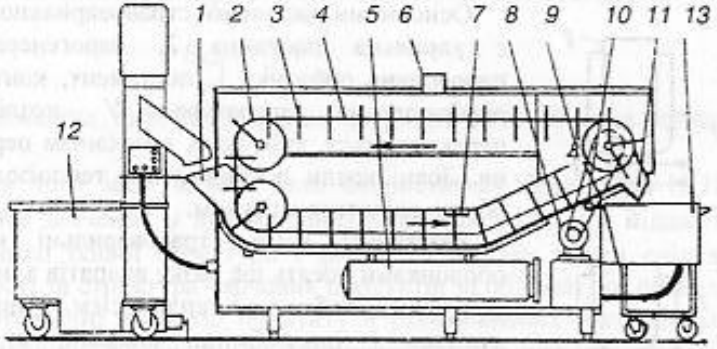


Рис. 5.50. Апарат для варення продуктів у киплячій воді

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 з киплячою рідиною, завантажувальний лотік 1, розвантажувальний лотік 11, вентиляційний отвір 6 і переливні отвори 7 та 10.

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 кип'ятка, 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. 5.51, а, б) і без нього (рис. 5.51, в).

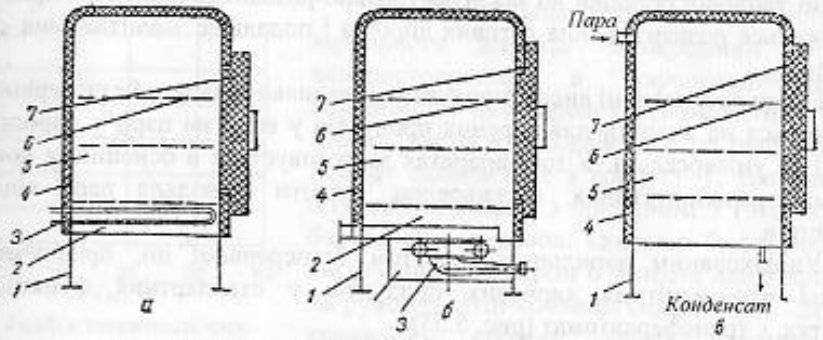


Рис. 5.51. Принципові схеми пароварильних шаф

Пароварильна шафа з власним парогенератором 2 має робочу камеру 5, в якій на перфорованих полицях 6 встановлюється посуд з 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 з поплавковим клапаном.

Пароварильні камери, що застосовуються в різних галузях харчової промисловості і термоагрегати мають таке ж принципове влаштування, як і пароварильні шафи, але більш високу продуктивність.

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 представлено на рисунку 5.52. У нижній частині циліндричного теплоізольованого корпусу 5 з кришкою 6 розміщено водяну ванну 2. Над ванною на валу прикріплено решітчастий транспортуючий 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.

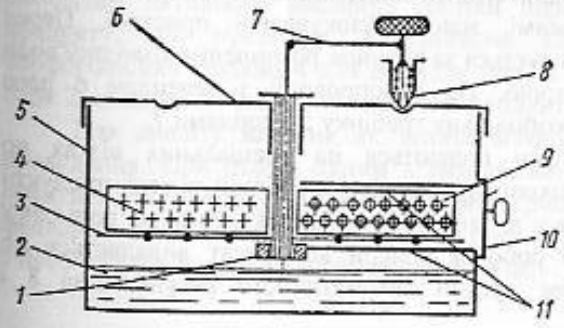


Рис. 5.52. Схема пристрою для варення парою

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 транспортуючим диском по колу робочої камери, обігріваються парою і повертаються по за-

кінченні 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 конвейєрна 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 трансфераватомат (рис. 5.53).

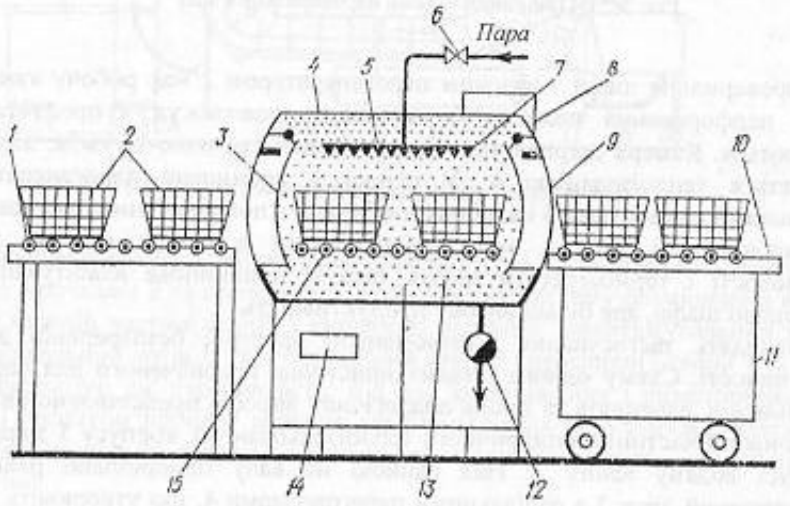


Рис. 5.53. Пароварильний трансфераватомат

Основна частина апарата – циліндрична варильна камера 4 з роликовим конвейєром 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 пароросподільну гребінку 5 з соплами 7.

Ємності 2 з напівфабрикатами подаються на спеціальних візках по рольгангу 1. Пересуваючись на роликовому конвейєрі в робочій камері, продукти обробляються парою 13 і після цього в ємностях розвантажуються на рольгангу 10 в теплоізольовані візки 11. З робочої камери конденсат видаляється по конденсатній лінії 12. Камера має органи автоматичного регулювання 8 і автоматику управління люками 14.

На рисунку 5.54 наведений графік залежності часу варення в трансфераватоматі від надлишкового тиску в робочій камері.

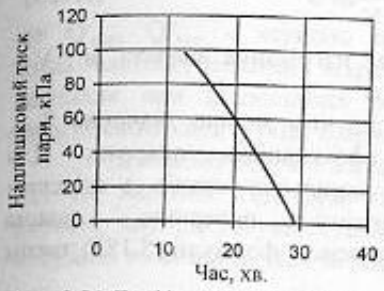


Рис. 5.54. Графік залежності часу варення від тиску в робочій камері

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 рисунку 5.55. Апарат складається з корпусу 1, транспортної сітчастої стрічки 2 з привідним 3 і натяжним 4 барабанами, паровою камерою 5, регулюючим висоту шару шибером 6. Висота шару продукту на рухомій сітці-конвеєрі складає 100…200 мм, тривалість процесу варки залежить від швидкості конвейєра 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.

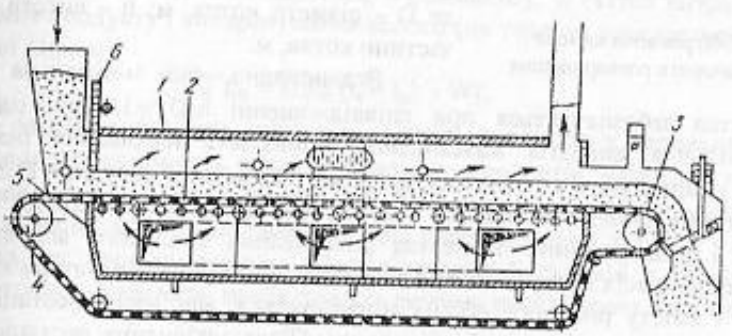


Рис. 5.55. Схема апарата для варення круп

У апаратах безперервного розварювання зерно-спиртового виробництва (рис. 5.56) прогрівання продукту до необхідної температури забезпечується в результаті активного введення гострої пари дрібними струминками в потік продукту, що рухається. Обігріваюча камера такого апарата обладнана перфорованою трубою 4 для проходу пари і має корпус 1, патрубок підведення пари 2, вхідний 3 і вихідний патрубки продукту.

Для аналізу варення як теплообмінного процесу важливі режими його проведення. При цьому одним з визначальних параметрів, які характеризують ефективність процесу, є швидкість або тривалість його протікання. Основним фактором, який впливає на тривалість процесу варення в стравоварильному котлі, є його питома поверхня, що визначається як

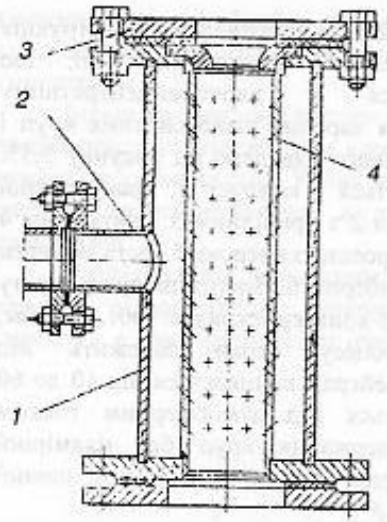


Рис. 5.56. Обігріваюча камера контактного апарата розварювання

$$S_{пит} = \frac{S}{V}, \quad (5.183)$$

де S - поверхня нагрівання апарата, м^2; V – об'єм апарата, м^3.

Очевидно, що чим менше значення $S_{пит}$, тим вище ефективність апарата. Для циліндричних варильних котлів з плоским днищем питому поверхню можна представити на основі формули (5.183) таким чином:

$$S_{пит} = \frac{S}{V} = \frac{\left(\pi D h + \frac{\pi D^2}{4}\right)}{\frac{\pi D^2 h}{4}} = \frac{4}{D} + \frac{1}{h}, \quad (5.184)$$

де D - діаметр котла, м; h - висота робочої частини котла, м.

Встановлено, що мінімальна питома поверхня котла забезпечується при співвідношенні h/D =1. При однакових об'ємах варильних апаратів максимальна тривалість нагрівання рідини до температури кипіння буде у тих із них, де діаметр варильної посудини D ≥ h.

У роботі будь-якого теплового апарата мають місце два періоди – період розігрівання і 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 нестаціонарний (який не встановився) режим роботи апарата. Після закінчення нестаціонарного 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; $\Sigma Q_{кор}$ - корисно використовувана теплота, кДж; $\Sigma Q_{вт}$ - 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 нестаціонарного 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 $Q'_{кор}$, $Q''_{кор}$ - корисно використовувана теплота при нестаціонарному і стаціонарному режимах відповідно, кДж; $Q'_{вт}$, $Q''_{вт}$ - втрати теплоти апаратом в довкілля при відповідних режимах, кДж; $Q'_{роз}$, $Q''_{роз}$ - втрати теплоти на розігрівання конструкції апарата при відповідних режимах, кДж.

Розглянемо основні варіанти визначення корисно використовуваної теплоти під час варення. При режимі розігрівання апарата (ділянка 1-2 на рис. 5.45) корисно використовувана теплота витрачається на нагрівання рідини в варильній посудині та визначається за відомою формулою (5.87)

$$Q'_{кор} = Gc\,(t_к - t_п),$$

де G – маса рідини, що нагрівається, кг; с – питома теплоємність рідини, кДж/(кг·К); $t_к$ – температура кипіння ,°С; $t_п$ – початкова температура рідини, °С.

За стаціонарним режимом апарата (згідно з рис. 5.45) корисно використовувана теплота складається, в основному, зі статей витрати теплоти на нагрівання продукту і випаровування вологи (ця теплота передається продукту від киплячої рідини):

$$Q''_{кор} = G_п c_п\,(t_к - t_п) + Wr, \quad (5.188)$$

де $G_п$ – загальна кількість завантажувальних продуктів у варильний апарат, кг; $c_п$ – середня теплоємність завантажувальних продуктів, кДж/(К·кг); $t_п$ – 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 в автоклаві корисно використовувана теплота, необхідна для режиму розігрівання, визначається як

$$Q'_{кор} = Gc\,(t_к - t_п) + G_к c_к\,(t_к - t_п), \quad (5.189)$$

де G, $G_к$ – маса води і кісток відповідно, кг; с, $c_к$ – теплоємність води і кісток відповідно, кДж/(кг·К); $t_к$ – температура кипіння вмісту автоклаву (залежить від тиску в варильній посудині),°С; $t_п$ – початкова температура води і кісток, °С.

За стаціонарним режимом корисно використовувана теплота 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

$$Q'_{роз} = Q_м + Q_и + Q_т, \qquad (5.191)$$

де $Q_м$ – теплота, витрачена на нагрівання металевих конструкцій апарата (в тому числі й транспортуючого органу); $Q_и$ – теплота, витрачена на нагрівання ізоляційної конструкції апарата; $Q_т$ – 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. 5.53).

Формули для визначення кількості теплоти, необхідної для розігрівання апарата, мають вигляд, аналогічний формулі (5.87). Особливості розрахунків цього виду втрат викладаються в спеціальних курсах.

Втрати теплоти апаратом в 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)

$$Q_{вт} = \alpha S \Delta t \tau,$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі від зовнішніх поверхонь апарата у довкілля, Вт/(м^2·К); S – зовнішня поверхня апарата, м^2; 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 таблиці 5.1.

Таблиця 5.1 – Класифікація процесів смаження

Спосіб обробки	Мета процесу	Гріюче середовище (поверхня)	Температура, °С		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 пиріжки, 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, зернобороші вироби
Випікання	Те ж	Повітря	110…280	90…98	15…60	Вироби з тіста

Закінчення таблиці 5.1

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
Обсмажування	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 бавовника, соняшникова, кукурудзяна та ін.).

Зупинимося стисло на характеристиці способів смаження. При смаженні основним способом продукт нагрівають з 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, не перевищуючих 180 °С (максимальна температура димоутворення жирів - 230 °С).

Пасерування – смаження ароматичних овочів (цибулі, моркви, петрушки, селери, ріпи) до утворення легкої золотистої скоринки, покритої тонкою плівкою жиру; всередині овочі залишаються сируватими. При цьому в жир переходить частина ефірних масел, 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 розуміють 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 маслом, попередньо звареного, припущеного або обсмаженого. Рибу і 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.

Смаження без жиру здійснюють під час приготування виробів з 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 відджерела нагрівання і передає її продукту, який обсмажується. Під впливом теплоти в продукті протікає ряд 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 і розмірів шматочків продукту, температури олії, умов теплообміну між олією і продуктом та інших факторів.

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 масла. До тих пір доки поверхня продукту зволожена, температура її не може піднятися вище 100 °С, хоч вона і стикається з маслом, що має температуру 130…140 °С: випаюча 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 в 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 усмаженням. Як було відзначено, під час обсмажування відбуваються два протилежно направлених процеси масообміну: випарювання вологи (направлений назовні) і всмоктування жиру (направлений всередину). Вологи випарюється більше, ніж всмоктується жиру, тому в процесі обсмажування маса сировини зменшується. Видимий відсоток усмаження (у % до маси вихідної сировини) визначається за формулою

$$X = \frac{A - B}{A} 100, \qquad (5.192)$$

де А – маса сировини до обсмажування, В – маса обсмаженої сировини. Величина Х 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 усмаження, що показує кількість випареної під час обсмажування вологи в % до вихідної кількості вологи в сировині. Залежність між істинним і видимим відсотками усмаження має вигляд:

$$\omega = \frac{x + m(100 - x)}{100}, \qquad (5.193)$$

де ω – істинне усмаження, % до маси вихідної сировини; m – кількість жиру, всмоктаного в сировину при обсмажуванні, % до маси обсмаженої сировини.

Дослідженнями процесу обсмажування кавопродуктів, 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 з 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 масла, розмір і форма шматочків та інші фактори впливають на механізм переносу теплоти.

За станом, що встановився, коли температура масла залишається постійною в часі, кількість теплоти (в кДж), сприйнятої маслом 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:

$$Q = \alpha_1 S\,(t_{cm} - t_м)\,\tau, \qquad (5.194)$$

$$Q = \alpha_2 S_1\,(t_м - t_п)\,\tau, \qquad (5.195)$$

$$Q = \frac{\lambda S_1 (t_п - t_в)\cdot\tau}{\delta}, \qquad (5.196)$$

де α_1 і α_2 - відповідно коефіцієнти тепловіддачі від поверхні нагрівання до масла, від масла 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 маслу, і поверхня продукту, м²; t_{cm}, $t_м$, $t_п$, $t_в$ - відповідно температура поверхні нагрівання, масла, поверхні продукту і поверхні випаровування, °С.

Позначимо поверхню продукту S_1 через поверхню нагрівання S коефіцієнтом

$$f = \frac{S_1}{S}, \qquad (5.197)$$

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

$$Q = \frac{S\,(t_{cm} - t_в)\,\tau}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{f\alpha_2} + \frac{\delta}{f\lambda}\right)}. \qquad (5.198)$$

Як видно з рівняння (5.198) загальний коефіцієнт теплопередачі від поверхні нагрівання до продукту (в Вт/(м²·К)) має вигляд:

$$K = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{f\alpha_2} + \frac{\delta}{f\lambda}\right)^{-1}. \qquad (5.199)$$

Аналіз величин всіх термічних опорів, які входять в 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 масла, термічний опір $1/f\alpha_2$ практично не відбивається на загальному коефіцієнті теплопередачі. Внаслідок

цього на теплопередачу в цьому періоді вирішальне значення виявляють α_1 та $\delta/f\lambda$. Таким чином, величина К в ході процесу обсмажування змінюється. У період, коли випарюється вільна волога з поверхні продукту, К зростає, а після цього у міру збільшення товщини скоринки він зменшується і тим швидше, чим вище температура масла і менший ступінь подрібнення продукту.

Слід відзначити, що зараз немає достатніх даних для аналізу впливу термічного опору скоринки на величину К. 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 масла α_1. Для його визначення можна, наприклад, використати критеріальні рівняння, запропоновані М.І. Бєляєвим:

для вільної конвекції

$$Nu = 0{,}29\,(Gr \cdot Pr)^{0{,}36}, \qquad (5.200)$$

при змушеному русі масла

$$Nu = 0{,}4\,Re^{0{,}33}\,Gr^{0{,}1}\cdot Pr^{0{,}43}, \qquad (5.201)$$

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 скористуватися, необхідні експериментальні дослідження, в результаті яких повинні бути встановлені значення коефіцієнта ψ в залежності від критерію Біо Ві за різних умов смаження і для різних продуктів.

Визначити тривалість процесу можна за допомогою методу, основаного на складанні балансу теплоти, яка підводиться до поверхні шматочка продукту.

Теплота, підведена до продукту, згідно з (5.195)

$$\frac{dQ}{d\tau} = \alpha_2\,(t_м - t_п)\,dS_1,$$

витрачається головним чином на випаровування вологи

$$\frac{dQ}{d\tau} = q_{пит}\,dS_1\cdot\left(\frac{dx}{d\tau}\right), \qquad (5.202)$$

де x - поточна координата, $q_{пит}$ - питомі затрати теплоти на 1м³ продукту, Дж.

$$q_{пит} = \frac{\Delta\omega\rho_п r}{1000}, \qquad (5.203)$$

де $\Delta\omega$ - зміна вологості продукту, %; r - теплота пароутворення, кДж/кг, $\rho_п$ - середня густина продукту, кг/м^3.

Прийнято, що кількість підведеної та сприйнятої теплоти рівні між собою і що α_2 і $t_м$ постійні в першому періоді.

Тоді тривалість періоду складе

$$\tau_1 = \frac{q_{пит} \cdot \ell}{\alpha_2 (t_м - t_в)}, \qquad (5.204)$$

де $t_в$ – температура випаровування вологи, °С; ℓ – визначальний розмір, м.

Для другого періоду (знаходять також з балансу теплоти):

$$\tau_2 = \frac{q_{пит} \cdot \ell^2}{2\lambda_п (t_м - t_к)}, \qquad (5.205)$$

де $\lambda_п$ - теплопровідність продукту, Вт/(м·К).

Загальний час обсмажування

$$\tau = \tau_1 + \tau_2.$$

Наведені рівняння більшою мірою придатні скоріше для якісного аналізу, встановлення факторів, впливаючих на тривалість, ніж для кількісного визначення, бо в дійсності величини $\rho_п$, α_2, $\lambda_п$, $t_м$ і $t_в$ безперервно змінюються.

Основні типи жарильних апаратів

Всі жарильні апарати можна класифікувати за цілим рядом 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 з 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.

Усі жарильні апарати можуть бути періодичної та безперервної дій. До жарильних апаратів періодичної дії належать сковороди, фритюрниці, жарильні та пекарські шафи, що використовуються, в основному, у громадському харчуванні.

Апарати безперервної дії частіше усього мають транспортуючий орган, виконаний в 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 рисунку 5.57.

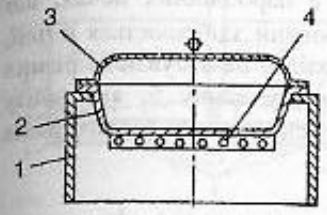


Рис. 5.57. Схема сковороди

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.

Аналогічне обладнання мають фритюрниці (рис. 5.58), 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 в 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.

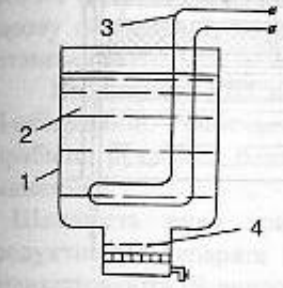


Рис. 5.58. Схема фритюрниці

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. 5.59) що обігріваються ТЕНами або газовим пальником. Робоча камера 1 являє собою двостінний теплоізольований 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 слугує для вирівнювання температурного поля в робочому об'ємі шафи. У камері є противні 2, в яких розміщуються продукти, що нагріваються. Шафи випускаються з природним і примусовим рухом теплоносія – повітря або пароповітряної суміші, обладнуються автоматичним регулюванням потужності і заданого температурного режиму.

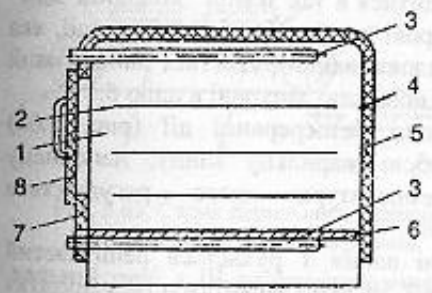


Рис. 5.59. Схема шафи

Розглянуті нами жарильні апарати є апаратами періодичної дії. На харчових підприємствах, на великих і спеціалізованих підприємствах громадського харчування широко застосовуються апарати безперервної дії. Їх умовно можна поділити на 4 групи: апарати для смаження у великій кількості жиру (пароолійні печі, автомати жарки 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 з них містить прямокутну ванну 5, яка внизу звужується на клин (рис. 5.60.). Поверхня нагрівання складається з двох рядів труб 3, кожний з яких пов'язаний зі своїм колектором 2.

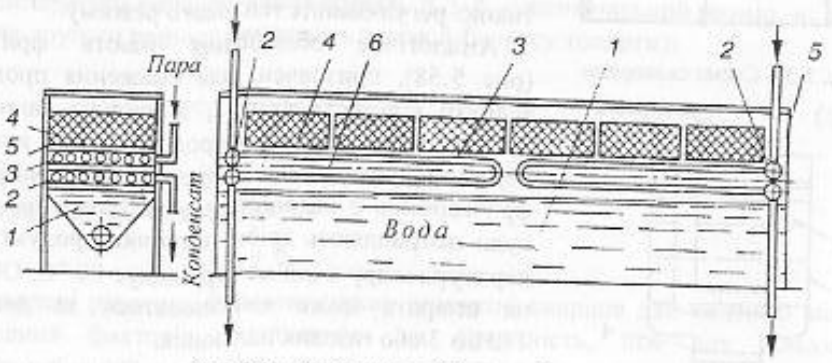


Рис. 5.60. Схема пароолійної печі

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.

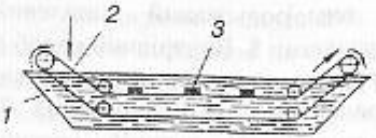


Рис. 5.61 Схема фритюрниці безперервної дії

Фритюрниці безперервної дії (рис. 5.61) 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.

Розповсюдженим апаратом для проведення волого-теплової обробки м'ятки у виробництві рослинних олій (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. 5.62).

Основними частинами чана є днище 1 та обичайка 2. Кондуктивний теплопідвід до матеріалу, що обробляється у чані, здійснюється через стінки чана

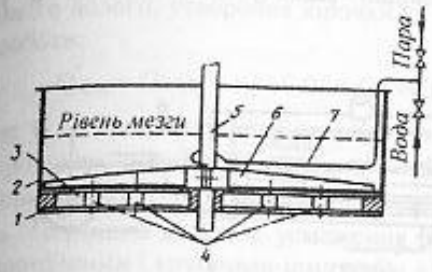


Рис. 5.62. Чан жаровні

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 рисунку 5.63 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.

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.

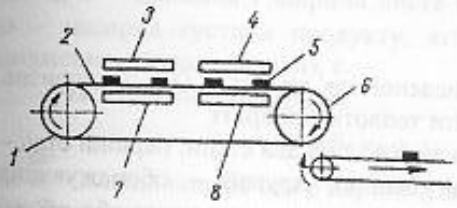


Рис. 5.63. Схема жарильного апарата безперервної дії на ІЧ-обігріванні

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 в цілому.

У лотковій пароолійній обсмажувальній печі з ІЧ-випромінюванням (рис.5.64) застосовано комбінований метод нагрівання: спочатку здійснюється попереднє вилучення вологи з овочів ІЧ-випромінюванням, а після цього остаточне обсмажування в олії.

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 з 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 трубчастому 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.

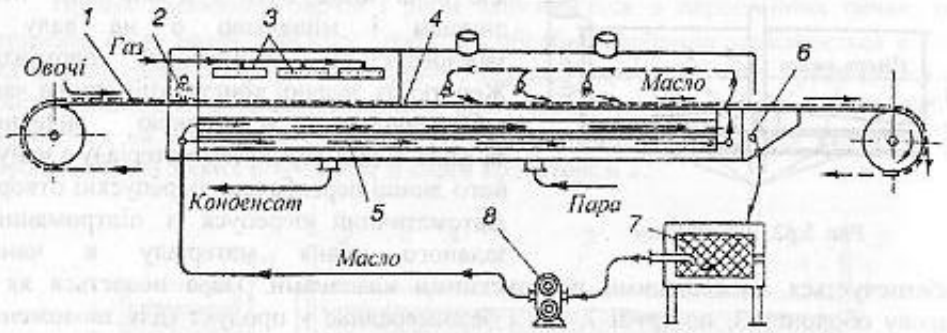


Рис. 5.64. Схема лоткової паромасляної печі з ІЧ-випромінюванням

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):

$$Q_{заг} = Q_{кор} + Q_{вт},$$

де $Q_{заг}$ – загальна кількість теплоти, підведеної до апарата; $Q_{кор}$ – корисно використовувана теплота; $Q_{вт}$ – сумарні втрати теплоти в апараті.

Робота будь-якого жарильного апарата ділиться на два етапи: перший етап – приведення апарата в робочій 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 використовувана теплота витрачається на нагрівання харчового жиру, який знаходиться в апараті й визначається за формулою (в кВт):

$$Q'_{кор} \frac{G_ж c_ж (t_1 - t_0)}{\tau}, \qquad (5.206)$$

де $G_ж$ - маса харчового жиру, який знаходиться в апараті, кг; $c_ж$ - 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:

$$Q''_{кор} = Gc(t_3 - t_2) + 0{,}01\omega Gr + 0{,}01\varepsilon Gc_к(t_4 - t_3) + 0{,}01m Gc_ж(t_1 - t_0), \qquad (5.207)$$

де G – продуктивність апарата по сировині, 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 в % (приймається в межах 15...25 %); $c_к$ – 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 по сировині може бути задано або визначено за запропонованими нижче формулами.

Для жарильних апаратів періодичної дії (сковорід, фритюрниць) G (в кг/с):

$$G = \frac{abh\rho}{\tau}, \qquad (5.208)$$

де a, b – довжина і ширина листа (ванни), м; h – висота шару продукту, м; ρ – насипна густина продукту, кг/м^3; τ – тривалість циклу (завантаження, смаження, розвантаження), с.

Для шнекових апаратів

$$G = S_0 v_0 \rho, \qquad (5.209)$$

де S_0 – площа поперечного перетину внутрішньої порожнини жарильної камери у місці розташування першого витка шнека, зайнятої продуктом, м^2;

$$S_0 = \frac{\pi\left(d_0^2 - d_1^2\right)\varphi}{4},$$

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;

$$v_0 = n \ell_1,$$

де n – частота обертання шнека, с$^{-1}$; ℓ_1 – крок першого витка шнека, м.

Для конвейєрних жарильних апаратів

$$G = b h \varphi v \rho, \qquad (5.210)$$

де b – ширина конвейєрної стрічки, м; φ – коефіцієнт заповнення конвейєра (може бути прийнятий рівним 0,6…0,7)

$v = \ell/\tau$ – швидкість руху конвеєра, м/с; ℓ – шлях переміщення продукту в олії (довжина ванни), м; τ – тривалість обсмажування, с.

Для жарильних апаратів роторного типу

$$G = n\, z\, V \rho\, \varphi, \qquad (5.211)$$

де n – частота обертання ротора (барабана), 1/с; z – кількість ячейок або секцій в роторі (барабані), V – ємність однієї ячейки або секції, $м^3$; φ – коефіцієнт заповнення ячейки ($\varphi = 0{,}75...0{,}8$).

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:

$$Q_{заг} = Gc\,(t_3 - t_2) + 0{,}01\omega\, Gr + 0{,}01\varepsilon\, Gc_к\,(t_4 - t_3) + 0.01m\, Gc_ж\,(t_1 - t_0) + Q_{вт}.$$

Так як кількість теплоти, переданої поверхнею нагрівання апарата

$$Q_{заг} = K\, S\, \Delta t,$$

де K – коефіцієнт теплопередачі, кВт/($м^2$·К); S – поверхня нагрівання, $м^2$; Δt – температурний напір, °С, то

$$G = \frac{K\, S \Delta t - Q_{вт}}{c\,(t_3 - t_2) + 0{,}01\varpi r + 0{,}01\varepsilon c_к\,(t_4 - t_3) + 0{,}01 m c_ж\,(t_1 - t_0)} \qquad (5.212)$$

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 і 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, в тому числі й для хвороботворних, здатних викликати інфекційні захворювання.

Пастеризація – один з прийомів консервування продуктів, наукове обґрунтування якому дав Л. Пастер в 1860 р. Під пастеризацією розуміють термічну обробку продуктів за температури нижче 100 °С з наступним охолоджуванням до температури 6...8 °С. Пастеризація, як правило, вбиває неспорові хвороботворні мікроорганізми і скорочує загальну бактеріальну забрудненість продукту, що підвищує його стійкість. Швидке охолоджування продукту після пастеризації необхідно для того, щоб відвернути розвиток остаточної мікрофлори, тобто проростання у вегетативні клітки 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 додержуються таких вимог: освітлений або ретельно очищений від сторонніх домішок продукт нагрівають рівномірно, за постійної температури, у тонкому шарі, уникаючи пригорання; операцію проводять у герметичних умовах; продукт виводять з пастеризатора максимально охолодженим. Теплообмінну апаратуру виготовляють з хімічно стійких матеріалів, що мають велику теплопровідність.

Теоретичні основи пастеризації

Ефективність пастеризації – ступінь придушення мікрофлори – залежить від температури і тривалості витримки продукту за цієї температури. Залежність необхідного часу пастеризації τ від температури t у більшості випадків висловлюється логарифмічною залежністю:

$$\ln \tau = \alpha_n - \beta_n t, \qquad (5.213)$$

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:

$$\ln \tau = 36{,}84 - 0{,}48\, t. \qquad (5.214)$$

Наведемо значення t і τ, обчислені за цією формулою:

t, °С	76	74	72	70	68	66	64	62	61.1
τ, с	1.4	3.7	9.8	25.6	67	174	455	1188	1930

За нижню межу пастеризації молока прийнято температуру 60 °С, за якої досягається пастеризуючий бактерицидний ефект; це пов'язано з термостійкістю туберкульозної палички.

Залежність часу пастеризації вина від температури виражається такими даними:

t, °С	65	60	57	55
τ, с	240	1200	3600	6000

З наведених даних видно, що чим нижче температура пастеризації, тим більше часу вимагається 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:

$$P_a = \frac{\theta}{\tau}, \qquad (5.215)$$

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 з сучасними переконаннями ефективність пастеризації залежить також від кількісного і якісного складу мікрофлори рідин, що піддаються пастеризації.

При заданих режимах залежність ефективності пастеризації від кількості мікроорганізмів оцінюють за коефіцієнтом швидкості їхньої загибелі.

$$C = \frac{(\ell n N_0 - \ell n N_к)}{\theta}, \qquad (5.216)$$

де C – коефіцієнт швидкості загибелі бактерій, 1/с; N_0 – початкова кількість бактерій в 1 см^3 продукту; $N_к$ – кінцева кількість бактерій в 1 см^3.

Режими і 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, пароструменний, 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 пластинчастому пастеризаторах і пастеризаційно-охолоджувальних установках.

Знаходить застосування (наприклад, в 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 в одиниці об'єму продукту.

Пастеризація гарячим розливом передбачає нагрівання продукту до певної температури (для вина – 43…55 °С, для томат-пюре – 95…98 °С) з наступним його розливом у простерилізовану тару (пляшки), герметичним закупорюванням і охолоджуванням. Спосіб має застосування, в основному, для продуктів з високою кислотністю.

Класична пастеризація в тарі (названа пляшковою) проводиться після розливу і герметизації фруктових соків та вин в пляшках, бутилях і жерстяній тарі. Нагрівання продукту в тарі здійснюється потоком гарячого повітря або води. Класична пастеризація припускає фасування продукту за температури пастеризації (наприклад, 95 °С – для соків з м'якоттю, 85 °С – для натуральних фруктових соків, 60 °С – для вина) у бутилі 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. 5.65) являє собою теплообмінний апарат з оболонкою 2 і кришкою 5. Оболонка 2 ванни 3 заповнюється водою, що

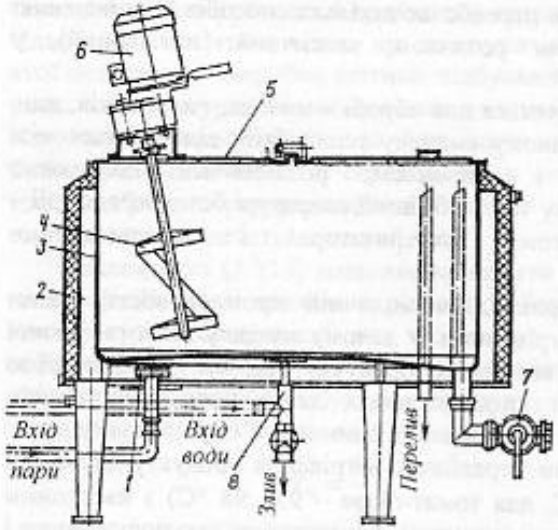


Рис. 5.65. Ванна тривалої пастеризації

підігрівається парою, яка надходить через безшумний пароструменний нагрівач 1. Всередині резервуару розміщено мішалку 4, що має привід 6. Спочатку ванну заповнюють продуктом, після цього включають мішалку, в оболонку пускають воду і подають 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 і 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 закочується 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 °С), витримується протягом 2 хв., а після цього температура його знижується до 15…20 °С 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 парою, гарячою водою або гарячим повітрям. Конструктивно пастеризатори цього типу складаються з секції власно пастеризації та секцій охолоджування, 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 охолоджування. Температура в пастеризаторах регулюється автоматично відповідно заданого режиму.

Схему безперервно діючого пастеризатора для фруктових соків представлено на рисунку 5.66. Цей повітряно-водяний пастеризатор – охолоджувач для соків являє собою теплоізольований короб, всередині якого рухається транспортер (сітчаста стрічка) 4. Апарат поділений на декілька зон:

пастеризаційну 5, в якій здійснюється витримка на транспортері банок (пляшок) з продуктом у потоці гарячого повітря, яке нагнітається в короб за допомогою вентиляторів через парові калорифери, і охолоджувальну, в якій здійснюється комбіноване охолоджування обдуванням зовнішнім повітрям 3 і зрошенням проточною водою 2. У останній зоні – висушувальній 1 – охолоджений продукт знову обдувається зовнішнім повітрям.

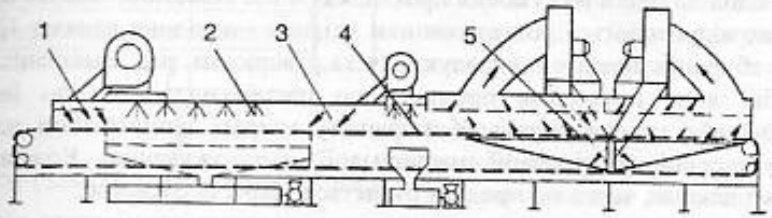


Рис. 5.66. Схема пастеризатора безперервної дії

Широке розповсюдження в харчовій технології має пастеризація в безперервному потоці, за якої продукт подається насосами в теплообмінні апарати пластинчастого або трубчастого типів.

Найбільш досконалими апаратами для пастеризації є пластинчасті. У них пастеризують молоко та молочні продукти, фруктові та овочеві соки, вино, пиво та інші рідини. У пластинчастих пастеризаторах по ходу руху рідини, що обробляється (по секціях), здійснюються такі процеси (рис. 5.67): часткове нагрівання продукту, що надходить, теплотою виходячого (пастеризованого) продукту (секція рекуперації теплоти); нагрівання продукту гарячою водою або парою до заданої температури (секція пастеризації); витримка протягом деякого часу нагрітого продукту за температури пастеризації (секція витримки); охолоджування виходячого продукту з передачею теплоти продукту, що надходить, на нагрівання (секція рекуперації теплоти); охолоджування продукту холодною водою (секція охолоджування водою); охолоджування продукту розсолом (секція охолоджування розсолом).

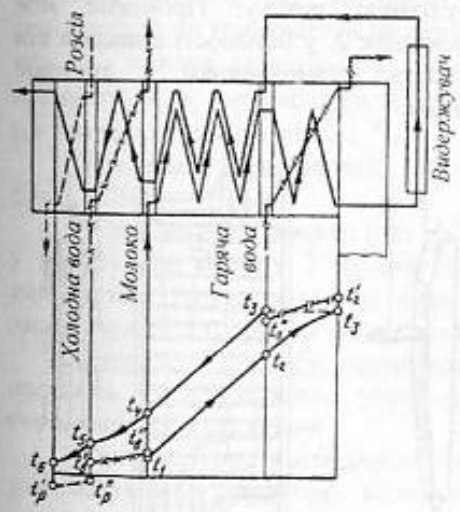


Рис. 5.67. Схема роботи і температурний графік пластинчастого пастеризатора

Кожну секцію пластинчастого пастеризатора утворено пакетами з декількох пластин. Як правило, пастеризація і охолоджування здійснюються при автоматичному регулюванні технологічного процесу.

Пластинчастий пастеризатор, схему якого надано на рисунку 5.68, складається з групи сталевих теплообмінних штампованих пластин 6, підвішених на горизонтальних штангах 7, кінці яких закріплено у стійки 3 і 9. За допомогою нажимної плити 8 та гвинта 10 пластини в зібраному стані стиснуті в один пакет. На схемі для більш ясного зображення потоку рідини показано тільки 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 12, 11 та 12. Під час збирання пластини чередуються та утворюють ряд 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, охолоджування). Кожна секція складається з пакетів, через які продукт рухається також послідовно.

Паралельна розстановка плоских пластин з малими проміжками між ними дозволяє розмістити в просторі робочу поверхню теплообмінника найбільш компактно, що дозволяє значно зменшити габарити пластинчастого апарата порівняно з іншими типами рідинних теплообмінників. Наприклад, коефіцієнт компактності пластинчастих апаратів (відношення робочої поверхні до об`єму робочої зони) досягає 200 м^2/м^3, що у 5…10 разів більше, ніж для трубчастих.

Основним конструктивним елементом пластинчастого апарата є теплопередаюча пластина (рис. 5.69), 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 самого різноманітного 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 з листової нержавіючої сталі 1Х18Н9Т товщиною 0,7…1 мм.

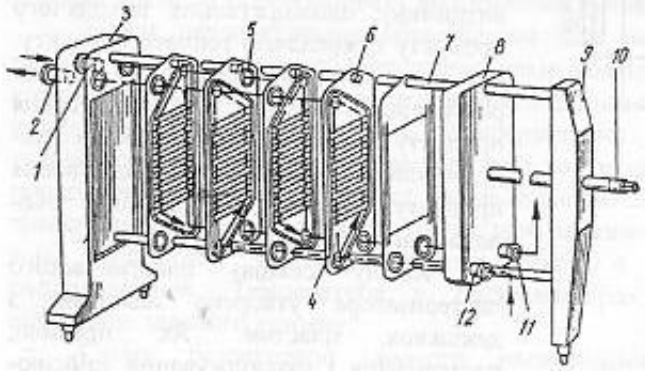


Рис. 5.68. Схема пластинчастого пастеризатора

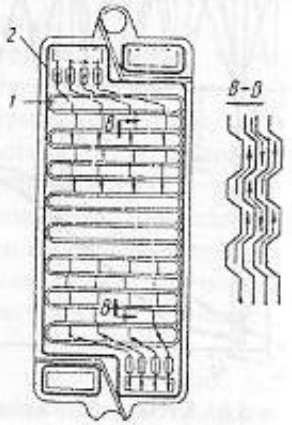


Рис. 5.69. Пластина розбірного пластинчастого теплообмінника

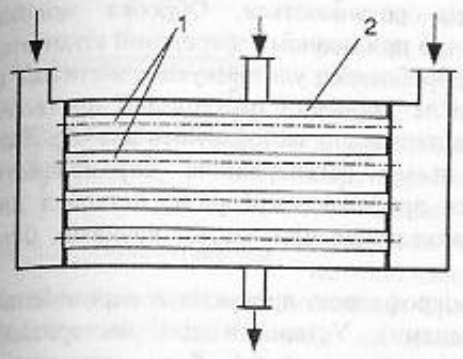


Рис. 5.70. Схема трубчастого пастеризатора

Відзначимо, що пластинчастий теплообмінник надає конструктору і виробникові великі можливості по здійсненню різноманітних компонуючих варіантів і легко припускає збільшення (або зменшення) робочої поверхні апарата, який знаходиться в експлуатації. Він припускає вільне внесення різноманітних корегувань у схемі 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 фактором.

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

$$E = \frac{Q_p}{Q} = \frac{Gc\,(t_2 - t_1)}{Gc\,(t_3 - t_1)} = \frac{t_2 - t_1}{t_3 - t_1}, \qquad (5.217)$$

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; с - 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 пластинчастих пастеризаторів E = 0,7…0,8.

У трубчастому апараті (рис. 5.70) 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 трубчасті пастериза-тори застосовуються головним чином для високотемпературної пастеризації.

Нетеплові способи пастеризації. До нетеплових способів пастеризації належать: ультразвукова, ультра-фіолетовим опроміненням, радіо-активним опроміненням і механічна.

Ультразвукова пастеризація заснована на тому, що продукт озвучується ультразвуком з частотою коливань більше 25 кГц. Бактерицидний ефект досягається за рахунок того, що під дією ультразвуку в рідині виникає кавітація (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 см^3 молока, обробленого ультразвуком, міститься в середньому 18 бактерій, в той час як після звичайної пастеризації протягом години – 30000 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 бактерії та віруси починає виявлятися при частоті коливань біля 100 кГц.

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. 5.71).

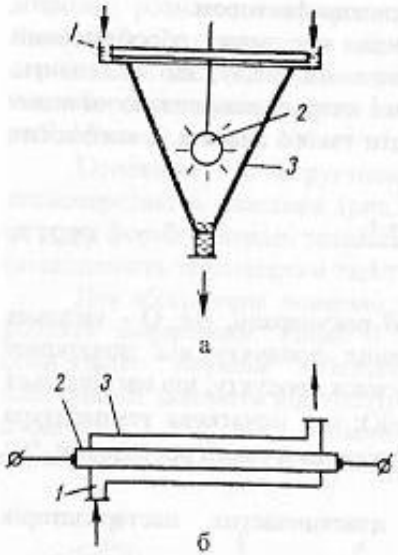


Рис. 5.71. Схеми пастеризаційних установок з УФ-опромінюванням

У цих установках відбувається опромінення тонкого шару продукту, бо УФ-промені проникають на глибину, рівну часткам міліметра (до 1…2 мм), і знешкоджують тільки поверхневий шар. В установках конічного типу (рис. 5.71, а) продукт з вихідного отвору 1 стікає по конічній поверхні 3; у центрі поміщається джерело ультрафіолетового випромінювання – кварцова лампа 2, заповнена парою ртуті. Таку ж лампу використано у циліндричній установці ультрафіолетової пастеризації (рис. 5.72, б). Встановлено, що бактерицидні властивості має ультрафіолетове проміння в діапазоні довжин хвиль $3 \cdot 10^3 \ldots 22 \cdot 10^3$ А. УФ-опроміненням пастеризують соки, вина, молоко. У той же час під час застосування УФ-опромінення необхідно додержуватись відповідних заходів запобігання, маючи на увазі його шкідливий вплив на очі та шкіру людини.

Прогресивним способом пастеризації багатьох рідких харчових продуктів (молока, вина, фруктових соків) є вплив на мікроорганізми комбінації ультрафіолетового та інфрачервоного проміння, названої актинацією. Принцип роботи актинаторів (рис. 5.72) полягає в наступному. Продукт проходить послідовно першу трубку 1, в якій він нагрівається до температури 70…80 °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.

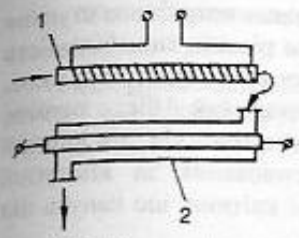


Рис. 5.72. Схема актинатора

Відомий спосіб пастеризації продуктів за рахунок використання іонізуючого опромінення. Як джерело опромінення використовують кобальт-60, цезій-137. Характерною особливістю способу є використання спроможності іонізуючих випромінень перетворювати атоми і молекули речовин в електрично заряджені частинки – іони. Поглинання речовинами навіть великих доз іонізучих випромінень 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 випромінення в 7…10 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.

Практичний інтерес являє собою спосіб знешкодження мікроорганізмів в рідинах шляхом обробки їх у полі дії відцентрових сил. У ряді галузей харчової промисловості застосовують так звані бактофуги – відцентрові сепаратори, що мають досить великі частоти обертання (до 300…500 тис./хв.). 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 громадському харчуванні є основним і найбільш надійним серед всіх методів збереження харчових продуктів. При цьому ставиться завдання, що стерилізація не повинна приводити 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 з них є теплова стерилізація за рахунок нагрівання продукту до високих температур (100 °С та вище).

Інколи застосовують низькотемпературну дробову стерилізацію, що полягає у багаторазовому нагріванні та охолоджуванні 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 з 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 з інтервалами між варками 24 години, замість звичайної 40...50-ти хвилинної високотемпературної теплової обробки. Це дозволяє отримати висококислий продукт.

Відзначимо основні фактори, що впливають на вибір режимів стерилізації.

Так, як і під час пастеризації, в стерилізації існує залежність між двома основними факторами – температурою нагрівання продукту і тривалістю її впливу. Летальний (смертельний) час для мікроорганізмів з підвищенням температури обробки різко знижується і, наприклад, для бактерій "ботулінус" характеризується такими даними:

Температура ,°С	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 питання 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, викликаючих 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 °С, 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 в одиниці об'єму продукту:

$$C = \ell g\left(\frac{N_0}{N_k}\right). \qquad (5.218)$$

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. 5.73).



Рис. 5.73. 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:

$$\frac{A-B-C}{t} \quad \text{або} \quad \frac{A-B-C}{t}P, \qquad (5.219)$$

де А – тривалість прогрівання автоклаву і банки до температури стерилізації, хв; В – тривалість власно стерилізації, хв; С – тривалість охолоджування, хв; t – температура стерилізації, °С; Р – 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 °С, при цьому витримка складає від 20 до 200 хв. (у залежності від місткості тари та виду продукту). Для прикладу наведемо формулу стерилізації за обідніми консервами, фасованими у банки місткістю 1000 см^3 (1 л):

$$\frac{35-30-50}{120\,^{\circ}\mathrm{C}}\cdot 200.$$

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 ряду 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 громадського харчування і знижує ефективність застосування заздалегідь заготовлених консервованих напівфабрикатів.

Особливий вид теплової стерилізації – гаряче розливання, застосовуваний 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 попадання 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 з них заснований на нагріванні продукту через теплопередаючу поверхню. Для його здійснення використовують трубчасті та пластинчасті 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 ряд переваг:

– мінімальна витрата теплоти, бо вся ентальпія пари повністю використовується на нагрівання продукту;

– нагрівання здійснюється практично миттєво (за десяті 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 ефективне застосування вакуумного охолоджування. Використовуються і поверхневі апарати, описані вище. Проте при їхньому використанні необхідно вирішити цілий ряд проблем, пов'язаних із збільшенням в'язкості холодного продукту.

Застосування струмів високої та надвисокої частоти (ВЧ і НВЧ) є одним з 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.

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 конвейєрні стерилізатори.

У консервному виробництві частіше усього застосовують вертикальні автоклави-стерилізатори на 2 або 4 корзини, які мають автоматичні прилади для реєстрації та програмного регулювання температури і тиску робочого середовища.

Вертикальний автоклав (рис. 5.74) 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 противагу 2, що полегшує її підйом та закривання автоклава. Всередині автоклава розміщуються перфоровані корзини 6. Над днищем 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.

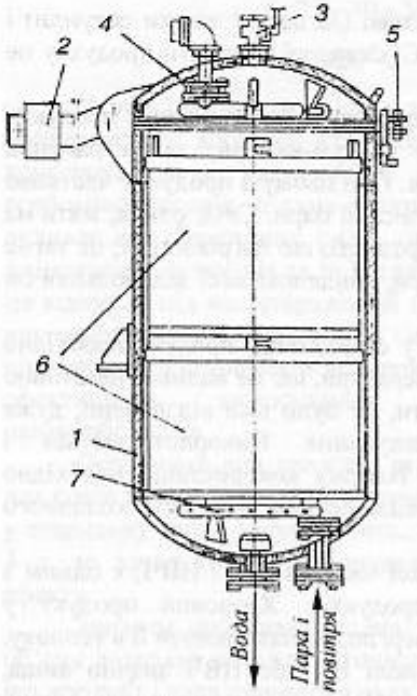


Рис. 5.74. Схема вертикального автоклава

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:

$$\tau = \tau_0 + \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4, \qquad (5.220)$$

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 охолоджування продукції, с; τ_4 – тривалість розвантаження, с.

Тепловий баланс процесу стерилізації може бути представлений таким рівнянням:

$$Q_{заг} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6, \qquad (5.221)$$

де $Q_{заг}$ – 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.

Висловлюючи тепловитрати через ККД автоклава η тепловий баланс може бути представлений в розгорнутому вигляді таким чином:

$$D\,(i - c_к t_к)\,\eta = (G_1c_1 + G_2c_2 + G_3c_3 + G_4c_4 + G_5c_5)\,(t_c - t_п), \qquad (5.222)$$

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; $t_п$ - початкова температура автоклава, сіток, тари, продукту і води (прийнята нами однаковою і рівною температурі повітря в цеху), °С; $t_к$ - температура конденсату, °С; D - кількість пари, кг; i - ентальпія гріючої пари, кДж/кг.

Витрата пари складе (в кг):

$$D = \frac{Q_{заг}}{i - c_к t_к}, \qquad (5.223)$$

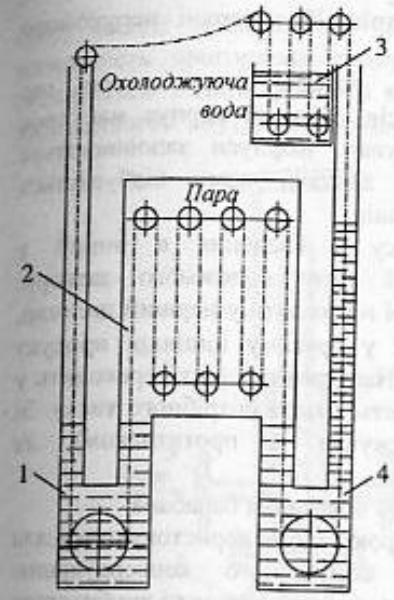


Рис. 5.75. Схема стерилізатора з гідростатичним протитиском

Секундна витрата пари (в кг/с) на стерилізацію:

$$D' = \frac{D}{(\tau_1 + \tau_2)}. \qquad (5.224)$$

Безперервнодіючі стерилізатори мають ряд переваг перед періодично діючими: більш висока продуктивність, більш інтенсивний теплообмін. Безперервнодіючі стерилізатори бувають роторні (барабанні), з гідростатичним противотиском і горизонтальні конвейєрного типу.

У стерилізаторах з гідростатичним протитиском процес здійснюється в паровій камері, температура й тиск в якій залежать від висоти водяного стовпа, що відокремлює парову стерилізаційну камеру від усієї системи установки. Так, за температури в паровій камері 120 °С (надлишковий тиск 0,1 МПа) висота водяного стовпа повинна складати 10 м, за температури 127 °С (тиск 0,15 МПа) – 15 м, за 133 °С (тиск 0,2 МПа) – 20 м і т. д. відповідно до таблиці сухої насиченої водяної пари і виходячи з того, що кожні 10 м водяного стовпа створюють надлишковий тиск 0,1 МПа.

Принцип роботи стерилізаторів такого типу пояснює рисунок 5.75. Нескінченний ланцюг із прикріпленими на ньому трубчастими 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 в декілька витків за постійної температури. Далі ланцюг з носіями 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 – охолоджування. 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. д.

Роторний стерилізатор безперервної дії являє собою горизонтально розташований нерухомий корпус-циліндр, всередині якого обертається барабан з 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 парою, завдяки чому відбувається підігрівання, стерилізація та охолоджування консервів.

Для виведення банок з 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 підігрівається гарячою водою до 80 °С, у другому циліндрі продукт нагрівається також гарячою водою до 90…95 °С. 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 пластинчастого і трубчастого типів, а також пароконтактні. Пластинчасты 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, з трьох секцій: рекуперації, стерилізації та охолоджування.

Конструктивні особливості стерилізаційних установок визначаються умовами їх роботи. Передусім, стерилізація продукту відбувається за високих температур нагрівання – 135…150 °С. Для того, щоб продукт не скипав за цих температур, його прокачують через апарат під підвищеним тиском. Це накладає ряд вимог до міцності апарата, його з'єднувальних вузлів, застосування прокладок з 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 в трубі", у внутрішній трубі яких з частотою обертання біля 400 об/хв обертається вал-витискувач зі скребковими лопатями.

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. 5.76) складається з циліндричного корпусу 1 і концентрично розташованих у ньому зовнішнього і внутрішнього пароподілювачів, 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.

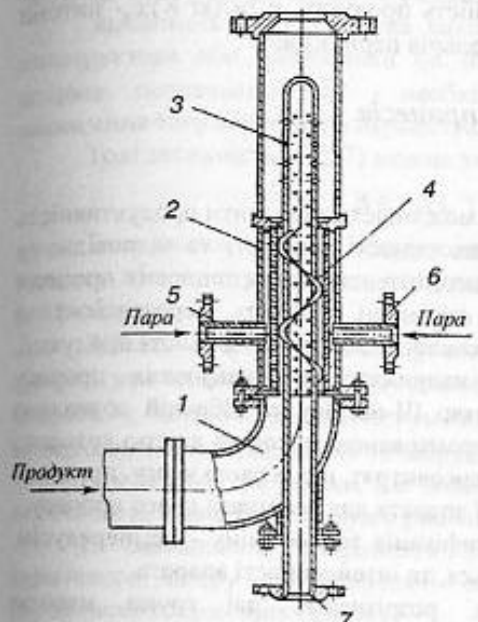


Рис. 5.76. Схема пароконтактного теплообмінника

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 рисунку 5.77. Струмінь холодної рідини, що витікає під напором з насосу 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 змішування 4, а після цього у дифузор 5. Остаточне вирівнювання температур по всьому об'єму продукту відбувається в камері 6.

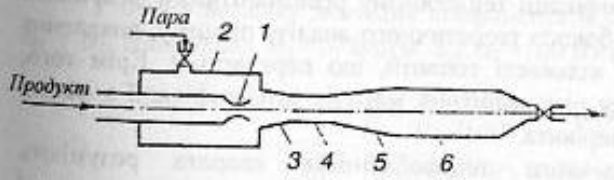


Рис. 5.77. Схема інжекційного теплообмінника

У цих нагрівачах продукт нагрівається за рахунок конденсації пари, за якої вона віддає приховану теплоту. Кількість пари, необхідної для нагрівання продукту від початкової температури $t_п$ до температури стерилізації $t_с$, визначається з рівняння теплового балансу. При цьому вважаємо, що вся кількість пари конденсується в продукті.

$$Q = Gc\,(t_с - t_п) = D\,(i - c_в\,t_с), \qquad (5.225)$$

Звідси

$$D = \frac{Gc\left(t_c - t_n\right)}{i - c_к t_c}, \qquad (5.226)$$

де Q - кількість теплоти, що передається, кВт; G - масова витрата продукту, кг/с; D - витрата пари, кг/с; с - питома теплоємність продукту, кДж/(кг·К); $c_к$ - питома теплоємність конденсата, кДж/(кг·К); і - ентальпія пари, кДж/кг.

5.4.5. Інтенсифікація теплових процесів. Регенерація теплоти

Інтенсифікація теплових процесів дає можливість збільшити продуктивність апаратів при зменшенні їх габаритів, металоємності, вартості та відповідному зменшенні експлуатаційних витрат. Крім того, інтенсифікація теплових процесів часто дозволяє отримати нові ефекти, порівняні 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 з 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 розмежовування 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 розуміють 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 І. Для теплообмінного апарата можна записати

$$I = \frac{Q}{S\tau} = \frac{K S \tau \Delta t_{сер.}}{S\tau} = K \Delta t_{сер.} = \frac{\Delta t_п - \Delta t_к}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \Sigma\frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}\right)\cdot 2{,}3\,\ell g\frac{\Delta t_п}{\Delta t_к}}, \qquad (5.227)$$

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 по інтенсифікації конкретного теплообмінного апарата, позначивши "↑" - необхідність збільшення і "↓" - необхідність зменшення того або іншого параметра.

Тоді залежність (5.227) можна записати у вигляді

$$I\uparrow = \Delta t_п \uparrow \Delta t_к \downarrow \alpha_1 \uparrow \delta_i \downarrow \lambda_i \uparrow \alpha_2 \uparrow . \qquad (5.251)$$

Така схема наочно показує напрямок зміни тих або інших параметрів процесу або конструктивних характеристик апарата для інтенсифікації процесу теплообміну.

Дійсно, необхідно збільшувати рушійну силу на початку процесу $\Delta t_п$, коефіцієнти тепловіддачі α_1 і α_2 для обох теплоносіїв, теплопровідність матеріалу апарата λ_i; потрібно зменшити рушійну силу в кінці процесу $\Delta t_к$ і товщину стінки поверхонь теплопередавання та забруднень δ_i.

Розглянемо три шляхи, що дозволяють інтенсифікувати теплопередачу, які випливають 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 К буде меншим меншого зі значень α_1 і α_2. Наприклад, α_1 =10 Вт/(м²·К), α_2 =100 Вт/(м²·К), тоді

$$Ę = \frac{10\cdot 100}{10+100} \approx 9{,}01 < 10;$$

α_1 = 10 Вт/(м²·К), α_2 = 1000 Вт/(м²·К), тоді

$$Ę = \frac{10\cdot 1000}{10+1000} \approx 9{,}9 < 10;$$

α_1 = 20 Вт/(м²·К), α_2 = 100 Вт/(м²·К), тоді

$$Ę = \frac{20\cdot 100}{20+100} = 16{,}7 < 20.$$

Як видно, якщо один коефіцієнт тепловіддачі значно більший за інший ($\alpha_1 << \alpha_2$), збільшення більшого з них (α_2) не виявляє істотного впливу на

значення К, а збільшення меншого з них (у наведеному прикладі - в 2 рази) дозволяє збільшити К в 1,67 рази.

Отже, інтенсифікації теплопередачі можна добитися шляхом створення умов, що сприяють зростанню найменшого зі значень α. Якщо $\alpha_1=\alpha_2$, 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 1мм створює термічний опір, рівний опору сталевої стінки товщиною 40 мм, а 1мм сажі створює опір, еквівалентний товщині сталевої 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 усілякого виду відкладень, передбачати їх регулярне очищення.

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 кінцевому підсумку і збільшення кількості переданої теплоти.

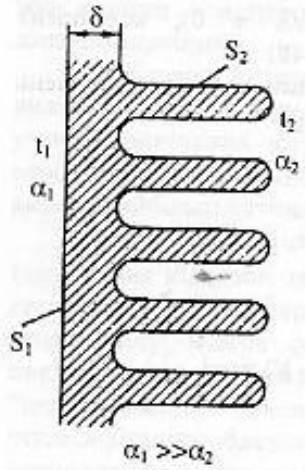


Рис. 5.78. Ребриста стінка

Кількість переданої теплоти через плоску ребристу стінку товщиною δ (рис 5.78) визначається рівнянням

$$Q = K_p (t_1 - t_2)\,\tau \ \text{Дж}, \qquad (5.229)$$

де K_p - коефіцієнт теплопередачі ребристої стінки в Вт/(К).

$$K_p = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 S_1} + \frac{\delta}{\lambda}\cdot\frac{1}{S_1} + \frac{1}{\alpha_2 S_2}}. \qquad (5.230)$$

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 і 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 направлення потоків по обидва боки поверхні теплообміну може бути паралельне - прямотік (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 коефіцієнту теплопередачі К, 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 по збільшенню коефіцієнтів тепловіддачі.

Основний опір теплообміну при однофазному теплоносії зосереджений в 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 зменшенням площі проходу. Вибір труби меншого діаметру інтенсифікує тепловіддачу за двома причинами: збільшується швидкість руху і зменшується шлях теплового потоку, бо величина діаметру входить в знаменник рівняння для визначення коефіцієнту 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 через яку потік інтенсивно перемішується і теплота більш енергійно і рівномірно розподіляється в масі рідини. Таке конструктивне рішення значно інтенсифікує тепловіддачу газових середовищ. У трубчастих теплообмінниках, окрім означених заходів, влаштування ходів також призводить до збільшення швидкості руху рідини і, отже, до інтенсифікації процесів тепловіддачі.

На основі аналізу дослідних даних по теплопередачі 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 громадського харчування.

Циркуляцію рідини у варочних апаратах можна прискорити за рахунок раціонального розташування гріючих поверхонь. У зв'язку з цим доцільно застосовувати кільцеобразні 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 приведений на рис. 5.49).

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 (конденсатовідводчиків) для своєчасного і повного відведення конденсату. Інтенсифікації тепловіддачі в апаратах, працюючих на паровому обігріві, сприяє своєчасне вилучення повітря і неконденсуючих газів з гріючих камер, бо їхня наявність різко знижує коефіцієнт тепловіддачі від пари до стінки.

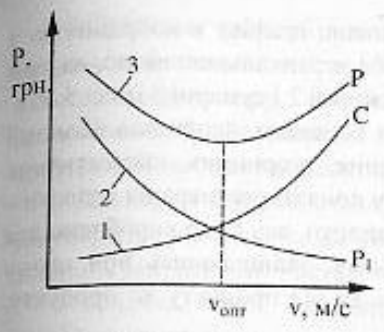


Рис. 5.79. Криві витрат

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 рядом дослідників. Наприклад, визначені коефіцієнти тепловіддачі при пульсаційному русі води по трубі при турбулентному режимі для значень Re = 30000...85000. 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 ряд досліджень по застосуванню 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.

Однак використання в теплообмінниках для інтенсифікації тепловіддачі різноманітних додаткових елементів і пристроїв, тим або іншим чином впливаючих на процес, але не приймаючих участь в 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 наводять до економії наведених витрат. Наприклад, інтенсифікація тепловіддачі за рахунок збільшення швидкості руху теплоносіїв наводить до зростання гідравлічних опорів і потужності на їх подолання. Оптимальне значення швидкості руху теплоносія може бути знайдене по мінімуму функції

$$P = \frac{C}{N} + P_1, \qquad (5.231)$$

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.

Мінімум функції (5.231) легко знайти побудовою графіку в координатах з горизонтальною віссю "швидкість теплоносія в м/с" і вертикальною віссю, на якій відкладені річні витрати: експлуатаційні 1, амортизаційні 2 і сумарні 3 (рис. 5.79)

Регенерація (рекуперація) теплоти. Одним з основних напрямків 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 теплоносій в теплообмінниках;
- вторинні (сокові) пари вакуум-випарних установок;
- відпрацьоване повітря сушильних установок і термічних камер для теплової обробки продукції;
- продукти згорання палива в технологічних печах (наприклад, хлібопекарних), коптильних 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 всього 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 пластинчастого типу, широко застосовуваної у молочній та інших галузях промисловості. Регенерація (рекуперація) у даному випадку зв'язує два протилежні теплові процеси: пастеризацію і охолоджування.

В апараті здійснюються послідовно попереднє нагрівання молока (шляхом рекуперації), нагрівання до температури пастеризації, попереднє охолоджування (шляхом рекуперації) і остаточне охолоджування (рис. 5.67).

Теплота, що виходить з установки разом з 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 охолодиться, внаслідок чого буде досягнуто економію у витраті охолоджуючого агента (води, розсолу).

Баланс теплоти рекуператора висловлюється рівнянням

$$Gc\,(t_2 - t_1) = Gc\,(t_3 - t_4), \qquad (5.232)$$

де G - кількість продукту, що пастеризується (продуктивність установки), кг/с; с - питома теплоємність продукту, що нагрівається, Дж/(кг·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 охолоджування, °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 надходячому холодному продукту 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 Е безрозмірна і являє собою критерій економічного ефекту рекуператора. За необхідності коефіцієнт рекуперації висловлюють у відсотках.

Рекуперацію можна проводити за принципами прямотечії та протитечії (рис. 5.80)

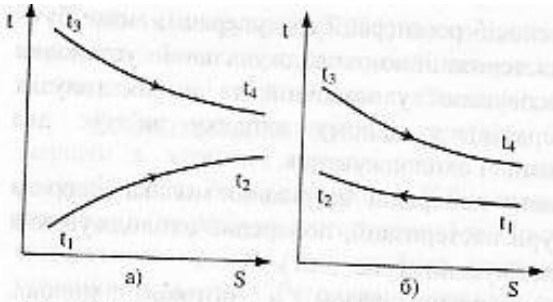


Рис. 5.80. Температурні криві рекуператора: а) прямоточного; б) протитечійного

Для прямотечійного рекуператора межею температури рекуперації t_2 є:

$$\lim t_2 = 0.5(t_1 + t_3).$$

Підставимо це межове 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 прямотечії – 50 %.

Аналогічні міркування дозволяють прийти до висновку, що у випадку протитечійного руху теплообмінних середовищ

$$\lim t_2 \to t_3.$$

Отже, $\lim E = 1$ або 100 %.

Це означає, що під час протитечії теоретично можливе значення коефіцієнта рекуперації складає 100 %, для прямотечійного 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 %.

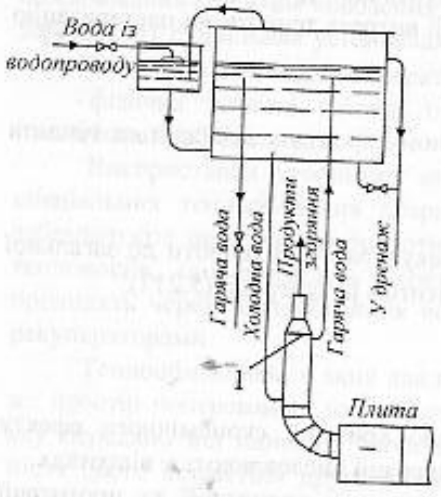


Рис. 5.81. Виносний водонагрівач для утилізації теплоти вихідних продуктів згорання

Широкі можливості для застосування регенерації (рекуперації) є і у громадському харчуванні. 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. 5.81) монтується виносний нагрівач 1 для утилізації теплоти продуктів згорання, які відходять. Для інтенсифікації теплообміну і підвищення ефективності роботи таких водонагрівачів в газоході монтуються турбулізуючі вставки.

6. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ

6.1. ОСНОВНІ ЗАКОНОМІРНОСТІ МАСООБМІНУ

6.1.1. Класифікація процесів масообміну

Під масообмінними процесами розуміють процеси переходу однієї або декількох речовин з однієї фази в іншу через межу їхнього розділу в напрямку досягнення системою рівноважного стану. Цей перехід речовин відбувається завдяки молекулярній і конвективній дифузіям, 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), винобробному та інших виробництвах.

Адсорбція - процес вибіркового поглинання компонентів газової, парової або рідкої суміші твердим поглиначем - адсорбентом. Широко використовується для очищення різноманітних харчових продуктів, наприклад, водо-спиртових сумішей, цукрових розчинів, рослинної 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 виробництв. Використовується у громадському харчуванні, 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) і рідкої фаз у системі.

Ректифікація – процес розділення рідких сумішей на окремі компоненти або суміші (фракції) шляхом взаємодії потоку пари і рідини. Під час ректифікації завжди існує дві фази - рідка і парова. Процеси перегонки і ректифікації застосовуються в спиртовому, лікеро-горілчаному, ефіроолійному, масложировому 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 з рідкої фази в тверду. Використовується у пиво-безалкогольному, лікеро-горілчаному (для зм'якшування та демінералізації води), цукровому, консервному, молочному і

виноробному виробництвах (для очищення напівпродуктів та кінцевих продуктів).

Кристалізація – виділення твердої фази у вигляді кристалів з 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 громадському харчуванні.

Сушіння - вилучення вологи з твердих, пластичних і рідких матеріалів шляхом її випаровування; при цьому волога переходить з 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 прямотечійний, 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 і конвективної дифузії, а також термодифузії 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 з області з високою концентрацією в місце з меншою концентрацією. Якщо з посудини (рис. 6.1), що містить в різних камерах пофарбований розчин $KMnO_4$ і воду, вийняти перегородку, то через короткий час відбудеться змішення рідин, так що в обох половинках посудини розчин буде мати однакове забарвлення. Переміщення розчиненої твердої речовини $KMnO_4$ з однієї камери посудини в

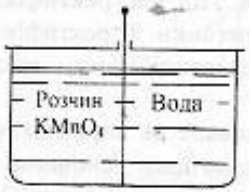


Рис. 6.1. Схема до дифузійного перенесення речовини

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 зрівняються і встановиться середня концентрація, що називається рівноважною C_p. Під час динамічної рівноваги перехід речовини між фазами триває, однак з однієї фази в іншу переходить стільки ж молекул, скільки з другої в першу. Отже, дифузія можлива за наступних умов

$$C_2 > C_1$$

$$C_2 > Cp > C_1.$$

Рушійною силою процесу масообміну, або масопередачі, є різниця між робочими і рівноважними концентраціями розчину. Отже, процес масообміну настане за

$$C_2 - Cp = Cp - C_1 = \Delta C, \qquad (6.1)$$

де ΔC - різниця концентрацій.

У практичних розрахунках масобмінних процесів у ролі рушійної сили приймається середня різниця концентрацій в їхньому початку й кінці. Середня різниця концентрацій визначається по аналогії з методом визначення середньої різниці температур. Якщо

$$\Delta C_{max}/\Delta C_{min} \leq 2,$$

$$\text{то} \quad \Delta C_{сер.} = (\Delta C_{max} + \Delta C_{min})/2 . \qquad (6.2)$$

При $\Delta C_{max}/\Delta C_{min} > 2$ маємо

$$\Delta C_{сер.} = (\Delta C_{max} - \Delta C_{min})/2{,}3 \lg (\Delta C_{max}/\Delta C_{min}), \qquad (6.3)$$

де ΔC_{max}, ΔC_{min} - максимальна і мінімальна різниці концентрацій у фазах системи.

Прикладом молекулярної дифузії є і процес перенесення аерозолю, що розпилюється з балону в нерухомому повітрі кімнати. Аерозоль з місця розпилення розповсюджується по всій кімнаті. Аналогічно мокрий одяг, який знаходиться у кімнаті, у кінцевому підсумку висихає, оскільки водяна пара з високою концентрацією, оточуюча 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

$$M = \frac{DS\tau\Delta C}{\delta}, \qquad (6.4)$$

де M - кількість речовини, яка пройшла через шар, кг; S - поверхня шару, $м^2$; τ - час, с; δ - товщина шару, м; ΔC - різниця концентрацій, $кг/м^3$; D - коефіцієнт дифузії, $м^2/с$.

З виразу (6.4) вимірність коефіцієнта дифузії D буде

$$[D] = [M\delta/(S\tau\Delta C)] = [кг \cdot м \cdot м^3/(м^2 \cdot с \cdot кг)] = [м^2/с].$$

Отже, коефіцієнт дифузії D показує, яка кількість речовини дифундує через 1 $м^2$ поверхні шару товщиною 1 м протягом 1с за різниці концентрацій по обидва боки шару, рівній 1 $кг/м^3$. Величина коефіцієнта дифузії залежить від властивостей середовища, його температури, тиску, концентрації та властивостей речовини, що дифундує. Помітимо, що коефіцієнт дифузії для газів приблизно в 10000 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. Внаслідок 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:

$$M = \beta S \tau \Delta C, \qquad (6.5)$$

де β - коефіцієнт масовіддачі, що характеризує перенесення речовини конвективною і молекулярною дифузією водночас. З рівняння (6.5) вимірність коефіцієнта масовіддачі

$$[\beta] = [M/(S\tau\Delta C)] = [кг \cdot м^3/(м^2 \cdot с \cdot кг)] = [м/с].$$

Отже, коефіцієнт масовіддачі β показує, яка кількість речовини переходить від 1 $м^2$ поверхні розділу фаз в потік, що рухається (фазу, що сприймає) протягом

1с за різниці концентрацій речовини в поверхні розділу і центрі потоку, рівній 1 $кг/м^3$. Коефіцієнт масовіддачі залежить від фізичних і гідродинамічних параметрів, а також від геометричних факторів процесу.

Розглянуті нами молекулярна і 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 в рідкому (газовому) середовищі.

Якщо, наприклад, між гарячою і холодної 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).

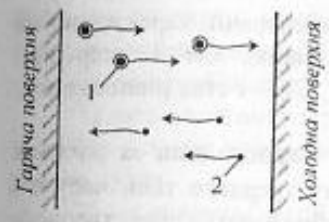


Рис. 6.2. Схема процесу термодифузії

У результаті термодифузії в рідині (газі) відбудеться розподіл компонентів на дві фракції: група компонентів, що володіють більшою густиною, збереться біля холодної поверхні, речовини з меншою густиною – біля гарячої.

Роль явища термодифузії в харчовій технології надто істотна, особливо під час сушіння пористих колоїдних матеріалів. Прикладом впливу термодифузії є зростання вологості м'якушки хлібного виробу на час закінчення його випічки. Вологість збільшується у м'якушці на 1,5...2,5 % завдяки волозі, що переміщується у внутрішні шари з поверхневого шару, де утворилася скоринка. Причиною переміщення вологи є різниця температур на поверхні виробу t_1 і всередині його, тобто $t_1 > t_2$. Термодифузія є причиною переміщення цукристих речовин від поверхні стружки цукрового буряка всередину її, так як температура поверхні t_1 більше температури в центрі стружки t_2 (явище нестаціонарної теплопровідності).

Отже, якщо напрямки концентраційної дифузії і термодифузії співпадають, то швидкість дифузії рівна сумі швидкостей перенесення маси, що створюються різницею концентрацій і різницею температур. Якщо напрямки різноманітні, то термодифузія буде послаблювати концентраційну дифузію.

Бародифузія – молекулярна дифузія, що викликається неоднорідністю тиску. Помітимо, що під час помірних перепадів температур і тиску (випадок найбільш часто зустрічається в інженерній практиці) термо- і бародифузією можна зневажити порівняно з концентраційною дифузією.

Як вже відзначалося, цілий ряд масообмінних процесів (сушіння, екстрагування, адсорбція та ін.) визначаються перенесенням речовини всередині твердих тіл. Масоперенесення у твердій фазі має місце і під час приготування продуктів харчування шляхом їх теплової обробки, тобто варення і смаження. Це

перенесення здійснюється шляхом масопровідності, на сьогодні ще недостатньо вивченої.

Фізичну суть процесу перенесення речовини з твердої фази в рідку (або газову) фазу розглянемо на прикладі схеми, наведеної на рисунку 6.3. Для простоти міркувань за тверду фазу візьмемо необмежену пластинку товщиною 2δ, і розглянемо процес масоперенесення з її правої половини.

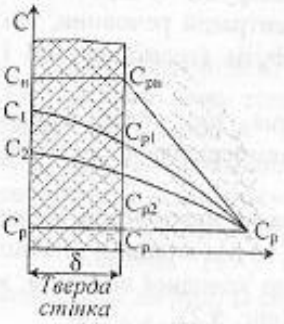


Рис. 6.3. Модель масоперенесення з твердої фази в рідку

У початковий момент часу $\tau = \tau_0$ концентрація речовини, що розподіляється, постійна у всьому об'ємі пластини і рівна $C_н$. На межі розділу фаз концентрація $C_{рн} = C_н$. 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,... і стає рівноважною $C_р$. Очевидно, що $C_{р1}<C_1$; $C_{р2}<C_2$.

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:

$$M = \frac{D_м S \tau \Delta C}{\delta}, \qquad (6.6)$$

де $D_м$ - коефіцієнт масопровідності, що має однакову вимірність з коефіцієнтом молекулярної дифузії D, але значно менший від нього за величиною, $м^2/с$. Тому під час описування процесів масопередавання в системах з твердою фазою інколи користуються терміном "стиснена дифузія". Величина коефіцієнту масопровідності передусім залежить від пористості твердого тіла, геометрії капілярів, співвідношення розмірів капілярів і молекул.

Структура ряду харчових продуктів характеризується певною пористістю (різноманітні за величиною і формою пори), а також наявністю незруйнованих клітин. До таких тіл відноситься, наприклад, бурякова стружка, що має складну тканинну структуру з великою кількістю мікроскопічних клітин, що містять буряковий сік. Нагрівання бурякової стружки до температури близько 60 ^{0}C призводить до згортання білків протоплазмової оболонки клітин. Після цього клітинні стінки будуть спричиняти дифузії незначний опір. Відзначена особливість масопровідності має місце під час здійснення цілого ряду теплових процесів, зокрема – варення та смаження.

6.1.3. Теорії 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 в 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 - масопередачою.

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 з твердою фазою (тверде тіло - рідина, тверде тіло - газ).

Є ряд 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 перенесення маси з однієї фази в іншу складається з опору двох фаз і опору поверхні розділу фаз; останній в 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 фази.

Найбільш ранньою і надто наочною є двоплівкова теорія Нернста, розвинена далі Льюісом і Уітменом, 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 чинність механізм турбулентної дифузії. У плівках зосереджений весь опір масопередачі. Тому градієнти концентрацій виникають лише всередині пограничних плівок, в ядрі фази концентрації постійні та рівні середнім концентраціям.

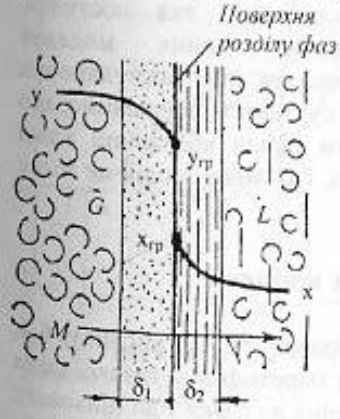


Рис. 6.4. Схема процесу масопередачі

Кількість перехідної (дифундуючої) речовини M у межах кожної фази в одиницю часу τ можна виразити рівняннями:

$$M = \frac{D_1 S \tau (y - y_{гр})}{\delta_1}; \qquad (6.7)$$

$$M = \frac{D_2 S \tau (X_{гр} - X)}{\delta_2}. \qquad (6.8)$$

де D_1 і D_2 - коефіцієнти молекулярної дифузії перехідної речовини в контактуючих фазах; δ_1 і δ_2 - товщини пограничних шарів (плівок); У і Х - концентрації перехідної речовини в основній масі кожної фази; $У_{гр}$ і $Х_{гр}$ - 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 Щукарьова для конвективної дифузії:

$$M = \beta_1 S\tau (У - У_{гр}) ; \qquad (6.9)$$

$$M = \beta_2 S\tau (Х_{гр} - Х), \qquad (6.10)$$

де β_1 і β_2 - коефіцієнти масовіддачі; $(У-У_{гр})$ і $(Х_{гр}-Х)$ - рушійні сили процесу масовіддачі - відповідно в одній та другій фазах.

Спільне рішення рівнянь (6.9) і (6.10) при $У_{гр} = Х_{гр}$ призводить до такого вигляду

$$M = К_м S\tau (У - Х), \qquad (6.11)$$

де $К_м$ - коефіцієнт масопередачі. Його можна розрахувати так:

$$К_м = \frac{1}{\frac{1}{\beta_1} + \frac{1}{\beta_2}}. \qquad (6.12)$$

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 і 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 $У_{гр}$ і $Х_{гр}$.

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 рисунку 6.4. Нехай у процесі масопередавання цільовий компонент переходить з газової фази (G) в рідку (L), причому фази інертні по відношенню одна до одної і до цільового компонента. Отже, у процесі масообміну G = const і L = const.

Масообмінний процес здійснюється в протитечійному апараті зі змінами концентрацій цільового компонента від $У_п$ до $У_к$ в фазі G і від $Х_п$ до $Х_к$ - в фазі L (рис. 6.5). Тоді рівняння матеріального балансу по цільовому компоненту можна записати таким чином:

$$GУ_п + LХ_п = GУ_к + LХ_к \qquad (6.13)$$

або

$$G(У_п - У_к) = L(Х_к - Х_п). \qquad (6.14)$$

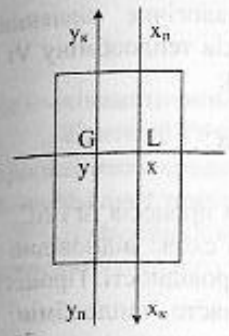


Рис. 6.5. Схема до матеріального балансу масообміну

Звідси можна знайти питому витрату ℓ фази L

$$\ell = \frac{L}{G} = \frac{У_п - У_к}{Х_к - Х_п}. \qquad (6.15)$$

Для довільного перетину апарата, в якому поточні склади цільового компонента рівні У і Х, рівняння матеріального балансу для частини апарата буде мати вигляд

$$GУ + LХ_п = GУ_к + LХ. \qquad (6.16)$$

Вирішуючи рівняння (6.16) відносно У, одержуємо залежність, що виражає зв'язок між робочими складами компонента, що розподіляється, в фазах, тобто рівняння лінії робочих концентрацій:

$$У = \frac{L}{G}Х_п + \frac{GУ_к - LХ}{G}, \qquad (6.17)$$

або

$$У = У_к + \frac{L}{G}(Х - Х_п). \qquad (6.18)$$

Отримане рівняння (6.18), що називається рівнянням робочої лінії, висловлює залежність між не рівноважними складами фаз (У і Х) у будь-якому перетині апарата.

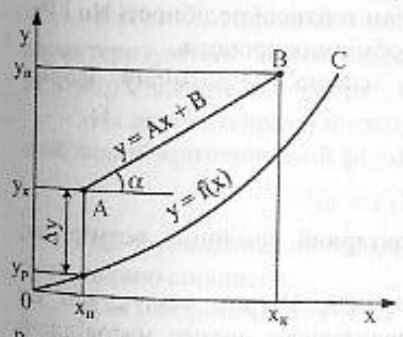


Рис. 6.6. Робоча лінія і лінія рівноваги на діаграмі Х-у

Як видно з рівняння (6.17) і рисунка 6.6, робоча лінія АВ, побудована за параметрами процесу, що встановився, являє собою пряму, що задовольняє рівнянню виду $У = АХ+В$, з нахилом до горизонтальної осі під кутом α, тангенс якого рівний $\ell = L/G$. Залежно від того, з якої фази здійснюється перенесення компонента, робоча лінія може розташуватися на діаграмі Х-У вище або нижче рівноважної кривої ОС. Побудова на рисунку 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 $M = K_м S\Delta C\tau$. В обох випадках швидкість процесів теплообміну V_t і масообміну $V_м$ пропорційна рушійній силі (відповідно Δt і ΔC):

$$V_t = \frac{Q}{S\tau} = K\Delta t \quad \text{і} \quad V_м = \frac{M}{S\tau} = K_м \Delta C.$$

Аналогічно визначаються і величини рушійної сили обох процесів Δt і ΔC.

Спостережувані явища тепловіддачі і теплопровідності схожі відповідно з процесами масовіддачі і молекулярної дифузії, а також масопровідності. Процеси тепло- і масообміну супроводжують один одного. Так, часто теплообмін є причиною виникнення і прискорення масообміну (наприклад, у процесах варіння 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 в даному випадку буде метод узагальнення експериментальних даних на основі теорії подібності. Через те що між процесами масопередачі і 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

$$Nu' = \frac{\beta \ell}{D},$$

де β - коефіцієнт масовіддачі, м/с; ℓ - характерний лінійний розмір, м; D - коефіцієнт дифузії, $м^2/с$.

Цей критерій аналогічний критерію $Nu = \alpha\ell/\lambda$. 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 з твердою фазою, визначається виразом, аналогічним критерію Nu':

$$Bi' = \frac{\beta \ell}{D_м}, \tag{6.19}$$

де $D_м$ - коефіцієнт масопровідності, $м^2/с$.

Дифузійний критерій Прандтля:

$$Pr' = \frac{\nu}{D},$$

де ν - кінематичний коефіцієнт в'язкості середовища, $м^2/с$.

Критерій Pr' характеризує фізичні властивості середовища, що бере участь в процесі масопередачі; він аналогічний критерію $Pr = \nu/a$ під час теплопередачі, де a - коефіцієнт температуропровідності.

Дифузійний критерій Фур'є характеризує зміну швидкості масоперенесення всередині твердого тіла в часі

$$Fo' = \frac{D\tau}{\ell^2}, \tag{6.20}$$

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:

$$\tau = \frac{Fo'\ell^2}{D_м}, \tag{6.21}$$

Дифузійний критерій Пекле (Pe'), що характеризує обмін речовини у середовищі, що рухається, аналогічний критерію Пекле $Pe = \nu\ell/a$ і визначається формулою

$$Pe' = \frac{\nu \ell}{D}, \tag{6.22}$$

Умови гідродинамічної подібності під час масопередавання характеризуються також відомими критеріями: Рейнольдса $Re = \nu\ell/\nu$, Фруда $Fr = \nu^2/g\ell$, Ейлера $Eu = \Delta P/\rho\nu^2$, Грасгофа $Gr = g\ell^3\beta\Delta t/\nu 2$.

На основі теореми Федермана-Бекінгема рівняння конвективної масовіддачі в загальній критеріальній формі запишеться так:

$$Nu' = f(Pr', Re, Gr, Fo', Fr). \tag{6.23}$$

Ця функціональна залежність стосовно окремих явищ масообміну може бути значно спрощена.

Так, наприклад, для умов усталеного руху середовища

$$Nu' = f_1(Re, Pr', Fr). \tag{6.24}$$

При вимушеному русі 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

$$Nu' = ARe^m (Pr')^n , \quad (6.26)$$

де A, m, n - постійні, що визначаються дослідним шляхом.

Конкретні види функції (6.26) наводяться у відповідних главах по масоперенесенню. За значенням Nu', знайденим за критеріальними рівняннями, визначають коефіцієнт масовіддачі

$$\beta = \frac{Nu' D}{\ell} . \quad (6.27)$$

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):

$$E = \frac{C - C_p}{C_н - C_p} = f\left(Bi', Fo', x/\ell\right), \quad (6.28)$$

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.

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 в тому випадку, якщо поглинута речовина є цінним продуктом або абсорбент являє собою дефіцитний і дорогий 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 в харчових виробництвах і громадському харчуванні 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 крохмало-паточному виробництві, під час сульфітації 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 і десорбції водоаміачного розчину лежать в основі роботи абсорбційної холодильної машини.

Відзначимо, що інколи процес абсорбції є явищем небажаним. Наприклад, 1 літр олії під час охолоджування обжарювальної печі абсорбує 10...12 см^3 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

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:

$$x = \frac{p}{\psi}, \quad (6.29)$$

де x - кількість розчиненого газу, віднесена до об'єму поглинаючої рідини, моль/м^3; 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 в рідині підвищується з підвищенням тиску і зниженням температури (рис. 6.7).

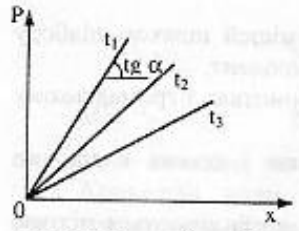


Рис. 6.7. Залежність між розчинністю газів у рідині і тиском ($t_1>t_2>t_3$)

Парціальний тиск будь якого компонента у газовій суміші висловлюється відповідно до закону Дальтона залежністю

$$p = y \cdot p_{заг}, \qquad (6.30)$$

де y - концентрація в газовій суміші поглинаючого компонента (абсорбтива); $p_{заг}$ - загальний тиск газової суміші, Па.

З рівнянь (6.29) і (6.30) виходить:

$$y = H \cdot x, \qquad (6.31)$$

де $H = \psi/p_{заг.}$ - константа фазової рівноваги.

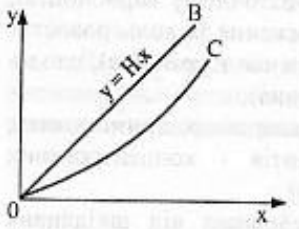


Рис. 6.8. Лінія рівноваги процесу абсорбції

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 OB (рис. 6.8), що виходить з початку координат. Для концентрованих розчинів, і за великих тисків лінія рівноваги має форму кривої OC; будують її на основі експериментальних даних.

Матеріальний баланс процесу абсорбції

Матеріальний баланс абсорбції характеризується рівнянням (6.15)

$$\ell = \frac{L}{G} = \frac{У_п - У_к}{X_к - X_п},$$

де G - кількість газу - носія, кг/с; L - витрата абсорбенту, кг/с; $У_п$ і $У_к$ - вміст поглинаючого рідиною компонента на початку і на кінці процесу, кг/кг; $X_п$ і $X_к$ - вміст перехідного компонента в абсорбенті на початку і на кінці процесу, кг/кг; ℓ - питома витрата абсорбенту, кг рідини на 1 кг газу - носія.

Робоча лінія процесу абсорбції описується рівнянням (6.18)

$$У = У_к + (L/G)(X - X_п).$$

На діаграмі У-Х (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 ΔУ = У - Ур (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 $ΔУ_{сер}$. Неважко помітити, що $ΔУ_{сер}$ збільшується під час збільшення кута нахилу робочої лінії, що в свою чергу визначається величиною ℓ = L/G. Таким чином, зростання питомої витрати абсорбенту веде до збільшення рушійної сили.

Оптимальна витрата абсорбенту визначається на основі техніко-економічного розрахунку.

Конструкції абсорберів

Абсорбція протікає на поверхні стикання взаємодіючих фаз. 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 клапанними, провальними і ковпачковими сітчастими тарілками, на яких має місце перелив рідини з верхньої тарілки на нижню. На рисунку 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 слугує 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.

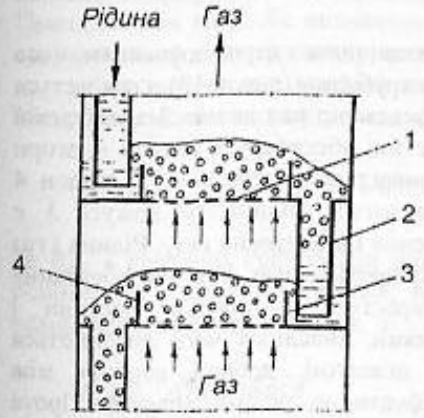


Рис. 6.9. Сітчаста тарілка барботажної колони

Найбільш розповсюджений у промисловості насадковий абсорбер (рис. 6.10), в якому, зокрема, здійснюється процес абсорбції парів спирту водою, відноситься до поверхневих апаратів. В абсорберах такого типу для збільшення поверхні контакту використовується так звана насадка, що являє собою кільця або інші тверді тіла. Найрозповсюдженою формою насадки є тонкостінні (δ = 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 по всьому перетину шару насадки 2.

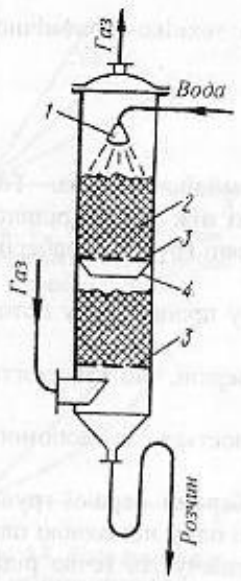


Рис. 6.10. Схема насадкового абсорбера

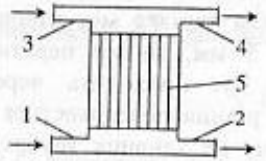


Рис. 6.11. Схема плівкового абсорбера

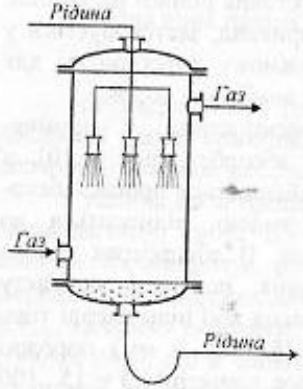


Рис. 6.12. Схема розпилювального абсорбера

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 рисунку 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 в 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 з 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 по приготуванню газованої води.

Абсорбер з механічним перемішуванням, що інколи називається скрубером (рис. 6.13), складається з валу 1, на який насаджено ряд дисків 2 з 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, добрий контакт між фазами і, отже, ефективна робота апарата. Проте механічні абсорбери складні за конструкцією і в експлуатації, 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.

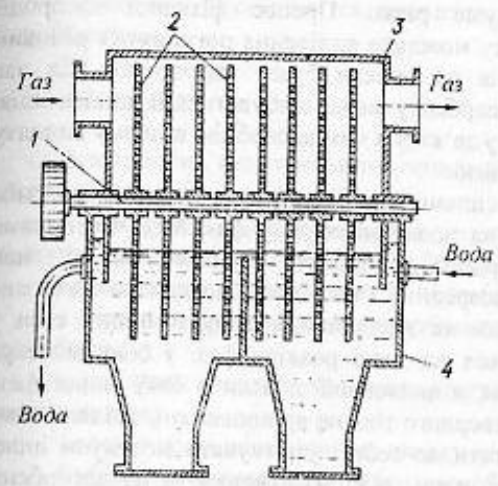


Рис. 6.13. Схема механічного абсорбера

Витрата абсорбенту визначається з рівняння матеріального балансу процесу (6.15).

Основне рівняння масопередачі для процесу абсорбції

$$M = K_м S \Delta C \tau, \qquad (6.32)$$

де M - кількість речовини, переданої з газової фази в рідку, кг/с; S - поверхня контакту фаз, м^2; ΔC - середня рушійна сила процесу, кг/м^3; $K_м$ - коефіцієнт масопередачі, м/с; τ - тривалість процесу, с.

Для розрахунку коефіцієнтів масовіддачі β_1 і β_2, які входять у коефіцієнт масопередачі $K_м$ (6.12), є ряд експериментально отриманих рівнянь подібності. Так, наприклад, для визначення коефіцієнта масовіддачі у газовій фазі β_1 для плівкових абсорберів запропонована критеріальна залежність:

$$Nu'_г = 0{,}023\, Re_г^{0.83} (Pr'_г)^{0.43}, \qquad (6.33)$$

де $Re_г$ - критерій Рейнольдса для газового потоку, $Pr'_г$ - 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 скористуватися рівнянням

$$Nu'_р = 0{,}069\, Re_р^{0.33} \left(Pr'_р\right)^{0.5} Ga^{0.167} \left(\frac{h}{d_{екв}}\right)^{-0.15}, \qquad (6.34)$$

де $Re_р$ - критерій Рейнольдса для рідкої плівки; $Pr'_р$ - критерій Прандтля для рідини; Ga - критерій Галілея; h - висота робочої частини апарату, м; $d_{екв}$ - еквівалентний діаметр плівки, м.

6.2.2. *Адсорбція*

Адсорбцією називається процес вибіркового поглинання одного або декількох компонентів з 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. Цілком 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 при зниженні 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 і громадському харчуванні адсорбція застосовується для таких процесів:

- очистка дифузійного соку і цукрових сиропів у цукровому виробництві;
- освітлення пива у пивоварному виробництві, вина – у винобробстві, фруктових соків – у консервному;
- очистка води, спирту, горілки, коньяку в спиртовому і лікеро-горілчаному виробництвах;
- очистка сиропів у крохмало-паточному виробництві;
- знебарвлення (назване відбілюванням) жирів у масло-жировому виробництві;
- під час рафінування рослинних олій;

- 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 зв'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 ($6 \cdot 10^{-6} \ldots 2 \cdot 10^{-4}$ 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 можливо 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 і динамічну спроможності. Максимально досяжна за заданих умов поглинаюча спроможність адсорбенту називається його рівноважною активністю. Активність адсорбенту

$$\alpha = \frac{G}{g_a}, \qquad (6.35)$$

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 стислу характеристику основним видам адсорбентів.

Активоване вугілля одержують у результаті сухої перегонки відповідної органічної сировини (кам'яного вугілля, деревини, тирси, кісточок з фруктів, відходів шкіряного, паперового, м'ясного виробництв) з наступним вилученням смолистих речовин з пор цієї сировини. Питома поверхня активованого вугілля 600…1700 $м^2/г$, насипна густина – 380…600 $кг/м^3$; використовують їх у вигляді

гранул розміром 1…7 мм або порошків з розміром частинок менш 0,15 мм. Активоване вугілля використовується у спиртовому, лікеро-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 обезвожування гелію кремнієвої кислоти. Питома поверхня силікагелів – від 300 до 750 $м^2/г$, насипна густина – 100…800 $кг/м^3$, 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.

Глини та інші природні глинясті адсорбенти (бентоніти, діатоміти, трепела, інфузорна земля) займають особливо значне місце серед промислових адсорбентів завдяки широкому їхньому розповсюдженню у природі та низькій вартості. Глини мають значно меншу питому поверхню, ніж інші промислові адсорбенти (35…150 $м^2/г$), насипна густина їх 400…450 $кг/м^3$. Глини особливо широко розповсюджені як адсорбент, що поглинає забарвлені речовини з рослинних олій і жирів (адсорбційне вибілювання), при освітленні вин (у виноробстві цей процес називається обклейкою), 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, з 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 ряд процесів: одержання винної кислоти з коньячної 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 з радіусом менш 10^{-4} мм, а також у не наскрізних капілярах будь-якого радіусу 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 псування продуктів необхідно, щоб вони зберігалися в приміщеннях, що добре вентилюються, 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 варення 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 $м^2$). 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):

$$L(X_к - X_п) = G(У_п - У_к),$$

де L - кількість адсорбенту, кг; G - кількість газової (рідкої) суміші, яка підлягає розподілу, кг; $X_п$, $X_к$ - початкова і остаточна концентрація адсорбтива у поглинаючій речовині (адсорбенті), кг/кг; $У_п$, $У_к$ - початкова і остаточна концентрація адсорбтива, що міститься в суміші, кг/кг.

Приймаючи, що $X_п = 0$, а $X_0 \rightarrow X_р$, отримаємо необхідну кількість адсорбенту

$$L = \frac{G(У_п - У_к)}{X_р}, \qquad (6.36)$$

де $X_р$ - рівноважна концентрація речовини, яка поглинається, в адсорбенті, кг/кг.

Кількість речовини М (кг), адсорбованої за час τ (с) під час безперервної адсорбції

$$M = K_м S \Delta C \tau, \qquad (6.37)$$

де S - площа поверхні адсорбенту, м^2; ΔС - середня рушійна сила процесу; $K_м$ - коефіцієнт масопередачі.

Припускаючи, що загальний опір масоперенесення складається з опорів зовнішнього і внутрішнього перенесення, можна отримати рівняння для коефіцієнта масопередачі

$$K_м = \frac{1}{\frac{1}{\beta_г} + \frac{1}{\beta_т}}, \qquad (6.38)$$

де $\beta_г$ - коефіцієнт зовнішнього масообміну; $\beta_т$ - 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):

$$Bi' = \frac{\beta_г \ell}{D_{вн}},$$

де $\beta_г$ - 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)

$$Nu' = 0.883\ Re^{0.47} (Pr')^{0.33}, \qquad (6.39)$$

під час турбулентного руху (Re = 30…150)

$$Nu' = 0{,}53\ Re^{0.54} (Pr')^{0.33}. \qquad (6.40)$$

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 обробляється і подальшого розподілу їх на центрифугах або фільтрах; 2) фільтруванням продукту, що обробляється 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.

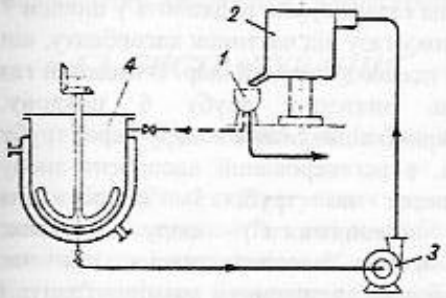


Рис. 6.14. Схема здійснення абсорбції з перемішуванням

На рисунку 6.14 показаний змішувач 4 (судина 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 олій). Продукт, що відфільтрувався, збирається у збірнику 1. Адсорбент після регенерації знову може бути повернений у виробництво.

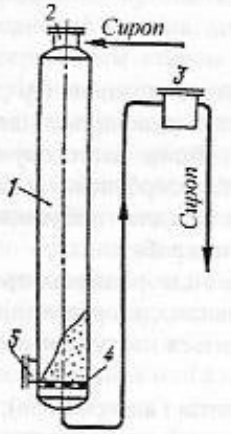


Рис. 6.15. Схема колонного абсорбера

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 охолоджування.

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. Обезбарвлений сироп минає через контрольний тканинний фільтр 3, в якому затримуються частинки адсорбенту, захоплені потоком. Після насичення адсорбенту стадія адсорбції припиняється, і адсорбент повинен бути 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 патрубок 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 відділення 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 регенерований 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.

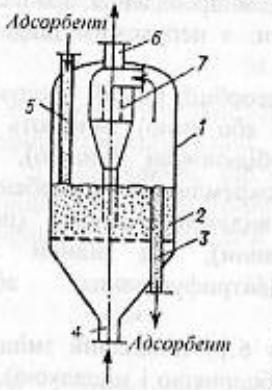


Рис. 6.16. Схема адсорбера з псевдорозрідженим шаром адсорбента

Процеси десорбції

Як вже було відзначено, виділення поглинутого компоненту з розчину (абсорбенту), або з поверхні твердого адсорбенту називається десорбцією. Десорбційні процеси мають двояке призначення. Вони застосовуються для відновлення поглинаючих (сорбційних) властивостей абсорбентів і адсорбентів з метою їхнього повторного використання, а також для добування з них абсорбтивів і адсорбтивів з 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 видаляємою одним з простих способів десорбції.

Останній спосіб відноситься до комбінованого. Можливі й інші способи комбінованої десорбції. Спосіб десорбції вибирається залежно від системи, що обробляється.

Як десорбуючий агент частіше усього 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 адсорбенту після проведення десорбції його висушують і охолоджують. Вугілля регенерують прожарюванням у печах, силікагель і цеоліт – продуванням сухого гарячого газу.

Процеси десорбції проводять в апаратах періодичної або безперервної дії, аналогічним абсорберам і адсорберам.

6.3. ЕКСТРАГУВАННЯ

6.3.1. Сутність і область застосування процесу

Процесом екстрагування називається вибіркове добування одного або декількох компонентів з 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 розчиняються 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 з дубу в коньячному виробництві (екстрагент - спирт);

- одержання екстрактів пряноцій з пряних рослин (екстрагент - зріджений діоксид вуглецю).

Процес екстрагування з твердих тіл відіграє важливу роль у виробництві вина, пива, крохмалю, желатину, лікеро-горілчаних виробів, розчинних кави і чаю. Широко використовуються ці процеси у громадському харчуванні. Варення і смаження продуктів, як правило, завжди супроводжуються екстрагуванням тих або інших речовин з 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 пряноцій.

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, перехідна з однієї фази в іншу, так звана екстрагована речовина. У ряді виробництв є необхідність одержання екстрагованої речовини у чистому виді (наприклад, цукру, олій, 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 сторону 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 з 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 з 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

$$M = \frac{D_в}{R} S \Delta C \tau, \qquad (6.41)$$

де M - кількість екстрагованої речовини, кг; S - поверхня контакту між фазами, м^2; ΔC - різниця концентрацій - рушійна сила процесу, тобто різниця між середніми концентраціями компонента всередині тіла і у екстрагенті на межі розділу фаз, кг/м^3; τ - час екстрагування, с; $D_в$ - коефіцієнт внутрішньої дифузії, м^2/с; R - визначаючий розмір твердого тіла, м (половина товщини пластини або радіус кулеподібного тіла).

2. Швидкість внутрішньої дифузії більше 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

$$M = \frac{D_з}{\delta} S \Delta C_1 \tau, \qquad (6.42)$$

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/м^3; δ - товщина пограничної плівки, м; $D_з$- коефіцієнт зовнішньої дифузії, м^2/с.

3. Швидкості зовнішньої і 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:

$$M = \frac{D_в}{R} S\tau (C_1 - C_2), \qquad (6.43)$$

$$M = \frac{D_з}{\delta} S\tau (C_2 - C_3), \qquad (6.44)$$

де C_1 - середня концентрація екстрагованої речовини в твердому тілі, кг/м^3; C_2 - концентрація на межі розділу фаз, кг/м^3; C_3 - середня концентрація екстрагованої речовини в рідині (екстрагенті), кг/м^3.

З рівнянь (6.43) та (6.44) витікає, що

$$M = \frac{1}{\frac{R}{D_в} + \frac{\delta}{D_з}} (C_1 - C_3) S\tau. \qquad (6.45)$$

Враховуючи, що $D_з/\delta = \beta$, де β - коефіцієнт масовіддачі, одержуємо формулу для визначення кількості екстрагованої речовини

$$M = \frac{1}{\frac{R}{D_в} + \frac{1}{\beta}} (C_1 - C_3) S\tau. \qquad (6.46)$$

Рівняння (6.46) є основним рівнянням масопередачі (6.11)

$$M = K_м S\Delta C\tau, \qquad (6.47)$$

де $K_м$ - коефіцієнт масопередачі, що визначається формулою

$$K_м = \frac{1}{\frac{R}{D_в} + \frac{1}{\beta}}, \qquad (6.48)$$

ΔC - різниця концентрацій екстрагованої речовини - рушійна сила процесу.

Швидкість процесу екстрагування з (6.47) буде

$$\frac{M}{S\tau} = K_м \Delta C. \qquad (6.49)$$

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 рисунку 6.19, рушійна сила визначається виразом

$$\Delta C = \frac{(У_п - Х_п) - (У_к - Х_к)}{2{,}3\, \ell g\, (У_п - Х_п)/(У_к - Х_к)}. \qquad (6.50)$$

Позначки величин - див. рисунок 6.19 і позначки до формули (6.51).

На ефективність процесу екстрагування з рослинної сировини, тобто швидкість екстрагування, впливає ряд факторів.

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 сполучень і не змінюючи запаху і кольору продукту. Застосовувані у громадському харчуванні 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 утворять 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 ^{0}C) сприяє також руйнуванню оболонки клітин рослинної і 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, наводить 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 з компонента, що добувається, може бути наданий загальними для масообмінних процесів рівняннями

$$G \cdot d\,У = L \cdot d\,X,$$

$$G\,(У_н - У_к) = L\,(X_к - X_н)\,, \qquad (6.51)$$

де G - витрата твердих частинок, кг/с; L - витрата екстрагента, кг/с; $У_н$ і $У_к$ - відповідно початкова і кінцева концентрації компонента, що добувається, в твердому тілі; $X_н$ і $X_к$ - 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:

$$\ell = \frac{L}{G} = \frac{У_н - У_к}{X_к - X_н}. \qquad (6.52)$$

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 замкненому об'ємі; фільтрування рідини через нерухомий шар пористих частинок; протитечійна взаємодія твердих частинок з рідиною.

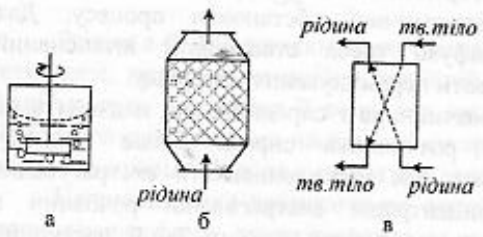


Рис. 6.17. Методи проведення процесу екстрагування в системі "тверде тіло-рідина"

Для деяких категорій екстрактів і настоїв, що одержуються в окремих галузях харчової промисловості, де виробляються невеликі партії продукції різноманітних найменувань, достатньо широке розповсюдження

досі мають апарати періодичної дії. Так, наприклад, екстрагування ароматичних і фарбуючих речовин у лікеро-горілчаному виробництві здійснюється зазвичай в апаратах з мішалкою. У цьому випадку концентрація екстрагованої речовини у твердому тілі та розчиннику безперервно змінюється, а процес носить нестаціонарний 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 м^3. Застосування одиничних дифузорів доцільно для проведення екстрагування настоюванням при значній тривалості процесу. Для інтенсифікації процесу може здійснюватися циркуляційне перемішування; при цьому розчинник циркулює за допомогою насосу через штуцери 5 і 2.

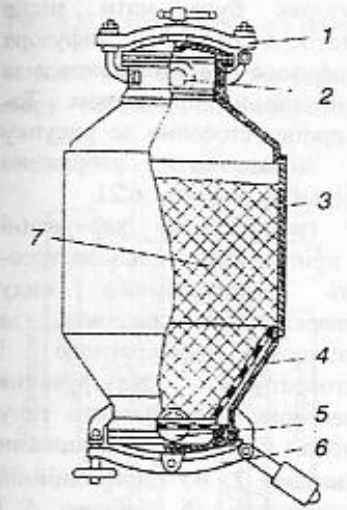


Рис. 6.18. Схема дифузора

На рисунку 6.19 наведено екстракційні криві, які характеризують зміни концентрацій компонента, що добувається, в твердому тілі та екстрагенті під час періодичного прямотечійного процесу.

У багатьох харчових виробництвах (цукровому, вітамінному, агаровому та ін.) звичайно з'єднують послідовно від 4 до 15 дифузорів в 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 задану ступінь добування, відключається на розвантаження відпрацьованої сировини.

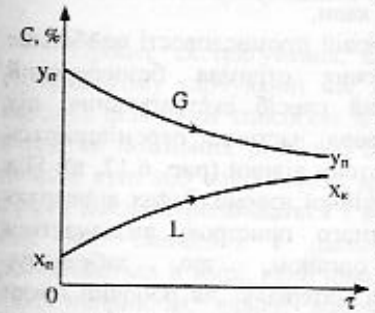


Рис. 6.19. Екстракційні криві прямоточної екстракції

На рисунку 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 всі дифузори відбувається за допомогою насосу 4.

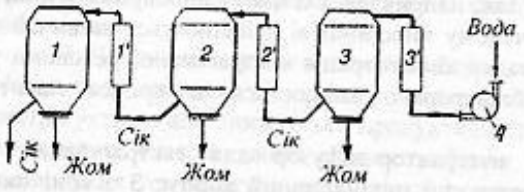


Рис. 6.20. Схема дифузійної батареї

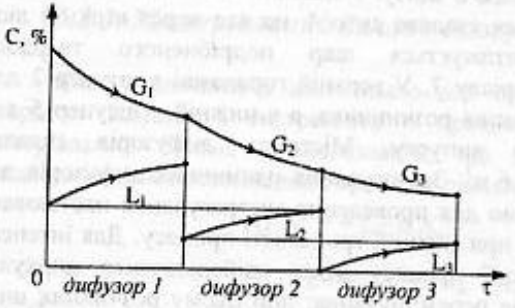


Рис. 6.21. Екстракційні криві комбінованого процесу

Екстрагування в батареї дифузорів з настоюванням, що має місце, наприклад, під час одержання соків дифузійним способом у лікеро-горілчаному 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 рисунку 6.20 може бути зображено графіком на рисунку 6.21.

У громадському харчуванні 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 рисунку 6.22. Кипляча вода з паровими бульбашками з кип'ятильника 1, що обігрівається 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.

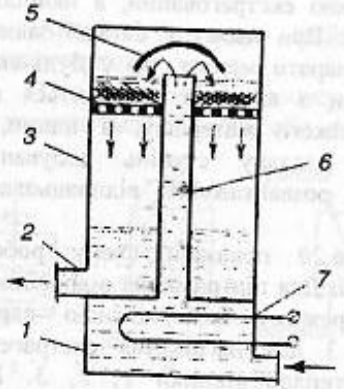


Рис. 6.22. Схема фонтануючої кавоварки

У експрес-кавоварках ароматичні екстрактивні речовини екстрагуються кип'ятком, 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.

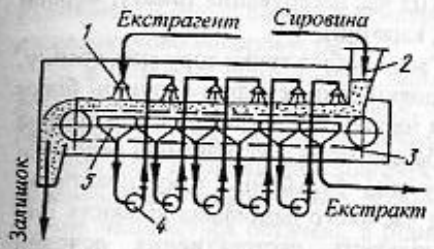


Рис. 6.23. Схема стрічкового екстрактора

На рисунку 6.23 схематично показаний стрічковий екстрактор з рециркуляцією екстрагента, який застосовується у виробництві олій. У ньому спеціально підготоване масличне насіння з бункеру 2 надходить на перфоровану стрічку 3 транспортера і 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 слабко насичений маслом екстрагент в 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.

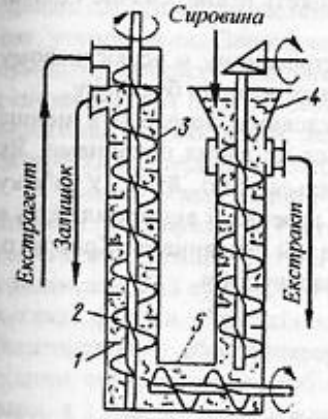


Рис. 6.24. Схема колонного шнекового екстрактора

На рисунку 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 переміщають 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 в громадському харчуванні

Процес екстрагування, який супроводжує теплову обробку продуктів у громадському харчуванні має деякі особливості . Як вже відзначалося, під час варення основним способом або смаження, у воду або жир переходить значна кількість поживних речовин, в 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 і риби з точки зору масообміну, що при цьому відбувається. З м'яса і риби у довкілля переходять розчинні білки (коагулюючі і некоагулюючі), що виділяються на початку нагрівання, мінеральна сіль, жир і екстрактивні речовини (азотисті і безазотисті). Екстрактивні речовини м'яса і риби зумовлюють смак і сокогонну 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 в розчин у тому випадку, коли м'ясо заливають холодною водою, нагрівають до кипіння і варять на 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 тужавіють менше, ніж під час варення, і відокремлюють в навколишнє середовище менше води з розчиненими в ній речовинами. Крім того, під час смаження з поверхні м'яса частина вологи випаровується.

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 з основних процесів у виробництві етилового спирту, що одержується при зброджуванні крохмалю і цукровистих речовин; в коньячному виробництві при одержанні кон'ячного спирту з вина; у вітамінному виробництві при витяганні вітамінів А і Е з риб'ячого жиру і олій; у маргариновому виробництві при дезодорації жиру та олій; у виробництві ефірних масел (ароматичних речовин) з натуральних пряноців та ін. Процеси перегонки використовують у громадському харчуванні при приготуванні ароматизованих дистилятів, 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 в пару і видаляється з неї у першу чергу.

Компонент з 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 фаза 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 і 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 з 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 поріднений 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 що містять декілька компонентів – багатокомпонентними. На практиці частіше усього 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 рисунку 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 в 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 в одному у будь-яких співвідношеннях, але без утворення максимуму або мінімуму тиску. Ці суміші називають ідеальними. До них відносяться 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 у 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

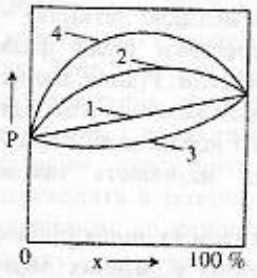


Рис. 6.25. Класифікація бінарних сумішей летких рідин

$$p_A = P_A \cdot x; \qquad p_B = P_B (1-x), \tag{6.53}$$

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 в суміші рівний сумі парціальних тисків її компонентів

$$P = p_A + p_B = P_A \cdot x + P_B (1 - x) = P_B + (P_A - P_B) x, \tag{6.54}$$

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*

Схему періодично діючого апарата, призначеного для простої перегонки (дистиляції) рідинних систем, наведено на рисунку 6.26. Вихідну суміш завантажують у перегінний куб 1, постачений 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.

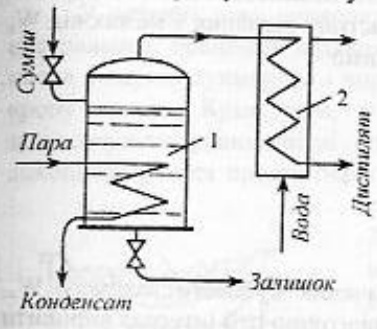


Рис. 6.26. Схема апарата для дистиляції

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 позначки: W - кількість суміші, що міститься у кубі у 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 остача рідини в кубі виражається величиною W - dW, причому в цій остачі кількість легколеткого компонента буде (W - dW) (x - dx). Склад дистиляту виражається величиною y, а кількість його - dW. Матеріальний баланс за легколетким компонентом у цьому випадку можна представити рівнянням

$$W \cdot x = (W - dW)(x - dx) + dW \cdot y, \qquad (6.55)$$

або після розкриття дужок

$$W \cdot x = Wx - dW \cdot x + dW \cdot dx - Wdx + dW \cdot y.$$

Скорочуючи подібні члени і нехтуючи добутком $dW \cdot dx$, як нескінченно малою величиною другого порядку, отримаємо

$$\frac{dW}{W} = \frac{dx}{y - x}. \qquad (6.56)$$

Якщо у результаті відгонки певної кількості рідини в кубі залишається $W_к$ кг суміші і склад її буде $X_к$, а до початку перегонки кількість початкової суміші була $W_п$ із складом $X_п$, то, проінтегрувавши ліву частину рівняння в межах від $W_к$ до $W_п$ і праву частину в межах від $X_к$ до $X_п$, одержимо

$$\int_{W_к}^{W_п} \frac{dW}{W} = \int_{x_к}^{x_п} \frac{dx}{y - x}$$

або

$$\ell n \frac{W_п}{W_к} = \int_{X_к}^{X_п} \frac{dx}{y - x}. \qquad (6.57)$$

Рівняння (6.57) використовують для визначення кубового залишку $W_к$, кількості дистиляту $W_д$ і його складу $X_д$. Однак, аналітично цей інтеграл вирішити неможливо, тому що невідома аналітична залежність – $y = f(x)$; тому загальним методом рішення рівняння буде графічний метод.

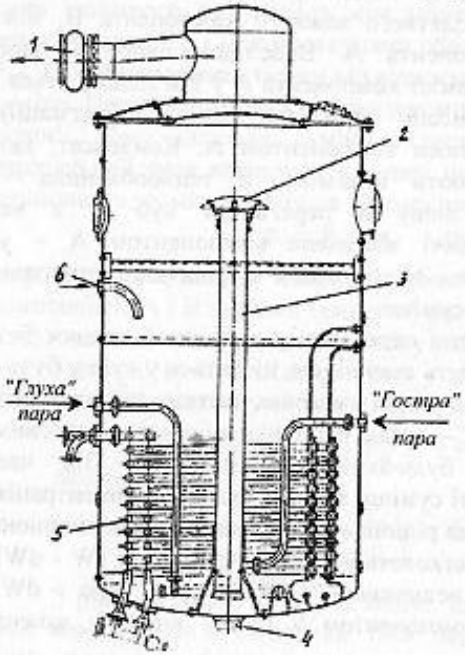


Рис. 6.27. Дезодоратор

У харчовій промисловості знаходять застосування дезодоратори – перегінні апарати, призначені для дезодорації олій і тваринного жиру. У них здійснюють перегонку з водяною парою. Дезодорація – вилучення з продукту летких компонентів, що мають неприємний запах. Дезодоратор (рис. 6.27) – це вертикальна сталева посудина циліндричної форми, постачена 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 з 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 понизити температуру кипіння суміші.

У останні роки знаходять застосування ефірні масла, що одержуються з натуральних пряноців шляхом простої перегонки. До них відносяться ефірні масла з перцю духмяного і 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 завантажується певна кількість ароматизуючих речовин (наприклад, селера, петрушка, перець чорний мелений, часник) і заливається водно-спиртова рідина. Співвідношення між твердою частиною і рідиною (гідромодуль) становить 1:1. Водно-спиртова рідина екстрагує з пряноців ароматизуючі речовини, повільний підігрів суміші до температури 50 °С 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 використо-вуються для ароматизації різноманітних кулінарних виробів (м'ясних, рибних, овочевих, фруктових, хлібобулочних та ін.).

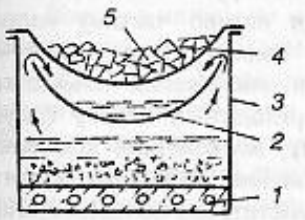


Рис. 6.28. Схема ароматизаційної дистиляційної установки

Простою перегонкою поділити суміш рідин А і В на складові чисті компоненти не можна. Це можна здійснити ректифікацією – процесом багаторазового випаровування і конденсації однієї і 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 рисунку 6.29 зображено схему ректифікаційного апарата безперервної дії. Апарат складається з колони 1, дефлегматора 2 і холодильника 3. Колону умовно поділено на дві частині. Верхня частина колони

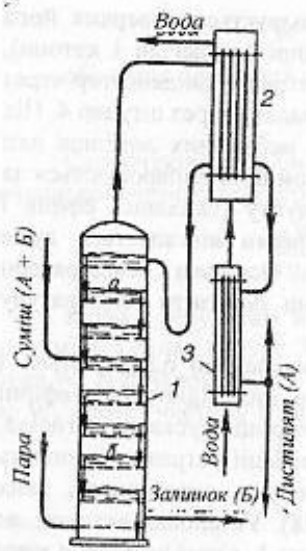


Рис. 6.29. Ректифікаційний апарат безперервної дії

(частина а) називається колоною зміцнення, нижня – 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. Назустріч 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 фазу, і залишок, виходячий з колони, містить, в основному, важколеткий компонент (воду). Пара, яка виходить з 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 процент 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 з колони в дефлегматор, збагачуються легколетким компонентом. Збагачена пара конденсується частково у дефлегматорі, утворюючи флегму. Не сконденсована у дефлегматорі пара ароматичних речовин надходить у холодильник, де утворює дистилят.

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 $Q_ф$

витрата теплоти:

- з парою, що надходить з колони в дефлегматор, $Q_п$;

- з кубовим залишком, $Q_{кз}$;
- з конденсатом гріючої пари, $Q_к$;
- втрати теплоти в навколишнє середовище, $Q_{втр}$.

Рівняння теплового балансу записують з умови рівності прибутку і витрати теплоти

$$Q_c + Q_m + Q_ф = Q_п + Q_{кз} + Q_к + Q_{втр}. \quad (6.58)$$

Підставляючи розгорнуті значення окремих величин, вирішують це рівняння відносно Q_m і знаходять витрату гріючої пари в кип`ятильнику колони.

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. За цього 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.

У 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 в пароподібний стан і видаляється з продуктів у вигляді водяної пари. Цей спосіб сушіння пов'язаний з витратою теплоти, що витрачається на зміну агрегатного стану вологи.

Сушіння є самим енергоємним процесом вилучення вологи з матеріалів. Відомо, наприклад, що на вилучення 1 кг вологи випаровуванням у багатокорпусній випарній установці питома витрата теплоти складає $(0{,}7\ldots0{,}8) \cdot 10^6$ Дж, а для вилучення 1 кг вологи сушінням ці витрати складають $(3\ldots6) \cdot 10^6$ 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 громадському харчуванні. У буряко-цукровому виробництві висушують цукор-пісок, цукор-рафінад і жом; в спиртовому – відходи виробництва: барду, кормові та харчові дріжджі; в пивоварному – солод; в крахмало-паточному – 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 інші. Процес сушіння знаходить все більш широке застосування в громадському харчуванні для одержання сухих напівфабрикатів з 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 в 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 ефективне 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 тільки 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 тільки в такому стані вона переміщується до поверхні продукту. Осмотична волога знаходиться всередині та між клітками матеріалу. Їй відповідає надто мала енергія зв'язку і вона дифундує всередині матеріалу у вигляді рідини через стінки кліток завдяки різниці концентрацій всередині і поза кліткою. Структурна волога потрапляє всередину кліток гелю під час утворення його і міститься в клітках 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, мучне 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 з продуктів цієї групи набувають крихкості (наприклад, хлібні сухарі).

Властивості вологих матеріалів характеризуються рядом параметрів, у тому числі температурою, вологістю, теплоємністю, теплопровідністю та ін.

Загальна маса вологого матеріалу дорівнює

$$G = G_{с.р.} + W, \qquad (6.59)$$

де G - маса вологого матеріалу, кг; W - маса води, кг; $G_{с.р.}$ - 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:

$$\omega = \frac{W}{G} \cdot 100 = \frac{W}{G_{с.р.} + W} 100\ \% \ . \qquad (6.60)$$

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

$$u = \frac{W}{G_{с.р.}} = \frac{W}{G - W} \quad (кг/кг) \qquad (6.61)$$

У процесі сушіння кількість сухої речовини в продукті не змінюється. Тому можна записати таке рівняння балансу сухих речовин:

$$G_{с.р} = \frac{G_1(100 - \omega_1)}{100} = \frac{G_2(100 - \omega_2)}{100}, \qquad (6.62)$$

де ω_1 - початковий вміст вологи в матеріалі, %; ω_2 - кінцевий вміст вологи 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 вологи з матеріального балансу по всьому матеріалу $G_1 = G_2 + W$ буде дорівнювати

$$W = G_1\left(1 - \frac{100 - \omega_1}{100 - \omega_2}\right) = G_1\frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_2} = G_2\frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_1}. \qquad (6.63)$$

Кількість вологи, 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 вологою 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 в усьому тілі.

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 вологи з матеріалу (процес десорбції). Вологу, яку можна видалити в процесі сушіння, $\omega_{вид}$ визначають різницею між вологістю матеріалу ω і рівноважною вологістю $\omega_р$ (яка визначається відносною вологістю повітря) і виражають у відсотках:

$$\omega_{вид} = \omega - \omega_р \qquad (6.64)$$

Щоб збільшити $\omega_{вид}$, потрібно зменшити $\omega_р$, тобто для сушіння потрібно використати повітря з меншою відносною вологістю.

6.5.3. Динаміка та кінетика процесу сушіння

Сушіння вологих матеріалів можна поділити на три послідовних періоди: переміщення вологи матеріалу до його поверхні, випаровування вологи з поверхні (пароутворення), переміщення вологи у вигляді пари від поверхні продукту до центру повітряного потоку.

Переміщення вологи у матеріалі є дифузійним процесом, рушійною силою якого є різниця між концентрацією вологи в глибині матеріалу і на його поверхні. Оскільки з поверхні матеріалу волога випаровується, то в глибині матеріалу її концентрація більше, ніж на поверхні. Кількість переміщеної вологи за рахунок означеної рушійної сили може бути визначена за формулою

$$W_{\Delta c} = \frac{K_в S \Delta C \tau}{\delta}, \qquad (6.65)$$

де $W_{\Delta c}$ - кількість вологи, яка пройшла через поверхню S (в $м^2$), кг; ΔC - різниця концентрацій вологи у глибині матеріалу і на його поверхні, кг/кг; τ - час сушіння, с; δ - товщина шару, крізь який відбувається дифузія вологи, м; $K_в$ - коефіцієнт дифузії вологи (вологопровідності), що залежить від зв'язку вологи з матеріалом і властивостей останнього, $м^2/с$.

Волога у матеріалі може переміщатися як у вигляді рідини (наприклад, осмотично зв'язана волога), так і у вигляді пари (адсорбційно зв'язана). Крім того, за великої вологості матеріалу волога переміщується у вигляді рідини, за малої вологості – у вигляді пари.

Окрім явища вологопровідності, переміщення вологи може бути викликане різницею температур. Цей процес здійснюється під дією термодифузії, а також у результаті розширення затиснутого в капілярах повітря, яке під час нагрівання рухається в бік менших температур, тобто від більш нагрітої поверхні матеріалу вглиб, захоплюючи з собою вологу. Це явище називається термовологопровідністю. Кількість вологи, що переміщується під впливом температурного градієнта у напрямку теплового потоку, визначається рівнянням

$$W_{\Delta t} = \frac{K_t S \Delta t \tau}{\delta}, \qquad (6.66)$$

де Δt - різниця температур (рушійна сила),°С; δ - товщина шару матеріалу, м; τ - час процесу, с; K_t - коефіцієнт термовологопровідності, аналогічний $K_в$ у рівнянні (6.65).

Явище термовологопровідності перешкоджає руху вологи до поверхні матеріалу. У зв'язку з тим, що волога за рахунок вологопровідності рухається від центру до поверхні, а волога за рахунок термовологопровідності – навпаки, від

периферії до центру матеріалу, сумарний ефект переміщення вологи виразиться різницею

$$W = W_{\Delta c} - W_{\Delta t}. \qquad (6.67)$$

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) ($p_н$) і в навколишньому повітрі ($p_в$)

$$\Delta p = p_н - p_в. \qquad (6.68)$$

Кількість пари, що надійшла у повітря, визначається за законом випаровування з вільної поверхні

$$W_в = K_в (p_н - p_в) S \tau, \qquad (6.69)$$

де $K_в$ - коефіцієнт випаровування, кг/Н 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

$$W_в = W = W_{\Delta c} - W_{\Delta t}. \qquad (6.70)$$

Таким чином, швидкість сушіння залежить від швидкості дифузії всередині матеріалу і 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

$$q_w = \frac{W}{S\tau}. \qquad (6.71)$$

де q_w - густина потоку вологи під час сушіння, $кг/м^2 \cdot с$.

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 розміщено матеріал, який підлягає сушінню. У сушарці підтримують постійну температуру і вологість повітря, для чого передбачено подачу водяної пари на зволоження і охолоджування 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.

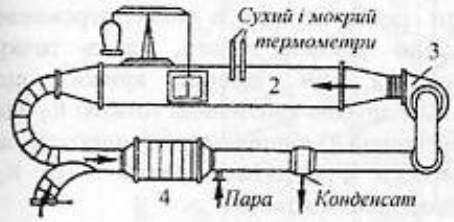


Рис. 6.30. Схема сушильної лабораторної установки

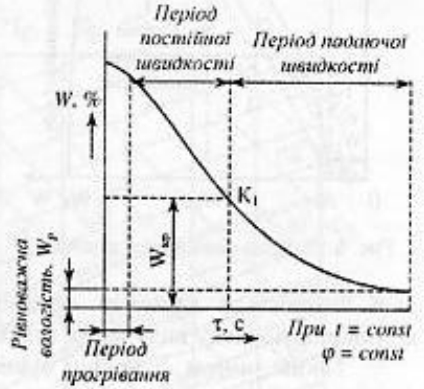


Рис. 6.31. Крива сушіння

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 покривається 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 похідної $d\omega/d\tau$ (рис. 6.32). Крива швидкості сушіння свідчить про те, що у періоді прогрівання матеріалу швидкість сушіння дуже зростає (вертикальна пряма). Досягнувши максимального значення, швидкість сушіння залишається деякий час постійною (періоду постійної швидкості відповідає горизонтальна пряма лінія), а після цього після першої критичної точки K_1 швидкість поступово знижується до нуля (точка А). Вологість продуктів при цьому досягає рівноважного значення. Крива

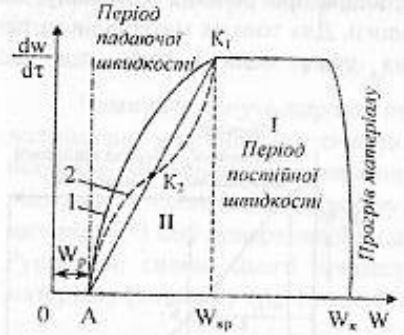


Рис. 6.32. Криві швидкості сушіння

швидкості у періоді падаючої швидкості сушіння різноманітних матеріалів має різну форму, що залежить від виду зв'язку вологи з продуктом. Так, колоїдні матеріали (наприклад, крохмаль, желатин, макарони), що утримують велику кількість осмотичної та адсорбційної вологи, у цьому періоді сушіння дадуть криву 1. Колоїдні капілярно-пористі продукти (хліб, зерно), в яких переважає адсорбційно зв'язана волога, мають точку перегину на цій ділянці кривої, що називається другою критичною точкою K_2. Ця точка (на кривій 2) відповідає тій вологості, за якої змінюється характер переміщення вологи в матеріалі. Часто точка K_2 відповідає початку вилучення з продукту адсорбційної вологи.

Таким чином, з кривої сушіння та кривої швидкості сушіння видно, що процес сушіння можна поділити на два основних періоди: постійної та падаючої швидкості. Вивчення цих періодів показало, що у перший період швидкість сушіння залежить, в основному, від зовнішньої дифузії, тобто від процесу вилучення вологи з поверхні матеріалу. У цей період мають велике значення швидкість протікання сушильного агенту і його параметри (відносна вологість, температура). Швидкість дифузії вологи всередині матеріалу в цей період велика і не визначає інтенсивності віддавання вологи.

У другий період протікає більш складний процес – починає видалятися зв'язана волога. Швидкість сушіння в цей період залежить від швидкості переміщення вологи в матеріалі. Тому на швидкість сушіння в цей період істотно впливають температура, властивості, склад, розміри і форма висушуваного продукту. Кількість теплоти, підведеної до продукту, також впливає на ефективність сушіння в цей період, однак вона менш істотна, ніж в період постійної швидкості сушіння.

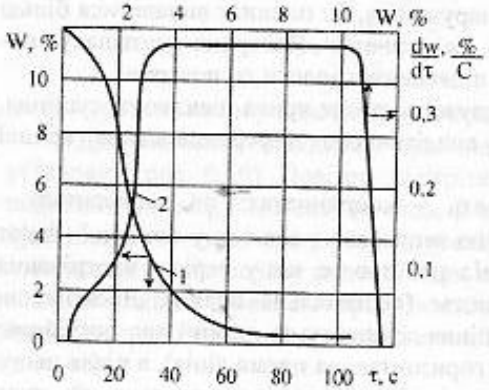


Рис. 6.33. Криві пасерування борошна

У зв'язку з аналогічністю процесів пасерування борошна і його сушіння викликає інтерес рисунок 6.33, на якому зображені крива зміни вологості і швидкості процесу пасерування борошна у віброкиплячому шарі з ІЧ-нагрівом, отримані нами експериментальним шляхом. Як видно з рисунка 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).

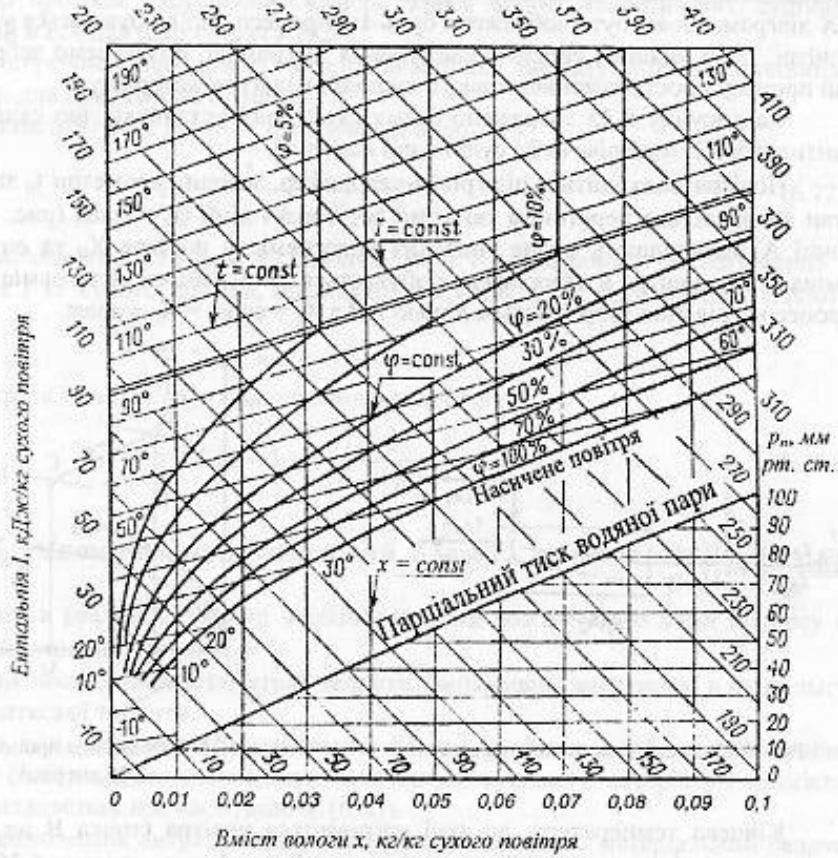


Рис. 6.34. Діаграма вологого повітря

Діаграму, зображену на цьому малюнку, 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 = const), що ідуть від осі ординат зліва на право вгору; постійної відносної вологості (φ = const) у вигляді пучка кривих, збіжні на осі ординат в одну точку з x = 0 і t = – 273 °C; постійного парціального

тиску водяної пари (p = const), вони проходять горизонтально у правому нижньому куті діаграми.

У процесі сушіння харчових продуктів, здійснюваного за допомогою вологого повітря, відбувається його нагрівання, охолоджування, 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 рисунку 6.35 зображено схему сушильної установки, що складається з вентилятора 1, підігрівача 2 і сушильної камери 3.

Повітря надходить в підігрівач-калорифер, маючи параметри t_0 та φ_0. Його стан визначається перетином ізотерми t_0 = const і лінії φ_0 = const (рис. 6.36). Цій точці А 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 АВ з X_1 = const = X_0 = const.

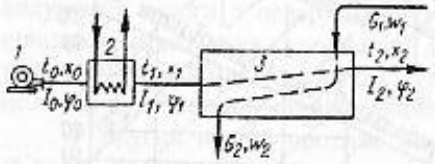


Рис. 6.35. Схема повітряної сушарки

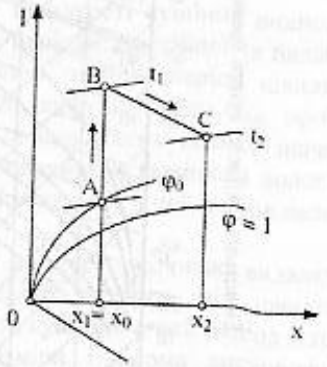


Рис. 6.36. Зображення процесу сушіння в I-X-діаграмі

Кінцева температура, до якої нагрівається повітря (точка В на діаграмі), дорівнює t_1, кінцева відносна вологість φ_1. Як видно з рисунка 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: $I_1 - I_0 = \Delta I$.

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 охолоджування повітря. Повітря, віддаючи теплоту, охолоджується і водночас поглинає вологу, що виділяється з продукту. У результаті цього збільшується вологовміст і відносна вологість повітря. Адіабатичне охолоджування повітря в теоретичній сушарці іде за лінією постійної ентальпії (I_1 = 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 С, яка визначається заданою кінцевою відносною вологістю повітря φ_2 або його температурою t_2. Лінія ВС зображає процес, що протікає в сушильній камері. Увесь процес теоретичного сушіння зображений в I-X діаграмі лінією АВС.

Користуючись побудовою, можна визначити витрату повітря і теплоти, необхідних для проведення процесу.

Витрата повітря ℓ (у кг/кг випаруваної вологи)

$$\ell = \frac{1}{X_2 - X_1} = \frac{1}{X_2 - X_0}. \qquad (6.72)$$

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)

$$q = \ell\,(I_1 - I_0) = \frac{I_1 - I_0}{X_2 - X_0}. \qquad (6.73)$$

6.5.5. Матеріальний і тепловий баланси процесу сушіння

Процес в 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 LX_1, де L - масова витрата сухого повітря. Отже, прибуток вологи у сушарку буде дорівнювати:

$$\frac{G_1\omega_1}{100} + LX_1.$$

Волога виноситься з сушарки з вологим матеріалом $G_2\,\omega_2/100$ і з вологим повітрям LX_2; тобто маємо: $G_2\omega_2/100 + LX_2$. Отже, рівняння матеріального балансу за вологістю буде таким:

$$\frac{G_1\omega_1}{100} + LX_1 = \frac{G_2\omega_2}{100} + LX_2.$$

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

$$W = \frac{G_1\omega_1 - G_2\omega_2}{100}. \qquad (6.74)$$

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

$$L = \frac{W}{X_2 - X_1}. \qquad (6.75)$$

Питома витрата повітря на 1 кг випареної води в процесі сушіння дорівнює

$$\ell = \frac{L}{W} = \frac{1}{X_2 - X_1} = \frac{1000}{d_2 - d_1}, \qquad (6.76)$$

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

$$\ell = \frac{1}{X_2 - X_0} = \frac{1000}{d_2 - d_0} \quad \text{кг/кг}.$$

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 $Q_п = L \cdot I_0$, де I_0 - ентальпія повітря, яке засмоктується вентилятором з довкілля, кДж/кг;

2) теплота, що передається повітрю у калорифері, $Q_к$;

3) теплота, яка вводиться додатково в сушильну камеру, $Q_д$;

4) теплота з вологим матеріалом, $Q = G_1 c_1 t_п$, де G_1 - маса матеріалу до сушіння, кг/с; c_1 - його теплоємність, кДж/(кг·К); $t_п$ - початкова температура продукту, °С.

Оскільки за рівнянням (6.63) $G_1 = G_2 + W$, то можна записати

$$Q = G_1 c_1 t_п = G_2 c_2 t_к + W c_в t_п,$$

де G_2 - маса продукту, що виходить з сушарки, кг/с; c_2 - його теплоємність, кДж/(кг·К); $c_в$ - теплоємність вологи, кДж/(кг·К);

5) теплота з транспортними засобами, за допомогою яких надходить продукт в сушарку і пересувається всередині неї:

$$Q_т = G_т c_т t'_т,$$

де $G_т$, $c_т$, $t'_т$ - відповідно маса транспортних засобів, теплоємність матеріалу транспортних засобів та їхня температура на вході в сушарку.

Загальна кількість теплоти, яка вводиться в сушильну камеру, складає

$$Q_{вх} = Q_п + Q_к + Q_д + Q + Q_т = L \cdot I_0 + Q_к + Q_д + G_2 c_2 t_к + W c_в t_п + G_т c_т t'_т. \qquad (6.77)$$

З сушильної камери теплота виноситься:

1) з потоком повітря, що виходить з сушарки $Q'_п = LI_2$, де I_2 - ентальпія повітря, що виходить, кДж/кг;

2) з висушеним продуктом, що виходить з сушарки $Q' = G_2 c_2 t_к$, де $t_к$ - кінцева температура продукту, що виходить з сушарки, °С;

3) з вологою, що вилучається у вигляді пари разом з повітрям, $Q'_{вол} = Wi$, де i - ентальпія водяної пари, кДж/кг;

4) з транспортними засобами, що виходять з сушарки $Q'_т = G_т c_т t''_т$, де $t''_т$ - температура транспортних засобів на виході з сушарки, °С;

5) втрати теплоти в навколишнє середовище $Q_в$.

Загальна витрата теплоти дорівнює

$$Q_{вих} = Q'_п + Q' + Q'_{вол} + Q'_т + Q_в = L \cdot I_2 + G_2 c_2 t_к + W \cdot i + G_т c_т t''_т + Q_в. \qquad (6.78)$$

Тепловий баланс виражають рівнянням

$$Q_{вх} = Q_{вих}, \qquad (6.79)$$

з якого визначають витрати теплоти на сушіння.

$$Q_к + Q_д = L\,(I_2 - I_0) + G_2 c_2\,(t_к - t_п) + W(i - c_в t_п) + G_т c_т\,(t''_т - t'_т) + Q_в. \qquad (6.80)$$

Таким чином, теплота, що витрачається на сушіння ($Q_к + Q_д$), 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 з 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 в 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, застосовувані 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, протитечійні, 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, трубчасті, 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 сушіння пекарських дріжджів, крохмалю, плодів, рафінаду і різноманітних термолобільних матеріалів. Шафа – це камера 1, в якій є порожні плити 2. Продукт розміщується на деках 4 на плиті 2, що обігріваються глухою парою. Волога видаляється з сушарки через штуцер 3 вакуумним насосом, що з'єднаний з сушильною камерою через конденсатор, для уловлювання вологи з повітря. Сушильні шафи відносяться 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.

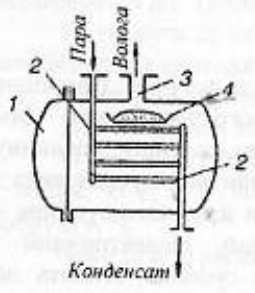


Рис. 6.37. Схема вакуум-сушильної шафи

Для сушіння рідких і пастоподібних (молока, агару, желатина, картопляного та овочевого пюре) під вакуумом і з атмосферним тиском застосовуються вальцьові сушарки безперервної дії: одновальцьові і 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. Всередину порожнистих вальців через порожнисту цапфу подається гріючи 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 псевдозрідженим і віброкиплячим шаром.

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 (тканеві, сітчасті або металеві) рухаються у протилежних напрямках. Матеріал зі 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 прямоточними, 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

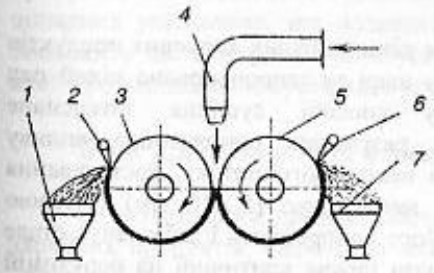


Рис. 6.38. Схема двовальцьової сушарки

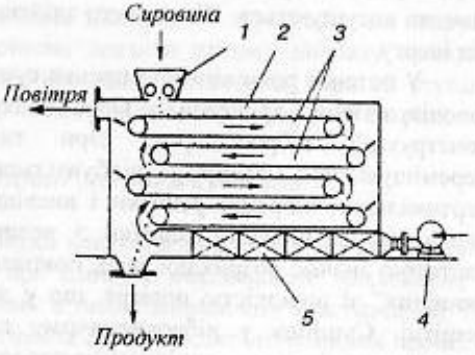


Рис. 6.39. Схема стрічкової сушарки

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. Всередині металевого сушильного барабану залежно від властивостей висушуваного матеріалу розташовуються насадки різних типів. Обертання барабана здійснюється від електропривода за допомогою насадженого на барабан зубчатого обода (вінця); частота обертання не перевищує 5…8 хв$^{-1}$. Відношення довжини барабану до діаметру дорівнює 5…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.

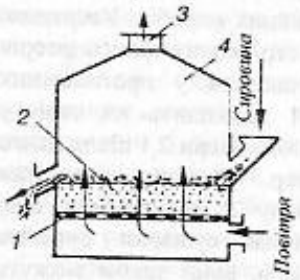


Рис. 6.40. Схема сушарки з "киплячим" шаром

На рисунку 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 з 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 відділення висушеного продукту від інерту.

У останні роки вивчено процес сушіння різноманітних харчових продуктів (овочів, казеїну, дріжджів) у віброкиплячому шарі та запропоновано цілий ряд конструкцій вібросушарок. При такому способі сушіння інтенсивне перемішування матеріалу відбувається в результаті одночасного впливу вертикальних вібрацій решітки і висхідного повітряного потоку. Застосування вертикальних вібрацій решітки з великою амплітудою (5…10 мм) і малою частотою значно розрихлює шар, покращує його однорідність і забезпечує стале "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 і плоди високої якості із зниженою вологістю.

Матеріали з великою початковою вологістю, наприклад, молоко, соки, яйця, желатин, ферментні препарати та інші, сушать в 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. 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 з 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 з 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 двоступінчаста сушильна установка, перший ступінь якої – розпилювальна сушарка, а другий – сушарка із псевдозрідженим шаром.

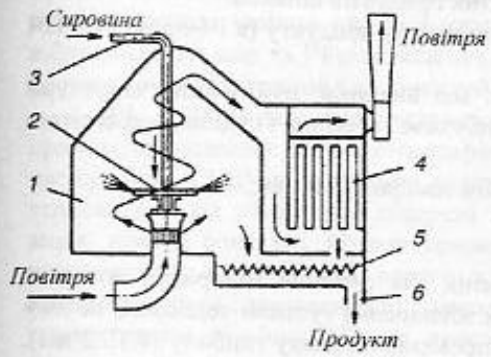


Рис. 6.41. Схема розпилювальної сушарки

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 в об'ємі у 3... 4 рази, а у процесі подальшої гідратації повільно відновлюються, поглинаючи воду. З метою усунення цих недоліків в останні роки розроблено ряд нових методів одержання швидковідновлювальних сушених продуктів.

До них відноситься одержання пористих продуктів шляхом:

1) інтенсивного підведення теплоти до центру продукту (в ІЧ-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 ІЧ – випромінювання для промислових сушильних установок застосовуються спеціальні електричні лампи із дзеркальними відбивачами або керамічні екрани чи панелі, що обігріваються газом.

На рисунку 6.42 зображено схему стрічкової терморадіаційної сушарки.

Джерелом ІЧ-енергії у ній є лампи 2, оснащені рефлекторами 1, що спрямовують промені на транспортер, який переміщує висушуваний продукт 3.

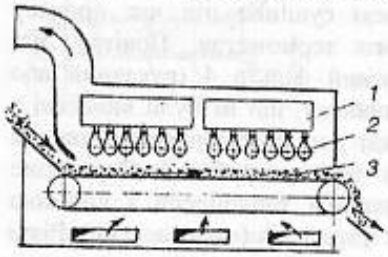


Рис. 6.42. Схема стрічкової радіаційної сушарки

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 ряду 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.

Заслуговує на увагу поєднання радіаційно-конвективного сушіння з переривчастим (осциліюючим) 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 судити за такими даними. Під час симетричного осцилюючого режиму (20 с опромінення і 20 с відліжка) тривалість сушіння моркви до 12 % -ої 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.

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. Різниці температур і вологості, виникаючі у матеріалі, прискорюють переміщення вологи з глибини тіла до поверхні (направлення концентраційної і термодифузії співпадають) у десятки і сотні разів порівняно з конвективним сушінням. Проте внаслідок підвищеної витрати електроенергії на 1 кг випаровуваної вологи діелектричне сушіння сьогодні застосовується тільки в поєднанні з конвективним. На рисунку 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 повітрозабезпечення. Кожний тунель живиться від магнетрона потужністю 25 кВт через хвилевід 1. На кінці тунелю встановлюється ловушка 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 °С, 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 вологи з поверхні проводиться шляхом конвекції. Виконані досліди 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 суворого дотримання умов особливих заходів техніки безпеки.

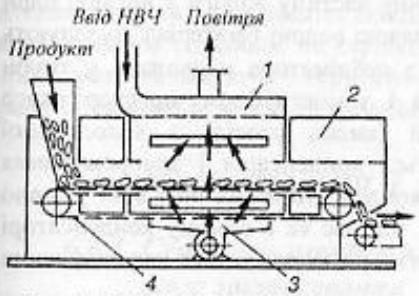


Рис. 6.43. Схема НВЧ-установки для сушіння хрусткої картоплі

Сублімаційне сушіння – це сушіння матеріалів у замороженому стані, під час якого волога, що знаходиться у стані льоду, переходить у пару, обминаючи рідкий стан, тобто відбувається сублімація. Таке 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 °С).

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...–18 °С. Для більшої частини харчових продуктів охолоджування нижче –18 °С може призвести до необоротних змін білкових речовин. Внаслідок цього погіршується якість продуктів, а також втрачається спроможність поглинати воду під час обводнення, яке проводять для відновлення первісного вигляду, смаку і форми продукту.



Рис. 6.44. Схема сублімаційної сушарки

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 охолоджування 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 і молочні продукти, овочі і плоди, але спосіб є дорогим і складним в апаратурному відношенні. Однак витрати на обладнання і експлуатацію цілком виправдуються високою якістю висушених продуктів.

На закінченні 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 в 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 замикаючим

пристроєм. 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 призводить 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 ряду 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 в спіненому стані з одержанням швидковідновлювальних порошків полягає в тому, що пюреподібний або концентрований рідкий продукт збивають в стійку піну з використанням піностабілізуючих речовин і висушують до вмісту вологи 2…4 %. Спінювання придає 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, метилцелюлозу та ін.), для покращення спінювання через збиту масу в деяких випадках продувають повітря. Сушіння піни здійснюють частіше усього конвективним способом на стрічкових сушарках. Висушений продукт дрібнять, просівають та пакують у герметичну тару. Піносушінню піддають соки та пюре малини, полуниці, яблук, пюре з томатів, картопляне пюре та ін.

6.6. КРИСТАЛІЗАЦІЯ І РОЗЧИНЕННЯ

6.6.1. Сутність процесу кристалізації та область його застосування

Кристалізацією називають процес виділення твердої фази у вигляді кристалів з 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 при зниженні розчинності речовини, що виділяється за рахунок вилучення частини розчинника або зміни температури розчину.

Кристалізація з розчину ведеться з охолоджуванням 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 яким-небудь компонентом, а інколи на практично чисті компоненти; 4) глибоке очищення речовин від домішок. Всі ці процеси підпорядковані загальним закономірностям, хоча і мають ряд 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 залишаться 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 з 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. У громадському харчуванні кристалізацію застосовують в тих випадках, коли треба очистити цукор, сіль, лимонну кислоту та інші продукти, що розчинюються та кристалізуються. Процес кристалізації використовують також під час згущення виморожуванням термонестійких 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, відділення 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 і 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 статики 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 з 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 в 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 охолоджування розчинів з позитивною розчинністю або нагрівання розчинів з негативною розчинністю речовин. Перенасичені розчини нестійкі, легко переходять в 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 ряд елементарних актів приєднання до зростаючої поверхні граней молекулярних комплексів, що утворилися в масі вихідної фази. У процесі росту кристалів відбувається

масовідлача 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 вдалині від нього.

Рушійною силою кристалізації, як і у всякому масообмінному процесі, є різниця концентрацій. У даному випадку це різниця між концентрацією перенасиченого розчину С і насиченого розчину $C_н$ у межовій дифузійній плівці, що покриває зростаючий кристал. Ця різниця концентрацій ($C - C_н$) 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 М, яка перейшла з розчину в межовий шар

$$M = \frac{DS\tau\Delta C}{\delta}, \qquad (6.81)$$

де D - коефіцієнт дифузії, $м^2/с$; δ - товщина межового шару, м; S - поверхня кристалів, $м^2$; τ - тривалість процесу, с; $\Delta C = C - C_н$ – рушійна сила кристалізації як дифузійного процесу, $кг/м^3$.

За Епштейном коефіцієнт дифузії виражається так:

$$D = \frac{K_0 T}{\eta}, \qquad (6.82)$$

де K_0 - константа речовини, що дифундує; η - динамічний коефіцієнт в'язкості середовища, Па·с; Т - абсолютна температура середовища, К.

Тоді рівняння (6.81) можна записати у вигляді:

$$M = \frac{K_0 T \cdot S\tau(C - C_н)}{\eta\delta}. \qquad (6.83)$$

Це рівняння справедливо для деякого проміжку часу, в ході якого коефіцієнт перенасичення (рівний $П = C/C_н$), поверхня і температура не змінюються. Аналіз рівняння (6.83) дозволяє встановити фактори, 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 0,0001 г, а великого – 1,5 кг. Дрібні кристали утворюються у випадку наявності численних центрів кристалізації, а також під час швидкого охолоджування 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 охолоджуванні 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 при виробництві, 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

$$G_п = G_к + W + G. \qquad (6.84)$$

Матеріальний баланс компонента, що кристалізується в перерахунку на суху речовину має вигляд:

$$G_п \cdot X_п = G_к \cdot X_к + G \cdot X, \qquad (6.85)$$

де $G_п$ - маса вихідного розчину, кг; $G_к$ - кількість маточного розчину після кристалізації, кг; W – кількість видаленого з розчину розчинника, кг; G - кількість виділених кристалів, кг; $X_п$, $X_к$, 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:

$$G = \frac{G_п(X_п - X_к) + WX_к}{X - X_к} \qquad (6.86)$$

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:

1. Охолоджування розчину – застосовують для речовин з позитивною розчинністю, тобто розчинність яких зменшується із зниженням температури.

2. Вилучення розчинника випаровуванням (випарюванням) – застосовують для кристалізації речовин з негативною і дуже низькою позитивною розчинністю.

3. 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 рисунку 6.45 зображений кристалізатор коритного типу з мішалкою 1 і штучним охолоджуванням, 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 охолоджування розчину і є 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.

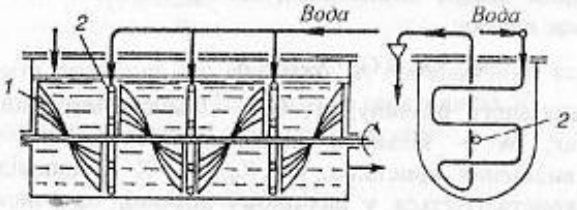


Рис. 6.45. Схема кристалізатора з охолоджуванням

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 апарату 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 з вакуум-випарного апарату в кристалізатор з мішалкою для завершення процесу кристалізації.

Схему кристалізатора, працюючого за комбінованим способом – одночасному охолоджуванню продукту і випаровуванню розчинника, наведено на рисунку 6.47. Усередині кристалізатора 1 розміщено змійовикову мішалку 3. Водночас вона є теплообмінником; через нього рухається холодоагент (вода). Холодоагент надходить також в оболонку 2 через патрубок 7 і виводиться з апарату 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 концентрація розчину росте, він стає перенасиченим. Перенасиченість посилюється охолоджуванням розчину. Вивантаження кристалів і маточного розчину на подальше центрифугування здійснюється через патрубок 8.

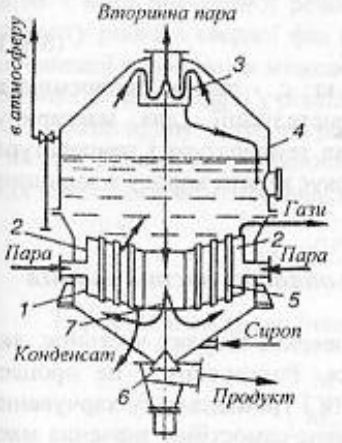


Рис. 6.46. Вакуум-апарат з підвісною нагріваючою камерою

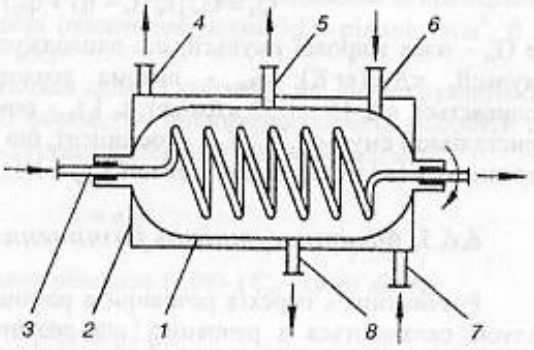


Рис. 6.47. Схема кристалізатора з охолоджуванням і випарюванням

Для одержання кристалізованих жирів з метою їхнього фракціонування та облагородження використовують апарати з паровим нагрівом і водяним охолоджуванням. Одновальцьовий кристалізатор для розплавів зображено на рисунку 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 обертається і своєю нижньою частиною захоплює розплав, який утворює кірку кристалів на стінці барабана, що

охолоджується. Під час обертання барабана та охолоджування отримані кристали знімаються з барабана ножем 3.

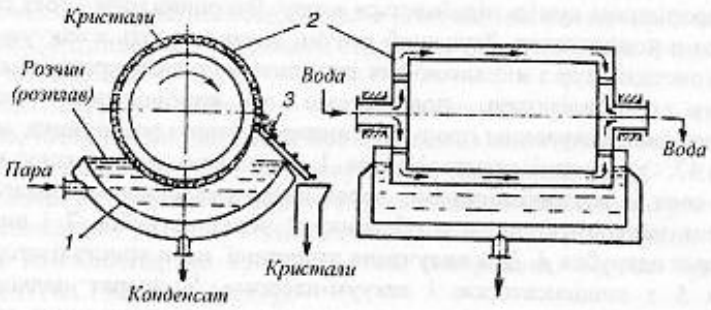


Рис. 6.48. Схема вальцового кристалізатора

Для того, щоб викликати кристалізацію жиру, необхідно охолодити жирову емульсію до температури кристалізації та відібрати питому теплоту кристалізації. Загальну витрату холоду Q_x (у кДж) на ці операції можна підрахувати за формулою

$$Q_x = G_м\,[c_e\,(t_п - t_к) + q_{кр}]\cdot K_{втр}\,, \qquad (6.87)$$

де $G_м$ - маса жирової емульсії, що охолоджується, кг; c_e - питома теплоємність емульсії, кДж/(кг·К); $q_{кр}$ - питома теплота кристалізації (для маргарину коливається від 45 до 55 кДж/кг); $t_п$ і $t_к$ - початкова температура і температура кристалізації емульсії, ^{0}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 цілком складаються з речовини, що розчиняється. Розчинення - це процес, зворотний кристалізації; в ряді харчових виробництв і громадському харчуванні 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 в молочній промисловості. У громадському харчуванні має місце приготування різноманітних кулінарних виробів з сухих концентратів - бульйонів, киселів, мусів та ін. Шляхом чергування 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 з 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. Рушійною силою процесу є різниця концентрацій розчиненої речовини в межовому шарі та в усьому об`ємі рідини.

Основний закон кінетики розчинення виражається рівнянням

$$\frac{-\,dM}{d\tau} = \beta S\,(C_н - C_р), \qquad (6.88)$$

де M - маса розчиненої речовини, кг; τ - тривалість процесу, с; S - поверхня контакту рідкої і твердої фаз (розчинення), м^2; $C_н$ і $C_р$ - відповідно концентрації розчиненої речовини в межовому шарі (насичений розчин) і в рідині, кг/м^3; 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:

$$M = \frac{\rho\pi d^3}{6}; \qquad S = \pi d^2.$$

З урахуванням цього інтегрування рівняння (6.88) з $C_р$ = const дасть

$$1-\left(\frac{M}{M_0}\right)^{1/3} = \frac{2\left(C_н - C_р\right)}{\rho}\cdot\frac{\beta\tau}{d_0}. \qquad (6.89)$$

Час повного розчинення $\tau_р$ частинки з початковим діаметром d_0 і масою M_0 визначають з рівняння (6.89) прийнявши M = 0. Тоді

$$\tau_р = \frac{1}{2}\frac{\rho d_0}{\beta(C_н - C_р)}. \qquad (6.90)$$

Відповідно до принципів теорії подібності значення β знаходять з рівнянь подібності процесів масовіддачі. Вони аналогічні рівнянням тепловіддачі та для випадку розчинення частинок, що падають у потоці, мають вигляд

$$Nu' = ARe^m\,(Pr')^n\,, \qquad (6.91)$$

де Nu' = dβ/D - дифузійний критерій Нусельта; d - діаметр частинки, м; D - коефіцієнт дифузії речовини, що розчиняється, $м^2/с$; Re = vd/ν - критерій Рейнольдса; v - швидкість потоку відносно частинки, м/с; Pr' = ν/D - дифузійний критерій Прандтля; ν - кінематичний коефіцієнт в'язкості розчину, $м^2/с$; 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, в 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 наштовхується на істотні труднощі. Вони полягають, в основному, в мінливості в часі всіх параметрів процесу (ΔC, S, D, β та ін.) внаслідок зменшення розмірів частинок і зміни температури процесу. Тому приведений 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 в чистому розчиннику). 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 лікеро-горілчаних 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 охолодженому стані вуглекислим газом CO_2.

Розчинність в багатокомпонентних системах виражається дуже складно. Так, наприклад, розчинність більшості речовин зі збільшенням температури підвищується. Проте розчинність газів в рідинах при цьому знижується (дивись пояснення у розділі 6.2.1. Абсорбція).

6.6.7. Особливості розчинення желеруючих речовин

Основними желеруючими речовинами, що використовуються в харчовій технології і громадському харчуванні є крохмаль, желатин і агар. Крохмаль виробляють головним чином з кукурудзи і картоплі, желатин – з коллагеновміщуючої сировини м'ясного виробництва, агар – з морських водоростей.

Всі ці продукти володіють великою желеруючою спроможністю і високою в'язкістю. Як правило у холодній воді вони не розчиняються, але за певної температури, характерної для кожного продукту, набухають, поглинаючи велику кількість вологи (до 10...12 об`ємів) з утворенням тривких пружних драглів, які під час нагрівання переходять у розчин. Водні розчини їх під час охолоджування утворюють густі драглі (желе).

Набухання – одна з найважливіших властивостей цих продуктів. Розглянемо цей процес на прикладі крохмалю. Під час підвищення температури до 55 °С, структура крохмальних зерен, суспензірованих 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 охолоджування і сушіння крохмаль виявляється майже незмінним.

Під час подальшого нагрівання крохмальної суспензії в інтервалі температур від 60 до 65 °С крохмальні зерна збільшуються в об`ємі у декілька разів, поглинаючи велику кількість води. За температури понад 65 °С починається процес клейстерізації крохмалю (утворення колоїдного розчину – клейстеру). При цьому спостерігається різке підвищення в'язкості суспензії крохмалю. Якщо нагрівання продовжити до 80 °С, більшість крохмалів необоротно набухають і клейстерізуються, 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 з 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 усього 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 в зовнішнє середовище, визначається за формулою

$$Q = G_ц C_ц (t_к - t_п) + G_п C_п (t_к - t_п) + G_в C_в (t_к - t_п) + G_ц q_р + Q_п, \quad (6.92)$$

де $G_ц$, $G_п$, $G_в$ - відповідно витрата цукру, патоки і води, кг; $C_ц$, $C_п$, $C_в$ - відповідно середня питома теплоємкість цукру, патоки і води, Дж/(кг·К); $t_к$, $t_п$ - кінцева і початкова температури, ^{0}С; $q_р$ - прихована теплота розчинення цукру ($q_р$ = 23000 Дж/кг); $Q_п$ - втрати теплоти в зовнішнє середовище, Дж.

Потрібна кількість пари (у кг) на процес

$$D = \frac{Q}{i - i_к}, \quad (6.93)$$

де i, $i_к$ - ентальпія гріючої пари і конденсату, Дж/кг.

На рисунку 6.49 наведено схему апарата безперервної дії для відновлення (розчинення) сухих молочних продуктів.

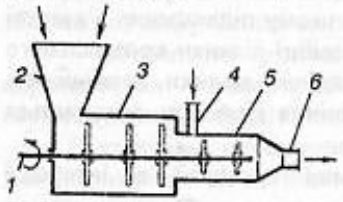


Рис. 6.49. Схема апарата безперервної дії для розчинення

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.

ПИТАННЯ ДЛЯ САМОПЕРЕВІРКИ ЗАСВОЄННЯ МАТЕРІАЛУ

Питання до підрозділу 1.1

1.1.1 Що називають параметром?
1.1.2 Які параметри стану ви знаєте?
1.1.3 Що таке в'язкість, якими одиницями вона виміряється?
1.1.4 Чим відрізняються неньютонівські рідини від нормальних, ньютонівських?
1.1.5 На які групи розділяють неньютонівські рідини?
1.1.6 Де виявляється поверхневий натяг?
1.1.7 Якими одиницями виміряється теплопровідність?
1.1.8 Чим відрізняється питома теплоємність рідини від питомої теплоємності газів?
1.1.9 Як розрахувати питому теплоємність суміші?

Питання до підрозділу 1.2

1.2.1 Яку форму приймає рівняння матеріального балансу для потоку рідини?
1.2.2 Що таке рушійна сила процесу?
1.2.3 Як виражається рушійна сила процесу?
1.2.4 Чим визначається рівновага системи?
1.2.5 Напишіть основне кінетичне рівняння фільтрування.
1.2.6 Що є рушійною силою процесів масопереносу?
1.2.7 Сутність принципу оптимізації проведення процесу.

Питання до підрозділу 1.3

1.3.1 В чому полягають експлуатаційні вимоги до апарата?
1.3.2 Що розуміють під технологічністю виготовлення апаратів?
1.3.3 Які рішення гарантують мінімальну масу апарата, який проектується?
1.3.4 Що таке сталь та чавун?
1.3.5 Які захисні покриття від корозії використовують при виготовленні апаратів харчових виробництв?

Питання до підрозділу 1.4

1.4.1 Чим відрізняються аналітичні й експериментальні методи досліджень процесів і апаратів?
1.4.2 Що таке інваріант подібності?
1.4.3 Сформулюйте три теореми подібності.
1.4.4 Який фізичний зміст критерію Рейнольда?

1.4.5 Що таке умови однозначності?
1.4.6 Сутність метода аналізу розмірностей.

Питання до підрозділу 2.1

2.1.1 Що називають гідростатичним тиском?
2.1.2 Якими одиницями вимірюють тиск?
2.1.3 Що таке барометричний тиск, надлишковий тиск?
2.1.4 Поясніть принцип сполучених посудин.
2.1.5 Які прилади використовують при вимірюванні тиску?
2.1.6 У яких цілях у харчовій промисловості застосовують гідропрес?

Питання до підрозділу 2.2

2.2.1 Що таке витрата?
2.2.2 Напишіть рівняння нерозривності потоку.
2.2.3 Як розрахувати середню швидкість для потоку рідини?
2.2.4 Напишіть рівняння Бернуллі для потоку реальної рідини.
2.2.5 Поясніть, за допомогою якого пристрою вимірюють витрату рідини?
2.2.6 Як розраховують втрати напору при транспортуванні рідини?
2.2.7 Від чого залежить величина коефіцієнта місцевого опору?
2.2.8 Що таке насадка? Які типи насадок Ви знаєте?

Питання до підрозділу 2.3

2.3.1 За яким принципом класифікують насоси?
2.3.2 Назвіть відомі вам типи насосів?
2.3.3 До якого типу варто віднести велосипедний насос?
2.3.4 Яким насосом є медичний шприц?
2.3.5 Як працює відцентровий насос?
2.3.6 Різниця в призначенні поршневого насоса та поршневого компресора?
2.3.7 Чим визначається повний напір, що розвивається насосом?
2.3.8 Проаналізуйте, як витрачається повний напір, що розвивається насосом?
2.3.9 Чи можна подавати воду з колодязя глибиною 12 м, установивши насос на зрубі колодязя?
2.3.10 Як загнуті лопаті відцентрового насоса – вперед чи назад?
2.3.11 Проаналізуйте, чи змінюються витрати, напір і споживана потужність зі зміною частоти обертання робочого колеса відцентрового насоса?
2.3.12 Які поршневі насоси називають насосами простої дії?
2.3.13 Що обмежує максимальний тиск, який розвивається поршневим насосом?
2.3.14 Назвіть основний недолік поршневих насосів?

2.3.15 Для перекачування яких рідин доцільно застосовувати шестеренний насос?
2.3.16 Чи може перекачувати забруднені рідини гвинтовий насос?
2.3.17 Назвіть переваги гвинтових насосів?
2.3.18 На які групи поділяють пристрої, що перекачують повітря?
2.3.19 Чим розрізняються вісьові та відцентрові вентилятори?
2.3.20 Для чого призначені компресори?
2.3.21 Для чого проводять стиск газу в компресорі?

Питання до підрозділу 3.1

3.1.1 Перелічити ознаки, за якими розрізняють неоднорідні системи.
3.1.2 Які рушійні сили використовують при поділі неоднорідних систем?
3.1.3 Що називають визначальним розміром частинки?
3.1.4 Які методи використовують для характеристики полідисперсних неоднорідних систем?
3.1.5 Наведіть приклади харчових неоднорідних систем.

Питання до підрозділу 3.2

3.2.1 Для перемішування яких сумішей застосовують лопатеві мішалки?
3.2.2 Які мішалки обертаються з більшою частотою – лопатеві чи пропелерні?
3.2.3 Який процес називають гомогенізацією?
3.2.4 Чим відрізняється від звичайної формула модифікованого критерію Рейнольда для перемішування?
3.2.5 Напишіть формулу критерію потужності (критерію Ейлера) для мішалки.
3.2.6 Як здійснюється циркуляційне перемішування?
3.2.7 Поясніть принцип пневматичного перемішування?
3.2.8 Сутність та приклади використання псевдозрідження.

Питання до підрозділу 3.3

3.3.1 Назвіть основні методи розділення неоднорідних систем.
3.3.2 З якою метою складають матеріальний баланс процесів розділення?
3.3.3 Де рушійна сила процесу більше – при осадженні твердої частинки в рідині чи в повітрі?
3.3.4 Які сили діють на частинку, що осаджується?
3.3.5 Від чого залежить швидкість осадження?
3.3.6 Назвіть критерій, що характеризує інтенсивність осадження в полі дії відцентрових сил.
3.3.7 Чому дуже дрібні частинки не можна відокремити осадженням?
3.3.8 У яких випадках застосовують центрифуги?

3.3.9 Який принцип реалізований у конструкції багатоярусного відстійника і тарілчастого сепаратора?
3.3.10 У якому випадку рушійна сила при фільтруванні більше при роботі під тиском, чи під вакуумом?
3.3.11 Перелічіть види фільтруючих перегородок.
3.3.12 Як змінюється швидкість фільтрування в процесі?
3.3.13 У чому принципова відмінність фільтрів, що працюють під тиском, від вакуум-фільтрів?
3.3.14 Для поділу яких сумішей доцільно застосовувати фільтруючі центрифуги?
3.3.15 Перелічити способи відділення пилу від повітря.
3.3.16 Які частинки можна відокремити від повітря простим осадженням?
3.3.17 Чому в циклоні виникає відцентрова сила?
3.3.18 Які частинки можна відокремити в циклоні? Укажіть їхній розмір.
3.3.19 Як улаштовані скрубери?
3.3.20 Яким чином повітря очищається в електричному полі?
3.3.21 Чим принципово відрізняються мембранні процеси розділення від вивчених раніше?
3.3.22 Як можна виражати рушійну силу в різних мембранних процесах?
3.3.23 Назвіть відомі вам мембранні процеси.
3.3.24 За якою ознакою можна класифікувати мембранні процеси?
3.3.25 Як розчини розділяють у процесах ультрафільтрації?
3.3.26 З яких матеріалів можна виготовити мембрани?
3.3.27 Чому в мембранній технології прийняте модульне виконання апаратів?

Питання до підрозділу 4.1

4.1.1 Як визначити ступінь дроблення?
4.1.2 Назвіть процеси дроблення залежно від ступеня подрібнювання.
4.1.3 Чим характеризується тонке і надтонке подрібнювання?
4.1.4 Поясніть фізичну суть рівняння Ребіндера.
4.1.5 Вкажіть область застосування молоткових дробарок.
4.1.6 Які машини застосовують: а) для подрібнення і помелу зерна; б) для різання овочів і фруктів?
4.1.7 Як визначається продуктивність валкової дробарки?

Питання до підрозділу 4.2

4.2.1 Якої мети досягають пресуванням?
4.2.2 Якими способами можна створити тиск пресування?
4.2.3 Які матеріали піддають пресуванню?
4.2.4 Які преси застосовують у виробництві соків, а які – у виробництві макаронних виробів?
4.2.5 З якою метою і як ущільнюють сипучі матеріали?

Питання до підрозділу 4.3

4.3.1 Назвіть відомі вам способи сортування зерна?
4.3.2 Які сита використовують у харчовій промисловості?
4.3.3 Як оцінити ефективність просівання?
4.3.4 Поясніть принцип роботи трієра.
4.3.5 Як відокремлюють металеві домішки?
4.3.6 У яких випадках застосовують гідравлічне сортування?
4.3.7 Поясніть сутність роботи електрокласифікатора.
4.3.8 Як визначається якість змішування сипучих матеріалів?
4.3.9 Як визначається продуктивність змішувача?

Питання до підрозділу 5.1

5.1.1 Які існують засоби передачі теплоти? Їх визначення
5.1.2 Закон Фур'є
5.1.3 Що називають коефіцієнтом теплопровідності?
5.1.4 У якому разі теплопровідність циліндричної стінки розраховують за допомогою формули плоскої стінки?
5.1.5 Наведіть приклади багатошарової стінки.
5.1.6 Орієнтовні значення коефіцієнту теплопровідності для міді та заліза; які висновки можна зробити з їх порівняння?
5.1.7 У чому полягає сутність конвективного теплообміну?
5.1.8 Що таке критеріальні рівняння і як ними користуватися для обчислення коефіцієнта тепловіддачі?
5.1.9 Значення критерія Рейнольдса для ламінарного і турбулентного режимів.
5.1.10 Тепловіддача при вільному русі рідини.
5.1.11 Що таке плівкова конденсація пари?
5.1.12 Від чого залежить передача теплоти випромінюванням?
5.1.13 Закон Стефана-Больцмана.
5.1.14 Що таке ступінь чорноти?
5.1.15 Які тіла називають абсолютно чорними?
5.1.16 У чому сутність процесу теплопередачі?
5.1.17 Що таке складний теплообмін?
5.1.18 Коефіцієнт теплопередачі, його визначення.
5.1.19 Обчислення коефіцієнта теплопередачі для одношарової та багатошарової стінок.
5.1.20 Як визначається рушійна сила теплових процесів?
5.1.21 Переваги нагрівання водяною парою.
5.1.22 Як визначається витрата пари на процес?
5.1.23 Наведіть приклади використання топкових газів.
5.1.24 Сутність омічного, індукційного та високочастотного нагрівів.
5.1.25 Що таке проміжний теплоносій?

5.1.26 Фізичні основи плавлення і твердіння.
5.1.27 Які електрофізичні методи оброблення харчових продуктів вам відомі?
5.1.28 Для яких матеріалів ефективне сушіння в полі струмів високої частоти? Чому?
5.1.29 У чому особливість процесу нагрівання в полі НВЧ?
5.1.30 На яку глибину продукту проникають інфрачервоні промені?
5.1.31 Які типи генераторів інфрачервоних променів вам відомі?

Питання до підрозділу 5.2

5.2.1 На які групи можна розділити теплообмінні апарати?
5.2.2 Приклади використання кожухотрубних апаратів для теплообміну між двома рідинами.
5.2.3 Назвіть найбільш компактні теплообмінні апарати.
5.2.4 Що таке калорифери? Де їх застосовують?
5.2.5 З яких розділів складається проектний розрахунок теплообмінного апарата?
5.2.6 З якою метою виконують повірочний розрахунок теплообмінника?
5.2.7 Складіть рівняння теплового балансу теплообмінного апарата.
5.2.8 Мета гідравлічного розрахунку теплообмінника.

Питання до підрозділу 5.3

5.3.1 Чим розрізняються випарювання і випаровування?
5.3.2 Що називають питомою витратою пари, що гріє?
5.3.3 У якому випадку питома витрата пари, що гріє, менша: при випарюванні у вакуумі, під атмосферним тиском, чи під надлишковим тиском?
5.3.4 Чим відрізняється багатокорпусна випарна установка від однокорпусної?
5.3.5 Чим викликане явище самовипаровування? Коли воно спостерігається?
5.3.6 У якій схемі роботи багатокорпусної випарної установки витрата енергії менш: при прямотечії чи протитечії?
5.3.7 У яких випадках доцільно застосовувати апарати з примусовою циркуляцією розчину?
5.3.8 Для випарювання яких розчинів рекомендується використовувати роторно-плівкові апарати?
5.3.9 Назвіть відомі вам типи конденсаторів.
5.3.10 Як улаштовані конденсатори змішування?
5.3.11 Чому вторинну пару останнього корпуса багатокорпусної випарної установки направляють на конденсацію?
5.3.12 Яку мету переслідують процеси конденсації в різних виробництвах?

5.3.13 Основні цілі процесу заморожування харчових продуктів.
5.3.14 Що розуміють під кріоскопічною температурою?
5.3.15 Які баланси лежать в основі розрахунків процесів охолоджування і заморожування?
5.3.16 Як визначається тривалість охолоджування і заморожування продукту?
5.3.17 Як здійснюється процес фрезерування морозива?
5.3.18 Сутність процесу розморожування продуктів.

Питання до підрозділу 5.4.

5.4.1 Як можна класифікувати способи варіння?
5.4.2 З якою метою застосовують процес бланшування продуктів?
5.4.3 Чому процес нагрівання продукту в киплячій рідині є нестаціонарним?
5.4.4 Призначення пароварильної шафи.
5.4.5 Як визначається корисно використовувана теплота при варінні?
5.4.6 Сутність процесів смаження та їх класифікація.
5.4.7 Що таке істинний та видимий відсотки усмаження?
5.4.8 Напишіть рівняння теплового балансу жарильного апарата.
5.4.9 Залежність між тривалістю і температурою при пастеризації та стерилізації харчових продуктів.
5.4.10 Які ви знаєте нетеплові засоби пастеризації?
5.4.11 Що характеризує коефіцієнт регенерації теплоти теплообмінника?
5.4.12 Наведіть приклад формули стерилізації.
5.4.13 Конструктивний устрій вертикального автоклава-стерилізатора.
5.4.14 Наведіть схему напрямку змін параметрів теплового процесу для його інтенсифікації.
5.4.15 Як можна підвищити коефіцієнт теплопередачі?
5.4.16 Можливі шляхи збільшення температурного напору.

Питання до підрозділу 6.1

6.1.1 Наведіть приклади процесів масопередачі.
6.1.2 Чому речовина, що розподіляється в рідкому чи газовому середовищі, переходить із області з більшою концентрацією в область з меншою концентрацією?
6.1.3 Чому щоб розчинити цукор у склянці його перемішують ложечкою?
6.1.4 У чому виявляється аналогія в переносах теплоти і маси?
6.1.5 Від чого залежить швидкість процесу масопередачі?
6.1.6 Від чого залежить величина коефіцієнта масопередачі? Поясніть його фізичний зміст.
6.1.7 Як визначають рушійну силу в процесах масопереносу?

Питання до підрозділу 6.2

6.2.1 Як зв'язані парціальний тиск компонента газової суміші та його концентрація в рідині?
6.2.2 Чи має розмірність константа Генрі?
6.2.3 Чому необхідно відводити теплоту з абсорбера?
6.2.4 Як вибирають середню швидкість газу в колонних абсорберах?
6.2.5 Чому необхідно перемішувати фази в масообмінному апараті?
6.2.6 Під дією яких сил рухаються потоки в колонних апаратах?
6.2.7 Поясніть роль насадки.
6.2.8 Які тарілки використовують в апаратах колонного типу?
6.2.9 Чим відрізняються процеси абсорбції й адсорбції?
6.2.10 Назвіть відомі вам адсорбенти.
6.2.11 Як улаштований колонний адсорбер для знебарвлення цукрового сиропу?
6.2.12 Які переваги має адсорбер з киплячим шаром?

Питання до підрозділу 6.3

6.3.1 У чому сутність процесу екстрагування?
6.3.2 З яких етапів складається процес переносу речовини з рослинної сировини в екстрагент? Як визначається кількість екстрагованої речовини?
6.3.3 Які умови проведення процесу необхідно забезпечити в екстракторі для підтримки високої швидкості процесу?
6.3.4 Коли використовують багатоступінчасте екстрагування?
6.3.5 Чому при багатоступінчастому екстрагуванні застосовують протитечію?

Питання до підрозділу 6.4

6.4.1 Яку властивість однорідних сумішей використовують при перегонці?
6.4.2 Які суміші підкоряються закону Рауля?
6.4.3 Складіть матеріальний баланс простої перегонки.
6.4.4 Наведіть схему апарата для простої перегонки.
6.4.5 Сутність процесу дезодорації.
6.4.6 З якою метою в простій перегонці застосовують дефлегмацію?
6.4.7 Чи можна розділити багатокомпонентну суміш в установці з однією колоною?

Питання до підрозділу 6.5

6.5.1 На які три групи можна розділити матеріали в харчових виробництвах?

6.5.2 Назвіть три форми зв'язку вологи з матеріалом. Яка волога віддаляється в процесі сушіння?
6.5.3 Чому найпоширеніший процес називають конвективним сушінням?
6.5.4 Чи може повітря мати стан, при якому температура мокрого термометра стане вище температури сухого термометра? Чи можуть ці температури бути рівними?
6.5.5 Чи сприяє підвищенню швидкості сушіння явище термовлагопровідності?
6.5.6 За допомогою яких показників оцінюють економічність процесу сушіння?
6.5.7 Які способи сушіння ви знаєте? У яких установках вони реалізуються?
6.5.8 Яким чином досягають збільшення поверхні випаровування вологи в сушарках?
6.5.9 За яких умов здійснюється сушіння сублімацією?
6.5.10 Складіть матеріальний та тепловий баланс процесу повітряного сушіння.

Питання до підрозділу 6.6

6.6.1 З якою метою застосовують процеси кристалізації?
6.6.2 При дотриманні яких умов починається утворення центрів кристалізації?
6.6.3 Назвіть стадії процесу кристалізації.
6.6.4 Які фактори впливають на швидкість росту кристалів?
6.6.5 У яких апаратах здійснюють кристалізацію? Як вони улаштовані?
6.6.6 Фізична сутність розчинення.
6.6.7 У чому полягають особливості розчинення желеруючих речовин?
6.6.8 Наведіть схему апарата для розчинення сухого молока.

Список рекомендованої літератури

1. *Гельперин Н.И.* Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1981. – 811 с.
2. *Гинзбург А.С.* Основы теории и техники сушки пищевых продуктов. – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 528 с.
3. *Горбатюк В.И.* Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: Колос, 1999. – 335 с.
4. *Дытнерский Ю.И.* Процессы и аппараты химической технологии. В 2-х кн. – М.: Химия, 1995. – 768 с.
5. *Кавецкий Г.Д., Васильев Б.В.* Процессы и аппараты пищевой технологии. – М.: Колос, 2000. – 551 с.
6. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 784 с.
7. *Липатов Н.Н.* Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: Экономика, 1987. – 272 с.
8. *Лунин О.Г., Вельтищев В.Н.* Теплообменные аппараты пищевых производств. – М.: Агропромиздат, 1987. – 239 с.
9. *Михеев М.А., Михеева Н.М.* Основы теплопередачи. – М.: Энергия, 1977. – 334 с.
10. *Рабинович Е.З.* Гидравлика. – М.: Недра, 1980. – 276 с.
11. Расчёты и задачи по процессам и аппаратам пищевых производств / С.М. Гребенюк, Н.С. Михеева, Ю.П. Грачёв и др. - М.: Агропромиздат, 1987. – 304 с.
12. *Стабников В.Н., Баранцев В.И.* Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: Лёгкая и пищевая промышленность, 1983. – 328 с.
13. *Стабников В.Н., Лысянский В.М., Попов В.Д.* Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: Агропромиздат, 1985. – 503 с.

ЗМІСТ

ЗМІСТ І ЗАВДАННЯ КУРСУ 3

1 ОСНОВНІ ПОЛОЖЕННЯ ТА НАУКОВІ ОСНОВИ КУРСУ 8

1.1 Властивості харчових продуктів 8

1.1.1 Основні фізичні властивості 8

1.1.2 Теплофізичні властивості 11

1.1.3 Структурно-механічні властивості 13

1.2 Загальні закономірності технологічних процесів 13

1.3 Основи раціональної побудови апаратів 18

1.3.1 Основні вимоги до апаратів 18

1.3.2 Матеріали для виготовлення апаратів 21

1.4 Основи теорії подібності та моделювання 23

1.4.1 Методи дослідження та аналізу процесів 23

1.4.2 Етапи створення нових процесів та апаратів. Фізичне та математичне моделювання 24

1.4.3 Основи теорії подібності. Види подібності 27

1.4.4 Теореми подібності 28

1.4.5 Критерії подібності 31

1.4.6 Метод аналізу розмірностей 34

2 ОСНОВИ ГІДРАВЛІКИ 36

2.1 Гідростатика 36

2.1.1 Гідростатичний тиск 36

2.1.2 Основне рівняння гідростатики 38

2.1.3 Диференційне рівняння рівноваги Ейлера 39

2.1.4 Висновки основного рівняння гідростатики 40

2.2 Гідродинаміка 44

2.2.1 Основні положення 44

2.2.2 Швидкість та витрата рідини 45

2.2.3 Режими руху рідин 46

2.2.4 Розподілення швидкостей рідини 47

2.2.5 Рівняння нерозривності потоку 49

2.2.6 Рівняння Бернуллі для ідеальної та реальної рідини 49
2.2.7 Гідравлічні опори 53
2.2.8 Розрахунок трубопроводів 56
2.2.9 Витікання рідини 57
2.3 Гідравлічні машини 63
2.3.1 Поняття про гідравлічні машини, їх класифікація 63
2.3.2 Насоси та їх класифікація 63
2.3.3 Основні параметри роботи насосів 63
2.3.4 Динамічні насоси 66
2.3.5 Об'ємні насоси 70
2.3.6 Компресорні машини 74
3 ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ 77
3.1 Характеристика і методи оцінки дисперсних систем 77
3.2 Отримання дисперсних систем 81
3.2.1 Перемішування 81
3.2.2 Диспергування 93
3.2.3 Піноутворення та псевдозрідження 102
3.3 Розділення дисперсних систем 110
3.3.1 Методи розділення неоднорідних систем 110
3.3.2 Матеріальний баланс процесів розділення 111
3.3.3 Осадження 112
3.3.4 Фільтрування 118
3.3.5 Центрифугування 123
3.3.6 Поділ газових неоднорідних систем 129
3.3.7 Мембранні методи розділення рідинних і газових систем 132
4 МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ 143
4.1 Подрібнення 143
4.1.1 Сутність та призначення процесу подрібнення 143
4.1.2 Класифікація способів подрібнення 143
4.1.3 Теорія подрібнення 146
4.1.4 Машини для подрібнення 147
4.1.5 Різальні машини 154

4.2 Пресування 157
4.2.1 Сутність та призначення процесу 157
4.2.2 Віджимання рідини 157
4.2.3 Формування пластичних матеріалів 161
4.2.4 Ущільнювання сипких матеріалів 165
4.3 Змішування та поділ сипких матеріалів 167
4.3.1 Процес змішування сипких продуктів 167
4.3.2 Сортування 171
5 ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ 182
5.1 Основні закономірності теплообміну 182
5.1.1 Завдання та способи теплового оброблення харчових продуктів та матеріалів 182
5.1.2 Засоби передавання теплоти та її основні закономірності 184
5.1.3 Нагрівання 203
5.1.4 Охолодження 212
5.1.5 Фізичні основи плавлення та твердіння 215
5.1.6 Електрофізичні методи оброблення харчових продуктів 216
5.2 Теплообмінні апарати 224
5.2.1 Класифікація теплообмінників 224
5.2.2 Конструкції теплообмінників 226
5.2.3 Розрахунок теплообмінників 230
5.3 Теплові процеси зі зміненням агрегатного стану 241
5.3.1 Випаровування 241
5.3.2 Кипіння 243
5.3.3 Випарювання 246
5.3.4 Конденсація 256
5.3.5 Охолоджування, заморожування та розморожування 261
5.4 Специфічні теплові процеси 275
5.4.1 Процес варіння 275
5.4.2 Смаження 290
5.4.3 Пастеризація 304
5.4.4 Стерилізація 313

5.4.5 Інтенсифікація теплових процесів. Регенерація теплоти 322
6 МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ 331
6.1 Основні закономірності масообміну 331
6.1.1 Класифікація процесів масообміну 331
6.1.2 Способи масопереносу 332
6.1.3 Теорії масопереносу 337
6.1.4 Матеріальний баланс масообмінних процесів 338
6.1.5 Подібність процесів масоперенесення 340
6.2 Процеси сорбції 342
6.2.1 Абсорбція 342
6.2.2 Адсорбція 347
6.3 Екстрагування 355
6.3.1 Сутність та область застосування процесу екстрагування 355
6.3.2 Фізична сутність процесу екстрагування 356
6.3.3 Матеріальний баланс екстрагування 360
6.3.4 Апарати для екстрагування 360
6.3.5 Екстрагування в громадському харчуванні 363
6.4 Перегонка та ректифікація 364
6.4.1 Сутність процесу та види перегонки 364
6.4.2 Класифікація бінарних сумішей. Основні закони перегонки 365
6.4.3 Апарати для проведення дистиляції 367
6.5 Сушіння 371
6.5.1 Загальна характеристика процесу 371
6.5.2 Властивості вологих матеріалів, види зв'язку вологи 372
6.5.3 Динаміка та кінетика процесу сушіння 375
6.5.4 Діаграма стану вологого повітря 379
6.5.5 Матеріальний і тепловий баланси процесу сушіння 381
6.5.6 Способи та види сушіння 383
6.5.7 Основні апарати для сушіння продуктів 384
6.5.8 Спеціальні та перспективні методи сушіння 387
6.6 Кристалізація і розчинення 391
6.6.1 Сутність процесу кристалізації та область його застосування 391

6.6.2 Механізм та кінетика процесів кристалізації 392
6.6.3 Матеріальний баланс кристалізації 395
6.6.4 Способи кристалізації та кристалізатори 396
6.6.5 Фізична сутність розчинення та область застосування 398
6.6.6 Механізм та кінетика процесу розчинення 399
6.6.7 Особливості розчинення желеруючих речовин 401
6.6.8 Способи розчинення та апаратурне оформлення 401
7 ЗАПИТАННЯ ДЛЯ САМОПЕРЕВІРКИ 403
Література 412
Зміст 413

Навчальне видання

ЧЕРЕВКО Олександр Іванович
ПОПЕРЕЧНИЙ Анатолій Микитович

ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Підручник

Редактор М. О. Середенко
Коректор О. В. Плужник
Комп'ютерна верстка: О. Я. Лимар, Т. М. Каменєва

Підписано до друку 03.07.2002 р. Формат 60x84 1/16. Папір офсетний. Друк офсет. Обл.-вид.арк. 23,2. Ум.-друк.арк. 26,1. Наклад 1000 прим. Зам. 362.

Харківська державна академія технології та організації харчування.
61051 Харків-51, вул.Клочківська, 333.

ДОД ХДАТОХ. Харків-51, вул. Клочківська, 333.

Надруковано в ЗАТ «Харківська друкарня № 16».
61003, м. Харків, вул. Університетська, 16.