

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ТАВРІЙСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ АГРОТЕХНОЛОГІЧНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ ІМЕНІ ДМИТРА МОТОРНОГО



ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Гідромеханічні процеси

Підручник, книга 2

Мелітополь
2019

*Розглянуто і рекомендовано до друку
Вченою радою Таврійського державного агротехнологічного
університету імені Дмитра Моторного Міністерства освіти і науки
України
Протокол № 10 від 23.04. 2019р.*

Автори: Викладачі кафедри обладнання переробних і харчових виробництв імені професора Ф.Ю. Ялпачика Таврійського державного агротехнологічного університету імені Дмитра Моторного

Бойко В.С., кандидат технічних наук, доцент; **Самойчук К.О.**, доктор технічних наук, доцент; **Тарасенко В.Г.**, кандидат технічних наук, доцент; **Загорко Н.П.**, кандидат технічних наук, доцент, **Циб В.Г.**, старший викладач

Рецензенти:

Б.В. Орловський, Заслужений діяч науки і техніки України, доктор технічних наук, професор кафедри прикладної механіки та машин Київського національного університету технологій та дизайну;

І.П. Паламарчук, доктор технічних наук, професор кафедри процесів і обладнання переробки продукції АПК Національного університету біоресурсів і природокористування України

О.Г. Карась, доктор технічних наук, старший наукових співробітник, завідувач кафедри сільськогосподарських машин Таврійського державного агротехнологічного університету.

Процеси і апарати. Гідромеханічні процеси: Підручник / В.С. Бойко, К.О. Самойчук, В.Г. Тарасенко, Н.П. Загорко, В.Г. Циб. – Мелітополь, 2019. – 212с.

ISBN

Підручник „Процеси і апарати. Гідромеханічні процеси. призначений для здобувачів ступеня вищої освіти зі спеціальностей „Галузеве машинобудування“ і „Харчові технології“, магістрів, аспірантів, викладачів і працівників агропромислового комплексу.

© Бойко В.С., Самойчук К.О., Тарасенко В.Г., Загорко Н.П., Циб В.Г.

ВСТУП

Науково-технічний прогрес в харчовій промисловості пов'язаний з формуванням нових знань та ідей, технологічним освоєнням наукових відкриттів, винаходів, результатів досліджень і розробок, впровадженням передових технологій, прогресивної техніки, а також з іншими видами інноваційної науково-технічної діяльності.

Використання прогресивних технологій і нового обладнання пов'язані з глибокими дослідженнями закономірностей фізико-хімічних процесів в апаратах, призначених для переробки сировини і виробництва харчових продуктів.

Підручник "Процеси і апарати харчових виробництв. Гідромеханічні процеси" підготовлений у відповідності з програмою курсу "Процеси і апарати" за спеціальностями "Галузеве машинобудування", "Харчові технології".

Курс "Процеси і апарати харчових виробництв" викладено в трьох розділах (розділи 4, 5,6).

В четвертому розділі приведені основні закони гідравліки, розглянуті питання гідростатики і гідродинаміки.

В п'ятому розділі приведений аналіз гідромеханічним процесам (осадження (гравітаційне і відцентрове, фільтрування, сепарування).

В шостому розділі розглянуті питання руху рідини або газу в шарі зернистого матеріалу також перемішування харчових середовищ.

Розподіл навчального матеріалу за темами пов'язаний з графіком навчального процесу, а його об'єм і зміст повністю відповідає курсу, який вивчається.

Курс "Процеси і апарати харчових виробництв", представлений в даному підручнику, по суті є теоретичною основою харчової технології, який дозволяє проаналізувати і розрахувати процес, визначити оптимальні параметри, розробити і розрахувати апаратуру для його проведення.

В даному підручнику розглядаються наступні основні питання: вивчення теорії основних гідромеханічних процесів харчових виробництв і рушійних сил, під дією яких вони протікають; методи розрахунку апаратів і машин, які дозволяють знаходити оптимальні параметри і конструкцію апаратів для його здійснення; вивчення будови і принципу дії промислових

апаратів, в яких здійснюються процеси; вивчення закономірностей переходу від лабораторних процесів до промислових.

Гідромеханіка є одним з основних розділів науки про процеси харчових виробництв. Вивчення кожного процесу переробки рідких і газоподібних продуктів не обходиться без використання законів гідравліки. І хоча ця наука вже давно відокремила в самостійну дисципліну, її прикладні питання включені в даний курс як окремий розділ, направлений на пояснення гідравлічних складових складних процесів, які протікають в машинах і апаратах харчових виробництв.

В підручнику систематизований і викладений матеріал з процесів практично всіх галузей харчової промисловості, яка переробляє сільськогосподарську сировину рослинного і тваринного походження і яка використовує гідромеханічні процеси.

Використання підручника в навчальному процесі істотно покращує підготовку висококваліфікованих фахівців для однієї з найбільш перспективних і галузей, яка динамічно розвивається – переробки і виробництва харчової продукції.

Підручник забезпечує якісне навчання, яке охоплює всі види навчальної діяльності студентів: лекції, лабораторні і практичні заняття, курсове проектування, а також всі форми самостійної роботи.

Даний підручник призначений для студентів закладів вищої освіти аграрного і харчового профілю. Крім того, він може бути використана викладачами для підготовки курсу лекцій за даною дисципліною, конструкторами, для розрахунку технологічних апаратів і окремих вузлів машин харчових виробництв, аспірантами для теоретичних обґрунтувань гідравлічних складових складних процесів, які протікають в машинах і апаратах харчових виробництв.

РОЗДІЛ IV. ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ГІДРАВЛІКИ.
ТЕМА 11. ОСНОВНІ ЗАКОНИ ГІДРАВЛІКИ, ГІДРОСТАТИКИ І
ГІДРОДИНАМІКИ.

11.1. ЗАГАЛЬНІ ПОЛОЖЕННЯ ГІДРАВЛІКИ

Наука, що вивчає найпростішу форму руху – відносне переміщення тіл і їхню рівновагу, називається *механікою суцільних середовищ*.

Основу механіки суцільних середовищ становлять єдині диференційні рівняння, що описують механічний рух середовищ і враховують їхні специфічні властивості. Рідини і гази з точки зору механіки розрізняються лише ступенем стисливості. Гази відрізняються від рідини здатністю стискатися. Рідини мають більші в'язкість і густина порівняно з газами, а також великий поверхневий натяг. Завдяки поверхневому натягу рідини здатні утворювати краплі і формувати чітку поверхню розділу з повітрям. Незважаючи на ці відмінності, багато законів рівноваги і руху рідини і газу аналогічні і використовуються при розрахунку процесів, що протікають як у рідкому, так і в газоподібному середовищах.

Закони гідромеханіки та їхнє практичне використання вивчаються в гідравліці, яка складається з двох розділів: гідростатики та гідродинаміки.

Гідростатика розглядає закони рівноваги рідин в стані спокою.

Гідродинаміка вивчає закони руху рідин і газів.

Знання законів механіки рідини та газів необхідні для вирішення багатьох практичних питань харчової промисловості:

- розрахунку трубопроводних систем для переміщення води, повітря та інших рідин;
- пристрої для передачі теплової енергії (теплообмінні апарати);
- пристрої для здійснення обміну масою між середовищами (масообмінні апарати);
- конструювання машин, які передають рідині механічну енергію (холодильні установки, насоси, вентилятори);
- проектування сушильних установок повітря і газоочисних апаратів вентиляційних пристроїв, кондиціонерів.

У гідравліці прийнято об'єднувати рідини, гази і пари під єдиним найменуванням – *рідини*. Це пояснюється тим, що закони руху рідин і газів (парів) практично однакові, якщо їхня швидкість значно менша ніж швидкість звуку.

Умови рівноваги рідин описуються диференційним рівнянням рівноваги Ейлера: рух в'язкої краплинної рідини в полі сил ваги описується

диференційним рівнянням руху Нав'є-Стокса; закон збереження енергії для рідини, що рухається – диференційним рівнянням Бернуллі.

11.2. РІДИНИ, ЯК РОБОЧІ ТІЛА ГІДРАВЛІЧНИХ СИСТЕМ

Робочі тіла передають енергію від її джерела виконавчим механізмам (споживачам), тобто беруть участь в перетворенні форм механічної енергії і передачі її в просторі.

Основна особливість рідин і газів як робочих тіл – їхня суцільна структура. Передбачається, що будь-який обсяг заповнюється ними рівномірно без утворення порожнин. Всі характеристики суцільного середовища (тиск, температура, густина, температура, швидкість) – безперервні і диференційовані функції координат.

У широкому значенні рідини можна розділити на краплинні і газоподібні. Краплинні рідини (або просто рідини в малих кількостях) збираються в краплі, форма яких визначається силами ваги і поверхневого натягу. У великих кількостях краплинні рідини приймають форму посудини, в якій вони знаходяться, з утворенням поверхні поділу між рідиною і навколишнім середовищем. Гази не утворюють крапель, а замкнені посудини заповнюють цілком без утворення поділу.

З молекулярно-кінетичних позицій про будову речовини, відмінності краплинної рідини і газів визначаються кількістю хімічних і силових зв'язків молекул речовини. Якщо в твердому кристалічному тілі практично кожна молекула пов'язана з сусідньою, то в краплинній рідині половина цих зв'язків розірвана. У газах міжмолекулярні силові зв'язки відсутні повністю. В результаті відстані між молекулами рідини майже настільки ж малі, як і в твердому кристалічному тілі, але в газах вони істотно більше. Наслідком цього є те, що зменшити ці відстані, тобто стиснути краплинну рідину важко, а газ – відносно легко. Тому рідини вважаються нестисливими, а газ стисливими. На підставі цього розділення суцільних середовищ на рідини і газ може замінюватися на стисливі не стисливі рідини.

При вивченні законів гідравліки розглядають три типи краплинних рідин:

1) *ідеальна рідина* – абстрактна модель рідини, яка характеризується абсолютною плинністю і незмінністю обсягу при зміні зовнішніх умов (абсолютна нестисливість), а також відсутність в'язкості;

2) *реальні або в'язкі рідини* – фізичні тіла, що мають велику рухливість і здатні змінювати свій обсяг при зміні зовнішніх умов. При русі таких рідин

виникають внаслідок внутрішнього тертя, дотичні напруження. Називають такі рідини *ньютонівськими*;

3) *неньютонівські або реологічні рідини* – рідини, що не підкоряються закону в'язкісного тертя Ньютона. До них відносяться хлібопекарське і макаронне тісто, кондитерські маси, фарші, пасти, пюре та інші харчові продукти.

У непорушній рідині немає перемішування шарів відносно один одного. Це показує, що в рідині діють не зосереджені сили, а сили, безперервно розподілені по її обсягу (масі) або по поверхні. У зв'язку з цим сили, які діють на рідину, поділяють на масові (об'ємні) і поверхневі.

Масові сили пропорційні масі рідини i , якщо рідина однорідна, пропорційні її обсягу. До масових сил відносяться сила ваги та сила інерції, яка діє на рідину при відносному її спокої в обертових або прискорено рухомих посудинах. Масові сили відносять до одиниці маси (Н/кг)

Поверхневі сили безперервно розподілені по поверхні рідини і в разі рівномірності розподілу пропорційні площі цієї поверхні. Якщо масові сили обумовлені силами ваги та інерції, то поверхневі викликані безпосереднім впливом інших тіл (твердих або газоподібних), які стикаються з даною рідиною. Згідно з третім законом Ньютона, рідина діє на інше тіло з тією ж силою, але в протилежному напрямку. Поверхневі сили відносять до одиниці площі поверхні ($1\text{Н/м}^2 = 1\text{Па}$).

11.3. ОСНОВНІ ФІЗИЧНІ ВЛАСТИВОСТІ РІДИН.

Істинною густиною рідини ρ в точці називають границю відношення маси елементарного рідкого обсягу Δm до цього обсягу ΔV при прямуванні останнього до нуля:

$$\rho = \lim_{\Delta V} \frac{\Delta m}{\Delta V} = \frac{dm}{dV}. \quad (11.1)$$

Істинною питомою вагою жидкості γ в точці називається границя відношення ваги ΔG елементарного рідкого обсягу до цього обсягу при прямуванні останнього до нуля:

$$\gamma = \lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{\Delta G}{\Delta V} = \frac{dG}{dV}. \quad (11.2)$$

Питома вага і густина пов'язані між собою виразом

$$\gamma = g \cdot \rho \quad (11.3)$$

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

У ряді задач гідромеханіки замість дійсних густин і питомої ваги рідини використовують їхні середні значення, які визначаються як відношення маси або ваги кінцевого об'єму рідини до цього об'єму:

$$\rho_{\text{ср}} = \frac{m}{V}, \quad \gamma_{\text{ср}} = \frac{G}{V}. \quad (11.4)$$

Розмірність виражається в кілограмах на 1 м^3 , в тонах на 1 м^3 , або в грамах на 1 см^3 .

Густина газів розраховується на основі рівняння *стану ідеального газу*:

$$pV = \frac{RTm}{M}, \quad (11.5)$$

де p – тиск, Па; T – абсолютна температура, °К; R – універсальна газова постійна $R = 8,31 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{°К})$; M – маса 1 кіломоля газу (мольна маса), m – маса газу, кг

$$p = \frac{RT}{M} \frac{m}{V} = \frac{RT}{M} \cdot \rho \quad (11.6)$$

Густина газів ($\text{кг}/\text{м}^3$) можна обчислити за *формулою Клапейрона*:

$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{T p_0} = \frac{M}{22,42} \frac{273 p}{T p_0}, \quad (11.7)$$

де $M/22,4$ – густина газу при нормальних умовах ($T_0 = 273 \text{ °К}$; $p = 1013 \text{ кПа}$), $\text{кг}/\text{м}^3$; M – молекулярна маса газу, $\text{кг}/\text{моль}$; T – абсолютна температура, °К; $22,42$ – обсяг грам-молекули ідеального газу при нормальних умовах ($V \cdot \mu$).

Плинність – властивість, загальна для всіх рідин, означає здатність текти під впливом найменших зсувних зусиль, і обумовлена тим, що в непорушному стані рідини не здатні чинити опір внутрішнім дотичним зусиллям, тобто зусиллям, що діють уздовж поверхні зсуву. Цим, зокрема пояснюється рух рідини в трубі при наявності незначної різниці тисків. З іншого боку, саме незначний відносний рух шарів (частинок) рідини породжує ефект опору, званий **в'язкістю** і обумовлений виникненням при русі дотичних напружень.

В'язкість – властивість рідини чинити опір дії дотичних напружень. Ця властивість враховується в законі в'язкого тертя Ньютона:

$$T = -\mu S \cdot \frac{dW}{dn}, \quad (11.8)$$

де T – сила тертя, виникла при переміщенні одного шару рідини з площею тертьової поверхні S (м^2) відносно іншого шару, (Н); μ – динамічний коефіцієнт в'язкості ($\text{Па} \cdot \text{с}$); dW/dn – градієнт швидкості, що характеризує зміну швидкості в напрямку n .

Динамічний коефіцієнт в'язкості μ характеризує опір рідини і залежить від роду рідини і параметрів її стану, в основному від температури:

$$\mu = \frac{T}{(dW/dn)S}, \left(\frac{H}{c \cdot M^2} \right) = (\text{Па} \cdot \text{с}). \quad (11.9)$$

За фізичним змістом динамічна в'язкість рідини являє собою силу внутрішнього тертя (зсувну силу), що припадає на одиницю поверхні при градієнті швидкості, який дорівнює одиниці.

Кінематичний коефіцієнт в'язкості ν об'єднав дві властивості рідини в одному параметрі, поділивши динамічний коефіцієнт в'язкості на густина:

$$\nu = \mu/\rho, \quad (\text{м}^2/\text{с}). \quad (11.10)$$

Кінематична в'язкість середовища густиною $\rho = 1 \text{ кг/м}^3$, динамічна в'язкість якого дорівнює $\mu = 1 \text{ Па} \cdot \text{с}$, становить $\nu = 1 \text{ м}^2/\text{с}$ отримало назву **стокс** (Ст) за іменем вченого, який вніс помітний вклад у розвиток гідромеханіки. Одну соту **стокса**, называємою **сантістокс**, найбільш часто використовують в інженерній практиці.

Стисливість – властивість рідини або газу змінювати свій обсяг під дією тиску. Стисливість характеризується коефіцієнтом об'ємного стиснення β_V ($\text{м}^2/\text{Н}$), який визначається співвідношенням, яке випливає із закону Гука:

$$\beta_V = -V^{-1} \cdot (dV/dp) \quad (11.11)$$

де V – обсяг рідини, м^3 ; p – тиск в рідині, Па.

За фізичним змістом коефіцієнт об'ємного стиснення β_V являє собою відносну зміну об'єму рідини dV/V , яка припадає на одиницю зміни тиску dp .

Величину, зворотну коефіцієнту об'ємного стиснення називають **об'ємним модулем пружності рідини E** :

$$E = 1/\beta_V. \quad (11.12)$$

З ростом тиску стисливість рідини зменшується, з ростом температури – збільшується. Стисливість краплинних рідин дуже незначна, тому їх в більшості практичних випадків вважають нестисливими. Гази ж, навпаки, мають дуже значну стисливість, так що нею можна знехтувати досить рідко.

Поверхневий натяг σ – це величина, що чисельно дорівнює роботі, яку потрібно затратити для того, щоб при постійній температурі збільшити на одиницю площі поверхню поділу фаз. Поверхневий натяг рідини визначають також як величину, чисельно рівну силі, що діє на одиницю довжини контуру поверхні поділу і прагне скоротити цю поверхню до мінімуму.

Величина роботи, витрачена на утворення нової поверхні, характеризується коефіцієнтом поверхневого натягу $\sigma_{уд}$.

Коефіцієнт поверхневого натягу σ є питома робота, витрачена на утворення 1 м² нової поверхні і виражається в наступних одиницях $[\sigma] = [\text{Дж}/\text{м}^2] = [\text{Н} \cdot \text{м}/\text{м}^2] = [\text{Н}/\text{м}]$.

Фізична сутність даної властивості полягає в тому, що в деяких процесах харчової технології краплинна рідина при русі стикається з газом або іншою краплинною рідиною, практично не змішуючись з ними. Поверхня поділу між фазами прагне до мінімуму під дією поверхневих сил. Відповідно краплі, завислі в газі або іншій рідині, і бульбашки газу в рідині приймають форму, близьку до кулястої. Це пояснюється тим, що молекули рідини всередині її обсягу зазнають приблизно однаковий вплив сусідніх молекул, в той час як молекули знаходяться безпосередньо на поверхні біля поверхні поділу фаз, притягуються молекулами внутрішніх шарів рідини сильніше, ніж молекулами навколишнього середовища. В результаті на поверхні рідини виникає тиск, спрямований всередину рідини за нормами до її поверхні, який і прагне зменшити цю поверхню до мінімуму. Значення поверхневого натягу для деяких рідин наведені в таблиці 11.1.

Таблиця 10.1. Поверхневий натяг рідини ости.

Рідина	Температура, °C	Поверхневий натяг, $\sigma \cdot 10^3$, Н/м
Вода	0	75,6
Оливкова олія	20	32,0
Спирт:		
– етіловий	20	24,1
– метіловий	20	22,6
Кислота оцтова	20	27,8
Вода	20	72,8

Сили поверхневого натягу грають велику роль в процесах флотації, краплинної конденсації, утворенні повітряних і газових бульбашок в рідині, а також в процесах, які відбуваються в капілярах. Поверхневий натяг зменшується зі збільшенням температури. З величиною σ пов'язані характеристики змочування рідинами твердих матеріалів; змочування значно впливає на гідродинамічні умови протікання процесів в абсорбційних і ректифікаційних апаратах, конденсаторів парів.

Поверхневий натяг можна зменшити, додаючи поверхнево-активні речовини. Цими речовинами користуються в процесах, де необхідно утворення рясної і стійкої піни.

Теплоємністю речовини називається відношення кількості теплоти, що надається речовині в будь-якому процесі до відповідної зміни температури.

Питома теплоємність називається теплоємність одиниці кількості речовини. Для зміни температури різних речовин на один градус потрібна різна кількість теплоти. Значення теплоємності зазвичай розраховують на один кілограм маси (масова теплоємність), тому одиниці виміру теплоємності "С" твердих і рідинних тіл Дж/(кг°К). У розрахунках використовують масову, об'ємну і мольну теплоємності.

Масовою питомою теплоємністю називають кількість теплоти, яку треба надати речовині масою 1 кг, щоб підвищити її температуру на один градус:

$$C = \Delta q / \Delta T, \quad (11.13)$$

де С – масова питома теплоємність, Дж/(кг°К); Δq – приріст кількості наданої теплоти, Дж/кг; ΔТ – різниця температур на початку і в кінці процесу, °К.

Теплопровідність – це перенесення енергії від більш нагрітих ділянок тіла до менш нагрітих в результаті теплового руху і взаємодії мікрочастинок, що призводить до вирівнювання температури тіла.

Інтенсивність теплопровідності в рідких і газоподібних матеріалах характеризується коефіцієнтом теплопровідності λ, який є теплофізичним параметром речовини.

Коефіцієнт теплопровідності λ яка кількість теплоти проходить через 1 м² поверхні протягом 1 години при градієнті зміни температур в напрямку, перпендикулярному ізотермічній поверхні, що дорівнює 1.

11.4. ГІДРОСТАТИКА. ГІДРОСТАТИЧНИЙ ТИСК.

З механіки відомо, що одна і та ж сила, яка діє на різні площі, викликає різний тиск. **Тиском** називається відношення сили до площі, на яку ця сила діє:

$$P = F / S, \quad (11.14)$$

де P – сила, яка діє на поверхню, Н; S – площа поверхні, м².

В системі СІ одиницею виміру тиску служить паскаль (Па):

$$[P] = [1 \text{ Па}] = [1 \text{ Н} / 1 \text{ м}^2]$$

Молекулярна фізика пояснює виникнення тиску тим, що стінки судин безперервно бомбардуються молекулами рідини і газів. З підвищенням швидкості молекул тиск збільшується, оскільки при цьому зростає сила, яка

діє з їхнього боку на стінки, а отже і число ударів. Тому тиск пропорційний квадрату швидкості молекул і їхній масі $(mV^2)/1m^2$

За законом Гей-Люссака тиск p при температурі T дорівнює

$$p = p_0 \cdot (T/T_0) \quad (11.15)$$

де p_0 – тиск при нулі градусів Цельсія: T_0 – температура, рівна 0°C – $T_0 = 273^\circ\text{K}$;
 T – температура середовища, $T = 273 + t$.

На поверхні Землі ми відчуваємо тиск атмосфери – **атмосферний тиск**, що дорівнює одній атмосфері (1 атм). Відомо, що атмосферний тиск змінюється в залежності від погоди. Ці зміни дуже малі, якщо їх вимірювати в атмосферах. Тому атмосферний тиск вимірюють в міліметрах ртутного стовпа за допомогою барометрів. У зв'язку з цим його називають **барометричним тиском**.

Між тиском, вираженим в паскалях і в одиницях висоти стовпа рідини існує зв'язок:

$$p = \rho \cdot g \cdot h, \quad (11.16)$$

де ρ – густина рідини, кг/м^3 ; g – прискорення вільного падіння, м/с^2 ; h – висота стовпа рідини, м.

Скориставшись формулою (11.16) виразимо нормальний атмосферний тиск висотою ртутного стовпа h (м), якщо густина ртуті 13600 кг/м^3 , а прискорення вільного падіння $g = 9,81 \text{ м/с}^2$. Зауважимо, що нормальний атмосферний тиск відповідає фізичній атмосфері: $1 \text{ атм} = 101300 \text{ Па} = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Па}$.

Відповідно до рівняння (8.16) отримаємо наступну рівність:

$$1,01 \cdot 10^5 = 13600 \cdot 9,81 \cdot h_p.$$

Звідки

$$h_p = \frac{1,01 \cdot 10^5}{13600 \cdot 9,81} = 0,76 \text{ м} = 760 \text{ мм. рт. ст.}$$

У техніці досі використовують практичну позасистемну одиницю – **технічну атмосферу** (ат)

$$1 \text{ ат} = 1 \text{ кгс/см}^2 = 1 \cdot 10^4 \text{ Н/м}^2,$$

де 1 кгс – це 1 кг сили в технічній системі; $1 \text{ кгс} = 9,81 \text{ Н}$.

Виразимо за допомогою формули (8.16) тиск, рівний 1 атм. $= 9,81 \cdot 10^4 \text{ Н/м}^2$, висотою стовпа води h_B ($\rho_B = 1000 \text{ кг/м}^3$).

$$9,81 \cdot 10^4 = 1000 \cdot 9,81 \cdot h_B$$

$$h_B = \frac{9,81 \cdot 10^4}{1000 \cdot 9,81} = 10 \text{ м вод. ст.}$$

Якщо в горизонтальній трубі де тече вода під надлишковим тиском 1 ат зверху просвердлити отвори, то висота фонтану досягне 10 м.

Існують наступні співвідношення між різними одиницями тиску:

- 1 атмосфера фізична (1 атм) = 760 мм рт.ст. = 10,33 м вод.ст = 101300 Па;
- 1 атмосфера технічна (1 ат) = 735,6 мм рт.ст. = 10 м вод.ст = 98,100 Па;
- 1 Па = 0,102 кгс/м² = 10,2 · 10⁻⁶ атм (кгс/см²) = 10⁻⁵ бар = 7,5 · 10⁻³ мм рт. ст.

11.5. ОСНОВНЕ РІВНЯННЯ ГІДРОСТАТИКИ.

Розглянемо випадок рівноваги рідини, коли з неї діє лише одна масова сила – сила ваги, і отримаємо рівняння, що дозволяє знаходити гідростатичний тиск в будь-якій точці даного об'єкту.

Нехай рідина знаходиться в посудині і на її вільну поверхню діє тиск p_0 (рис. 11.1). Знайдемо гідростатичний тиск p в довільно взятій в точці M розташованій на глибині h . Виділимо біля точки M елементарну площинку dS і побудуємо на ній прямий циліндричний обсяг dV висотою h . Розглянемо умови рівноваги зазначеного обсягу dV . Тиск p рідини на нижню основу циліндра dS буде направлений вгору.

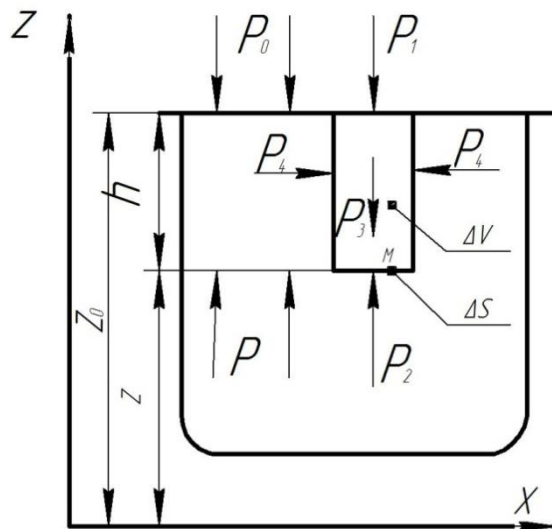


Рис.11.1. Сили, які діють у рідині.

Розглянемо сили, що діють на елементарний об'єм dV . Тиск всередині рідини буде тим більше, чим більше глибина занурення і густина рідини.

Сила P_1 діє на верхню площинку прямого циліндра:

$$P_1 = p_0 \cdot dS . \quad (11.17)$$

Сила P_2 діє на нижню площинку прямого циліндра dV :

$$P_2 = p \cdot dS \quad (11.18)$$

Сила ваги P_3 обсягу dV прямого циліндра:

$$P_3 = dm \cdot g , \quad (11.19)$$

де dm – маса елементарного обсягу dV , кг; $dm = \rho \cdot dV$; g – прискорення вільного падіння, м/с²; ρ – густина рідини, кг/м³.

Елементарний об'єм прямого циліндра визначиться:

$$dV = dS \cdot h . \quad (11.20)$$

З наведених виразів (11.19), (11.20) отримаємо:

$$P_3 = \rho \cdot dS \cdot h \cdot g . \quad (11.21)$$

Проекція z горизонтальних сил P_4 , що діють нормально бічним поверхням розглянутого обсягу, дорівнює нулю:

$$\sum P_4 = 0 .$$

Умова рівноваги прямого циліндра визначиться з рівняння:

$$-P_1 + P_2 - P_3 = 0 . \quad (11.22)$$

Підставивши вираз (11.17), (11.18), (11.21) в рівняння (11.22), отримаємо:

$$-p_0 dS + p dS - \rho dS h g = 0 , \quad (11.23)$$

або

$$p = p_0 + \rho g h . \quad (11.24)$$

У цьому рівнянні p – абсолютний тиск в даній точці рідини, $\rho g h$ – тиск стовпа рідини висотою h (надлишковий тиск) в даній точці; p_0 – тиск на вільній поверхні рідини.

$$p = p_{\text{атм}} + \rho g h . \quad (11.25)$$

Якщо абсолютний тиск в даній точці рідини більше атмосферного ($p > p_{\text{атм}}$), то останній член рівняння (11.25) визначає манометричний тиск:

$$p_{\text{м}} = p - p_{\text{атм}} = \rho g h . \quad (11.26)$$

Манометричний тиск являє собою надлишковий тиск в даній точці над атмосферним.

Якщо абсолютний тиск в даній точці рідини менше атмосферного ($p < p_{\text{атм}}$), то останній член рівняння (11.26) визначає вакуумметричний тиск або розрідження:

$$p_{\text{вак}} = p_{\text{атм}} - p = \rho g h . \quad (11.27)$$

Енергетичні аспекти основного рівняння гідростатики.

Для визначення тиску рідини на стінки посудини, в якому вона знаходиться в стані спокою, розглянемо наступну схему (рис. 11.2).

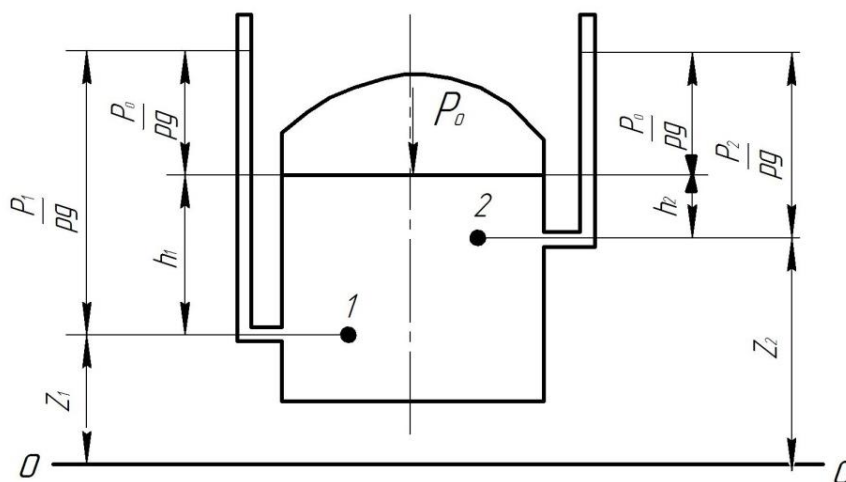


Рис. 11.2. Схема тиску нерухої рідини всередині закритої судини.

Відповідно до основного рівняння гідростатики:

$$p_{\text{абс}} = p_{\text{атм}} + \rho g h ,$$

виразимо тиск в точках 1 і 2 всередині нерухої рідини:

$$p_1 = p_0 + \rho g h_1 . \quad (11.28)$$

$$p_2 = p_0 + \rho g h_2 . \quad (11.29)$$

Поділивши рівняння (11.28) і (11.29) на ρg і вирішивши їх щодо h_1 і h_2 отримаємо:

$$h_1 = \frac{p_1}{\rho g} - \frac{p_0}{\rho g} . \quad (11.30)$$

$$h_2 = \frac{p_2}{\rho g} - \frac{p_0}{\rho g} . \quad (11.31)$$

Всі складові рівняння (11.30) і (11.31) мають, як і h розмірність довжини (м) і являють собою п'єзометричні напори.

Для оцінки запасів енергії в точках 1 і 2 проведемо горизонтальну площину 0-0. Відстань від цієї площини z_1 і z_2 характеризують питому потенційну енергію положення рідини в точках 1 і 2. У фізиці цю енергію називають енергією піднятого над землею тіла.

У гідравліки ці величини отримали наступні назви:

Z – висота геометричного (нівелірного) напору;

$p/\rho g$ – висота п'єзометричного напору.

Як впливає з рисунка 11.2

$$z_1 + h_1 = z_2 + h_2.$$

Замінімо h_1 і h_2 на їхні значення з рівнянь (11.30) і (11.31):

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} - \frac{p_0}{\rho g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{p_0}{\rho g}; \quad (11.32)$$

або

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g}. \quad (11.33)$$

"Сума геометричного і п'єзометричного напорів для будь-якої точки середин непорушної рідини є величина постійна".

Рівність (11.33) можна записати в узагальненому вигляді

$$z + \frac{p}{\rho g} = \text{const.} \quad (11.34)$$

Виходячи з енергетичного змісту, отриманий результат можна сформулювати і так:

"Сума потенційних енергій для будь-якої точки всередині непорушної рідини є величина постійна".

Закон Паскаля. Розглянемо дві частинки рідини, з яких одна розташована в точці 1 всередині об'єму рідини (рис. 11.3) – на висоті z від довільно обраної площині порівняння 0-0, а інша знаходиться в точці 2 на поверхні рідини – на висоті z_0 від тієї ж площині. Нехай p і p_0 – тиски в точках 1 і 2 відповідно. Відповідно до рівняння (10.33): $z + \frac{p}{\rho g} = z_0 + \frac{p_0}{\rho g}$,

або
$$\frac{p-p_0}{\rho g} = z_0 - z. \quad (11.35)$$

Рівняння (11.35) можна записати у формі:

$$p + \rho g z = p_0 + \rho g z_0 \quad \text{або} \quad p = p_0 + \rho g (z_0 - z). \quad (11.36)$$

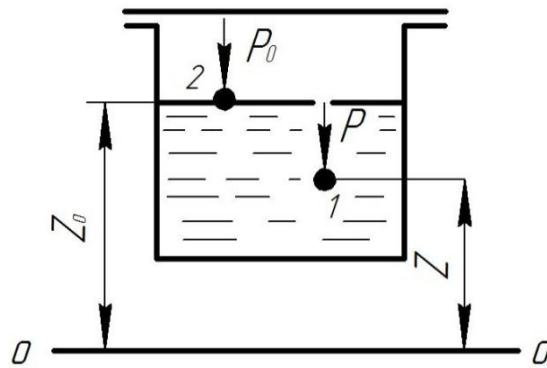


Рис.11.3. Схема до виведення закону Паскаля.

Рівняння (11.36) є виразом закону Паскаля: *тиск, що створюється в кожній точці нерухокої нестисливої рідини передається однаково в усі точки її обсягу.*

На використанні закону Паскаля заснована робота таких гідравлічних машин, як гідравлічний прес, гідравлічний акумулятор і гідравлічний мультиплікатор.

Закон Архімеда – є теоретичною основою плавання тел. Розглянемо деякий об'єм V , виділений всередині рідини, що знаходиться в рівновазі (рис. 11.4). На обсяг V з усіх боків діють сили решти рідини.

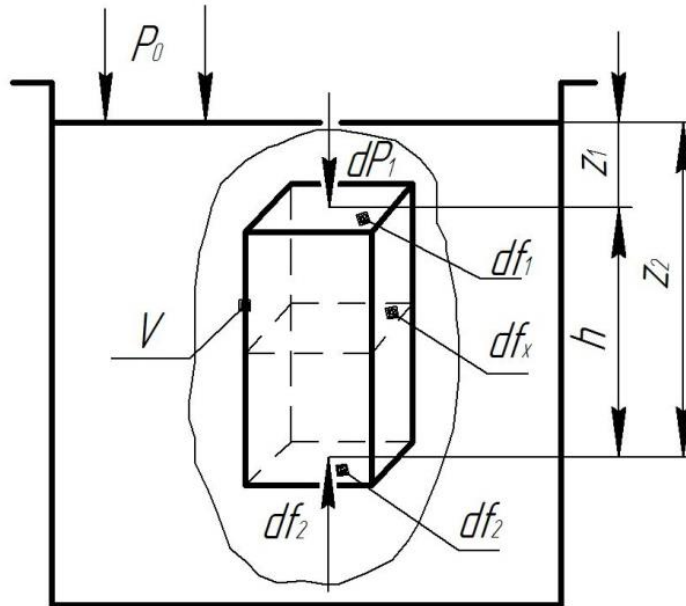


Рис. 11.4 Схема до виведення Закону Архімеда

Сили, прикладені до бічних поверхонь розглянутого обсягу і діючі в горизонтальному напрямку, рівні за величиною і протилежні за знаком, не впливають на рівновагу елемента V . Рівновага порушується лише під дією вертикальних сил, прикладених зверху і знизу. Рівнодіюча цих сил

спрямована знизу вгору і чисельно дорівнює вазі рідини в об'ємі розглянутого тіла.

Для визначення величини рівнодійної і виштовхувальної сили, розіб'ємо обсяг V на елементарні вертикальні призми висотою h . Нехай площинки поверхні верхньої і нижньої основ призми рівні df_1 і df_2 , а відстані від вільної поверхні до центрів ваги цих елементарних площинок z_1 і z_2 .

Згідно рівнянням (11.27) і (11.28) сили, що діють на верхню і нижню основи призми, дорівнюватимуть:

$$dP_1 = (p_0 + \rho g z_1) df ; \quad (11.37)$$

$$dP_2 = (p_0 + \rho g z_2) df . \quad (11.38)$$

Величина виштовхувальної сили дорівнює різниці вертикальних складових, що визначаються виразами (11.37) і (11.38)

Позначивши різницю $dP_2 - dP_1 = dP$ і замінивши df_1 і df_2 на проекцію цих площинок на горизонтальну площину df_x , отримаємо:

$$dP = \rho g h df_x \quad \text{або} \quad dP = \rho g dV . \quad (11.39)$$

Звідси виштовхувальна сила діє на весь обсяг:

$$P = P_{\Pi} = \rho g V . \quad (11.40)$$

Виштовхувальна (підйомна) сила завжди спрямована знизу вгору, проходить через центр ваги тіла і не залежить від глибини його занурення. Тіло, занурене в рідину, знаходиться під дією двох сил – сили ваги G і підйомної сили P_{Π} . Можливі три випадки співвідношення зазначених сил:

- 1) $G > P_{\Pi}$ – тіло тоне;
- 2) $G < P_{\Pi}$ – тіло спливає;
- 3) $G = P_{\Pi}$ – тіло плаває в зануреному стані.

11.6. ГІДРОДИНАМІКА. КЛАСИФІКАЦІЯ ВИДІВ І РЕЖИМІВ РУХУ РІДИНИ.

Гідродинаміка, вивчаючи закономірності руху, вирішує три задачі: внутрішню, зовнішню, змішану.

Внутрішня задача пов'язана з аналізом руху рідин всередині труб і каналів.

Зовнішня задача вивчає закономірності обтікання рідинами різних тіл (при механічному перемішуванні, осадженні твердих частинок в рідині тощо).

Змішана задача вирішується при русі рідини через зернистий шар твердого матеріалу, коли вона переміщується як всередині каналів складної

форми, так і одночасно протікає через тверді частинки. Такі умови спостерігаються в процесах фільтрування, масопередачі в апаратах з насадками, сушіння. Рушійною силою при течії рідини є різниця тисків, яка створюється за допомогою насосів або компресорів, або внаслідок різниці рівнів або густини рідини.

Класифікація видів руху рідини.

1. В залежності швидкості від координат і часу руху.

Неусталений рух – це такий рух, коли параметри рухомої рідини в різних точках займаного нею простору змінюється з перебігом часу.

Сталий рух – це рух, при якому параметри рухомої рідини в різних точках простору з часом не змінюються. Сталий рух може бути рівномірним і нерівномірним.

Рівномірним рухом називається такий рух, при якому швидкості частинок рідини в подібних точках двох суміжних перерізів рівні між собою.

Нерівномірним – при якому швидкості частинок рідини в подібних точках двох суміжних перерізів не рівні між собою.

2. За наявністю обертального руху частинки рідини:

- Безвихровий (обертання відсутнє);
- Вихровий;
- Гвинтовий рух, при якому вектор кутової швидкості збігається з напрямом вектора лінійної швидкості в даній точці.

3. За призначенням вільної поверхні руху діляться на напірні, безнапірні і вільні.

Напірним називається рух рідини, що не має вільної поверхні.

Безнапірним називається рух рідини з вільною поверхнею в відкритих і закритих руслах (рух води в річках, побутових стоків в каналізаційних колекторах).

Вільним є рух рідини ніде не стиснений твердими стінками русла. Вільний рух рідини називається струменями.

1. Рух може бути суцільним і переривчастим.

Суцільним називається такий рух, при якому рідина повністю заповнює всю область свого руху.

Переривчастим є рух рідини за наявності порожнин в області руху. Зазвичай течія в річках – суцільна, а на водоспадах – переривчаста.

2. Рух може бути ламінарним і турбулентним.

Ламінарний рух – (lamina – в перекладі з латинської означає шар) – струменистий рух рідини за паралельними траєкторіями без перемішування при малій швидкості.

Турбулентний рух – (від латинського *turbulentus* – безладний, вихровий) – невпорядкований вихровий рух рідини за хаотичними траєкторіями при високих швидкостях з перемішуванням в поперечному напрямку.

Режими руху. Дослідження механізму руху в'язкої рідини показало, що мають місце два режими, що різко відрізняються один від іншого.

При невеликій швидкості рідина рухається спокійно, не перемішуючись. При високій швидкості рідина інтенсивно перемішується.

Найбільш повно це явище було досліджено і описано англійським фізиком Осборном Рейнольдсом у 1887 році. Досліди були проведені на експериментальній установці (рис. 10.5). Витікання рідини з бака 1 відбувається при постійному напорі. Витрата рідини регулюється краном 6. По осі труби 5 розташована капілярна трубка 4, через яку подається забарвлена рідина (індикатор).

Під час досліду (а дослід починається при невеликих витратах рідини) в трубу 5 одночасно з основним потоком подається через трубку 4 барвник. При невеликій швидкості рідини в трубі 5 пофарбована струминка НЕ розмивається, а витягується уздовж осі потоку. Цей факт свідчить про те, що струминка рідини рухається в трубі за паралельними траєкторіями.

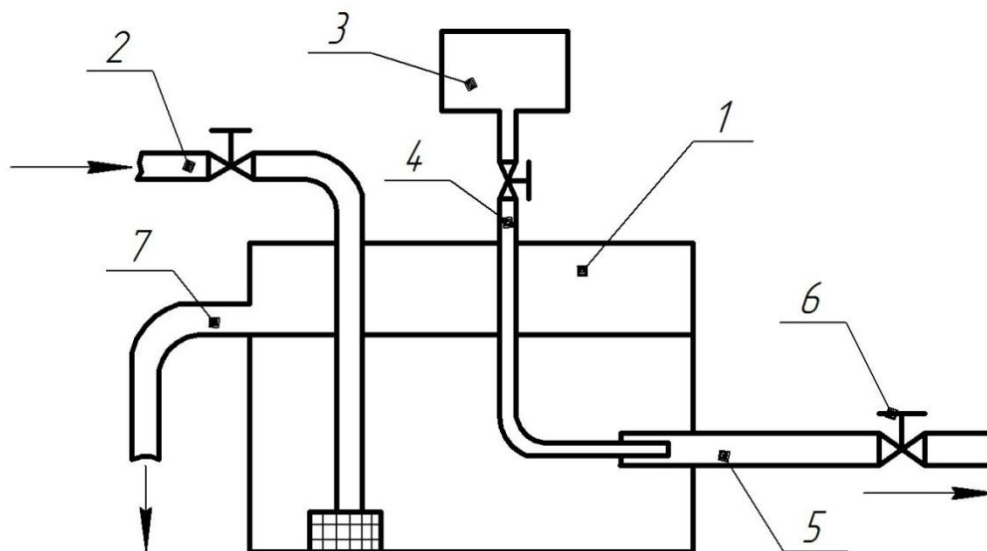


Рис. 11.5. Установа Рейнольдса:

1 – напірний бак; 2 – водовід; 3 – бак для барвника-індикатора; 4 – капілярна трубка; 5 – труба; 6 – кран; 7 – труба зливу надлишку рідини.

Впорядкований шарувату рух рідини, у якій сили інерції невеликі, а переважають сили тертя, в техніці називають **ламінарним**.

Розподіл швидкостей в потоці відбувається по параболі (рис. 11.6). Причому максимальна швидкість має місце по осі потоку, а мінімальна – в

шарах, що прилягають до стінки труби. Шар рідини, що прилягає безпосередньо до стінки труби, називають **примежовим шаром**.

При подальшому збільшенні витрати рідини в трубі 5 пофарбована струминка починає рухатися хвилеподібно, а потім розмивається. Це пояснюється тим, що в потоці рідини окремі частинки рухаються вже не тільки уздовж труби. Але і перемішуються в поперечному напрямку. В результаті вся маса рідини фарбується в колір індикатора. Такий неупорядкований рух рідини називається **турбулентним**. Розподіл швидкостей по діаметру виражається деякою кривою, подібною до параболи, але з більш широкою вершиною.

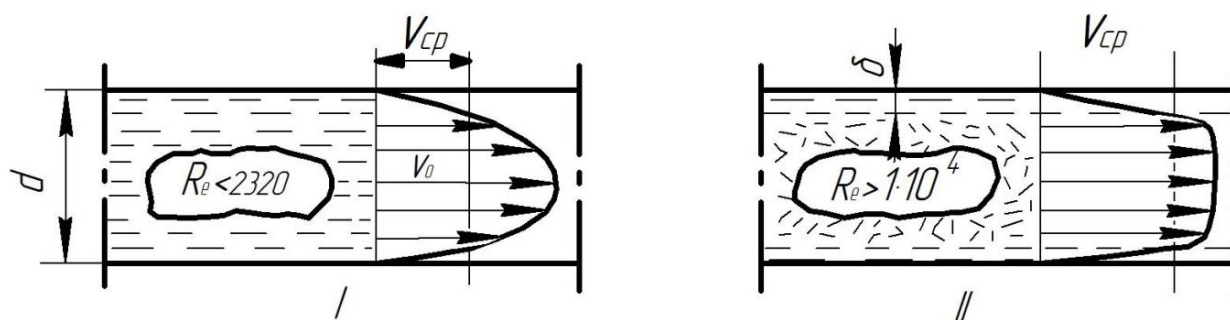


Рис. 11.6. Розподіл швидкостей за перерізом трубопроводу при ламінарному (I) і турбулентному (II) русі.

Рейнольдс встановив, що характер руху рідини залежить від числового значення безрозмірного критерію, який згодом назвали його ім'ям:

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu}, \quad (11.41)$$

де ω – швидкість рідини в трубі, м/с; d – діаметр труби, м; ρ – густина рідини, кг/м³; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості, Па с.

Критерій Рейнольдса служить мірою відношення сил інерції і сил тертя. При русі рідини по гладким трубам $Re_{кр} = 2320$. Таким чином, при $Re < 2320$ має місце стійкий ламінарний режим; при $Re < 10000$ – перехідний режим.

Перехідний режим характеризується нестійкістю руху: обидва види руху можуть проявлятися одночасно або переходити легко один в інший.

При $Re > 10000$ настає стійкий турбулентний режим. Для рідких харчових продуктів стійкий ламінарний режим має місце при $Re \ll 1$.

11.7. ГІДРОДИНАМІЧНИЙ ТИСК.

Закони непорушної рідини діють і в рідини, що знаходиться в русі. Тиск в річці збільшується при зануренні на глибину, так само як і в басейні, де

вода нерухома. Але до статичних сил тут додаються сили інерції. Уявімо собі трубу, по якій рухається рідина (рис.11.7)

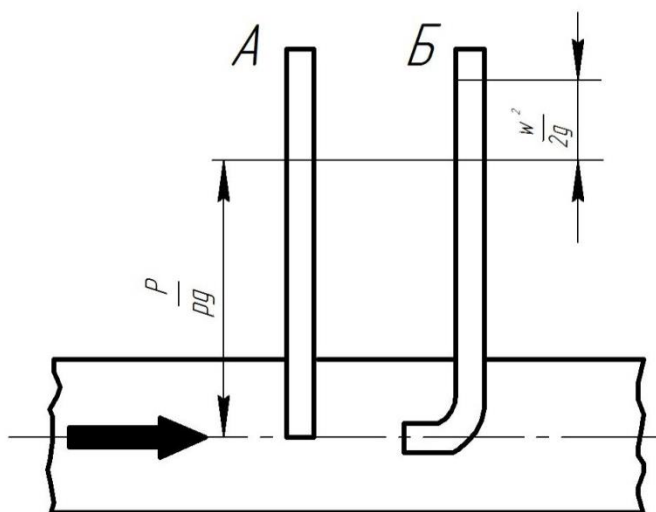


Рис.11.7. Схема гідродинамічного тиску в трубі.

У трубі зроблені два отвори, до одного з яких підведена вертикальна пряма трубка А, а через другий отвір введена вигнута назустріч потоку трубка Б. Під дією надлишкового тиску рідина заповнить трубки. Рівень рідини в трубці Б вище, ніж в трубці А. Відкрита зверху трубка А являє собою п'езометр, і висота стовпа рідини в ньому h відповідає гідростатичному тиску в трубі. Різниця висот рідини в трубках Б і А виникла в результаті рухомого потоку рідини. Цю різницю Δh називають висотою динамічного напору або **гідродинамічним тиском**.

Висоту динамічного напору розраховують за формулою

$$\Delta h = \omega^2 / 2g , \quad (11.42)$$

де ω – середня швидкість руху рідини, м/с; g – прискорення вільного падіння, м/с².

Середня швидкість – це швидкість, при якій забезпечується дійсна витрата рідини в живому перерізі.

Гідродинамічний тиск тим більше, чим більше швидкість руху рідини.

11.8. РІВНЯННЯ НЕРОЗРИВНОСТІ ПОТОКУ.

Розглянемо залежність між швидкостями в потоці рідини по трубі з різними перерізами S за умови нерозривності руху. Умова нерозривності дотримується, коли в потоці рідини не спостерігається утворення порожнин, не заповнених рідиною.

Характер руху краплинної рідини практично нестисливої рідини в умовах ізотермічного потоку при $\rho = \text{const}$ в трубопроводі з перемінним живим перерізом S описується диференціальним рівнянням нерозривності потоку нестисливої рідини.

$$\frac{d\omega_x}{dx} + \frac{d\omega_y}{dy} + \frac{d\omega_z}{dz} = 0. \quad (11.43)$$

Для всього обсягу потоку рідини з рівняння (11.43) після його інтегрування випливає, що при сталому руху рідини через кожний поперечний переріз трубопроводу проходить в одиницю часу одна і та ж маса рідини (рис.11.8)

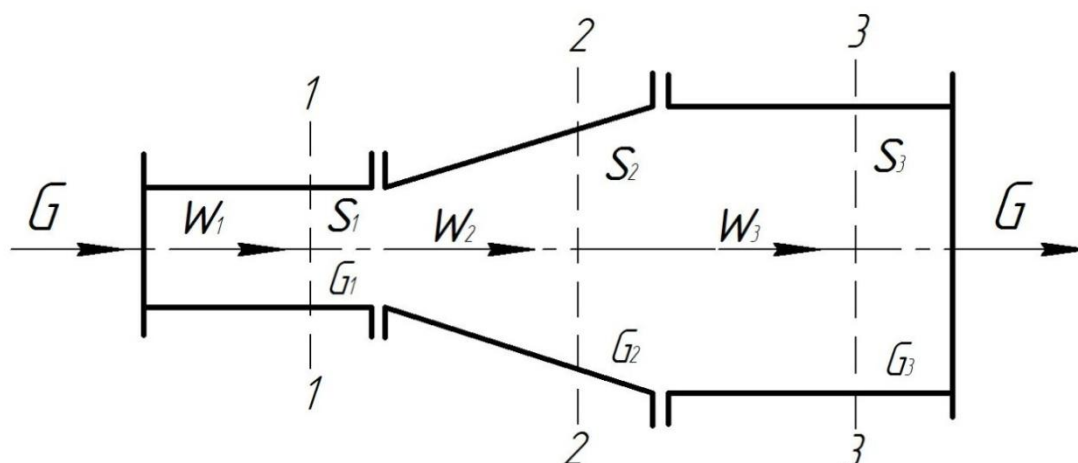


Рис. 11.8. Схема до виведення рівняння сталості витрати.

$$G_1 = G_2 = G_3 = \dots G_n = \text{const}, \quad (11.44)$$

де G – масова витрата рідини, кг/с.

$$G = \rho\omega S \quad (11.45)$$

де ρ – густина рідини, кг/м³; ω – лінійна швидкість рідини, м/с; S – площа поперечного перерізу, м².

Для трьох різних перерізів (1-1, 2-2, 3-3) трубопроводу, зображеного на рисунку 11.8, маємо:

$$\omega_1 S_1 = \rho_2 \omega_2 S_2 = \rho_3 \omega_3 S_3. \quad (11.46)$$

$$\rho \omega S = \text{const.} \quad (11.47)$$

Вираз (11.46) або (11.47) являє собою рівняння нерозривності потоку в його інтегральній формі для усталеного руху. Це рівняння називається також *рівнянням сталості витрати*.

" При усталеному русі рідини, яка повністю заповнює трубопровід, через кожний його поперечний переріз проходить в одиницю часу одна і та ж маса рідини ".

Для краплинних рідин $\rho_1 = \rho_2 = \rho_3 = \text{const}$ і рівняння (11.47) прийме вигляд:

$$\omega S = \text{const.} \quad (11.48)$$

Отже

$$\omega_1 S_1 = \omega_2 S_2 = \omega_3 S_3 \quad \text{або} \quad Q_1 = Q_2 = Q_3 \quad (11.49)$$

де $Q = \omega S$ – об'ємна витрата рідини, $\text{м}^3/\text{с}$.

Якщо витрата рідини в цих перерізах однакова, то справедливо наступна рівність відношень:

$$\frac{\omega_1}{\omega_2} = \frac{S_2}{S_1}; \quad \frac{\omega_2}{\omega_3} = \frac{S_3}{S_2}; \quad (11.50)$$

"Швидкості краплинної рідини в різних поперечних перерізах трубопроводу обернено пропорційні площам цих перерізів ".

Відповідно до рівняння (11.49) об'ємна витрата рідини через початковий переріз трубопроводу дорівнює її витраті через кінцевий переріз трубопроводу. Таким чином, рівняння сталості витрати є окремим випадком закону збереження маси і виражає матеріальний баланс потоку.

11.9. ЕНЕРГЕТИЧНИЙ БАЛАНС ГІДРОДИНАМІЧНОГО ПРОЦЕСУ.

Рівняння Бернуллі. Основне рівняння гідростатики характеризує стан непорушної рідини (11.34)

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

Тепер уявімо собі, що розглядуваний об'єкт рідини знаходиться в русі. Тоді крім потенційної енергії він має кінетичну енергію, яка дорівнює $m\omega^2/2$, де ω – швидкість руху рідини. Питома для одиниці ваги рідини кінетична енергія

$$\frac{m\omega^2}{2G} = \frac{m\omega^2}{2mg} = \frac{\omega^2}{2g}.$$

В кожному перерізі потоку рідини кінетична енергія залежить від швидкості її руху. Рівняння енергетичного балансу для перерізів 1 і 2 (рис.11.9) з урахуванням потенційної і кінетичної енергії має вигляд:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g}. \quad (11.51)$$

Всі складові (11.51) мають розмірність довжини (м) і, як вже було сказано, являють собою висоти геометричного і п'єзометричного напорів. Третя складова, що враховує кінетичну енергію, являє собою висоту динамічного напору.

Рівняння енергетичного балансу (11.51) було б справедливо для рідини, не яка має в'язкості. У випадку такої ідеальної рідини не потрібно витрачати енергію на подолання сил тертя. Тому рівняння (11.51) називають **рівнянням Бернуллі для ідеальної рідини**. В реальній рідині необхідно врахувати енергію, яка витрачається на подолання сил тертя при переміщенні з перерізу 1 в переріз 2:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\alpha \omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\alpha \omega_2^2}{2g} + h_{1-2}. \quad (11.52)$$

де α – коефіцієнт, що враховує нерівномірність розподілу швидкості; для усталеного руху $\alpha = 1$; h_{1-2} – питома енергія або напір, що витрачаються на подолання сил тертя.

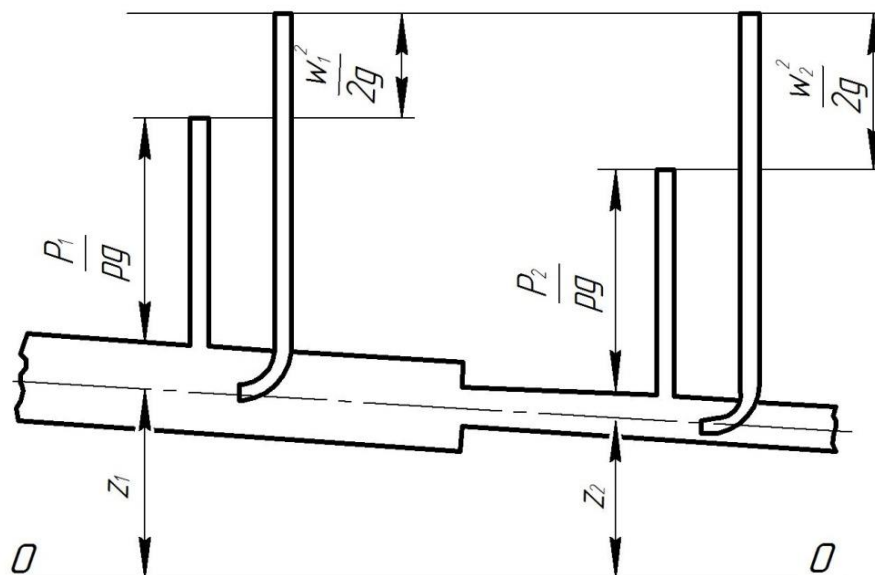


Рис. 11.9. Напори в потоці ідеальної рідини.

В ідеальній рідині відсутнє тертя на переміщення рідини уздовж поверхні труби, як і тертя при зміщенні рідких частинок одна щодо іншої. У реальній рідині таке тертя є і тому по центру потоку швидкість завжди вище,

ніж у стінок. Як ми бачимо, закон розподілу швидкості в перерізі залежить від режиму руху та дуже часто справжню швидкість рідкої частинки визначити неможливо. Тому прийнята деяка середня швидкість, яка забезпечує ту саму витрату.

Рівняння (11.52) називається *рівнянням Бернуллі для потоку реальної рідини* і являє собою вираз закону збереження енергії.

"У будь-якому перерізі рухомого потоку рідини сума всіх видів питомої енергії є величина постійна".

Це рівняння можна записати в узагальненому вигляді:

$$z = \frac{p}{\rho g} + \frac{\alpha \omega^2}{2g} + h = \text{const.} \quad (11.53)$$

Енергетичний зміст рівняння Бернуллі.

Рівняння енергетичного балансу (11.53) можна записати в наступному вигляді:

$$zg + \frac{p}{\rho} + \frac{\omega^2}{2} = \text{const.} \quad (11.54)$$

Одиниця вимірювання всіх членів рівняння (11.54) – Дж / кг. Рухлива частинка рідини має цілком певним запасом механічної енергії. Якщо абсолютно тверде тіло має запас потенційної енергії положення в полі сил ваги і кінетичної енергією, то рідка частинка, як пружне тіло, має ще й запас потенційної енергії стану. Ця енергія тим більше, чим більший об'єм рідини і чим вище тиск, а проявляється в тому, що, наприклад, нагнітання рідини в посудину може привести до його руйнування, а стиснений газ здійснювати роботу при розширенні.

Отже, повна механічна енергія рідкої частинки \mathcal{E} може бути визначена з виразу:

$$\mathcal{E} = \Pi_{\text{п}} + \Pi_{\text{с}} + K \quad (11.55)$$

де $\Pi_{\text{п}}$ – потенційна енергія положення в полі сил ваги; $\Pi_{\text{с}}$ – потенційна енергія стану; K – кінетична енергія.

Потенційна енергія положення може бути підрахована за загальною формулою механіки:

$$\Pi_{\text{п}} = mgz \quad (11.56)$$

де m – маса рідкої частинки, кг; z – висота її положення над горизонтальною площиною відліку, м.

Розглянемо питому енергію, що припадає на одиницю маси рідини. Питома потенційна енергія положення становить:

$$\Pi_{\text{п уд}} = \frac{\Pi_{\text{п}}}{m} = \frac{mgz}{m} = gz, \quad (11.57)$$

і в інтегралі Бернуллі (11.54) представлена першим доданком

Потенційна енергія стану обчислюється за формулою: $P_c = p \cdot V$, де p – тиск в Па; V – обсяг рідкої частинки, m^3 .

Питома потенційна енергія стану:

$$P_{c\text{уд}} = \frac{P_c}{m} = \frac{mgz}{m} = gz, \quad (11.58)$$

і в інтегралі Бернуллі (10.54) представлена другим доданком.

Кінетична енергія рідкої частинки:

$$K = \frac{m\omega^2}{2}. \quad (11.59)$$

Питома кінетична енергія рідкої частинки:

$$K_{\text{уд}} = \frac{K}{m} = \frac{m\omega^2}{2m} = \frac{\omega^2}{2}, \quad (11.60)$$

в інтегралі Бернуллі (11.54) представлена третім доданком.

Повна механічна енергія рідкої частинки визначається наступною сумою:

$$\mathcal{E} = mgz + pV + \frac{\omega^2}{2}, \quad (11.61)$$

а питома механічна енергія складатиме:

$$\mathcal{E}_{\text{уд}} = gz + \frac{p}{\rho} + \frac{\omega^2}{2}. \quad (11.62)$$

Порівнюючи рівняння (11.54) і (11.62) приходимо до енергетичного змісту інтеграла Бернуллі: **питома механічна енергія ідеальною не стиснутої рідини залишається постійною уздовж елементарної струминки**. Таким чином, інтеграл Бернуллі виражає собою закон збереження механічної енергії для елементарної струминки, тобто є енергетичним рівнянням.

Контрольні питання до теми 11:

1. Чим гази відрізняються від рідини?
2. Завдяки чому рідина здатна утворювати краплі?
3. Що вивчає гідростатика?
4. Які закони вивчає гідростатика?
5. Перелічіть основні питання, які вирішує гидромеханіка?
6. Які властивості має краплинна рідина?
7. Чем відрізняється реальна рідина від реологічної?
8. Які сили відносяться до масових?
9. Чем викликані поверхневі сили в рідині?

10. Що називається стисливістю рідини?
11. Що означає поверхневий натяг σ ?
12. Що виражає собою основне рівняння гідростатики?
13. Як формулюється закон Паскаля?
14. Назвіть три випадки співвідношення сили ваги і підйомної сили (закон Архімеда)
15. Як формулюється закон Архімеда?
16. Які питання вирішує змішана задача гідродинаміки?
17. Чим відрізняється несталий рух від усталеного?
18. Назвіть відмінності рівномірного руху від нерівномірного?
19. Чим відрізняється суцільний рух від переривчастого?
20. Дайте характеристику ламінарному руху
21. Дайте характеристику турбулентному руху
22. Що називається примежовим шаром рідини
23. При якому значенні критерію Re має місце стійкий ламінарний режим?
24. Дайте характеристику перехідному режиму руху рідини.
25. Яке значення критерію Рейнольдса при Русі Рідини по гладким трубах?
26. За якою формулою визначається гідродинамічний тиск?
27. Напишіть рівняння нерозривності потоку.
28. Дайте формулювання рівнянню сталості витрати
29. Дайте визначення швидкості рідини в різних поперечних перерізах
30. Що виражає собою Рівняння Бернуллі?
31. Який розподіл швидкостей за перерізом труби при ламінарному і турбулентному русі?
32. Напишіть рівняння Бернуллі для ідеальної рідини
33. Напишіть рівняння Бернуллі для потоку реальної рідини
34. Назвіть вираз повної механічної енергії рідкої частинки
35. Який закон виражає інтеграл Бернуллі?

Тести для перевірки знань

- 1) Яка рідина характеризується абсолютною текучістю, нестисливістю і відсутністю в'язкості?
 1. Ідеальна рідина.
 2. Реальна рідина.
 3. Реологічна рідина.
 4. Нагріта рідина.
- 2) До яких сил відносяться сили інерції і сили ваги?
 1. До масових сил.

2. До поверхневих сил.
 3. До відцентрових сил.
 4. До дифузійних сил.
- 3) Як називається властивість рідини чинити опір дії дотичних напружень?
1. В'язкість.
 2. Текучість.
 3. Стисливість.
 4. Пружність.
- 4) За якою формулою визначають кінематичний коефіцієнт в'язкості?
1. $\nu = \frac{\mu}{\rho}$.
 2. $\mu = \frac{T}{S(dW/dn)}$.
 3. $\beta_V = \frac{1}{V} \cdot \frac{dV}{dV}$.
 4. $\mu = \nu \cdot \rho$.
- 5) Який тиск вимірюють в міліметрах ртутного стовпа?
1. Барометричний тиск.
 2. Манометричний тиск.
 3. Вакуумметричний тиск.
 4. Абсолютний тиск.
- 6) При яких співвідношеннях сили ваги і підйомної сили тіло спливає?
1. $G < P_{\Pi}$.
 2. $G > P_{\Pi}$.
 3. $G = P_{\Pi}$.
 4. Всі відповіді невірні.
- 7) Яка із задач гідродинаміки вивчає закономірності обтікання рідиною різних тіл?
1. Зовнішня задача.
 2. Внутрішня задача.
 3. Змішана задача.
 4. Комбінована задача.
- 8) При якому русі обертання частинок рідини відсутнє?
1. Безвихровий рух.
 2. Вихровий рух.
 3. Гвинтовий рух.
 4. Напірний рух.
- 9) Як називається рух рідини, що не має вільної поверхні?
1. Напірний рух.
 2. Безнапірний рух.
 3. Струминний рух.
 4. Усталений рух.
- 10) При яких значеннях критерію Рейнольдса настає стійкий турбулентний режим?

1. $Re > 10000$. 2, $2320 < Re < 10000$. 3. $Re < 2320$. 4. $Re = 0$.

11) Який режим має місце при $Re < 2320$?

1. Стійкий ламінарний.
2. Перехідний режим.
3. Стійкий турбулентний.
4. Нестійкий турбулентний.

12) За якою формулою визначається питома потенційна енергія положення рідини?

1. $P_{уд} = \frac{mgz}{m}$.

2. $P_{уд} = \frac{PV}{m}$.

3. $P_{уд} = \frac{m\omega^2}{2m}$.

4. $\mathcal{E} = P_{п} + P_{с} + K$.

13) Чим відрізняються ідеальна і ньютонівська рідини?

1. В'язкістю.
2. Стисливістю.
3. Поверхневим натягом.
4. Напругою зсуву.

14) Який фізичний зміст критерію Рейнольдса?

1. Безрозмірна швидкість потоку рідини.
2. Відношення сил інерції і в'язкості в потоці рідини.
3. Характеристика турбулентного потоку.
4. Характеристика ламінарного потоку.

15) Які сили відносяться до масових?

1. Сили ваги і сили інерції.
2. Відцентрові сили.
3. Сили тертя.
4. Сили тиску.

16) Який вираз визначає висоту п'єзометричного напору?

1. $h = \frac{P}{\rho g}$. 2, $\Delta h = \frac{\omega^2}{2g}$. 3. $h = \frac{V}{S}$. 4. $z = \frac{P}{\rho g}$.

17) Які процеси характеризує змішана задача гідродинаміки?

1. Фільтрування та сушіння.
2. Сепарування емульсій.
3. Осадження твердих частинок.
4. Центрофугування.

РОЗДІЛ V. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

ТЕМА 12. РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ

12.1. ХАРАКТЕРИСТИКА НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ

Процеси, в результаті яких утворюються неоднорідні системи

Неоднорідними називаються системи, які складаються як мінімум з двох фаз. Фазу, що складається з дрібних (дисперсних) частинок, називають *дисперсною* (внутрішньою), а фазу, оточуючу ці частинки, – *суцільною* (зовнішньою) або *дисперсним середовищем*.

На переробних виробництвах і у природі ми зустрічаємося з неоднорідними (гетерогенними) системами. Одні з них виникають природним шляхом, наприклад, пил і тумани, інші в результаті тих чи інших виробничих процесів, наприклад, диму при спалюванні палива.

Механічні процеси. При дробленні вугілля перед спалюванням в паливнях парових котлів, дроблення цукру–рафінаду на рафінадних заводах, подрібнення зерна на борошномельних заводах, утворюється вугільний, цукровий і борошняний пил. При просіюванні зерна, борошна, цукрового піску і багатьох інших продуктів також утворюється пил. При перемішуванні сипких матеріалів з рідинами утворюються суміші, які називаються *суспензіями*. Такими сумішами є, наприклад, крохмальне молоко, яке отримують на крохмале-патокових заводах, що складається з води і зерен крохмалю, пивні затори на пивоварних заводах – суміш води і подрібненого зерна.

При митті коренеплодів (буряка, картоплі, овочів) утворюються грязьові суспензії – суміш води з частинками глини, піску й інших складових компонентів ґрунту. На молочних заводах шляхом розпилення молока отримують неоднорідну суміш повітря і крапельок молока, з якої шляхом подальшого висушування видаляється вода.

Процеси сушіння сипких матеріалів в більшості випадків супроводжуються пилоутворенням, оскільки для інтенсифікації таких процесів потрібно безперервне перемішування висушуваного матеріалу. Таким чином утворюються, наприклад, газові неоднорідні системи при сушінні жому, барди, солоду, цукру-піску. У процесі пресування плодів на консервних заводах, утворюється плодовий сік, що містить частинки м'якоті різних розмірів і форм.

Теплові процеси. У природних умовах прикладом утворення гетерогенної системи є туман, що виникає при конденсації водяної пари, внаслідок охолодження повітря. Він являє собою суспензію крапельок води і повітря. При інтенсивному випаровуванні різних розчинів пари розчинника, які піднімаються з великими швидкостями, захоплюють дрібні частинки рідини, внаслідок чого утворюється система, аналогічна туману. Такі процеси мають місце в випарних апаратах для випарювання в цукрових розчинах барди, молока, а також перегінних апаратах на спиртових заводах.

Хімічні процеси. На цукрових заводах для очищення дифузійного соку його обробляють вапняним молоком, а потім вуглекислим газом; в результаті утворюється суспензія – сатураційний сік, що складається з розчину цукру і твердих частинок карбонату кальцію CaCO_3 , що утворився при хімічній взаємодії окису кальцію CaO з вуглекислою CO_2 .

Дифузійні процеси. Для отримання кристалічного цукру на цукрових заводах або кристалічної глюкози в крахмало-потоківому виробництві згущені розчини цукру і глюкози (сиropи) піддаються подальшому упарюванню до пересичення; при цьому відбувається кристалізація, в результаті чого утворюються суміші кристалів сахарози або глюкози з міжкристалічним (маточним) розчином – утфелі.

Біологічні процеси. До неоднорідних систем, що утворюються в результаті біологічних процесів, належить такий широко поширений продукт, як молоко. Воно являє собою емульсію, що складається з води і 3 – 4% жирових кульок розміром 1 – 10 мкм. Дріжджі, що отримуються в результаті розмноження, містять дріжджові клітини розміром в середньому 7 мкм. Суміш їх з суслом також є неоднорідною системою. Більшість неоднорідних систем утворюються в результаті не одного, будь-якого певного процесу, а внаслідок протікання декількох процесів або технологічних операцій.

Основні гетерогенні системи в залежності від фізичного стану фаз.

Суспензія – неоднорідні системи, що складаються з рідини і завислих в ній твердих частинок (рідка дисперсійна і тверда дисперсна фаза). Залежно від розміру (еквівалентного діаметра) частинок, класифікують тільки суспензії. Поняття «еквівалентний діаметр» досить умовне, оскільки в суміші присутні частинки різних розмірів і форм.

Еквівалентним діаметром (m) називають діаметр кулі, об'єм якого дорівнює об'єму частинки:

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} = 1,24 \sqrt[3]{V}. \quad (12.1)$$

Залежно від розмірів еквівалентного діаметра твердих частинок, суспензії умовно поділяються на грубі – з розміром частинок більше 100 мкм; тонкі – з розміром частинок 0,5...100 мкм; колоїдні розчини – з розміром частинок $\leq 0,1$ мкм.

Густина суспензії і емульсії визначаються з рівняння:

$$\rho = \rho_1 x + \rho_2 x, \quad (12.2)$$

де ρ_1 і ρ_2 – густини відповідно дисперсної і суцільної (дисперсійної) фаз, кг / ч³; x – об'ємна частина дисперсної фази.

Коефіцієнт динамічної в'язкості суспензії при об'ємній концентрації твердої фази не більше ніж 10%, можна визначити за допомогою формули:

$$\mu = \mu_2 (1 - 2,5x), \quad (12.3)$$

де μ_2 – коефіцієнт динамічної в'язкості дисперсної фази, Па·с.

Якщо об'ємна концентрація твердої фази перевищує 10%, то:

$$\mu = \mu_2 (1 + 4,5x) \quad (12.4)$$

Емульсії – системи, що складаються з рідини і розподілених в ній крапель іншої рідини, не розчинній в першій. Розмір частинок дисперсної фази може коливатися в широких межах. Під дією сил тяжіння емульсії розшаровуються, однак при незначних розмірах крапель (менше 0,4...0,5 мкм) або при додаванні стабілізаторів, емульсії стають стійкими і не розшаровуються протягом тривалого часу.

Розміри частинок в емульсіях коливаються від 1...2 мкм. Для емульсій і пін характерна можливість переходу дисперсної фази в дисперсійне середовище і навпаки, в результаті *коалесценції* (злиття) крапель і при певному масовому співвідношенні фаз (концентраціях). Такий взаємний перехід називається *інверсією фаз*.

Піни – системи, що складаються з рідини і розподілених в ній бульбашок газу. Ці газо-рідинні системи за своїми властивостями близькі до емульсій, в них теж може виникати інверсія фаз.

Пили – системи, що складаються з газу і розподілених в ньому твердих частинок розмірами 3...70 мкм, вони утворюються зазвичай при дробленні, змішуванні і транспортуванні твердих продуктів.

Дими – системи, що складаються з газу і розподілених в ньому твердих частинок розмірами 0,3 ... 3 мкм, вони утворюються при горінні.

Тумани – системи, що складаються з газу і розподілених в ньому крапель рідини розмірами 0,3...3 мкм, що утворилися в процесах конденсації.

Пили, дими і тумани представляють собою аерозолі.

Крім *двофазних* існують також *трифазні* неоднорідні системи, коли в рідкій або газовій фазі розподілені одночасно частинки двох фаз. Наприклад, в ферментованому суслі рідке середовище містить дріжджові клітини і бульбашки вуглекислого газу.

У харчовій промисловості дисперсні системи можуть бути *початковими*, *проміжними* і *кінцевими продуктами*. Вони також можуть утворюватися в ході технологічних процесів (наприклад, утворення піни під час бродіння, перемішування; утворення запиленого повітря під час подрібнення або сушіння). До процесів, метою яких є отримання неоднорідних (дисперсних) систем, належать емульгування, гомогенізація, барботаж, псевдозрідження.

Результатами багатьох технологічних процесів являються виникнення неоднорідних систем, які складають рідку, тверду і газову фази, які потрібно відокремити для проведення наступних процесів отримання готового продукту або в зв'язку з екологічними вимогами. Наприклад, після кристалізації цукру тверді частинки відокремлюються від розчину; під час виготовлення вершкового масла жирові кульки відокремлюють від плазми молока; у виробництві дріжджів дріжджові клітини відокремлюють від культурного середовища.

12.2. ХАРЧОВІ ПРОДУКТИ, ЯК СИСТЕМА

Речовини, якими є харчові продукти, прийнято називати системами. Грецьким словом "система" позначають щось ціле, складене з частин. **Система** – це безліч елементів, що знаходяться у відносинах і зв'язках один з одним і утворюють певну цілісність, єдність.

Основною ознакою, за якою системи відрізняються від простих множин елементів, є так званий *синергічний ефект*. Слово синергічний походить від грецького слова *synergos*, що означає «діючий разом».

Практика показує, що при спільній дії декількох факторів в складі системи проявляються якісь додаткові властивості, які не є результатом простого складання властивостей її складових.

Наприклад, у суспензії (зола, колоїдний розчин), яка є сумішшю твердої дисперсної фази і рідкого дисперсійного середовища, є цілий ряд специфічних властивостей, яких немає ні у твердої, ні у рідкої речовини окремо. Це залежність в'язкості від концентрації дисперсної фази, властивість відстоювання, залежність хімічної активності дисперсної фази від її дисперсності, здатність утворювати внутрішні пористі структури з частинок дисперсної фази і дисперсійного середовища. Аналогічним способом системні властивості або синергічні ефекти можуть бути виділені і для інших речовин харчових виробництв.

Отже, практично всі речовини харчових виробництв є системами в зазначеному сенсі. Їхні властивості різноманітні і специфічні і можуть розглядатися з системних позицій.

Продукти харчових виробництв, як системи можуть розділятися (класифікуватися) на дві великі групи – *гомогенні і гетерогенні*.

Гомогенними (або однорідними) називають системи, що складаються з однієї фази: твердої, рідкої або газоподібної. Всі параметри гомогенних систем змінюються безперервно або в математичному сенсі – монотонно. Це означає, що в русі в такій системі в будь-якому напрямку будь-який параметр весь час або зростає, або збуває, або зростає, тобто змінюється без зміни знаку. Прикладом однорідних систем можуть бути розведені розчини, газові суміші, змішувані рідини.

Гетерогенні (неоднорідні, дисперсні) системи складаються з декількох фаз або інгредієнтів, відокремлених один від одного поверхнями поділу, які чітко фіксуються прийнятими засобами контролю. При переході через поверхню поділу вимірювані параметри змінюються стрибком. Прикладом неоднорідних систем можуть бути суспензії, емульсії, піни, тумани, пил.

У гетерогенних системах можна виділити дві фази: безперервно розподілений склад однієї фази (дисперсне середовище) і подрібнені частинки різних розмірів і форм, які знаходяться в ньому (дисперсна фаза).

12.3. МЕТОДИ РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ

Класифікація неоднорідних систем.

Продукти, як системи класифікуються за агрегатним станом, в якому знаходяться їхні основні інгредієнти. У бінарних системах, кожен з двох інгредієнтів яких може перебувати в трьох агрегатних станах (твердому, рідкому і газоподібному), можна виділити дев'ять поєднань фазових станів речовин.

Класифікація неоднорідних систем за агрегатним станом інгредієнтів приведена на рисунку 12.1.

У наведеній класифікації неоднорідних систем особливо виділяють такі системи, як «тверде – рідке», «тверде – газоподібне», «тверде – тверде». До них віднесені відповідно пластичні маси, капілярно–пористі або гелевидні і тверді неоднорідні продукти. Ці продукти відповідно до визначення неоднорідних систем мають всі їхні ознаки, і в ряді випадків перед харчовими виробництвами ставляться задачі, як утворення, так і поділ цих систем. Перше слово в класі, наприклад, «тверде – рідке» позначає дисперсійне середовище (тверде), друге – дисперсну фазу (рідка).

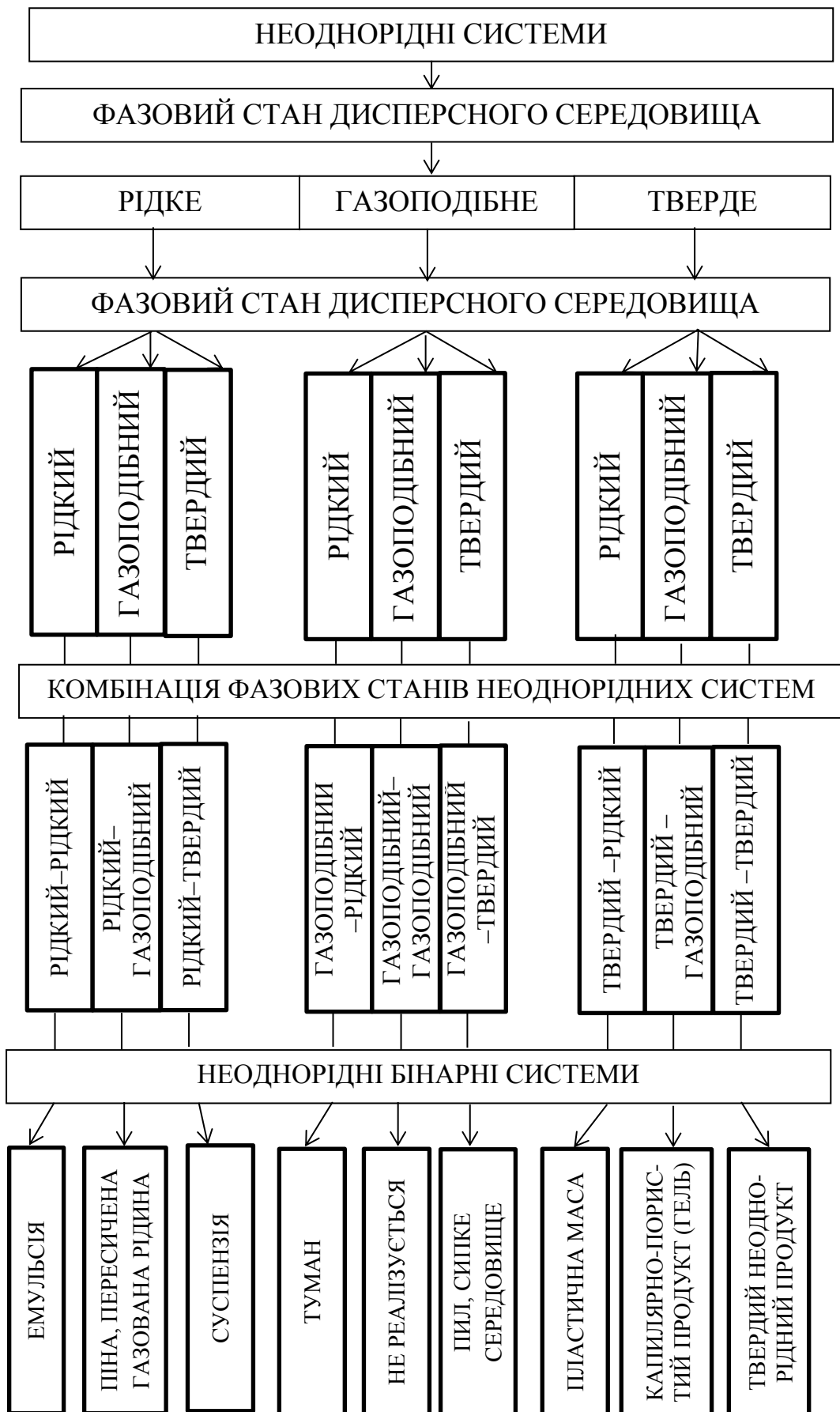


Рис. 12.1. Класифікація неоднорідних бінарних систем.

До пластичних мас класу «твердий – рідкий» відносяться тверді харчові маси, в складі яких є рідинні (водні, олійні) включення, рівномірно розподілені за обсягом, наприклад, насіння олійних культур.

До капілярно – пористих продуктів класу «твердий – газоподібний», який можна називати також гелями, відносять хліб, кондитерські вироби, шкіру, дерево. Тверді гелі можуть утворитися з дрібнодисперсних сипких матеріалів, утримуваних у вигляді єдиного утворення за рахунок адгезійних сил. Такі системи зазвичай не поділяють по фазах, але для них актуальна задача поділу дисперсної фази на складові, наприклад, по крупності.

До твердих неоднорідним продуктів класу «твердий – твердий» можна віднести ендосперм зерна. Його клітини зазвичай представляють у вигляді білкової матриці, в якій розподілені зерна крохмалю (дисперсна фаза продукту). Зерна крохмалю мають чіткі межі, що відокремлюють їх від дисперсного середовища (білка). Для розділення цього продукту на складові використовуються ті ж характерні процеси розділення, що і для інших неоднорідних систем.

При зміні концентрації дисперсної фази неоднорідна система може змінювати свою назву. Найчастіше це супроводжується інверсією фаз. При інверсії, дисперсійне середовище стає дисперсною фазою і навпаки. Так, з підвищенням концентрації в суспензіях може наступити момент, коли тверда фаза утворює суцільне безперервне середовище, в якому розподіляються чітко обмежені об'єми рідкої дисперсної фази. В цьому випадку можна говорити про перехід суспензії в пластичну масу класу «твердий – рідкий». Одним з проміжних станів цього продукту, коли дисперсійним середовищем все ще залишається рідина, але концепція твердої дисперсної фази вже велика, з'являються брижі. Саме в такому стані перебувають зокрема, сипкі піски, які за зовнішнім виглядом майже не відрізняються від звичайних пісків, але не витримують зовнішніх зосереджених навантажень.

Аналогічні зміни відбуваються з піною, якщо в ній збільшується вміст рідини; вона переходить в перенасичену газовану рідину, в якій помітна дисперсна фаза газових бульбашок. Такий продукт нестійкий, тобто знаходиться в нерівноважному стані, хоча може перебувати в цьому стані відносно довго.

Пил з підвищенням концентрації твердої дисперсної фази переходить в сипкий продукт, що має специфічні властивості.

Все сказане вище відноситься до бінарних неоднорідних систем, що складаються з двох елементів. Однак досить багато продуктів можна віднести до потрійних і складніших неоднорідних систем. Наприклад, зерновий ворох можна уявити як складну неоднорідну систему, в якій

дисперсійним середовищем є повітря, а дисперсну фазу складають зерна і не зернові домішки. У складі зерна теж можна виділити дві чітко помітні дисперсні фази – ендосперм і оболонки зерна. У складі ендосперму можна виділити дисперсійне середовище у вигляді вже згадуваної вище білкової матриці і дисперсну фазу у вигляді зерен крохмалю.

Класифікація неоднорідних систем може бути проведена за дрібністю частинок дисперсійної фази.

Ступенем дисперсності або дисперсністю D називають величину, зворотну поперечному розміру часток d , тобто $D = 1 / d$.

За цим параметром неоднорідні системи можуть розділятися на:

- Грубодисперсні, що характеризуються роздробленістю речовини [$d = 1 \dots 10^{-2}$ см, $D = 1 \dots 10^2$ (1/см)] ;
- Колоїдні системи, що характеризуються гранично високою його роздробленістю [$d = 10^{-5} \dots 10^{-7}$ см, $D = 10^5 \dots 10^7$ (1/см)] ;
- Для суспензій – грубе ($d \geq 100$ мкм) (тонке ($d = 100 \dots 0,5$ мкм), каламуть $d = 0,5 \dots 0,1$ мкм) (і колоїдний розчин $d \leq 0,1$ мкм).

Зпідвищенням дисперсності неоднорідних систем пропорційно D збільшується відношення площі поверхні частинок дисперсної фази до їхнього об'єму. В результаті все більша і більша кількість молекул в частинках виявляються на поверхні, а не в обсязі. Це істотно змінює властивості неоднорідних систем, тому що змінюється внесок в сумарні властивості системи поверхневих і об'ємних властивостей частинок. Якщо для грубодисперсних систем основний вплив на їхні властивості надають об'ємні сили, то для колоїдних розчинів основними є вже поверхневі сили. Саме за їх рахунок виникають всередині фазові зв'язки, які призводять до утворення внутрішніх структур у вигляді просторового каркаса, і не пов'язані системи переходять в гелі.

12.4. ОЗНАКИ, ВИКОРИСТОВУВАНІ ДЛЯ РОЗДІЛЕННЯ СИСТЕМ

Для розділення систем на інгредієнти використовують методи і обладнання, що відрізняються великою різноманітністю фізичних і хімічних явищ. Вибір оптимального обладнання визначається вибором ознаки, за якою інгредієнти системи істотно відрізняються.

Ознаками, що використовуються для розділення однорідних систем являються:

- відмінність розчинності рідин в рідинах;
- відмінність температур фазових переходів інгредієнтів;
- зміна розчинності твердих речовин в рідинах;
- зміна сорбційної здатності рідин;

- відмінність вологості сушильних агентів при зміні зовнішніх параметрів;
- затримування твердих частинок на пористих мембранах в процесах ультрафільтрування.

Для розділення неоднорідних систем використовують такі ознаки:

- відмінність густин складових неоднорідної системи;
- відмінність їхніх магнітних властивостей;
- відмінність електричних властивостей;
- затримування частинок дисперсної фази на твердих перегородках;
- неможливість об'єднання частинок білка при малих їхніх концентраціях в суспензіях.

Щодо використання однієї або декількох цих ознак і розрізняють способи розділення систем.

У ряді випадків перед харчовим виробництвом ставиться завдання неповного розділення неоднорідної системи, а розділення одного з компонентів, наприклад дисперсної фази, за дрібністю частинок, за магнітними або електричними властивостями або за іншими ознаками. До таких задач відносяться, наприклад розсівання зернової або борошняної суміші, виділення з неї каміння і металомагнітних частинок.

У класифікації однорідних систем на рис. 12.2., дані чотири класи таких систем. П'ятий клас, в якому обидва інгредієнта знаходяться в твердому стані, як правило, розділяють після переведення їх до іншого класу (наприклад, в клас Ж – Ж шляхом розплавлення) і вже в ньому розділяють.

Ознака відмінності температур фазових переходів інгредієнтів рідинно – рідинних систем використовують в процесах випарювання або перегонки. Випарюванню піддають системи, температури кипіння компонентів яких істотно розрізняються. Систему доводять до кипіння низькокиплячого компонента, тобто компонента, що має більш низьку температуру кипіння. При цьому він інтенсивно випаровується. У парах виявляється практично чистий киплячий компонент, а в суміші продуктів, що залишилася, відповідно підвищується концентрація другого компонента. Перегонці піддаються системи, температури кипіння компонентів яких розрізняються менш сильно. При їхньому кипінні утворюються пари, що містять обидва інгредієнта рідкої суміші, але концентрація більш летючого компоненту в них вище. При багатократному повторенні кипіння і конденсації таких бінарних систем вони поділяються на дві рідкі однорідні системи, в одній з яких підвищена концентрація одного компонента, а в другій – другого.

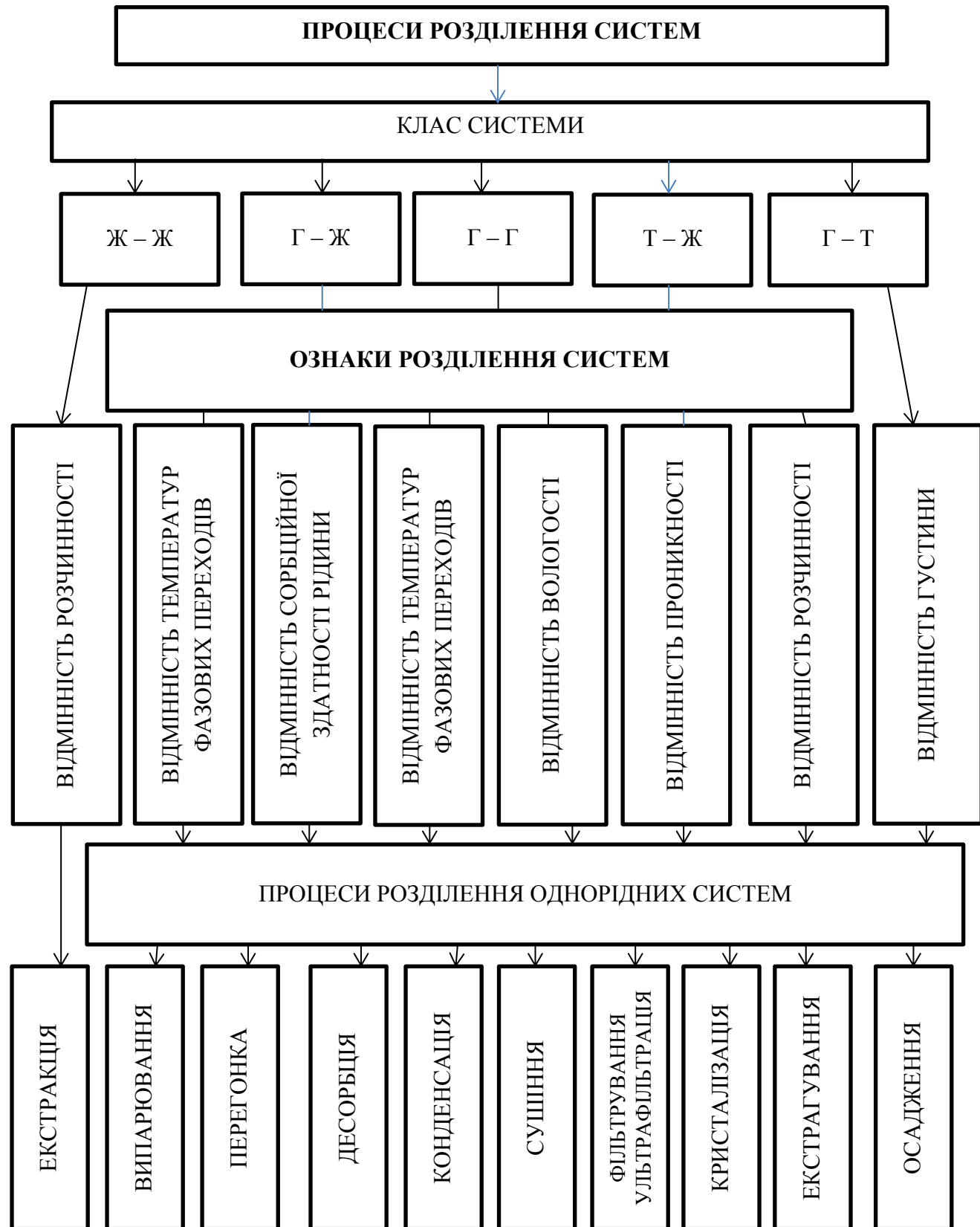


Рис. 12.2. Класифікація процесів розділення однорідних систем:
 (Ж – Ж) – рідке дисперсійне і рідке дисперсне середовище; (Г – Ж) – газове дисперсійне і рідке дисперсне середовище; (Г – Г) – газове дисперсійне і газове дисперсне середовище; (Т – Ж) – тверде дисперсійне і рідке дисперсне середовище; (Г – Т) – газове дисперсійне і тверде дисперсне середовище.

Ознака зміни розчинності твердих речовин в рідинах використовують в процесах кристалізації і екстрагування. У процесі кристалізації, зменшуючи розчинність твердої речовини, наприклад, охолодженням розчину, доводять його до стану пересичення і випадання частини розчиненої речовини у вигляді кристалів. У процесі екстрагування продукт, що складається з декількох твердих речовин, поміщають в розчинник. Проникаючи в твердий продукт, він розчиняє один з компонентів суміші. У розчині, він дифузуює переміщається до поверхні, через який переходить в навколишній розчинник. Виділення екстрагованої речовини в чистому вигляді здійснюється в інших процесах.

Ознака зміни розчинності рідин в рідинах використовують в процесі екстракції, або розділення суміші рідин. Додаючи до суміші третю рідину, розчинність однієї з яких в ній підвищена і яка згодом легко відділяється від вихідної суміші, розділяють її на дві рідкі суміші. Далі обидва інгредієнта вихідної суміші відокремлюють від третьої, доданою до них рідини, званої в даному процесі екстрагентом.

Ознаку зміни сорбційної здатності рідин застосовують в процесі десорбції розчинів газів в рідинах. Нагріваючи рідину, підвищену газом, десорбують газ з неї.

Ознака відмінності вологості сушильних агентів при зміні зовнішніх параметрів використовується в процесах сушіння. У них сушильний агент, яким у більшості випадків є повітря, підігрівують з метою зменшення його відносної сухості, вводять в контакт з висушуваним продуктом, і він відбирає з системи частину вологи.

Ознака відмінності проникаючої здатності частинок крізь пористі мембрани використовують, наприклад, в процесах ультрафільтрації розчинів. Незважаючи на те, що розчин відносять до гомогенних систем, виділення з нього розчинених частинок відбувається також, як з гетерогенних, тобто фільтруванням, але через фільтри з більш дрібними отворами.

Ознака затримання частинок дисперсної фази на твердих перегородках, при якому використовують властивість твердих частинок дисперсної фази поводитися як самостійні ізольовані утворення, здатні затримуватися фільтруючими перегородками. Розділення за цією ознакою застосовується в процесі фільтрування.

Ознака відмінності густин, складових неоднорідних систем, використовують в процесах осадження частинок, коли на них діють архімедови сили. Частинки можуть перебувати в будь-якому фазовому стані і знаходитися в рідкому або газоподібному дисперсійних середовищах. Тверде дисперсійне середовище і в цьому випадку необхідно попередньо перевести в

рідке або газоподібне. Архімедови сили виникають в полі дії будь-яких потенційних сил – ваги, інерції, електричних або магнітних. В полі сил ваги й інерції архімедови сили можуть бути спрямовані в бік дії потенційних сил або проти них в залежності від знаку різниці густин частинки і навколишнього середовища.

Якщо частинки дисперсної фази тверді, а дисперсійне середовище рідке або газоподібне, їх розділяють в процесах фільтрування, осадження (седиментації), а також під впливом масових сил електричного або магнітного походження. Якщо дисперсійне середовище теж тверде, для розділення можна використовувати попереднє перетворення неоднорідної системи в іншу неоднорідну систему, в якій дисперсійне середовище рідке або газоподібне. У новій системі дисперсійна фаза утворюється сумішшю твердих частинок, частина з яких в початковому продукті входила в тверде дисперсійне середовище. Процес розділення початкового продукту перетворюється цим в розділення дисперсної фази нової системи за іншими ознаками – дрібності, формі частинок, їхньої густини. Говорячи про розділення неоднорідних систем зазвичай розуміють під цим їхнє розділення на дисперсійне середовище і дисперсну фазу із заданою ефективністю.

Ознаки, використовувані для розділення неоднорідних систем мають загальну властивість. Всі вони є наслідком *наявності чітких меж між дисперсною фазою і дисперсним середовищем.*

12.5. МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС ГІДРОМЕХАНІЧНИХ ПРОЦЕСІВ.

Процес розділення призначений для зменшення концентрації одного з компонентів в неоднорідній системі, зведення її до мінімуму або до нуля в залежності від технологічних вимог даного виробництва або, навпаки, для підвищення концентрації іншого продукту. Наприклад, для очищення мийних вод цукрових і спиртових заводів, сатураційних соків цукрового виробництва, пивного суслу в пивоварінні намагаються зменшити або звести до нуля концентрацію цих суспензій. А в молочній промисловості і в дріжджовому виробництві метою процесу розділення є згущення молока та дріжджів, тобто збільшення концентрації в порівнянні з вихідним складом продуктів, що надходять на переробку.

Нехай неоднорідна система, що підлягає розділенню, складається з речовини «А» (дисперсійна фаза) і завислі в ній частинки «В» (дисперсна фаза). Позначимо G_c – кількість вихідної суміші, кг; x_c – вміст речовини «В» в початковій суміші мас, %; G_{Π} – кількість продукту, кг; x_{Π} – вміст речовини «В» в очищеному продукті мас, %; G_0 – кількість осаду, кг; x_0 – вміст речовини «В» в осаді мас, %.

При відсутності втрат речовин матеріальний баланс розділення можна представити так:

- за загальною кількістю речовин

$$G_c = G_{\Pi} + G_0 . \quad (12.5)$$

- За дисперсною фазою (речовини «В»)

$$G_c x_c = G_{\Pi} x_{\Pi} + G_0 x_0 . \quad (12.6)$$

Спільне рішення рівнянь (12.5) і (12.6) дозволяє визначити кількість очищеного продукту:

$$G_{\Pi} = G_c \frac{x_0 - x_c}{x_0 - x_{\Pi}} ; \quad (12.7)$$

і кількість осаду:

$$G_0 = G_c \frac{x_c - x_{\Pi}}{x_0 - x_{\Pi}} ; \quad (12.8)$$

Вміст завислих часток в очищеному продукті і в осаді вибирається залежно від технологічних вимог і залежить від методу розділення.

З рівняння (11.7) може бути знайдена концентрація завислої речовини в отриманій суміші:

$$x_c = \frac{G_{\Pi} x_{\Pi} + G_0 x_0}{G_c} . \quad (12.9)$$

Якісно процес розділення можна характеризувати кількісним фактором – ефектом розділення.

Ефект розділення, (%) – це відношення маси компонента, виділеного з дисперсійного середовища, до початкового його вмісту в суміші.

$$\Theta = \frac{G_0}{G_c} \cdot 100 = \frac{G_c x_c - G_{\Pi} x_{\Pi}}{G_c x_c} \cdot 100 . \quad (12.10)$$

Однією з характеристик процесу розділення в полі відцентрових сил є **фактор розділення** Φ_p , який являє собою відношення відцентрової сили F_{Π} до сили ваги P :

$$\Phi_p = \frac{F_{\Pi}}{P} = \frac{\omega^2 R}{g} , \quad (12.11)$$

де ω – кутова швидкість, рад/с; R – радіус, м; g – прискорення вільного падіння, м/с².

Ефективність методу розділення неоднорідних сумішей можна охарактеризувати **ступенем очищення** α газу або рідини:

$$\alpha = \frac{x_c - x_{\Pi}}{x_c} . \quad (12.12)$$

За укорінений традиції ефект розділення в різних галузях промисловості називають по-різному. Наприклад, при оцінці якості роботи циклонів його

називають ККД циклону, при очищенні стічних вод – ефектом очищення, при сепаруванні молока – ступенем знежирення молока.

Крім своєї величезної ролі в основних технологічних процесах, розділення неоднорідних систем – це процеси, що забезпечують захист навколишнього середовища від шкідливих викидів у водні і повітряні басейни. У зв'язку з постійно зростаючими вимогами до очищення стічних вод і газів роль цих процесів, які вирішують екологічні проблеми, постійно зростає.

12.6. МЕТОДИ РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ.

У харчових виробництвах чітко виникає задача розділення неоднорідних систем на складові частини. Так, у виробництві вина потрібно його освітлення, тобто відділення завислих твердих частинок від рідкої фази; пивне сусло відділяють від дробини; у виробництві цукру суспензію після сатураційних апаратів розділяють з метою отримання соку, а розділяючи утфель, отримують кристалічний цукор. У виробництвах, де для отримання продукту (сухого молока, молочно – овочевих концентратів) використовуються розпилувальні сушарки, гази уловлюються і очищуються, щоб уникнути виносу цінних продуктів і забруднення навколишнього середовища.

У харчовій технології застосовуються такі основні методи розділення: осадження, фільтрування, центрифугування, флотація. Вибір методів розділення обумовлюється розмірами завислих частинок, різницею густини дисперсної і дисперсійної фази, а також в'язкістю дисперсійної фази.

Осадження – процес розділення неоднорідних систем на фракції, при якому завислі в рідині або газі тверді або рідкі частинки відділяються від суцільної фази під дією сили ваги, відцентрових сил або електростатичних сил. Осадження, що відбувається під дією сили ваги, називається *відстоюванням*.

Фільтрування – процес розділення суспензій за допомогою пористих фільтрувальних перегородок, здатних пропускати рідину або газ, але затримувати завислі в середовищі тверді частинки (осад).

Центрифугування – процес розділення неоднорідних суспензій і емульсій на фракції в полі відцентрових сил. Розрізняють відстійне і фільтраційне центрифугування.

Відстійне центрифугування використовується для розділення складно фільтрівних суспензій з малою концентрацією, а також для класифікації суспензій за крупністю і питомою вагою частинок.

Фільтраційне центрифугування застосовується для розділення суспензій, що мають дисперсійну фазу кристалічної або зернистої структури, а також для зневоднення вологих матеріалів, пори яких цілком або частково заповнені рідиною.

Сепарування – процес розділення неоднорідних рідких сумішей на фракції, що розрізняються в полі дії відцентрових сил.

Мокре розділення – процес уловлювання завислих в газі частинок якою-небудь рідиною. Воно відбувається під дією сил ваги або сил інерції і застосовується для очищення газів і розділення суспензій.

Флотація – процес розділення сумішей, що складаються з твердих частинок з різною змочуваністю поверхні рідинами.

Зворотний осмос – це спосіб розділення розчинів шляхом їх фільтрування під тиском через напівпроникні мембрани, що пропускають розчинник і затримують молекули або іони розчинених речовин.

Ультрафільтрація – це процес розділення, фракціонування та концентрування розчинів за допомогою напівпроникних мембран.

Методи розділення вибирають в залежності від характеру складових частин системи і стану фаз (рідкої, твердої, газоподібної). При виборі методу розділення слід також врахувати фізичні і хімічні властивості середовища (рідини і газу). Часто для розділення неоднорідних систем може бути застосовано кілька методів. Наприклад, газ від пилу можна очистити шляхом фільтрування через тканину або в апаратах – циклонах. При цьому доводиться враховувати ряд факторів: мінімальний розмір частинок, які необхідно вловити; температуру, при якій повинен здійснюватися процес очищення (при цьому з'ясовується можливість застосування тканин і яких саме); витрата енергії при різних способах розділення; вартість обладнання, експлуатаційні витрати.

Контрольні питання до теми 12.

1. Які системи називаються неоднорідними?
2. Яку фазу називають дисперсною?
3. Яку фазу називають дисперсійною?
4. При яких механічних процесах утворюються неоднорідні системи?
5. Які неоднорідні системи утворюються в результаті теплових процесів?
6. Які неоднорідні системи утворюються в результаті дифузійних процесів?
7. Що називається суспензією?
8. За якою формулою визначається еквівалентний діаметр частинки?
9. Напишіть формулу для розрахунку густини суспензії.

10. За якою формулою розраховується коефіцієнт динамічної в'язкості суспензії?
11. Яка система називається емульсією?
12. Що називається інверсією фаз?
13. З яких фаз складаються піни?
14. На які види поділяються суспензії залежно від розмірів частинок?
15. Які системи називають гомогенними?
16. Які системи називають гетерогенними?
17. Назвіть фазові стани дисперсного середовища.
18. Які існують поєднання фазових станів неоднорідних систем?
19. Що називається ступенем дисперсності?
20. На які групи класифікуються неоднорідні системи за ступенем дисперсності.
21. Назвіть ознаки розділення однорідних систем.
22. Назвіть ознаки неоднорідних систем.
23. У яких технологічних процесах розділення проводиться за ознакою відмінності температур?
24. Як проводиться розділення неоднорідних систем в процесах екстрагування за ознакою зміни розчинності твердих речовин в рідинах?
25. У яких процесах розділення неоднорідних систем відбувається за ознакою відмінності вологості?
26. У яких процесах використовується ознака відмінності проникної здатності частинок.
27. У яких процесах використовується ознака проникної здатності частинок.
28. У яких процесах використовується ознака затримання частинок дисперсної фази для розділення неоднорідних систем?
29. У яких процесах для розділення неоднорідних систем використовують ознаку відмінності густин?
30. Назвіть формулу матеріального балансу для загальної кількості речовина.
31. Напишіть формулу матеріального балансу для дисперсної фази.
32. Як формується термін – ефект розділення?
33. Що являє собою фактор розділення?
34. Напишіть формулу визначення ступеня очищення?
35. Чим відрізняється сепарування від центрифугування?
36. Чим відрізняється фільтрування від ультрафільтрації?

Тести для перевірки знань

- 1) Основне кінетичне рівняння гідромеханічних процесів:
- $\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{1}{R} \Delta p .$
 - $\frac{dQ}{Fd\tau} = \frac{1}{R} \Delta t .$
 - $\frac{dM}{Fd\tau} = \frac{1}{R} \Delta c .$
 - $\frac{dM}{V_p} = K f(c) .$
- 2) Що являє собою дисперсна фаза неоднорідної системи?
- Внутрішня тонкороздроблена фаза, розподілена у зовнішній фазі.
 - Суцільна зовнішня фаза, оточуюча частинки внутрішньої фази.
 - Проміжна тверда фаза, що знаходиться між внутрішньою і зовнішньою фазами.
 - Зовнішня тонкодисперсна фаза, в якій розподілена дисперсійна фаза.
- 3) Що являє собою дисперсійна фаза неоднорідних систем?
- Хмарно зовнішня фаза, оточуюча частинки внутрішньої фази.
 - Проміжна тверда фаза, яка перебуває між внутрішньою і зовнішньою фазами.
 - Внутрішня тонкороздроблена фаза розподілена у зовнішній фазі.
 - Внутрішня рідка фаза розподілена у зовнішній дисперсійній фазі.
- 4) При яких процесах не утворюються неоднорідні системи?
- Гідравлічні процеси.
 - Дифузійні процеси.
 - Теплові процеси.
 - Механічні процеси.
- 5) За якою формулою розраховується коефіцієнт динамічної в'язкості суспензії, якщо концентрація твердої фази перевищує 10 %?
- $\mu = \mu_2(1 - 4,5 x) .$
 - $\mu = \mu_0 \sqrt{1/1 - x} .$
 - $\mu = \mu_2(1 - 2,5 x) .$
 - $\mu = \rho v .$
- 6) За якою формулою розраховується коефіцієнт динамічної в'язкості суспензії, якщо концентрація твердої фази не більше 10%?
- $\mu = \mu_2(1 - 2,5 x) .$
 - $\mu = \mu_2(1 - 4,5 x) .$
 - $\mu = \rho v .$
 - $\mu = \mu_0 \sqrt{1/1 - x} .$
- 7) Коефіцієнт динамічної в'язкості розраховується за формулою:
 $\mu = \mu_0(1 - 2,5 x)$, якщо:
- Концентрація твердої фази менше 10% .

2. Концентрація твердої фази дорівнює 10% .
 3. Концентрація твердої фази більше 10% .
 4. Концентрація твердої фази дорівнює 0% .
- 8) Яка система складається з двох рідких фаз, що не розчиняються одна в одній?
1. Емульсії.
 2. Суспензії.
 3. Піни.
 4. Тумани.
- 9) Які неоднорідні системи відносяться до аерозолів?
1. Туман, дим
 2. Емульсія.
 3. Суспензія.
 4. Піна.
- 10) З яких внутрішніх і зовнішніх фаз складається туман?
1. Газова дисперсійна і рідка дисперсна фази.
 2. Рідка дисперсійна і тверда дисперсна фази.
 3. Рідка дисперсійна і газова дисперсні фази.
 4. Тверда дисперсійна і рідка дисперсна фази.
- 11) Які розміри частинок у емульсії?
1. 1...2 мкм.
 2. 3...70 мкм.
 3. 0,3...3 мкм.
 4. 8...10 мкм.
- 12) Тонкі суспензії мають розміри частинок:
1. 0,5...100 мкм.
 2. >100 мкм.
 3. 0,1...0,5 мкм.
 4. 100...150.мкм.
- 13) Як називаються системи, що складаються з однієї фази?
1. Гомогенні.
 2. Гетерогенні.
 3. Колоїдні.
 4. Дисперсні.
- 14) Який процес характеризує мокре розділення?
1. Уловлювання завислих в газі частинок рідиною.

2. Уловлювання завислих в газі частинок за допомогою пористих перегородок.
 3. Відокремлення завислих в рідині частинок за допомогою відцентрових сил.
 4. Осадження дрібних частинок в рідині.
- 15) За якою формулою визначається ступінь очищення газу?
1. $\alpha = \frac{x_c - x_{п}}{x_c}$.
 2. $\varepsilon = \frac{G_{осаду}}{G_{суспензії}}$.
 3. $\Phi = \frac{F_{цб}}{P}$.
 4. $\Phi = \frac{\omega^2 R}{g}$.
- 16) Як традиційно називають ефект розділення на молочному виробництві?
1. Ступінь знежирення.
 2. Ефект розділення молока.
 3. Факторами розділення.
 4. ККД сепаратора.
- 17) У яких процесах для розділення використовують ознаку відмінності температур?
1. Випарювання.
 2. Кристалізація.
 3. Екстракція.
 4. Абсорбція.
- 18) У яких процесах для розділення використовується ознака розчинності?
1. Екстрагування.
 2. Перегонка.
 3. Десорбція.
 4. Адсорбція.
- 19) У яких процесах для розділення використовується ознака зміни сорбційної здатності?
1. Десорбція.
 2. Адсорбція.
 3. Абсорбція.
 4. Екстракція.
- 20) У яких процесах для розділення використовують ознаку відмінності вологості?
1. Сушіння.
 2. Фільтрування.
 3. Випарювання.

4. Кристалізація.
- 21) У яких процесах використовують для розділення ознаку відмінності проникної здатності?
1. Ультрафільтрація.
 2. Фільтрування.
 3. Осадження.
 4. Центрифугування.
- 22) У яких процесах для розділення використовують ознаку затримання частинок?
1. Фільтрування.
 2. Перегонка.
 3. Ультрафільтрація.
 4. Кристалізація.
- 23) У яких процесах для розділення використовують ознаку відмінності густин?
1. Осадження.
 2. Кристалізація.
 3. Екстракція.
 4. Відцентрове осадження.

ТЕМА 13. ОСАДЖЕННЯ В ПОЛІ СИЛ ГРАВІТАЦІЇ

Осадження – процес розділення неоднорідних систем на фракції, при якому завислі в рідині або в газі тверді або рідкі частинки відділяються від суцільної фази під дією сили ваги, відцентрових сил або електростатичних.

13.1. ВІДСТОЮВАННЯ ПІД ДІЄЮ ГРАВІТАЦІЙНОГО ПОЛЯ

Відстоювання – це окремий випадок розділення неоднорідних рідких і газоподібних систем в результаті виділення твердих або рідких частинок під дією гравітаційних сил. Застосовують відстоювання при грубому розділенні суспензій, емульсій і пилу. Цей спосіб розділення характеризується низькою швидкістю процесу. Відстоюванням не вдається повністю розділити неоднорідну суміш на дисперсну і дисперсійну фази. Однак просте апаратне оформлення процесу і низькі енергетичні витрати визначили широке застосування цього методу розділення в харчовій і суміжних галузях промисловості.

При відстоюванні повинні дотримуватися такі умови: тривалість перебування розділюваного потоку в апараті повинна дорівнювати або перебільшувати час осадження частинок; лінійна швидкість потоку повинна бути меншою за швидкість осадження. При порушенні першої умови частинки не встигають виділятися і осісти в апараті, при порушенні другої виникають вихрові потоки, які каламутять і виносять осаджувальні частинки з відстійника.

При невеликих швидкостях руху частинки відносно середовища шари рідини, набігаючи на неї плавно, розсуваються попереду частинки (в лобовій частині) і плавно змикаються позаду неї (кормової частини) (рис.13.1.а)

Самі шари не змішуються між собою. Виходить, картина дещо аналогічна ламінарному режиму руху рідини в плавно вигнутих трубах. Оскільки частинкам рідини, обтакальним тіло поблизу його поверхні, доводиться за один і той ж час пройти шлях, більший, ніж частинкам, що знаходяться в цей час далі від поверхні тіла, то швидкість руху рідини у поверхні більше, ніж на деякій відстані від неї. Внаслідок цього шари рідини переміщуються з різними швидкостями відносно один одного і тому відповідно до закону внутрішнього тертя рідин Ньютонівця виявляються сили внутрішнього тертя. Отже, сила опору залежить від в'язкості середовища, яка визначається коефіцієнтом μ . При збільшенні швидкості руху тіла (або середовища відносно нього) плавність обтікання порушується (рис. 13.1.б), струминки зриваються, з'являються завихрення. На процес вихороутворення

впливають швидкість обтікання, форма тіла і стан його поверхні (гладка, шорстка). Чим більше швидкість обтікання, тим складніше його конфігурація, ступінь шорсткості, тим інтенсивніше процес вихороутворення. Виниклі ззаду тіла вихри поширюються уздовж поверхні до передньої його частини (рис.13.1.в)

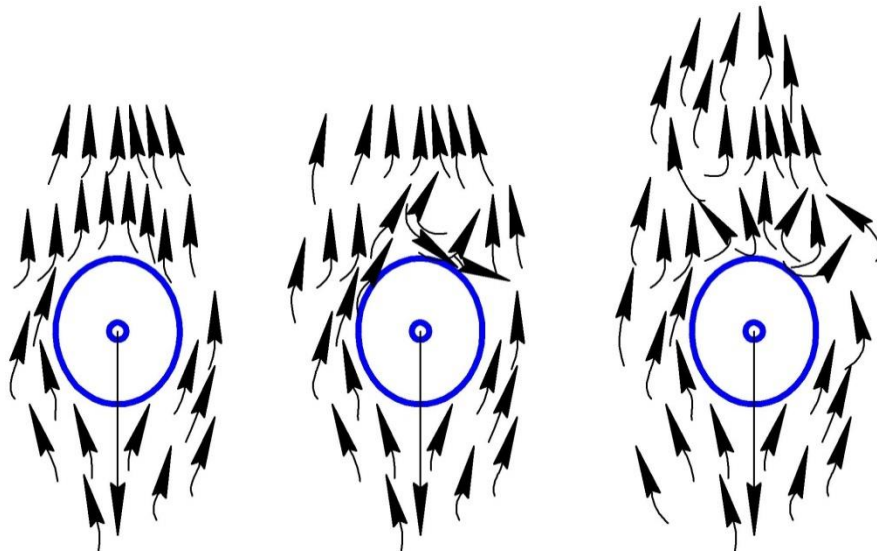


Рис.13.1. Рух частинок

Виниклі вихри виносяться загальним потоком і на деякій відстані від тіла зникають (згасають), а на їхньому місці утворюються нові. Внаслідок утворення вихрів і відриву їх від тіла позаду нього в найближчій області утворюється простір з тиском, меншим, ніж спереду; тому має місце різниця тиску в рідині з боку лобової і кормової частин тіла. Цією різницею тиску і обумовлюється в основному опір руху тіла в даних умовах обтікання.

Величина цього опору залежить від енергії, що витрачається на вихороутворення: чим інтенсивніше останнє, тим більше витрата енергії, тим більші сили опору. Тут відіграють роль інерційні сили, що виникають при завихреннях. Тому опір, викликаний інерційними силами, називають опором інерційних сил або *динамічним опором*. Але сили інерції характеризуються масою і швидкістю руху рідини щодо розглянутого тіла. Маса характеризується густиною середовища ρ_c .

Необхідною умовою процесу відстоювання в поле гравітаційних і відцентрових сил є різниця густин дисперсної фази і дисперсійного середовища, в електричному полі – різниця реакцій елементів газової неоднорідної системи на нього. Під час відстоювання неоднорідна система поділяється на продукти, які відрізняються концентрацією дисперсної фази. Залежно від конструкції апарату ці продукти тим чи іншим способом відокремлюються один від іншого.

У харчовій промисловості процес осадження використовують досить широко: у виробництві цукру – для очищення води після миття буряка, для освітлення цукрових розчинів; у виробництві пива – для освітлення пивного суслу; у виробництві крохмалю – для виділення крохмалю з крохмального молока. За допомогою відцентрового осадження розділяють молоко, отримують концентрати дріжджів, вловлюють цукрову і дріжджову пил після сушарок.

13.2. ЕЛЕМЕНТИ ТЕОРІЇ ПРОЦЕСУ ОСАДЖЕННЯ.

В процесі осадження зависла частинка переміщується в рідині під дією різних сил. Нехай на кулясту тверду частинку, осаджувальну у в'язкому середовищі, діють певні сили (рис. 13.2).

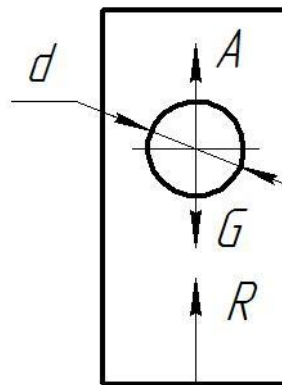


Рис. 13.2. Сили, які діють на осаджувальну частинку.

Сила тяжіння (Н), що залежить від густини та об'єму частинки:

$$G = \rho_{\text{ч}} \frac{\pi d^3}{6} g, \quad (13.1)$$

де $\rho_{\text{ч}}$ – густина частинки, кг/м^3 ; d – діаметр кулястої частинки, м; g – прискорення вільного падіння, м/с^2 .

Підйомна сила Архімеда (Н):

$$A = \rho_{\text{с}} \frac{\pi d^3}{6} g \quad (13.2)$$

де $\rho_{\text{с}}$ – густина середовища.

Сила в'язкого тертя (Н), яка спрямована проти руху частинки і визначається за законом Ньютона:

$$R = \xi F \rho_{\text{ч}} \frac{\omega_{\text{ос}}^2}{2}, \quad (13.3)$$

де ξ – коефіцієнт гідравлічного опору, що залежить від форми частинки, якості її поверхні і властивості середовища; F – площа менделєєва перерізу (проекція на площину, перпендикулярну до напрямку руху), м^2 ; для кулі $S = \pi d^2/4$; $\omega_{\text{ос}}$ – швидкість переміщення частинки вниз – швидкість осадження, м/с .

Складемо умови рівноваги для рівномірного руху частинки:

$$G = A + R$$

або

$$\rho_{\text{ч}} \frac{\pi d^3}{6} g = \rho_{\text{с}} \frac{\pi d^3}{6} g + \xi F \rho_{\text{с}} \frac{\omega_{\text{ос}}^2}{2}. \quad (13.4)$$

Перетворимо дане рівняння:

$$\begin{aligned} \rho_{\text{ч}} \frac{\pi d^3}{6} g - \rho_{\text{с}} \frac{\pi d^3}{6} g &= \xi S \rho_{\text{с}} \frac{\omega_{\text{ос}}^2}{2}; \\ g \frac{\pi d^3}{6} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) &= \xi S \rho_{\text{с}} \frac{\omega_{\text{ос}}^2}{2}; \end{aligned} \quad (13.5)$$

Вирішуючи рівняння (13.5) відносно $\omega_{\text{ос}}$ маємо:

$$\omega_{\text{ос}} = \sqrt{\frac{4gd(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})}{3\rho_{\text{с}}}}; \quad (13.6),$$

Коефіцієнт гідравлічного опору ξ , що входить в ці рівняння, залежить в першу чергу від режиму руху рідини, що омиває частинку. У гідродинаміці отримані наступні емпіричні залежності для розрахунку ξ (таблиця 13.1)

Таблиця 13.1. Рівняння для розрахунку коефіцієнта гідравлічного опору.

Режим	Значення Re	Рівняння для розрахунку
Ламінарний	$Re \leq 2$	$\xi = \frac{24}{Re}$
Перехідний	$500 > Re > 2$	$\xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}}$
Турбулентний	$Re > 500$	$\xi = 0,44$

Розрахувати швидкість осадження за формулою (13.6) можна, обчислити тільки Re і визначивши режим руху. Але в критерій Re входить швидкість, в даному випадку це і є шукана швидкість осадження:

$$Re = \frac{\omega_{\text{ос}} d \rho_{\text{с}}}{\mu} \quad (13.7)$$

Отже, розрахувати швидкість $\omega_{\text{ос}}$ за рівнянням (13.6) неможливо. У цьому випадку користуються методом послідовних наближень.

Закон Стокса. Розглянемо процес осадження частинки сферичної форми діаметром d при ламінарному русі. Тоді швидкість осадження може бути визначена наступним шляхом. Перетворимо формулу (13.6) підставивши в неї значення ξ для ламінарного руху (таблиця 13.1)

$$\xi = \frac{24}{Re} = \frac{24\mu}{\omega_{\text{ос}} d \rho_{\text{с}}} \quad (13.8)$$

Отримаємо наступну формулу для розрахунку швидкості осадження:

$$\omega_{oc} = \sqrt{\frac{4gd(\rho_4 - \rho_c)\omega_{oc}d\rho_c}{3\rho_c24\mu}} \quad (13.9)$$

Звівши в квадрат обидві частини рівняння і провівши необхідні скорочення, отримаємо для ламінарного режиму:

$$\omega^2_{oc} = \frac{gd(\rho_4 - \rho_c)\omega_{oc}d\rho_c}{18\rho_c\mu} \quad (13.10)$$

або

$$\omega_{oc} = \frac{gd^2(\rho_4 - \rho_c)}{18\mu} \quad (13.11)$$

Формула (13.11) виражає закон Стокса: при ламінарному русі швидкість осадження кулястих частинок пропорційна квадрату їхнього діаметра, різниці густини частинок і середовища і обернено пропорційна в'язкості середовища.

Підставивши отримане значення ω_{oc} в критерій Re перевіряють, чи задовольняє отриманий результат прийнятним умовам. Якщо значення Re лежить за межами, допустимими для даного режиму, розрахунок перевіряють, пробуючи інший режим.

Швидкість осадження частинок ω'_{oc} неправильної форми менше, ніж швидкість осадження кулястих частинок. Щоб її розрахувати, значення швидкості осадження ω_{oc} для кулястих частинок необхідно помножити на поправковий коефіцієнт ψ , званий коефіцієнтом форми.

$$\omega'_{oc} = \omega_{oc}\psi \quad (13.12)$$

Значення коефіцієнта форми ψ визначають дослідним шляхом:

- Для частинок округлої форми – $\psi \approx 0,77$;
- Для незграбних частинок – $\psi \approx 0,66$;
- Для довгастих частинок – $\psi \approx 0,58$;
- Для пластинчастих частинок – $\psi \approx 0,43$.

Крім того, при розрахунку швидкості осадження часток не кулястої форми у відповідні рівняння слід підставити еквівалентний діаметр:

$$d_э = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} = 1,24\sqrt[3]{V} \quad (13.13)$$

Тоді формула для визначення швидкості осадження частинок неправильної форми матиме вигляд:

$$\omega'_{oc} = \frac{1}{18} \cdot \frac{\psi g(\rho_4 - \rho_c)}{\mu} \cdot \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} \quad (13.14)$$

Порозність ε . Вище наведене теоретичне обґрунтування відноситься до однієї частинки, яка осаджується на достатньому віддаленні від стінки посудини або апарату, так зване вільне осадження. Насправді при розділенні

реальних сумішей концентрація частинок така, що неминучі взаємні зіткнення частинок і навіть видавлювання рідини з пір шару осаду, що утворюється. Це веде до зменшення дійсної швидкості стисненого осадження $\omega_{ст}$. Для характеристики концентрації суспензії введено поняття порозності ε' .

Порозність ε' – об'ємна частинка рідини в рідкій системі. Об'єм якої дорівнює сумі об'ємів рідини $V_{ж}$ і $V_{ч}$ частинок.

$$\varepsilon' = V_{ж} + V_{ч}. \quad (13.15)$$

Рекомендуються наступні емпіричні рівняння для розрахунку $\omega_{ст}$:

$$\begin{aligned} \text{При } \varepsilon > 0,7 \quad \omega_{ст} &= \omega'_{ос} \varepsilon^2 \cdot 10^{-1,82(1-\varepsilon)} \\ \text{При } \varepsilon \leq 0,7 \quad \omega_{ст} &= \omega'_{ос} \frac{0,123\varepsilon^2}{1-\varepsilon} \end{aligned} \quad (13.16)$$

Наведені вище рівняння справедливі також для осадження в полі відцентрових сил. При цьому в якості рушійної сили в рівнянні рівноваги необхідно додати відцентрову силу.

13.3. РОЗРАХУНОК ОСНОВНИХ ПАРАМЕТРІВ ВІДСТІЙНИКІВ

Відстійники проектують з розрахунку на осідання найдрібніших частинок, які містяться в суспензії. Тому тривалість перебування суспензії в апараті має бути більше часу, необхідного для осідання частинок найменшого розміру на дно апарату з певної висоти. Розрахунки відстійників виробляють на підставі матеріального балансу, питомої продуктивності або за освітленою рідиною.

Розрахунок відстійника на підставі матеріального балансу. Нехай в періодично працюючому відстійнику за час τ відстоюється обсяг суспензії V , м³, що дорівнює об'єму апарату. Складемо матеріальний баланс відстійника за твердою фазою, якщо концентрація вихідної суспензії дорівнює x_c кг/м³, а концентрація осаду $x_{ос}$, кг/м³. Вважаємо, що чистий відстій (освітлена рідина) не містить твердих частинок:

$$Vx_c = V_{ос} \cdot x_{ос} \quad (13.17)$$

Замінімо обсяг осаду $V_{ос}$ різницею об'єму суспензії V та об'єму відстою, що утворився :

$$Vx_c = (V - V_o) x_{ос} \quad (13.18)$$

Звідси обсяг відстою визначиться (м³):

$$V_o = \frac{x_{ос} - x_c}{x_{ос}} V \quad (13.19)$$

Для циліндричного відстійника обсягу V_o (м³), можна виразити через висоту шару відстоюваної рідини і площу перерізу циліндра F_o :

$$V_o = h_o \cdot F_o \quad (13.20)$$

Продуктивність відстійника ($\text{м}^3/\text{с}$) за освітленою рідиною – відстою:

$$\Pi_o = \frac{V_o}{\tau_o} = \frac{h_o \cdot F_o}{\tau_o} \quad (13.21)$$

Але висоту h_o (м) можна виразити через швидкість осадження ω_{oc} розраховується за наведеними вище рівняннями:

$$h_o = \omega_{oc} \cdot F_o \quad (13.22)$$

Підставивши h_o в рівняння (13.21), отримаємо продуктивність відстійника ($\text{м}^3/\text{с}$):

$$\Pi_o = \omega_{oc} \cdot F_o \quad (13.23)$$

Тобто продуктивність відстійника не залежить від його висоти, а залежить від швидкості осадження і площі поверхні, на яку осідають частинки.

Розрахунок відстійника за питомою продуктивністю. У прямокутний відстійник з розмірами камери l, h, b надходить на розділення неоднорідна суміш з лінійкою швидкістю ϑ (рис.13.3). При русі суспензії у відстійнику відбувається відстоювання: тверді частинки осідають на дно утворюючи шар осаду.

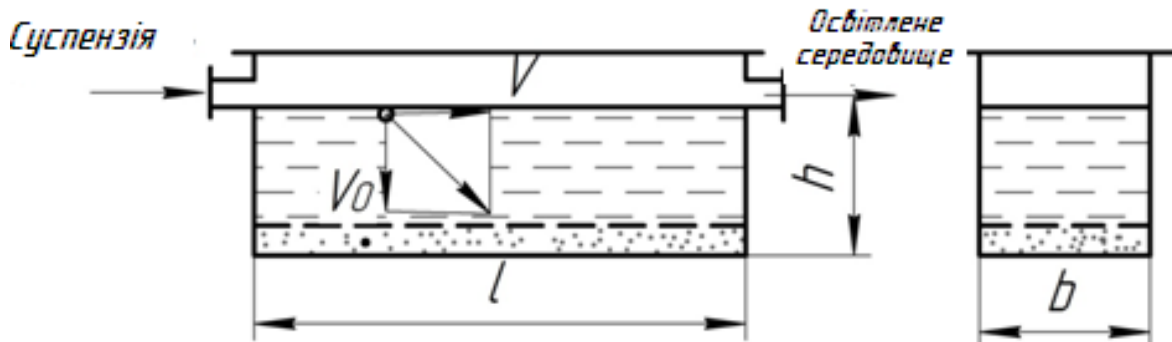


Рис. 13.3. До розрахунку продуктивності відстійника.

Встановимо зв'язок між продуктивністю відстійника і його розмірами.

$$V = l \cdot h \cdot b = V_\tau \cdot \tau_o \quad (13.24)$$

де V_τ – питома (секундна) продуктивність відстійника, $\text{м}^3/\text{с}$; τ_o – середня тривалість відстоювання частинок, с. Остання пов'язана із середньою швидкістю відстоювання частинок V_o співвідношенням:

$$\tau_o = h/V_o \quad (13.25)$$

Питома продуктивність відстійника:

$$V_\tau = l \cdot b \cdot V_o \quad (13.26)$$

Тобто вона дорівнює площі відстоювання ($F = l \cdot b$) на швидкість відстоювання. Швидкість відстоювання визначається в залежності від режиму за формулою (11.6)

$$V_o = \omega_{oc} = \sqrt{\frac{4gd(\rho_4 - \rho_c)}{3\rho_c\xi}}$$

Тривалість відстоювання можна скоротити, якщо зменшити висоту шару рідини (шлях відстоювання). Ця умова реалізована в конструкціях багатоярусних відстійників і тарілчастих сепараторах.

Якщо задана продуктивність відстійника, то з рівняння (13.26) можна визначити площу поверхні відстоювання:

$$F_o = V_\tau/V_o \quad \text{або} \quad F_o = G_\tau/(\rho_\Pi \cdot V_o) \quad (13.27)$$

де G_τ – продуктивність відстійника, рівна G_Π/τ , кг/с; ρ_Π – густина продукту, кг/м³.

$$G_\Pi = G_c \frac{x_o - x_c}{x_o - x_\Pi}$$

Оскільки $F_o = G_\Pi/(\tau\rho_\Pi \cdot V_o)$, формула (13.27), або $F_o = \tau\rho_\Pi \cdot V_o = G_\Pi$, замінимо G_Π у формулі (13.7) на отримане рівність:

$$F_o \cdot \tau \cdot \rho_\Pi \cdot V_o = G_c \frac{x_o - x_c}{x_o - x_\Pi}$$

або

$$F_o = \frac{G_c}{\tau \cdot \rho_\Pi \cdot V_o} \cdot \frac{x_o - x_c}{x_o - x_\Pi} \quad (13.28)$$

Розрахунок відстійника за освітленою рідиною. Продуктивність відстійника від швидкості потоку рідини, ширини його прямокутного перетину і висоти шару освітленої рідини:

$$G_{отс} = V_\Pi \cdot b \cdot h \quad (13.29)$$

де V_Π – швидкість потоку рідини уздовж відстійника, м/с; b – ширина відстійника прямокутного перерізу, м; $G_{отс}$ – продуктивність відстійника за освітленою рідиною, м³/с.

Час проходження суспензій відстійника:

$$\tau = \frac{l}{V_\Pi} \quad (13.30)$$

де τ – час проходження відстійника суспензій, с; l – довжина відстійника прямокутного перерізу, м.

За цей же час частинки, що осідають зі швидкістю ω_{oc} (м/с) повинні пройти найбільший шлях h , м. Отже, час відстоювання дорівнює:

$$\tau = \frac{h}{\omega_{oc}} \quad (13.31)$$

Прирівнюючи праві частини рівнянь (13.30) і (13.31) і підставляючи замість V_Π його значення з рівняння (13.29) $V_\Pi = G_{отс}/b \cdot h$, отримаємо:

$$\frac{h}{\omega_{oc}} = \frac{l}{V_{п}} = \frac{l \cdot b \cdot h}{G_{отс}} \quad (13.32)$$

Звідки продуктивність відстійника за освітленою рідиною складе:

$$G_{отс} = \omega_{oc} \cdot l \cdot b = \omega_{oc} F \quad (13.33)$$

де F – поверхня відстійника в плані, m^2 .

Рівняння (13.33) показує, що продуктивність відстійника не залежить від його висоти, а залежить від швидкості і поверхні осадження. Тому відстійники мають значну поверхню осадження при невеликій висоті, яка зазвичай не перевищує 1,8 ... 4,5 м, а для відстійників дуже великих діаметрів – не більше 7 м.

Необхідну поверхню осадження F (m^2) знаходимо з виразу:

$$F = \frac{G_{отс}}{\omega_{oc}} \quad (13.34)$$

В інженерних розрахунках поверхню відстійника, визначену за рівнянням (13.34), збільшують на 30 ... 35% тому що при виході даного рівняння допускалося, що в відстійнику відсутні застійні зони і не відбувається вихороутворення рідини, викликаного нерівномірністю осадження частинок. Крім того, по мірі руху суспензії швидкість відстоювання поступово зменшується у зв'язку зі збільшенням завислих частинок в ній.

При розрахунку багатоярусних відстійників загальну розрахункову поверхню осадження ділять порівну між ярусами.

13.4. ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ВІДСТОЮВАННЯ І ОСАДЖЕННЯ.

Процес гравітаційного відстоювання здійснюється в спеціальних апаратах, які називаються *відстійники* або *згушувачі*. Розрізняють апарати періодичної, безперервної і напівбезперервної дії, причому безперервно діючі відстійники, у свою чергу, діляться на одноярусні, двоярусні і багатоярусні.

Відстійники періодичної дії являють собою низькі ємності без перемішуючих пристроїв. Такий відстійник заповнюється суспензією, яка залишається в стані спокою протягом певного часу, необхідного для осідання твердих частинок на дно апарату. Після цього шар освітленої рідини зливають через сифонну трубку, розташовану вище рівня осаду. Осад, який звичайно представляє собою рухому, текучу, густу, рідку масу, вивантажують вручну через верх апарату або видаляють через нижній спусковий кран.

На рисунку 13.4. зображена схема відстійника періодичної дії для розділення суспензій.

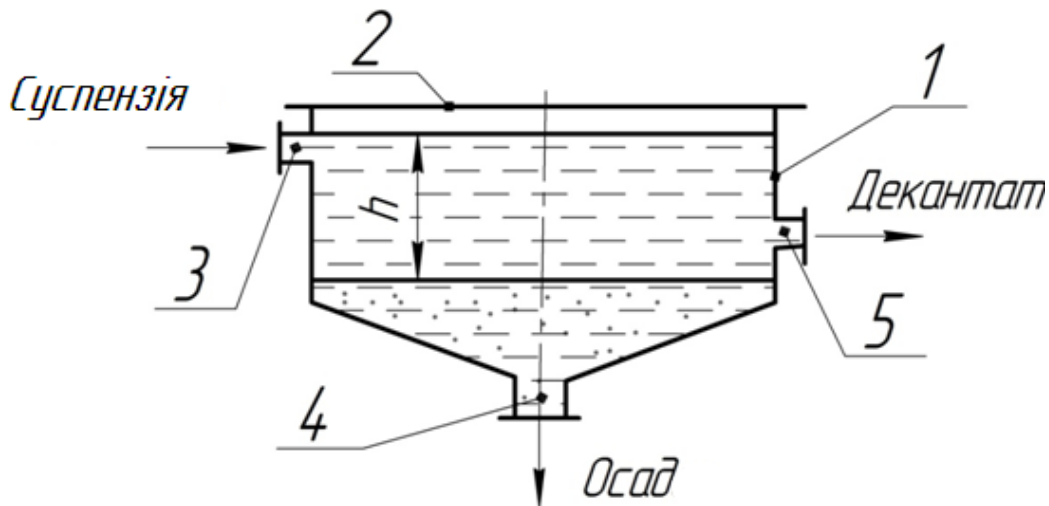


Рис. 13.4. Схема відстійника періодичної дії:

1 – циліндричний корпус відстійника; 2 – кришка; 3 – патрубок подачі емульсії; 4 – патрубок вивантаження освітленої суспензії (декантата).

Апарат для відстоювання представляє собою циліндричний резервуар з конічним дном. Суміш, що підлягає розділенню, заливається в такий апарат і піддається відстоюванню. При цьому, якщо густина суспензії $\rho_r > \rho_c$, наприклад при розділенні дріжджів, то частинки повністю або частково встигають осісти в нижню частину апарата, утворюючи тут концентрований осад, а у верхній частині утворюється освітлений шар висотою h_0 . Якщо ж $\rho_r < \rho_c$, (наприклад, при відстоюванні молока), то частинки дисперсної фази піднімаються вгору, утворюючи концентрований продукт на поверхні освітленого шару. У першому випадку через патрубок 5 в бічній стінці апарату зливається освітлений продукт (декантат), а потім вивантажується осад. У другому випадку спочатку зливається концентрований продукт, а потім спускається освітлений. Після цього апарат промивається, заливається новою порцією неоднорідної суміші і процес починається знову.

Розрахунок відстійників періодичної дії зводиться до визначення поверхні осадження F_0 і об'єму відстійника. За заданою кількістю суміші, яка повинно бути відпрацьована у відстійнику за час відстоювання τ_0 і за концентраціями можна визначити об'єм освітленого продукту V . Тоді продуктивність відстійника W ($\text{м}^3/\text{с}$) визначиться:

$$W_0 = \frac{V}{\tau_0} = \frac{h_0 \cdot F_0}{\tau_0} \quad (13.35)$$

Оскільки $\frac{h_0}{\tau_0} = \omega_{\text{ос}}$, де $\omega_{\text{ос}}$ – швидкість осадження, $\text{м}/\text{с}$, то:

$$W_0 = \omega_{\text{ос}} \cdot F_0 \quad (13.36)$$

З цієї формули видно, що продуктивність відстійника дорівнює добутку швидкості осадження і не залежить від висоти.

Потім обчислюють обсяг осаду, його висоту і загальну висоту відстійника як суму освітленого шару і осаду. Таким чином, продуктивність періодично діючих відстійників залежить тільки від поверхні осадження, а його загальна висота визначається в основному об'ємом накопичуваного осаду, що призводить до великих витрат на спорудження відстійника.

Розміри і форма відстійників залежать від концентрації дисперсної фази і розмірів частинок, розміри відстійника зменшуються. Тривалість відстоювання залежить від в'язкості дисперсійної фази, яка знижується з підвищенням температури. Тому для прискорення процесу відстоювання суспензію підігрівають, якщо це не суперечить технології.

Відстійники напівбезперервної дії. Якщо суспензію подавати безперервно, щоб не збурювався шар осаду, можна почати відводити відстій безперервно. В цьому випадку безперервна робота відстійника триває до тих пір поки нижня частина його повністю не буде зайнята осадом. За цим принципом працюють лоткові і каналні відстійники. Відстійники такого типу називаються *напівбезперервним* і використовуються на цукрових заводах для очищення транспортерно-мийних вод. Відстійники виконуються у вигляді ставків – каналів з бетонованими стінками і дном. Від осаду ставки очищують після закінчення сезону цукроваріння. Так, наприклад, в цукровому виробництві для очищення забрудненої води після транспортування та миття буряка її направляють у відстійники, що представляють собою канали довжиною до 200 м, шириною до 50 м і глибиною близько 2 м. Ці канали вириті в землі, а іноді викладені цеглою на цементі або бетоновані. Водна суспензія повільно рухається уздовж такого каналу, а тверді частинки при цьому осідають на дно. Осад (бруд) видаляється з відстійників після зупинки заводу.

У крохмало-патоковому виробництві крохмаль з крохмального молока виділяється в дерев'яних лотках довжиною до 30 м, шириною близько 0,5 м і глибиною до 0,4 м; молоко рухається уздовж цих лотків, а крохмальні зерна осідають на дно. Шар крохмалю, що накопичився на дні, періодично видаляють. За таким же принципом працюють відстійні газоходи для уловлювання золи з димових газів. В цьому випадку газоходи закриті зверху, так як в них рухаються гази.

Найпростішим серед відстійників напівбезперервної дії є відстійник, в якому частинки осідають під час проходження суспензії по лотку або каналу (рис.13.5).

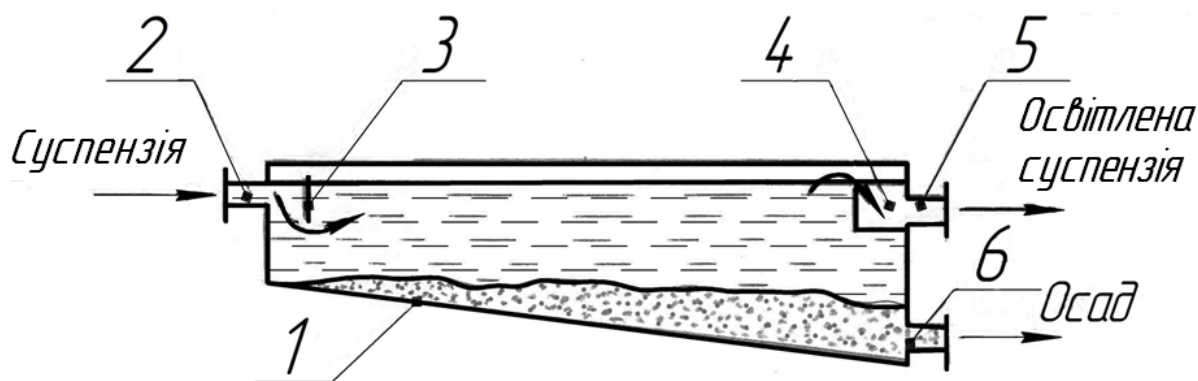


Рис. 13.5. Схема відстійника напівбезперервної дії:

1 – лоток; 2 – патрубок підведення суспензії; 3 – розподільний щиток; 4 – жолоб для збору освітленої рідини; 5 – патрубок для відводу освітленої рідини; 6 – патрубок для відводу осаду.

Швидкість руху неоднорідних сумішей уздовж відстійників приймається за дослідними даними. Слід, однак, мати на увазі, що швидкість неоднорідної суміші не повинна перевищувати певної критичної швидкості, при якій потоком рідкої фази не уносились б осаджувальні частинки заданого розміру. Цю швидкість можна визначити з наступних міркувань.

Сила тертя частинки, що осіла на дно відстійника, дорівнює силі ваги G мінус підйомна сила Архімеда A , помножена на коефіцієнт тертя між частинками і дном f , $(G - A) \cdot f$. Вони визначаються з рівняння (13.5).

$$P_T = (G - A) \cdot f = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_r - \rho_c) \cdot g \cdot f \quad (13.37)$$

Ця сила повинна бути більше сили опору потоку R , яка визначається законом опору Ньютона (13.3)

$$R = \frac{\xi \cdot F \cdot \rho_c \cdot \omega^2 \cdot \text{ос}}{2} = \frac{\xi \cdot \pi d^2 \cdot \rho_c \cdot \omega^2 \cdot \text{ос}}{4 \cdot 2} \quad (13.38)$$

Складемо рівняння нерівності $P_T > R$

$$\frac{\pi d^3}{6} (\rho_r - \rho_c) \cdot g \cdot f > \frac{\xi \cdot \pi d^2 \cdot \rho_c \cdot \omega^2 \cdot \text{ос}}{4 \cdot 2}$$

Знайдемо критичну швидкість потоку $\omega_{кр}$:

$$\omega^2 \cdot \text{ос} = \omega_{кр}^2 = \frac{\pi d^3 \cdot (\rho_r - \rho_c) \cdot g \cdot f \cdot 4 \cdot 2}{6 \cdot \pi d^2 \cdot \rho_c \cdot 4 \cdot 2} = \frac{4}{3} \cdot \frac{gdf}{\xi} \cdot \frac{\rho_r - \rho_c}{\rho_c}$$

звідки

$$\omega_{кр} = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{gdf}{\xi} \cdot \frac{\rho_r - \rho_c}{\rho_c}} \quad (13.39)$$

де d – діаметр частинки, м; f – коефіцієнт тертя між частинками і дном; ξ – коефіцієнт опору середовища; F – площа перерізу частинки, нормальної напрямку падіння, м^2 ; ρ_r – густина частинки, кг/м^3 ; ρ_c – густина середовища, кг/м^3 .

Крім того, швидкість руху потоку повинна бути такою, щоб режим течії був ламінарним. В іншому випадку при турбулентному режимі, коли в потоці відбувається перемішування, процес осадження ускладнюється і тому ефект розділення зменшується.

В описуваних відстійниках частинки дисперсної фази мають складний рух: вони разом з потоком рухаються вздовж апарату зі швидкістю ω_c і одночасно опускаються зі швидкістю осадження ω_{oc} (рис.13.3). При конструюванні відстійника необхідно підібрати таке співвідношення між висотою освітленого шару h і довжиною апарату l , щоб при даній швидкості осадження ω_{oc} і прийнятій швидкості руху потоку ω_c час осадження був менше часу руху рідини вздовж відстійника.

Відстійники безперервної дії. Прагнення інтенсифікувати процес відстоювання і зменшити витрати праці за рахунок скорочення часу на вивантаження осаду призвело до створення безперервно діючих відстійників. У цих відстійниках подача неоднорідної суміші і видалення продуктів розділення здійснюється одночасно і безперервно.

Для відстоювання невеликих кількостей рідини застосовують відстійники у вигляді низьких циліндричних вертикально встановлених резервуарів з конічним днищем, що мають кран або люк для розвантаження осаду і кілька кранів для зливу рідини, встановлених в корпусі на різній висоті.

Одноярусний відстійник безперервної дії зі скребковою мішалкою (рис.13.6) представляє собою циліндричний резервуар 1 з конічним днищем і внутрішнім кільцевим жолобом 2.

Мішалка обертається повільно зі змінною частотою від 0,2 до 0,5 хв^{-1} , щоб не порушувати процес осадження. Початкова суспензія безперервно подається в патрубок 3, в середину резервуара. Освітлена рідина переливається в кільцевий жолоб 2 і видаляється через патрубок 6. В об'ємі відстійника від нижнього краю розподільного патрубку 10 до днища відбувається поступове згущення початкової суспензії і формування осаду на днищі. Осад видаляється з резервуара через розвантажувальний патрубок 9 за допомогою діафрагмового насоса.

Одноярусні відстійники зі скребковими мешалками мають наступні переваги:

- У них досягається рівномірна густина осаду;
- Є можливість регулювати або змінювати продуктивність;
- Забезпечується більш ефективно зневоднення осаду внаслідок легкого збовтування його мішалкою;
- Можливість повної автоматизації процесу осадження.

До недоліків цих апаратів слід віднести їхню громіздкість.

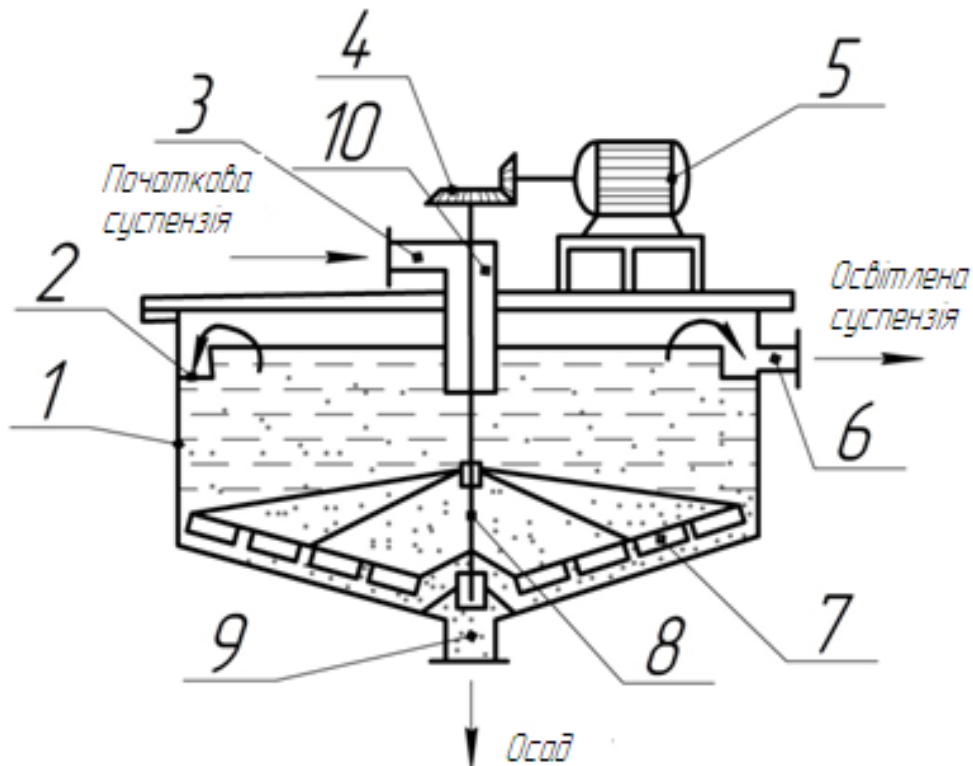


Рис. 13.6. Відстійник безперервної дії зі скребковою мішалкою:

1 – циліндричний резервуар; 2 – кільцевий жолоб; 3 – патрубок подачі суспензії; 4 – редуктор; 5 – електродвигун; 6 – патрубок відводу освітленої суспензії; 7 – лопаті зі скребками; 8 – мішалка; 9 – патрубок відводу осаду; 10 – розподільний патрубок.

Багатоярусні відстійники (рис.13.7) представляють собою кілька відстійників, поставлених один на інший, або циліндричний резервуар з конічним днищем, всередині якого є конічні перегородки, що розділяють відстійники на яруси. В результаті цього значно знизилася громіздкість і збільшилася площа поверхні відстоювання. Такі відстійники використовуються в тих виробництвах, де потрібні великі поверхні осадження, з метою економії площ приміщень, наприклад, на цукрових заводах для згущення сатураційних соків.

Гравітаційний відстійник представляє собою вертикальний циліндричний корпус 22 з конічним днищем 2 і кришкою 15. Усередині корпусу встановлено вертикальні перегородки 21, що розділяють відстійник на п'ять ізольованих робочих корпусів 20. Верхній шостий корпус 17 є підготовчим.

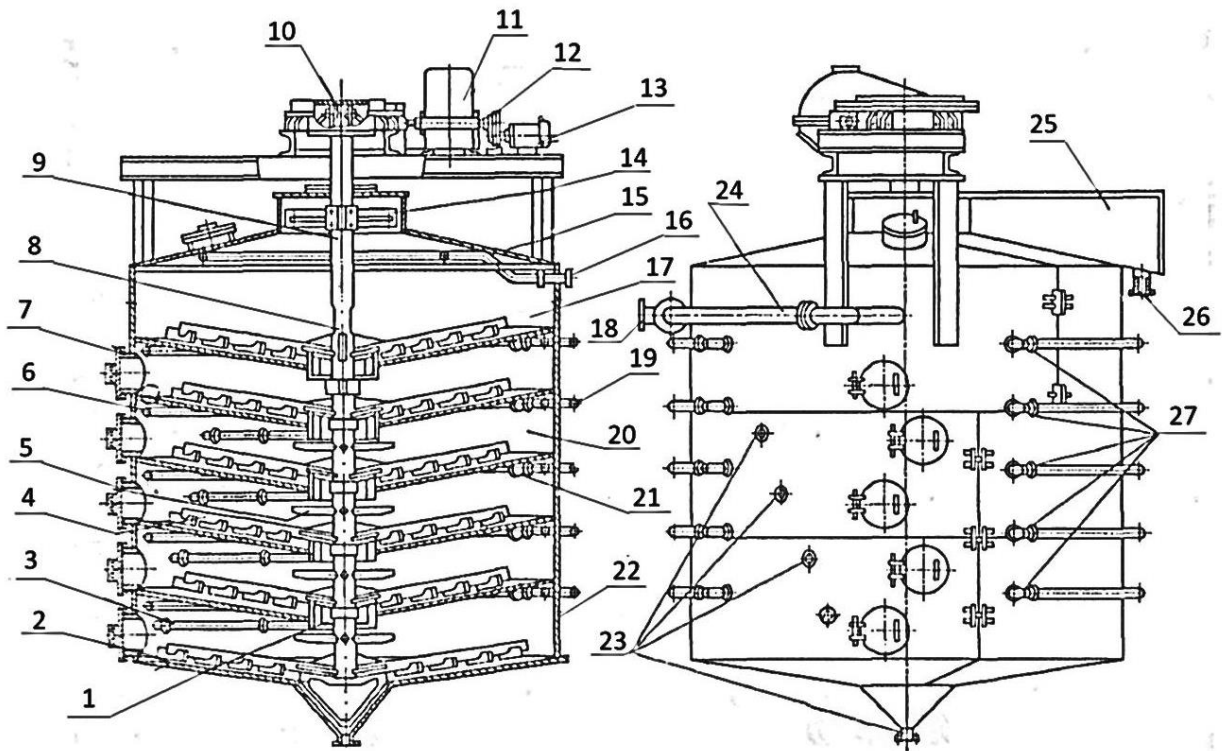


Рис. 13.7. Багатоярусний гравітаційний відстійник:

1 – грязьові камери; 2 – днище; 3 – труба; 4 – згрібальний пристрій; 5 – живильник; 6,24 – колектори; 7 – люк; 8 – вікно; 9 – трубовал; 10 – черв'ячна передача; 11 – редуктор; 12 – пасова передача; 13 – електродвигун; 14 – лопать; 15 – кришка; 16 – барботер; 17 – підготовчий ярус; 18, 23, 26,27 – патрубки; 19 – зовнішній колектор; 20 – робочі яруси; 21 – перегородки; 22 – корпус; 25 – короб.

За вертикальною віссю відстійника проходить трубовал 9, який обертається за допомогою приводу, що складається з черв'ячної пари 10, редуктора 11, передачі 12 і електродвигуна 13. До трубовалу приварені живильники 5, через які початкова суспензія надходить в кожен з п'яти ярусів, а також згрібальні пристрої 4, що служать для подачі осаду до центру - в грязьові камери 1. Труби 3 служать для відводу осаду з грязьових камер відстійника, в колектор 6 з отворами в нижній частині – для відводу освітленого соку на зовнішні колектори 19.

Відстійник забезпечений люками 7 для огляду і очищення, а також патрубками 18 – для виходу соку, 23 – для виходу згущеної суспензії і 27 – для виходу декантата. У верхньому ярусі відстійника міститься паровий барботер 16, що представляє собою кільцеву трубу з отворами для проходу пари і призначений для гасіння утвореної піни. Короб 25 з патрубком 26 призначений для відведення надлишку піни.

Нефільтрований сік через патрубков 18 і колектор 24 надходить у верхній підготовчий ярус 17 відстійника для відділення газу і повітря і гасіння піни.

Відокремлена піна лопатою 14 скидається в піно відвідний короб 25 і видаляється з відстійника через патрубок 26. Суспензія з підготовчого ярусу надходить через вікна 8 всередині Трубовал 9 і рухаючись вниз розподіляється по ярусах відстійника за допомогою живильників 5, потім надходить в нижче розташований ярус через отвори в днищі грязьової камери верхнього ярусу.

Перебуваючи певний час в ярусах відстійника, суспензія відстоюється. Освітлена рідина (декантат) відбирається з верхньої частини кожного ярусу за допомогою колекторів 6 і виводиться з відстійника через патрубки 27. Осад, який осів на конічних перегородках 21, згрібається пристроями 4 в грязьові камери 1, з яких у вигляді згущеної суспензії через труби 3 і патрубки 23 відводиться в контрольний ящик.

У відстійнику з метою більш рівномірного розподілу осаду вал складається з труб різного перерізу: чим вище ярус, тим менше переріз труби, що направляє вихідну суспензію з підготовчого ярусу в робочі. Такий пристрій розподільного вала дозволяє направляти суспензію з підготовчого ярусу по всіх робочих ярусах з однією і тією ж концентрацією твердих частинок, що забезпечує однакову швидкість осадження у всіх ярусах відстійника, а відтак і рівну продуктивність всіх корпусів.

До переваг відстійників відносяться простота обслуговування і відсутність необхідності в фільтрувальній тканині.

Недоліки гравітаційних відстійників – громіздкі і займають багато виробничої площі; суспензія перебуває в них тривалий час. Наприклад, відстійники для очищення сатураційного соку на цукрових заводах мають діаметр 4 – 5 м при висоті 4 – 6,5 м. Тривалість перебування соку в таких апаратах близько 1,5 год. Це пов'язано з малою швидкістю осадження, яка залежить від багатьох факторів і в першу чергу від в'язкості рідини і розміру очікуваних частинок.

З метою зменшення в'язкості суспензію перед відстоюванням нагрівають, а для збільшення розміру частинок вдаються до коагуляції – об'єднання декількох частинок в одну за рахунок додавання коагулянтів. В якості коагулянтів використовують розчинні у воді солі (електроліти), які, гідролізуючись, утворюють пухкі гідрати окислів металів, які сприяють злипанню частинок.

Інший метод агрегування дрібних частинок – флокуляція, яка складається в додаванні до суспензії невеликої кількості речовини, які, адсорбуючись на поверхні твердих частинок в суспензії, призводять до їхнього злипання.

Ці технологічні прийоми можуть істотно збільшити швидкість осадження.

Концентрацію дисперсних частинок в осаді регулюють швидкістю відведення осаду. Чим менший об'єм осаду відводиться, тим більше в ньому концентрація частинок. Однак, при цьому потрібно враховувати можливість транспортування осаду по трубопроводу. Ступінь очищення суспензії від дисперсних частинок регулюють швидкістю надходження суспензії в відстійник. Зменшуючи швидкість надходження суспензії, збільшують тривалість її перебування в відстійнику і отже, концентрацію твердої фази в осаді, що звичайно впливає на ефективність роботи відстійника в цілому.

13.5. РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СУМІШЕЙ МЕТОДОМ ФЛОТАЦІЇ

Процес флотації, заснований на різній змочуваності поверхні твердих тіл рідиною, використовують для розділення сумішей, що складаються з твердих частинок, що утворюють суспензії в рідинах.

З курсу фізики відомо, що чисту сталеву голку можна обережно покласти на поверхню води, і вона не потоне. Голка погано змочується водою і утримується на поверхні силами поверхневого натягу. Якщо взяти іржаву голку і спробувати покласти її на воду, вона потоне. Іржава голка добре змочується водою і це є причиною її занурювання.

Подібне явище спостерігається при підйомі бульбашки повітря в рідкій суміші, що містить тверді частинки.

Нехай бульбашка повітря 1 (рис.13.8) піднімається в рідині 2, де розподілені тверді частинки 3. Частинка добре змочується рідиною, отже, кут змочування Q дорівнює нулю. Ця частинка з усіх боків оточена шаром рідини і тому не може прийти в зіткнення з вільною поверхнею рідини усередині бульбашки, не може бути «спіймана» бульбашкою, що переміщається вгору. Ця частинка або осяде вниз під дією сили ваги, або буде віднесена в сторону рухомих потоком.

Якщо частинка погано змочується рідиною, кут змочуваності Q досить великий. Тому частинка буде «спіймана» бульбашкою. Вона як би плаває і разом з нею переміщується вгору.

На практиці дуже рідко доводиться мати справу із сумішами, одні компоненти яких добре змочуються рідиною і інші погано. Тому в розділюванні суспензії додають так звані *збирачі* - органічні сполуки, які добре змочують один з компонентів.

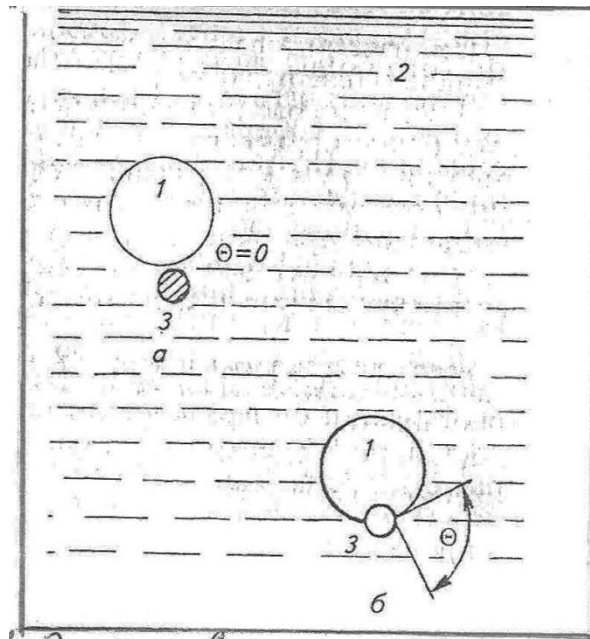


Рис. 13.8. Схема флотації:

а – частинка добре змочується рідиною; б – частинка погано змочується рідиною; 1 – бульбашка повітря; 2 – рідина; 3 – тверда частинка.

Невелика добавка збирача до суспензії призводить до того, що частинки компонента, що видаляється, покриваються тонким шаром речовини збирача, яка в свою чергу, погано змочується водою. Вони захоплюються бульбашками повітря, що безперервно барботується через шар рідкої суміші в апараті, і уносяться вгору, концентруючись в піні на поверхні.

Крім збирачів, в розділювані суміші додають *активатори* – речовини, що вибірково діють на поверхню окремих компонентів, збільшуючи або зменшуючи змачуваність частинок збирачем. Це особливо важливо в разі, коли відокремлювані частинки без активатора не змочуються збирачем.

Для успішного накопичення частинок, що видаляються, на вільній поверхні необхідно мати стійкий шар піни. Тому в вихідні суміші додають ще й піноутворювачі, що сприяють утворенню інтенсивної і стійкої піни.

На рис. 13.9. зображена схема одного з простих флотаційних апаратів. В апарат, заповнений суспензією, повітря підводиться знизу через розподільний пристрій 1 і у вигляді бульбашок барботує через рідину, захоплюючи на своєму шляху не змочувані частинки. Шар піни, який утворюється на поверхні, що містить відокремлювані частинки, переливається через бічну перегородку апарату. Змочувані частинки, що осідають, видаляються через патрубок для виходу осаду 4 в нижній частині, а відпрацювавши рідина відводиться через верхній злив 3. Попередньо підготовлена, ретельно перемішана з домішками активатора, збирача і піноутворювача, суміш подається через горловину. Отримана при флотації

піна спрямовується у відстійники або фільтри, де залишок відділяється від рідини. Потім осад висушується.

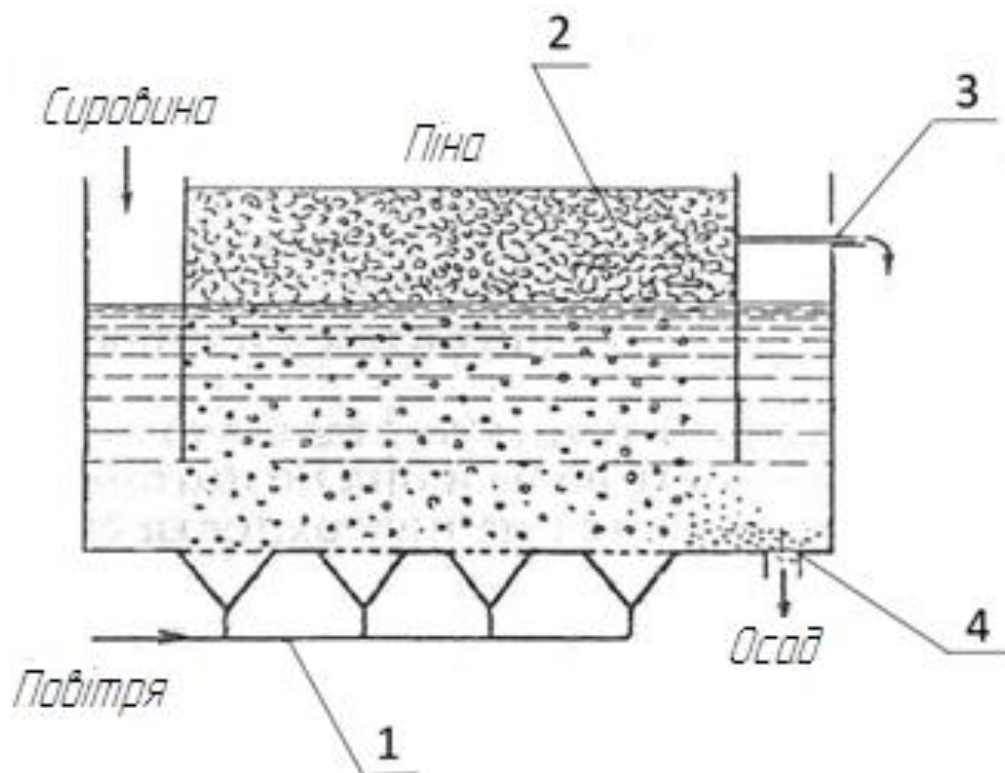


Рис. 13.9. Схема апарату для флотації:

1 – розподільник повітря; 2 – шар піни; 3 – злив рідини; 4 – патрубок для виходу осаду.

Для покращення контакту бульбашок повітря і відокремлюваних частинок, в деяких апаратах додатково влаштовують механічні мішалки. Великі промислові установки зазвичай складаються з декількох апаратів, які працюють послідовно і утворюють один ступінь флотації. У гірничорудній промисловості при збагаченні мінеральної сировини застосовують складні установки, що складаються з декількох ступенів флотації, у кожній з яких відокремлюється один компонент. У харчовій промисловості процеси флотації мають обмежене застосування. Їх використовують у виробництві крохмалю і в деяких випадках при очищенні промислових стоків.

Контрольні питання до теми 13

1. Що називається осадженням?
2. Чим відрізняється осадження від відстоювання?
3. Поясніть сутність динамічного опору.
4. Що є необхідною умовою процесу відстоювання?
5. Які сили діють на частинку при осадженні?
6. Напишіть формулу сили ваги.
7. Напишіть формулу підйомної сили Архімеда.

8. Напишіть формулу сили в'язкого тертя за законом Ньютона.
9. Складіть умову рівноваги для рівномірного руху частинки.
10. За якою формулою розраховується швидкість осадження?
11. За якою формулою розраховується критерій Рейнольдса?
12. Назвіть значення критерію Рейнольдса для ламінарного режиму.
13. Назвіть значення критерію Рейнольдса для перехідного режиму.
14. Назвіть значення критерію Рейнольдса для турбулентного режиму.
15. Що виражає закон Стокса?
16. Напишіть формулу, яка виражає закон Стокса.
17. Який параметр характеризує осадження частинки неправильної форми?
18. Напишіть формулу еквівалентного діаметра для частинок пеноподібної форми
19. Дайте характеристику вільного осадження.
20. Дайте характеристику стисненого осадження.
21. Що називається порозністю в рідкій системі?
22. Напишіть формулу розрахунку порозності.
23. Як визначається продуктивність відстійника за освітленою рідиною?
24. Як визначається питома продуктивність відстійника?
25. Поясніть пристрій і принцип роботи відстійника періодичної дії.
26. Напишіть формулу продуктивності відстійника не періодичної дії
27. Поясніть пристрій і принцип роботи відстійників напівбезперервної дії.
28. Поясніть пристрій і принцип роботи відстійників безперервної дії.
29. Поясніть, що являє собою коагуляція частинок?
30. Поясніть сутність методу флоакуляції дрібних частинок.
31. На чому заснований процес флоатації?
32. Яку функцію виконують збирачі в процесі флоатації?
33. Накресліть схему процесу флоатації і поясніть принцип її роботи.
34. Поясніть пристрій і принцип роботи апарату для флоатації.
35. Призначення активаторів і принцип їхньої дії.

Тести для перевірки знань

- 1) За яким законом визначається підйомна сила, що діє на частинку, осаджувальну в в'язкому середовищі?
 1. Закон Архімеда.
 2. Закон Ньютона.

3. Закон Стокса.
4. Критерій Рейнольдса.

2) За якою формулою визначається сила в'язкого тертя, яка діє на осаджувальну частинку?

$$1. R = \xi \cdot F \cdot \rho_c \frac{\omega_{oc}^2}{2}$$

$$2. Re = \frac{\omega_{oc} d \rho_c}{\mu}$$

$$3. G = \rho_4 \frac{\pi d^3}{6} g$$

$$4. A = \rho_c \frac{\pi d^3}{6} g$$

3) Яке значення критерію Рейнольдса для турбулентного режиму руху рідини?

1. $Re > 500$
2. $500 > Re > 2$
3. $Re = 500$
4. $Re = 0$

4) За яким законом визначається швидкість осадження частинок?

1. Закон Стокса
2. Закон Архімеда
3. Закон Ньютона
4. Закон всесвітнього тяжіння

5) Яка формула описує закон Стокса?

$$1. \omega_{oc} = \frac{gd^2(\rho_4 - \rho_c)}{18\mu}$$

$$2. \xi = \frac{24}{Re} = \frac{24\mu}{\omega_{oc} d \rho_c}$$

$$3. R = \xi \cdot F \cdot \rho_c \frac{\omega_{oc}^2}{2}$$

$$4. G = \rho_4 \frac{\pi d^3}{6} g$$

6) Як називається органічна сполука, яка добре змочує один з компонентів при флотації?

1. Збирачі
2. Піноутворювачі
3. Активатори
4. Коагулянти.

7) Яким методом збільшують розміри частинок при осадженні?

1. Коагуляція
2. Концентрація
3. Флокуляція
4. Кристалізація

8) Які умови потрібно дотримувати при відстоюванні?

1. Тривалість перебування суспензії у відстійнику має дорівнювати часу осадження частинок.

2. Тривалість перебування повинна бути більше часу осадження частинок.

3. Лінійна швидкість потоку повинна бути менше швидкості осадження.

4. Всі перераховані відповіді правильні.

9) Яке рівняння являється умовою рівноваги для рівномірного руху частинок?

1. $G = A + R$ 3. $R = G + A$

2. $G = A - R$ 4. $A = G + R$

10) За якою формулою визначається продуктивність відстійника за освітленою рідиною?

1. $G_{отс} = V_{п} \cdot b \cdot h$

2. $V_{\tau} = l \cdot b \cdot V_0$

3. $W_0 = \frac{V}{\tau_0} = \frac{h_0 \cdot F_0}{\tau_0}$

4. $W_0 = \omega_{ос} \cdot F_0$

ТЕМА 14. ОСАДЖЕННЯ В ПОЛІ ВІДЦЕНТРОВИХ СИЛ.

14.1. ПРОЦЕС ЦЕНТРИФУГУВАННЯ РІДКИХ СУМІШЕЙ.

З метою інтенсифікації розділення пилу, суспензій і емульсій, процес осадження проводять під дією відцентрової сили.

Для створення поля відцентрових сил використовують два технічних прийоми:

- 1) потік рідини або газу обертається в нерухомому апараті;
- 2) потік надходить у обертовий апарат і обертається разом з ним.

В першому випадку процес називається *циклонним*, а апарат – циклоном, у другому – *відстійним центрифугуванням*, а апарат – відстійною центрифугою або сепаратором. У відцентровому полі можна здійснювати два важливих процеси розділення неоднорідних систем – осадження і фільтрування.

Вважається, що метод центрифугування був застосований ще в Стародавньому Китаї при віджиманні соків. Відомо також, що теоретичне дослідження механіки процесу почав в 17 столітті Гюйгенс, який також вперше використовував термін "відцентрова сила". Перша центрифуга для розділення рідких сумішей була винайдена шведським інженером Лавалем в 1879 р. На використанні відцентрової сили була заснована робота староіндійських маслоробок для збивання вершків у масло. Цими примітивними пристроями користувалися близько п'яти тисяч років тому.

Промислове застосування центрифуг відноситься до першої половини 19 століття, коли в 1836 році в Парижі Готфрідом Пенцольдом була сконструйована центрифуга для зневоднення тканини. З середини 19 століття було налагоджено масове виробництво центрифуг для цукрової промисловості, а в кінці століття широкого поширення набули відцентрові машини для розділення емульсії, які були розроблені Лавалем і названі сепараторами. Це сприяло значному прогресу в багатьох галузях переробної промисловості, особливо при виробництві молочних продуктів.

Схеми простих відстійних центрифуг періодичної дії представлені на рисунку 14.1. Обидві центрифуги розраховані на ручне вивантаження осаду, але відрізняються розташуванням вала ротора.

Основні частини цих центрифуг: цілісний барабан 2, який насаджується на обертовий вал 1, і корпус 3. Під дією відцентрової сили тверді частинки осідають з суспензії, яка подається в центрифугу і відкладається у вигляді цілісного осаду на стінках барабана; освітлена рідина переливається в кожух

і відводиться з нього через нижній патрубок. По закінченню роботи центрифугу зупиняють і вивантажують осад лопатами або совками.

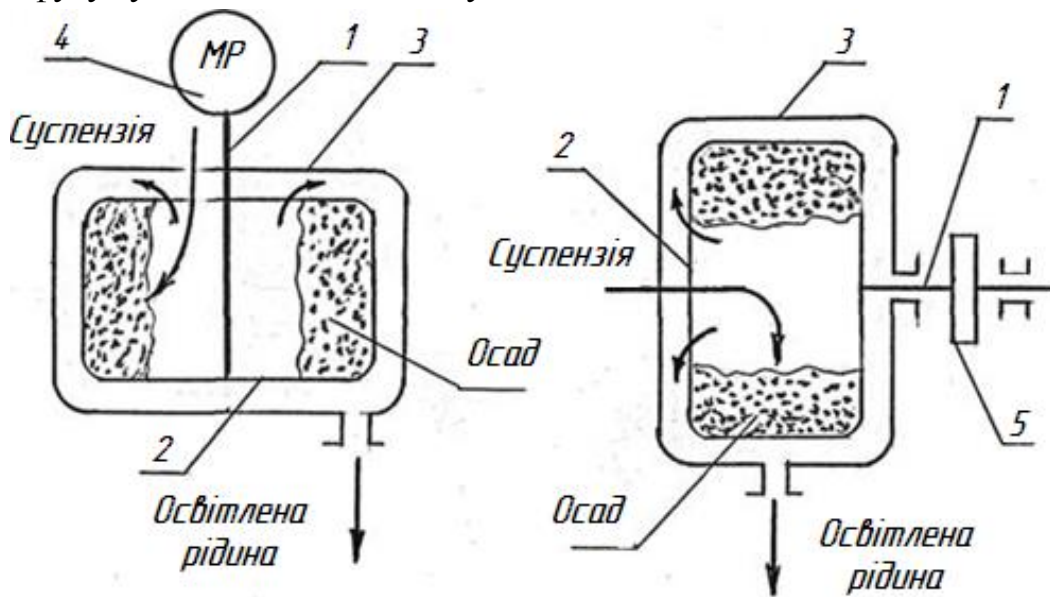


Рис. 14.1 Схема відстійника центрифуги періодичної дії з ручним вивантаженням осаду:

1 – вал центрифуги; 2 – барабан; 3 – кожух; 4 – мотор-редуктор; 5 – приводний шків: а – вертикальний; б – горизонтальний.

В даний час відцентрове осадження використовується для розділення суспензій шламів, емульсій, розчинів і аерозолів. Реалізацію цього процесу при обробці суспензій і шламів доцільно виконувати двома методами:

- 1) розділення за рахунок використання об'ємних сил дисперсної фази в апаратах, які мають ротор з суцільною стінкою;
- 2) використання об'ємних сил дисперсної фази і частково дисперсійної в апаратах, які мають ротор з перфорованими стінками.

Процес розділення неоднорідних систем в центрифугах з суцільною стінкою ротора, можна розділити на процес освітлення, коли вміст частинок дисперсної фази незначний, і осадження, коли система містить значну кількість небажаних домішок. Осадження, як і відцентрова фільтрація складається в основному з трьох фізичних процесів:

- осадження твердої фази (для фільтрувальних центрифуг – проходження елементів продукції через перфоровану оболонку);
- ущільнення залишку (відцентрове віджимання рідини), використовується, наприклад, при обробці цукрового утфелю;
- часткове виділення із залишку рідини, яка утримується молекулярними силами.

Отже, підсумуємо основні положення процесу осадження неоднорідних систем в поле відцентрових сил.

Центрифугування – процес розділення рідких неоднорідних систем в полі відцентрових сил з використанням суцільних або проникних для рідини перегородок. Розрізняють відцентрове осадження і відцентрове фільтрування. У першому випадку центрифугування виконується в роторах з суцільними стінками, у другому – з перфорованими. Суспензії можна розділяти як в суцільних роторах, так і в перфорованих, а емульсії – тільки в роторах, що мають суцільну стінку.

Для центрифугування призначені машини, звані центрифугами і рідинними відцентровими сепараторами.

Розділення суспензій методом відцентрового осадження поділяють на відцентрове освітлення, відцентрове згущення і осаджувальне центрифугування.

Відцентрове освітлення – виділення твердої фази з мало концентрованої суспензії. Для цього процесу використовують освітлюючі шнекові центрифуги, трубчасті центрифуги і рідинні сепаратори з тарілчастими вставками.

Відцентрове згущення – процес, при якому виділені частинки дисперсної фази концентруються у відносно невеликому об'ємі дисперсійного середовища. Для цієї мети призначені сепаратори-згущувачі, з роторів яких безперервно відводиться осад у вигляді концентрату.

Осаджувальне центрифугування – розділення середньо- і висококонцентрованих суспензій. Для проведення цього процесу використовують зазвичай зневоднювальні і осаджувальні шнекові центрифуги, а також – центрифуги періодичної дії з ручним або механізованим вивантаженням осаду.

Відцентрове фільтрування – розділення суспензій центрифугуванням в перфорованих роторах центрифуг періодичної і безперервної дії.

14.2. ЕЛЕМЕНТИ ТЕОРІЇ ПРОЦЕСУ ВІДЦЕНТРОВОГО ОСАДЖЕННЯ.

Швидкість осадження. При ламінарному русі швидкість осадження частинок визначається з рівняння Стокса (13.11):

$$v_{\text{ц ос}} = \frac{d^2(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})}{18\mu}, \quad (14.1)$$

де $v_{\text{ц ос}}$ – швидкість осадження, м/с; d – діаметр частинки, м; $\rho_{\text{ч}}$ – густина частинки, кг/м³; $\rho_{\text{с}}$ – густина середовища, кг/м³; μ – динамічна в'язкість середовища, Па·с.

Діючим прискоренням в даному випадку є відцентрове прискорення a , м/с²

$$\alpha = \omega^2 \cdot r \quad (14.2)$$

де ω – кутова швидкість обертання частинки, с^{-1} ; r – радіус обертання частинки, м.

Тоді формула для визначення швидкості осадження у відцентровому полі при ламінарному русі частинки набуде вигляду:

$$v_{\text{ц ос}} = \frac{d^2}{18\mu} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) \omega^2 r . \quad (14.3)$$

Якщо густина замінити питомою вагою частинки γ , то:

$$v_{\text{ц ос}} = \frac{d^2}{18\mu} (\gamma_{\text{ч}} - \gamma_{\text{с}}) \frac{\omega^2 r}{g} . \quad (14.4)$$

Відповідно до цієї формули, при ламінарному режимі швидкість осадження у відцентровому полі у стільки разів більше швидкості осадження в гравітаційному полі, у скільки разів відцентрове прискорення більше прискорення вільного падіння.

Для визначення швидкості осадження при турбулентному режимі скористаємося формулою (13.6):

$$v_{\text{ц ос}} = \sqrt{\frac{4gd(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})}{3\xi \rho_{\text{с}}}} . \quad (14.5)$$

Замінивши коефіцієнт гідравлічного опору ξ на його значення для турбулентного руху (таблиця 13.1) і прискорення вільного падіння на відцентрове прискорення ($\omega^2 r$), отримаємо формулу визначення швидкості осадження:

$$v_{\text{ц ос}} = \sqrt{\frac{4\omega^2 r}{3} \frac{d}{0,44} \frac{\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}}{\rho_{\text{с}}}} . \quad (14.6)$$

Або

$$v_{\text{ц ос}} = 1,74 \sqrt{\frac{d\omega^2 r(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})}{\rho_{\text{с}}}} . \quad (14.7)$$

Аналогічно можна визначити швидкість осадження для перехідного режиму руху рідини (таблиця 13.1).

Фактор розділення. У обертовому потоці на завислу частинку діє відцентрова сила $F_{\text{ц}}$, під дією якої частинка руху від центру до стінки апарату зі швидкістю рівній швидкості осадження.

Відцентрова сила визначається за формулою:

$$F_{\text{ц}} = m v^2 / r . \quad (14.8)$$

де m – маса частинки, кг; v – колова швидкість обертання, м/с; r – радіус обертання, м.

Колова швидкість обертання:

$$v_r = \omega r = 2\pi n r / 60, \quad (14.9)$$

де ω – кутова швидкість обертання, рад/с; n – частота обертання, об/хв.

У гравітаційних відстійниках на частинку діє сила тяжіння:

$$G_T = mg. \quad (14.10)$$

Порівняємо ефективність розділення під дією сили ваги і відцентрової сили. Із зіставлення рівнянь (14.8) і (14.9) отримаємо:

$$\frac{F_{\text{ц}}}{G_T} = \frac{mv_r^2/r}{mg} = \frac{v_r^2}{rg} = F_r. \quad (14.11)$$

де F_r – критерій Фруда, який є мірою відношення діючої в системі сили до сили ваги.

Фактор розділення являє собою наступне відношення:

$$\Phi_p = v_r^2 / rg. \quad (14.12)$$

Виразивши окружну швидкість обертання v_r через частоту обертання n (14.9) і приймаючи $g \approx \pi^2$, отримаємо:

$$\Phi_p = \frac{(2\pi n r)^2}{60^2 \pi^2 r} = \frac{\pi^2 r}{900}. \quad (14.13)$$

Фактор розділення Φ_p – це характеристика інтенсивності відцентрового поля. Він показує, що вигідніше збільшувати частоту обертання центрифуги n , а не радіус обертання r . За фактором розділення центрифуги умовно діляться на дві групи:

- 1) Нормальні - фактор розділення – $\Phi_p < 3000$.
- 2) Ультрацентрифуги (надцентрифуги) – $\Phi_p > 3000$.

Індекс продуктивності Σ – характеризує роздільну здатність відстійних центрифуг і показує, яку поверхню осадження повинен мати відстійник, рівний за продуктивністю центрифуг:

$$\Sigma = S \cdot \Phi_p \quad (14.14)$$

де S – площа циліндричної поверхні осадження в роторі, м².

Рівняння (14.14) може бути застосовано для ламінарного режиму осадження твердих частинок суспензії. В умовах перехідного і турбулентного режимів індекс продуктивності виражається наступним чином:

– В перехідному режимі:

$$\Sigma = S \cdot \Phi_p^{0,715}, \quad (14.15)$$

– У турбулентному режимі:

$$\Sigma = S \cdot \Phi_p^{0,5}. \quad (14.16)$$

Індекс продуктивності Σ відображає вплив усіх конструктивних особливостей осаджувальної центрифуги, що визначають її роздільну здатність.

Продуктивність відстійних центрифуг – визначається швидкістю осадження в роторі центрифуги і описується формулою:

$$P_{\text{ц}} = \eta \cdot S \cdot v_{\text{ц ос}}, \quad (14.17)$$

де η – коефіцієнт пропорційності; $S = 2\pi R_0 L$ – площа поверхні дзеркала суспензії в барабані, м^2 (тут R_0 – внутрішній радіус кільцевого шару суспензії, м); L – довжина барабана, м; $v_{\text{ц ос}}$ – швидкість відцентрового осадження, м/с; (тут v_0 – швидкість гравітаційного осадження, м/с); Φ_p – фактор розділення.

З рівняння (14.17) отримано вираз для розрахунку продуктивності (в $\text{м}^3/\text{год}$) відстійних центрифуг з ножовим зніманням осаду (рис. 14.2):

$$P_{\text{нс}} = 25,3 \eta L n^2 R_0^2 v_0 k \quad (14.18)$$

де k – відношення подачі суспензії до загального часу роботи центрифуги.

Продуктивність безперервно діючої відстійної горизонтальної центрифуги зі шнековим вивантаженням осаду (рис. 14.3) по суспензії:

$$P_{\text{ш}} = 3,5 D_{\text{сл}}^2 L_{\text{сл}} (\rho_4 - \rho_c) d^2 n^2 / \mu, \quad (14.19)$$

де $D_{\text{сл}}$, $L_{\text{сл}}$ – відповідно діаметр і довжина зливного циліндра, м; ρ_4 і ρ_c – густина відповідно частинок і середовища, $\text{кг}/\text{м}^3$; d – найменший діаметр частинок, м; n – частота обертання ротора, хв^{-1} ; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Коефіцієнт ефективності відстійних центрифуг.

Продуктивність осаджувальних центрифуг на практиці нижче, ніж отримана розрахунковим шляхом, тому що, по-перше, продуктивність знижується через відставання швидкості обертання частинок рідини від швидкості обертання ротора центрифуги; по-друге, через нерівномірність течії рідини уздовж ротора частинки, які осадилися, змиваються з його стінок; по-третє, вихрові потоки, які утворилися, каламутять частинки.

Коефіцієнт ефективності відстійних центрифуг враховує зниження дійсної продуктивності в порівнянні з розрахунковою:

$$e_{\text{ф}} = Q_{\text{д}}/Q_{\text{р}}, \quad (14.20)$$

де $e_{\text{ф}}$ – коефіцієнт ефективності; $Q_{\text{д}}$ – дійсна продуктивність ($\text{кг}/\text{с}$), ($\text{м}^3/\text{с}$); $Q_{\text{р}}$ – розрахункова продуктивність.

Коефіцієнт ефективності для кожної конкретної конструкції центрифуг визначається дослідним шляхом.

Коефіцієнт використання центрифуги ϕ оцінює ефективність робочого циклу. Робочий цикл центрифуги складається з чотирьох періодів:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{н}} + \tau_0 + \tau_{\text{т}} + \tau_{\text{р}} \quad (14.21)$$

де $\tau_{\text{ц}}$ – тривалість робочого циклу, с; $\tau_{\text{п}}$ – період пуску, розгону до робочої швидкості обертання і наповнення барабана, с; τ_0 – період відстоювання, с; $\tau_{\text{т}}$ – період гальмування, с; $\tau_{\text{р}}$ – період видалення осаду, с.

У цьому циклі τ_0 корисний час, в цей проміжок часу відбувається розділення. Всі інші періоди допоміжні, викликані необхідністю видалення осаду.

Тому коефіцієнт використання центрифуги визначається як відношення періоду відстоювання τ_0 до тривалості робочого циклу $\tau_{\text{ц}}$:

$$\varphi = \tau_0 / \tau_{\text{ц}} \quad (14.22)$$

Тривалість допоміжних операцій і циклу визначають експериментально для кожного конкретного випадку.

Потужність, що витрачається на роботу центрифуги. Витрати енергії на роботу центрифуги складаються з декількох статей витрат:

$$N_{\text{max}} = N_{\text{б}} + N_{\text{с}} + N_{\text{т}} + N_{\text{в}} \quad (14.23)$$

Складові рівняння (14.23) визначаються за відповідними виразами і формулами.

Потужність, що витрачається на обертання барабана $N_{\text{б}}$, кВт:

$$N_{\text{б}} = \frac{A_{\text{б}}}{\tau_{\text{раз}}} = \frac{m_{\text{б}}^2 r_{\text{б}} \omega^2}{2 \cdot 10^3 \tau_{\text{раз}}}, \quad (14.24)$$

де $A_{\text{б}}$ – робота, витрачена на надання кінетичної енергії барабану, Дж; $\tau_{\text{раз}}$ – тривалість розгону центрифуги, с; $m_{\text{б}}$ – маса барабана, кг; $r_{\text{б}}$ – радіус барабана, м; ω – кутова швидкість ротора, рад/с.

Потужність, що витрачається на надання кінетичної енергії суспензії, кВт:

$$N_{\text{с}} = \frac{A_{\text{с}}}{\tau_{\text{раз}}} = \frac{m_{\text{с}}(r_{\text{б}}^2 - r_0^2)\omega^2}{4 \cdot 10^3 \tau_{\text{раз}}}, \quad (14.25)$$

де $A_{\text{с}}$ – робота, витрачена на надання кінетичної енергії суспензії, Дж; $m_{\text{с}}$ – маса суспензії, кг; r_0 – внутрішній радіус кільця рідини, м.

Потужність, витрачена на подолання тертя в підшипниках $N_{\text{т}}$, кВт:

$$N_{\text{т}} = 10^{-3} m f \omega, \quad (14.26)$$

де $m = m_{\text{с}} + m_{\text{ц}}$ – маса обертових частин центрифуги ($m_{\text{ц}}$) і суспензії ($m_{\text{с}}$), кг; f – коефіцієнт тертя в підшипниках.

Потужність, витрачена на подолання тертя барабана о повітря $N_{\text{в}}$, кВт:

$$N_{\text{в}} = 21,12 \cdot 10^3 \cdot h_{\text{б}} \cdot r_{\text{б}} \cdot n^3 \quad (14.27)$$

де $h_{\text{б}}$ – висота барабана, м; n – частота обертання барабана, об/хв.

В робочий період витрати енергії значно менше і складають:

$$N_p = 0,25N_c + N_B + \left(\frac{2}{3}\right) N_T, \quad (14.28)$$

де N_p – потужність, витрачувана на роботу центрифуги в період відстоювання (τ_0).

14.3. КЛАСИФІКАЦІЯ ЦЕНТРИФУГ

Центрифуги й сепаратори мають самостійні системи класифікації. В даному розділі розглядаються тільки ті типи машин, які знайшли застосування в харчовій промисловості.

1. За характером протікання процесу:

- машини періодичної дії;
- машини безперервної дії.

2. За основною конструктивною ознакою:

- центрифуги з горизонтальним розташуванням валу (ротор може бути розташований між опорами або на консолі з одного боку);
- центрифуги з вертикальним розташуванням вала;
- центрифуги з похилим розташуванням вала;
- підвісні центрифуги з верхнім приводом і вертикальним розташуванням вала, ротор в якій закріплений на нижньому кінці вала;
- підвісні з нижнім приводом (маятникові на колонках) і вертикальним розташуванням вала;
- опори вала поміщені в загальний жорсткий корпус, підвішений на колонках з пружними шарнірними опорами;
- ротор закріплений на верхньому кінці вала.

3. За способом вивантаження осаду:

- ручне вивантаження осаду;
- ножове вивантаження осаду за допомогою ножа або скребка, застосовують в механізованих центрифугах періодичної дії;
- шнекове вивантаження осаду забезпечується різною частотою обертання шнека і ротора, що обертаються в одну і ту ж сторону;
- інерційне вивантаження осаду зустрічається тільки в фільтрувальних центрифугах, переміщення осаду в яких відбувається під дією складової відцентрової сили інерції;
- механічно-пневматичне вивантаження – комбінація ножового і пневматичного вивантаження осаду;
- пульсуюче вивантаження осаду за допомогою пульсуючого поршня застосовується тільки в фільтрувальних центрифугах.

4. За величиною фактора розділення:

- нормальні центрифуги $\Phi_p < 3000$, можуть бути осаджувальними (відстійними) і фільтрувальними;
- надцентрифугі ($\Phi_p > 3000$), є відстійними і підрозділяються на трубчасті центрифуги, використовувані для розділення тонкодисперсних суспензій і рідинні сепаратори, призначені для розділення емульсій;

5. За розташуванням осі обертання:

- вертикальні центрифуги;
- похилі центрифуги;
- горизонтальні центрифуги.

14.4. МАШИНИ ДЛЯ ЦЕНТРИФУГУВАННЯ СІЛЬСЬКОГОСПОДАРСЬКОЇ ПРОДУКЦІЇ

Відстійна центрифуга з безперервним підведенням суспензії і відведенням фільтрату (рис. 14.2).

Центрифуга представляє собою горизонтальний циліндричний ротор 1 з суцільними стінками. Ротор надітий на маточину 2, яка консольно закріплена на приводному валу 3 за допомогою сегментної шпонки і гайки. Вал спирається на два шарикопідшипники 4, розташованих в спеціальних гніздах корпусу 5 і закритих зовні кришками. Ротор приводиться в обертання за допомогою електродвигуна і пасової передачі 6.

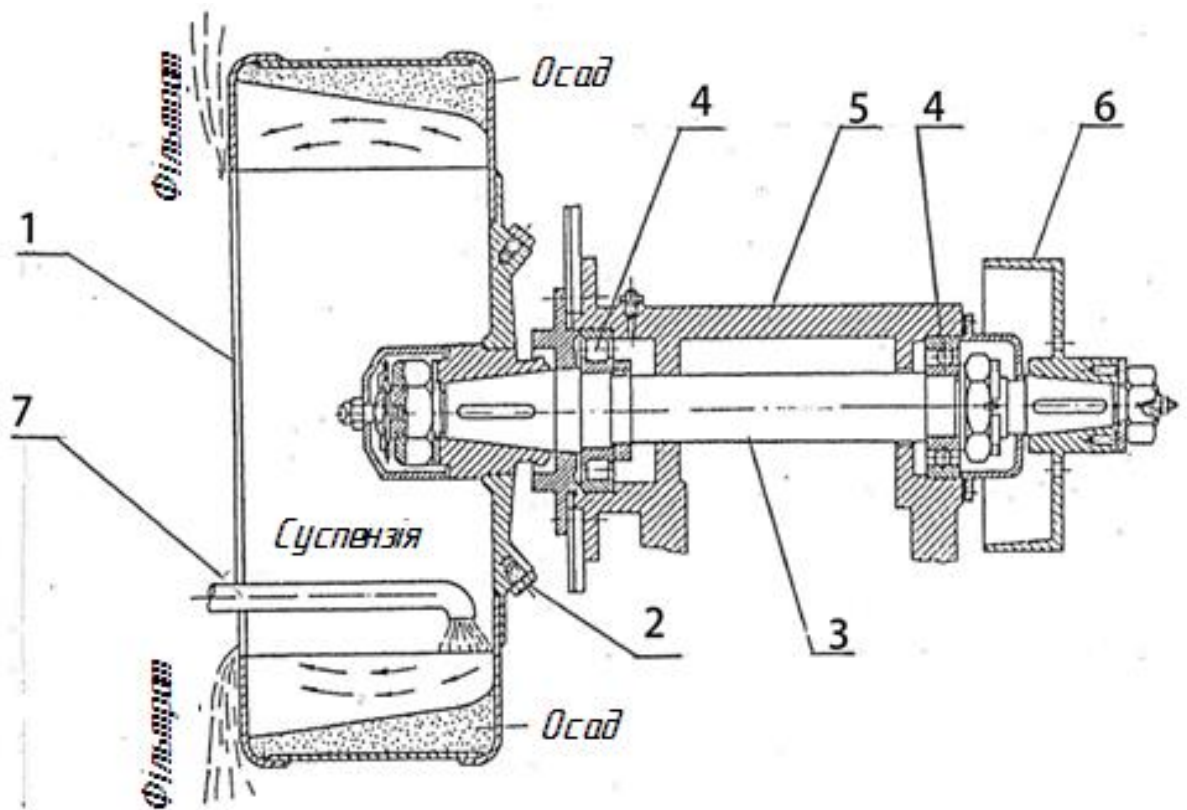


Рис. 14.2. Схема відстійної центрифуги з безперервним підведенням суспензії і відведенням фільтрату:

1 – ротор; 2 – маточина; 3 – вал; 4 – підшипник; 5 – корпус; 6 – ремінна передача; 7 – живильна трубка

Вся ця конструкція поміщається в співвісний циліндричний нерухомий корпус (на схемі не показаний), що закривається кришкою.

Початкова суспензія безперервно подається по живильній трубці 7 у обертовий з повною швидкістю ротор.

Розділювана суспензія відкидається відцентровою силою до стінок ротора, причому фаза з більшою густиною розташовується ближче до суцільних стінок ротора, а фаза з меншою густиною розташовується ближче до його осі. Осад утворює шар під стінками ротора, а фільтрат переливається через верхній край ротора. Кожух є збірником очищеної рідини, яка відводиться через патрубок в нижній частині кожуха. Вивантаження осаду проводиться вручну скребком при зупиненому роторі.

За характером протікання процесу розділення осаджувальні центрифуги в основному аналогічні відстійникам, тому вони називаються відстійними центрифугами.

Горизонтальна центрифуга з ножовим вивантаженням осаду (рис.14.3).

Нведені центрифуги виготовляються в двох конструктивних виконаннях: з фільтрувальним і осаджувальним ротором.

Центрифуги з осаджувальним ротором призначені, для розділення низькоконцентрованих складно фільтрувальних суспензій з нерозчинною твердою фазою. Осад в осаджувальних центрифугах не промивається.

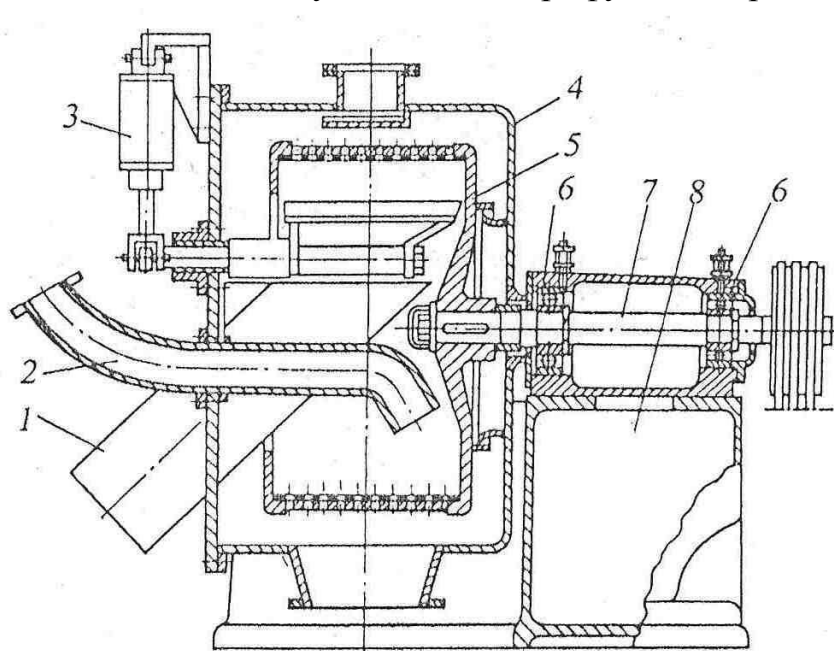


Рис. 14.3. Горизонтальні центрифуги з ножовим вивантаженням осаду і з консольним ротором:

1 – розвантажувальний бункер; 2 – живильна труба; 3 – механізм зрізу осаду; 4 – кожух; 5 – ротор; 6 – опори вала; 7 – вал; 8 – станіна.

Основна перевага цього типу центрифуг полягає в можливості проведення всіх стадій процесу в автоматичному режимі і при постійній частоті обертання ротора. До недоліків слід віднести подрібнення кристалів при зрізі осаду, великі труднощі регенерації фільтрувальної перегородки при обробці суспензії з нерозчинною твердою фазою.

Конструктивно осаджувальна центрифуга влаштована наступним чином – горизонтальне розташування осі ротора 5, вал 7 якого обертається в підшипниках кочення 6, встановлених в станіні 8. Привод центрифуги від електродвигуна через клинопасову передачу. На передній кришці центрифуги змонтовані механізм 3 зрізу осаду, розвантажувальний бункер 1, живильна трубка 2, трубка промивання і регенерації (для фільтрувальних центрифуг) регулятор рівня шару завантаження і перемикач ходу ножа.

Поворотна кришка підвішена на петлях, ущільнена гумовою прокладкою. Дана конструкція найбільш поширена для центрифуг з консольним розташуванням ротора.

На відміну від фільтрувальних, в осаджувальних центрифугах є механізм відведення фільтрату (фугата) з ротора, що складається з черпальної трубки з силовим циліндром, обладнаним дроселем для регулювання швидкості введення трубки в ротор.

Вертикальна фільтрувальна центрифуга з постійним підведенням суспензії (рис. 13.4).

Фільтрувальні центрифуги застосовуються для розділення суспензій з середньо- і дрібнозернистою (розмір частинок більше 30 мкм) переважно розчинною твердою фазою, коли допускається дроблення частинок осаду. У них передбачена можливість гарного віджимання і ефективного промивання осаду.

Центрифуга представляє собою вертикальний циліндричний ротор 1 з перфорованими бічними стінками. Ротор з'єднується безпосередньо з ведучим валом 2, консольно надівши на його конічну частину і фіксуючи за допомогою сегментної шпонки і гайки. На внутрішній поверхні ротора з перфорованими стінками знаходиться фільтрувальна тканина 3 або тонка металева сітка. Ротор приводиться в обертання за допомогою електродвигуна 4 і клинопасової передачі 5. Вал центрифуги спирається на два підшипники (радіальний і упорний), розташовані в корпусі 6. Ротор поміщений в циліндричний нерухомий кожух 7, що закривається знімною кришкою 8. При роботі фільтрувальної центрифуги суспензія через регульований

завантажувальний клапан і живильну трубу 9 надходить у обертовий з повною швидкістю ротор. Суспензія відкидається під дією відцентрових сил до стінок ротора і фази розділяються. Рідка фаза проходить крізь фільтрувальну перегородку в кожух і відводиться з нього, а тверда фаза у вигляді осаду затримується на внутрішньому боці цієї перегородки. При досягненні заданої товщини шару осаду в роторі подача суспензії автоматично припиняється, після чого відбувається віджимання, і промитий осад вивантажується з центрифуги. Фільтрат, промитий фільтрат і рідина після регенерації сит відводиться окремо.

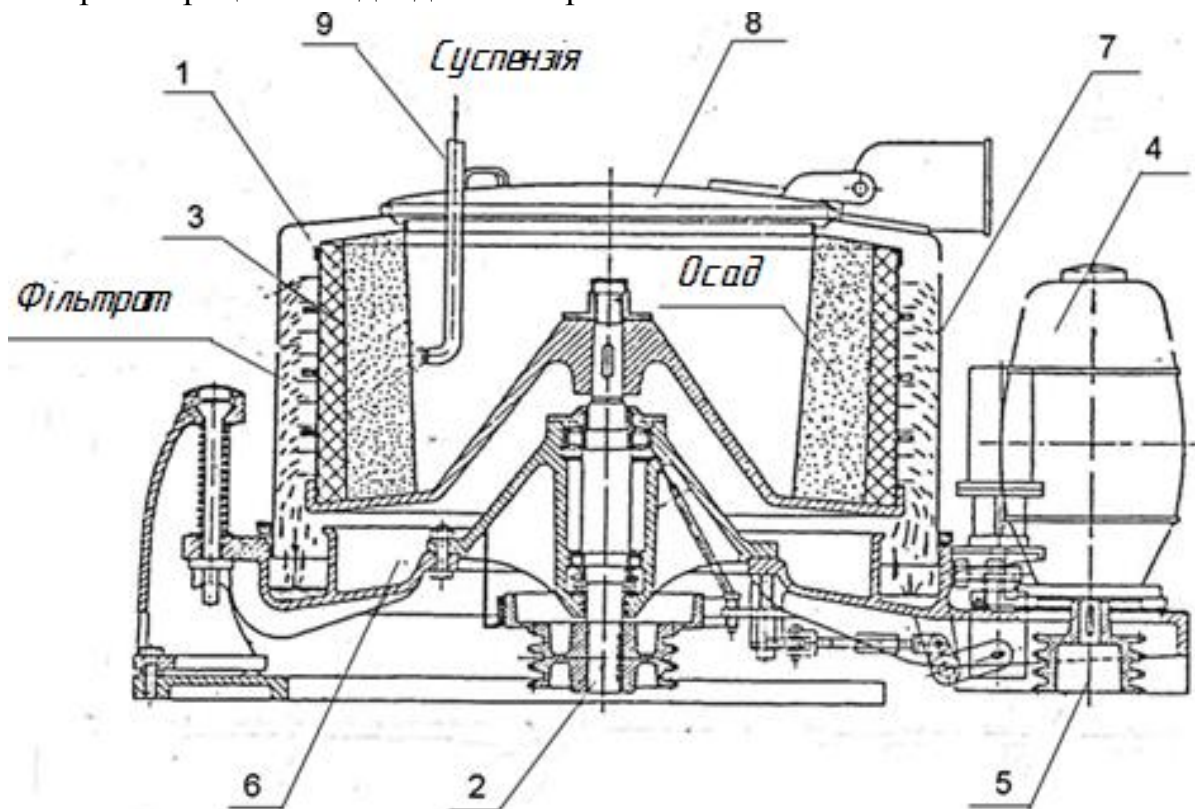


Рис. 14.4. Вертикальна фільтрувальна центрифуга з постійним підведенням суспензії:

1 – ротор; 2 – вал центрифуги; 3 – фільтрувальна тканина; 4 – електродвигун; 5 – клинопасова передача; 6 – корпус; 7 – кожух; 8 – кришка кожуха; 9 – живильна труба.

Типовий цикл роботи фільтрувальних центрифуг складається з операції фільтрування суспензії з утворенням осаду, його промивання, відцентрового віджимання після промивання, вивантаження осаду і регенерації фільтрувальної перегородки.

Осаджувальна горизонтальна центрифуга з шнековим вивантаженням осаду (рис. 14.5).

Центрифуга складається з (ротора) барабана 1 і внутрішнього шнекового пристрою, вміщених в корпус.

Початкова суспензія по внутрішній нерухомій трубі 8 подається в повний обертовий вал шнека 9 з вікнами 4, через які потрапляє на внутрішню поверхню обертового конічного барабана 1. Важкі тверді частинки відкидаються відцентровою силою на внутрішню поверхню барабана і утворюють шар осаду, який шнеком 9 переміщається до розвантажувальних вікон 2.

При русі вздовж ротора осад ущільнюється і за необхідності він може бути промитий.

Швидкість обертання барабана і шнека різні в результаті чого і реалізується рух осаду відносно барабана (барабан і шнек обертаються в один бік, але швидкість обертання шнека відстає від швидкості обертання барабана). Освітлена (годину) рідина надходить в широкую частину і відводиться через патрубок 5.

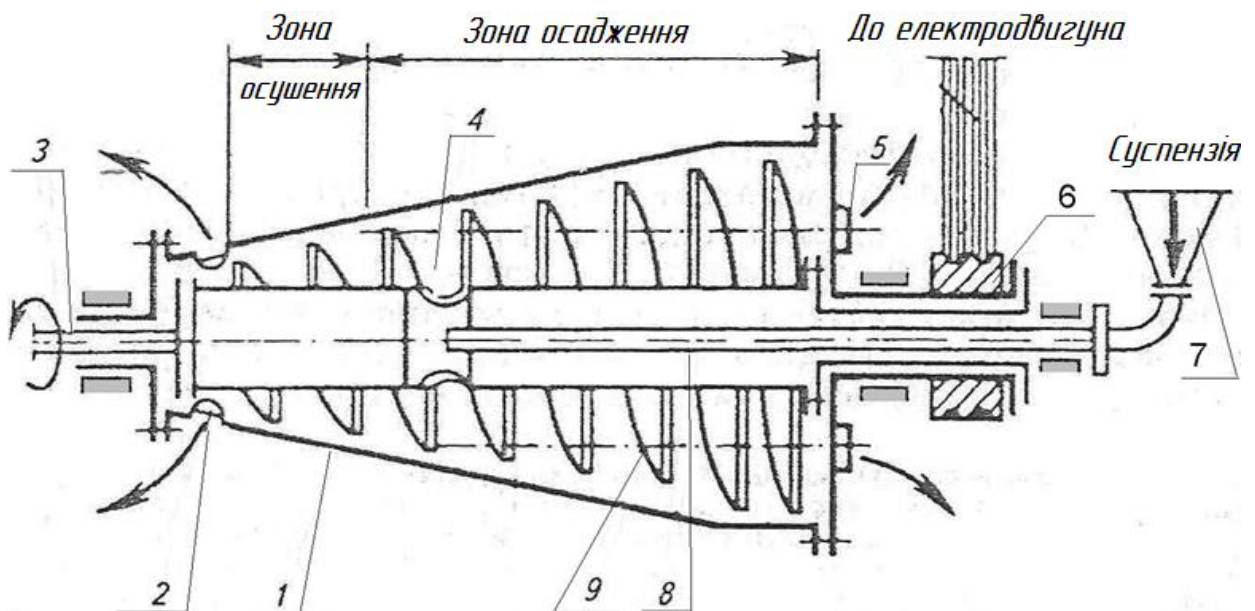


Рис. 14.5. Схема горизонтальної шнекової центрифуги:

1 – обертовий барабан; 2 – розвантажувальні вікна для осаду; 3 – вал приводу шнека; 4 – вікна для проходу суспензії; 5 – патрубки для виходу відстою; 6 – шків приводу барабана; 7 – патрубок подачі суспензії; 8 – труба, що подає суспензію до центрифуги; 9 – шнек.

Ротор обертається в кожусі в порожніх цапфах. Шнек обертається в цапфах, що знаходяться всередині цапф ротора.

Шляхом зміни частоти обертання ротора і шнека можна регулювати режим роботи центрифуги, змінюючи тривалість відстоювання (τ_0) і вивантаження осаду (τ_p).

Центрифуга має високу продуктивність і застосовується для розділення тонкодисперсних суспензій з високою концентрацією твердої фази, а також в

крохмале-патоковому виробництві для отримання концентрованого крохмального осаду.

Осаджувальна центрифуга з гідроциклонним вивантаженням осаду.

Ротор 1 (рис. 14.6) консольно встановлений на валу 3, що приводиться в обертання електродвигуном 7 через клинопасову передачу 4. Він має форму двох усічених конусів, з'єднаних великими основами. Ротор розділений на ряд кишень пірамідальної форми, що закінчуються розвантажувальними отворами, які одночасно являються живильними отворами гідроциклонів. Останні жорстко укріплені на периферії ротора у кожній кишні. Суспензія насосом подається в завантажувальний пристрій 5, де їй надають швидкість обертання, близьку до швидкості обертання ротора. Заповнивши ротор і гідроциклони, суспензія переливається через розвантажувальний край ротора. Найбільші частинки під дією поля відцентрових сил осаджуються на стінки кишень ротора, а потім ковзають до розвантажувальних отворів і потрапляють в гідроциклони. Тут грубодисперсна тверда фаза ще раз піддається розділенню на дві фракції. Більш дрібні частинки, які не встигають осісти в гідроциклонах, йдуть в злив гідроциклонів, а більш крупні вивантажуються з гідроциклонів через отвори для випуску шламу. Всі три продукти розділення збираються у відповідному відсіку кожуха 6.

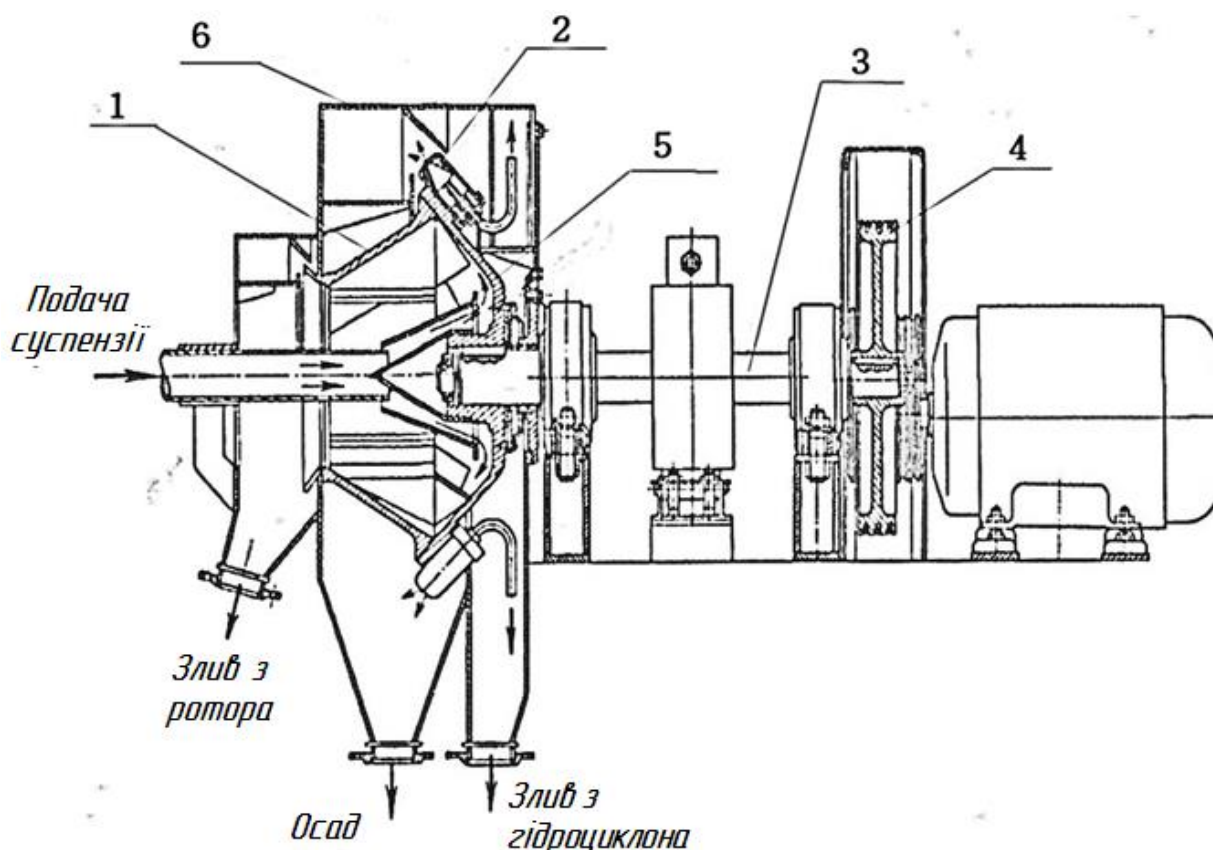


Рис. 14.6. Центрифуга з розвантаженням осаду через гідроциклони:

1 – ротор; 2 – гідроциклон; 3 – вал; 4 – передача; 5 – завантажувальний пристрій;
6 – кожух.

Особливістю центрифуг з гідроциклонним вивантаженням є те, що вони забезпечують додаткове розділення. Хоча діаметр шламових отворів гідроциклонів становить 2,0 ... 4,0 мм, вони не забиваються класифікованими матеріалами завдяки обертанню рідини в гідроциклонах.

Центрифуги з гідроциклонним вивантаженням забезпечують високу продуктивність, однак працюють недостатньо надійно в умовах розділення абразивних суспензій.

14.5. РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ "ГАЗ – ТВЕРДЕ ТІЛО"

Характеристика процесів очищення повітря і газів.

Процеси подрібнення сировини, сортування, сушіння і транспортування сипких сумішей супроводжуються пилоутворенням. Пил являє собою суміш газу або повітря і твердих частинок розміром від 3 до 100 мкм. Необхідність затримання твердих частинок обумовлена наступними обставинами:

- необхідністю уловлювання з газів цінних продуктів і повернення їх до виробництва;
- необхідністю зменшення забруднення навколишнього середовища і забезпечення безпеки виробництва.

При певній концентрації пилу суміш стає вибухонебезпечною. Статистика вибухів промислових підприємств свідчить, що частіше вибухають млини, а не порохові заводи.

Пил і дими (аерозолі) несприятливо впливають на працівників, викликають передчасний знос технологічного обладнання; полеві викиди забруднюють навколишнє середовище. Виділення пилу пов'язане з втратою частини сировини і готової продукції, відкладення пилу становить велику пожежонебезпеку.

На харчових підприємствах широко застосовується очищення не тільки промислових газів, а й повітря, використаного в технологічних цілях. Повітря, що надходить для аерації маси в бродильних та інших біохімічних виробництвах, повинне бути очищене від механічних домішок і мікроорганізмів, а в ряді випадків – бути стерильним, щоб не інфікувати біомасу. При аерації зерна в процесі вирощування солоду, повітря повинне мати певну температуру, відносну вологість і чистоту від домішок для забезпечення оптимальних умов вирощування солоду і накопичення в ньому ферментів.

Повітря, що виходить з конвективних сушарок для цукру, молока та інших продуктів, з пневмотранспортних установок для борошна і зерна, а також повітря, яке використовується для аспірації дробильних і млинових

установок, уносить з собою частину пилоподібного продукту, який, забруднюючи атмосферу робочого приміщення, створює несприятливі умови праці. Особливу небезпеку викликає забруднення повітря в робочому приміщенні цукровим і борошняним пилом, здатним при наявності відкритого вогню вибухати.

Підвищення ефективності очищення викидів в атмосферу дозволяє додатково вловити і повернути у виробництво або використовувати в інших корисних цілях значну кількість харчової, кормової сировини та готової продукції.

Таким чином, ефективне розділення неоднорідних систем "газ – тверде тіло" в харчовій промисловості має не тільки санітарно-гігієнічне, екологічне, а й велике економічне значення.

Класифікація промислових очищувачів повітря і газів.

За способом розділення неоднорідних систем "газ – тверде тіло" пиловловлювачі підрозділяються на апарати сухого, мокрого та електричного очищення газів. В основі роботи сухих пиловловлювачів лежать гравітаційні, інерційні та відцентрові механізми осадження.

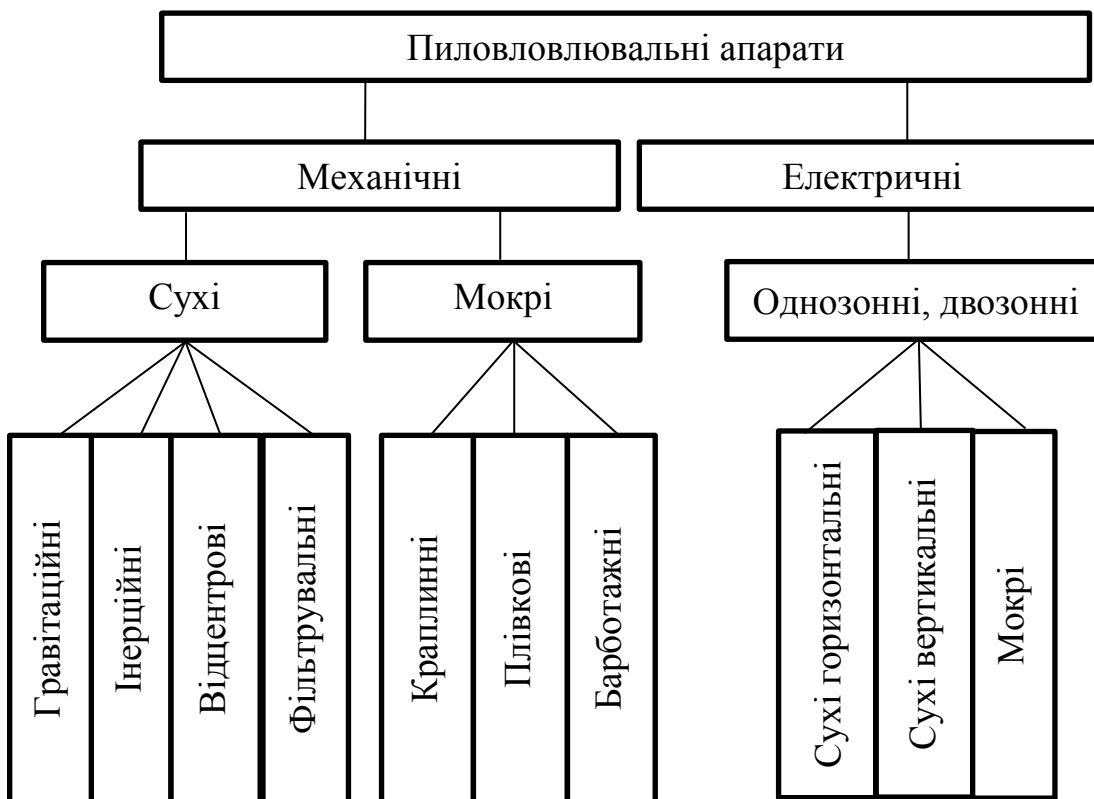


Рис. 14.7. Класифікація промислових пиловловлювачів

Самостійну групу апаратів сухого очищення представляють пиловловлювачі фільтраційної дії. В основі роботи мокрих пиловловлювачів лежить контакт запилених газів з промивною рідиною; при цьому осадження частинок відбувається на краплі, поверхню газових бульбашок або плівку

рідини. В електрофільтрах осадження частинок відбувається за рахунок наання їм електричного заряду. Механізм електричного пиловиділення передбачає зарядження частинок. Існує також значна кількість апаратів, робота яких заснована на поєднанні різних механізмів осадження.

Ефективність очищення газів (ступінь очищення ККД) виражається відношенням маси уловленого матеріалу до маси матеріалу, що надходить в газоочисний апарат з пилогазовим потоком за певний період часу:

$$\eta = \frac{G'_q - G''_q}{G'_q} = \frac{V'_g x' - V''_g x''}{V'_g x'} = 1 - \frac{V''_g x''}{V'_g x'}, \quad (14.29)$$

де G'_q – масова витрата частинок пилу, що надходять в пиловловлювач, кг/с; G''_q – масова витрата частинок пилу, що виходять з пиловловлювача, кг/с; V'_g і V''_g – об'ємна витрата газів, що надходять в пиловловлювач і виходять з нього, м³/с; x' і x'' – концентрація частинок дисперсної фази в газах, відповідно що надходять в пиловловлювач і виходять з нього, кг/м³.

Методи уловлювання пилу з газових потоків.

Неоднорідні системи "газ – тверде тіло", що підлягають розділенню в харчовій промисловості, надзвичайно різноманітні за своїми фізико-хімічними параметрами. Істотно відрізняються і виробничі завдання – від виділення грубодисперсних фракцій (переробка насіння соняшнику, розтарування, подрібнення і переробка зерна, знепилювання техносфери в вапняних відділеннях цукрових заводів), до уловлювання високодисперсних твердих частинок (борошняний і цукровий пил). Ці обставини визначають різноманітний характер процесів пиловловлення, в основі яких лежать різні механізми виділення твердих частинок з неоднорідних систем.

Гравітаційний механізм (рис. 14.8) Найбільш простий, але найменш ефективний механізм виділення частинок з потоку, заснований на природному осадженні пилу. Оскільки в гравітаційних пилоуловлювачах газове середовище турбулентне, то не можна розраховувати на ефективне виділення в них тонких фракцій пилу, навіть при значному часі перебування частинок в апараті. Значно краще уловлюються крупні фракції пилу, однак вони не цілком підпорядковуються елементарному розрахунку, заснованому на подоланні швидкості їх витання в нерухомому середовищі.

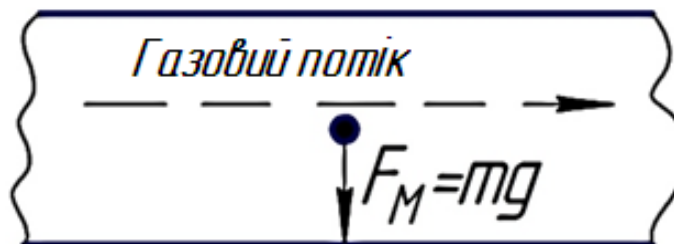


Рис. 15.8. Схема виділення частинок пилу під дією сили ваги.

Гравітаційний механізм пиловиділення використовують в основному для частинок діаметром більше 59 мкм.

Відцентровий механізм (рис. 14.9) При швидкому обертанні пилогазового потоку досягаються великі радіальні швидкості переміщення завислих в газі частинок, і, отже, ефективно їхнє виділення з потоку. Відцентровий спосіб пиловловлювання реалізується в циклонах. Однак тривалість перебування в них частинок не велика. Відповідно, діаметр цих апаратів зазвичай порівняно малий, інакше за короткий термін перебування в циклоні багато частинок не досягнуть його стінки.

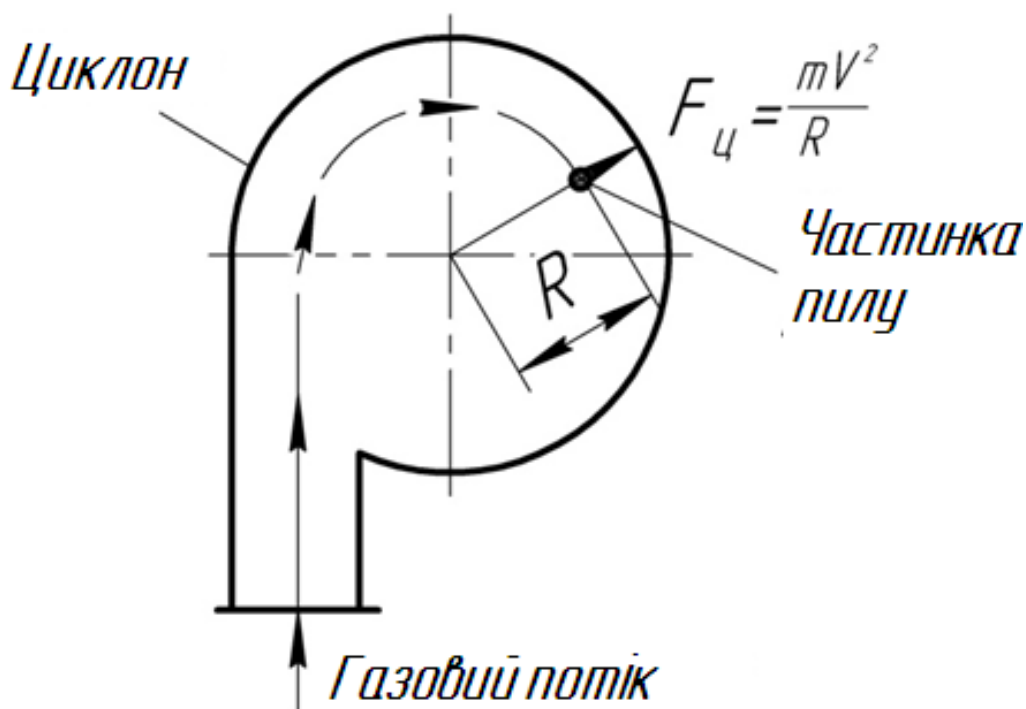


Рис. 15.9. Схема виділення часток пилу під дією відцентрової сили.

У циклонах діаметром до 1,2 м можна досить ефективно вловлювати частинки пилу розміром більше 10 мкм.

Збільшення часу перебування частинок можна досягти зростанням числа витків газового потоку в корпусі циклону, але це пов'язано зі збільшенням втрат напору очищуваного газу.

Збільшення швидкості на вході пилового потоку в циклон понад 18 ... 20 м/с зазвичай суттєво не підвищує ефективність апарату. Це пояснюється збільшенням турбулізації потоку, зростанням втрат напору і зростанням абразивного зносу циклонних пристроїв. Можливий шлях забезпечення високої ефективності цих апаратів при досить високих витратах газу – паралельна установка великої кількості невеликих циклонів.

Очевидна перевага циклонів – їхня працездатність при високих температурах газу і порівняльна дешевизна, проте їхня ефективність при

великих розмірах і помірних втратах напору недостатня для тонкого очищення газу.

Інерційний механізм (рис. 14.10). Цей механізм заснований на виділенні частинок з газового потоку при обтіканні перешкоди.

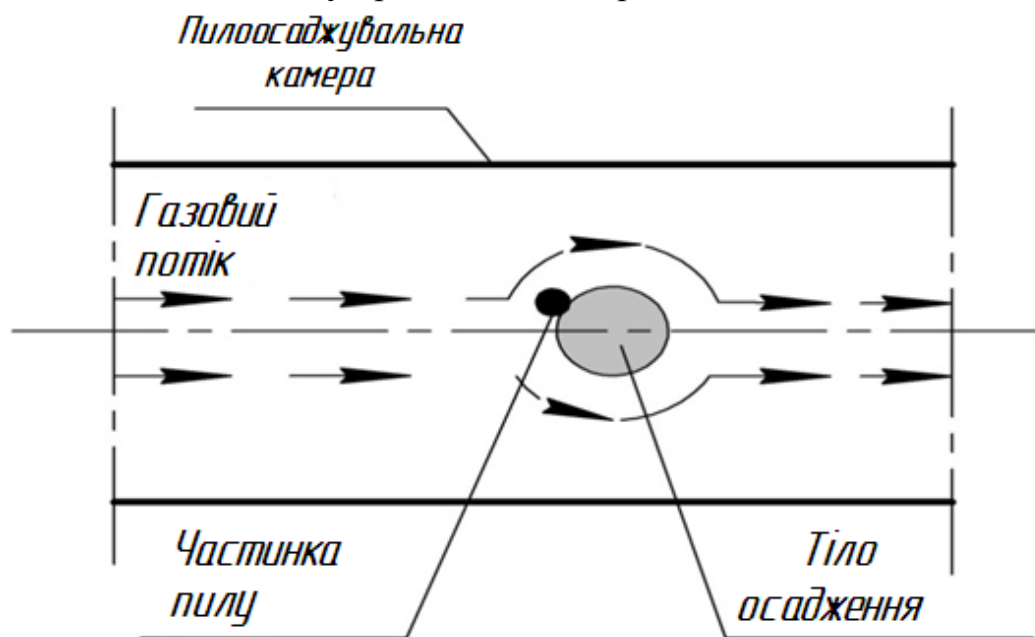


Рис. 14.10. Схема виділення часток пилу при її зіткненні з тілом осадження.

Істотне відхилення ліній течії від прямолінійного напрямку при обтіканні потоком перешкоди починається тим раніше, чим більше поперечний розмір перешкоди. Відповідно раніше починається і відхилення завислих в потоці частинок. Навпаки, якщо перешкоди малі за розмірами, то відхилення напрямку руху частинок починається значно ближче до перешкоди. При однаковій швидкості газу сили інерції при цьому виявляються більше.

Тому, чим менше поперечний розмір перешкоди, тим більша ймовірність того, що рухомі в напрямку цієї перешкоди частинки досягнуть її поверхні, а не навпаки її разом з огинаючими її струменями газу. Отже, ефективно інерційне пиловиділення можливе при використанні осаджувальних тіл, що мають малий розмір в поперечному потоці напрямку.

Електричний механізм (рис. 14.11). Цей спосіб очищення газів заснований на іонізації газів або повітря в просторі між двома електродами, до яких подається постійний струм високої напруги (40 ... 75 кВТ).

Під дією високої напруги молекули газу розщеплюються на позитивно і негативно заряджені іони. Негативно заряджені іони спрямовуються до позитивного електрода, який в цьому випадку називається **осаджувальним**. На своєму шляху іони зустрічають завислі частинки, осідають на їхній поверхні, надають їм свій заряд, під дією якого частинки осідають на осадж

елекувальному електроді. Позитивно заряджені іони йдуть до негативно зарядженого електроду, який називають **коронувальним**, тому що під час роботи навколо нього помітно світіння і утворюється так звана корона. Коронувальні електроди виготовляють, як правило, у вигляді проводів, а осаджувальні (щоб збільшити поверхню осадження) – у вигляді плоских поверхонь або труб.

В апаратах для електроочищення газів досягається ступінь очищення до 99,5% і відокремлюються частинки розміром до 0,005 мкм.

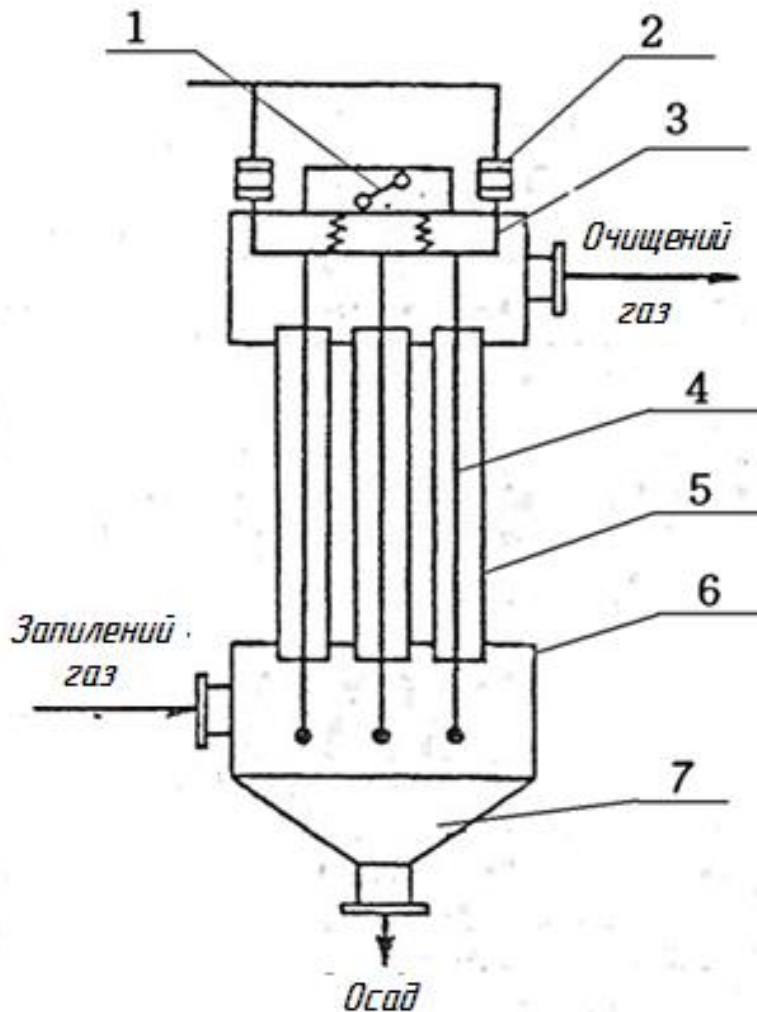


Рис.14.11. Трубчастий електрофільтр:

- 1 – струшувальний пристрій; 2 – ізолятор; 3 – рама; 4 – корону вальний електрод;
5 – трубчастий електрод (анод); 6 – решітка; 7 – збірник пилу.

Електричний пил, що діє на заряджені частинки, невеликий, ; тому висока ефективність при використанні даного механізму пиловиділення досягається при тривалому перебуванні частинок в електричному полі. Цим визначається головний недолік електрофільтрів: їхні розміри через необхідність забезпечення тривалого перебування в елктрофільтрі забрудненого потоку досить великі, і вартість цих апаратів значна.

Однак у порівнянні з тканими фільтрами, пристрої електричного очищення не створюють високих втрат напору і порівняно мало енергоємні. Сумарні витрати енергії на електроосадження невеликі, тому що гідравлічний опір фільтрів не перевищує 30 ... 150 Па, а витрата енергії на осадження не вище 0,8 кВт на 1000 м³ газу.

14.6. КОНСТРУКЦІЇ ЦИКЛОНІВ І ГІДРОЦИКЛОНІВ.

Апарати для розділення газових неоднорідних систем, в яких використовується відцентрова сила, що виникає внаслідок обертання потоку, називаються **циклонами**.

Циклонні апарати – найбільш поширений тип сухих механічних пилоуловлювачів. Вони мають такі переваги:

- 1) відсутність рухомих частин в апараті;
- 2) надійне функціонування при підвищених тисках і температурах газів аж до 500 °С без будь-яких конструктивних змін;
- 3) уловлювання пилу в сухому вигляді;
- 4) практично постійний гідравлічний опір;
- 5) простота виготовлення і висока фракційна ефективність при зміні масової концентрації дисперсної фази в досить широкому діапазоні.

Аероциклони (рис.14.12) призначені для розділення газових неоднорідних систем. У циклонах немає обертових частин. Обертання потоку досягається завдяки тангенціальному введенню запиленого газу і циліндричному каналу, утвореному корпусом 1 і центральною трубою 3. Більш важкі тверді частинки здійснюють в циклоні рух по спіралі, поступово наближаючись до внутрішньої поверхні корпусу і одночасно опускаючись в пилоосаджувальну камеру 4. Осад, що зібрався, виводиться з камери через патрубок 5. Звільнений від завислих частинок потік газу виводиться з циклону через центральну трубу 3. Для отримання відцентрової сили, достатньої для очищення газу, необхідно підтримувати високу швидкість потоку на вході 2 в апарат. Як правило, ця швидкість складає 10 ... 40 м/с. Циклони випускаються з діаметром від 100 до 1000 мм і ступенем очищення газу від пилу 30 ... 85 % для частинок діаметром 5 мкм. При діаметрі частинок 10 мкм ступінь очищення підвищується до 70 ... 95 %, а при 20 мкм – до 95 ... 99%. Ці дані справедливі, якщо концентрація пилу в газі не перевищує 0,2 ... 0,4 кг/м³.

При концентрації пилу 3 ... 6 кг/м³ рекомендується застосовувати циклони діаметром 2000 ... 3000 мм.

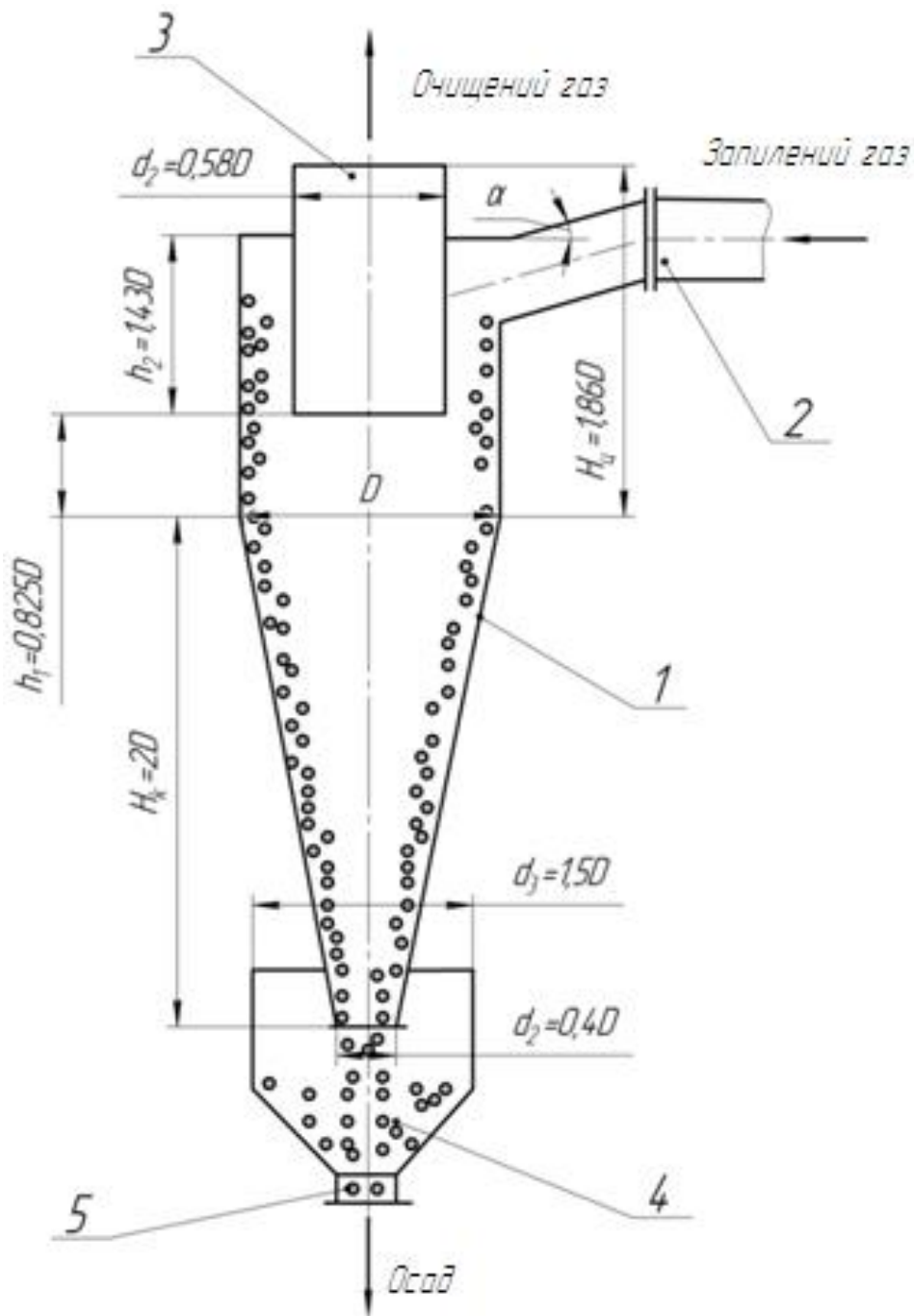


Рис. 14.12. Схема аероциклона:

1 – корпус циклону; 2 – патрубок для входу запиленого газу; 3 – центральна труба, що відводить очищений газ; 4 – пилоосаджувальна камера; 5 – патрубок для випуску осаду.

Від кута α нахилу патрубка 2 для запиленого газу, який надходить, залежить його ступінь очищення:

- ❖ Циклон з кутом $\alpha = 24^\circ$ забезпечує більшу продуктивність при малому гідравлічному опорі ($\xi = 60$) і призначається для уловлювання великих частинок;

- ❖ Циклон з кутом $\alpha = 15^\circ$ забезпечує добру ступінь очищення при порівняно невисокому гідравлічному опорі ($\xi = 160$);

❖ Циклон з кутом $\alpha = 11^\circ$ забезпечує високу ступінь очищення, коефіцієнт гідравлічного опору ($\xi = 250$).

Гідроциклони (рис. 14.13) Застосовують для освітлення, збагачення суспензій, класифікації твердих частинок за розмірами від 5 до 150 мкм, а також для очищення стічних вод після миття харчових агрегатів. Основна відмінність полягає в скороченій циліндричній формі, що пов'язано з великою густиною рідини і меншим живим перетином для великих витрат. Габаритні розміри гідроциклонів теж значно менше.

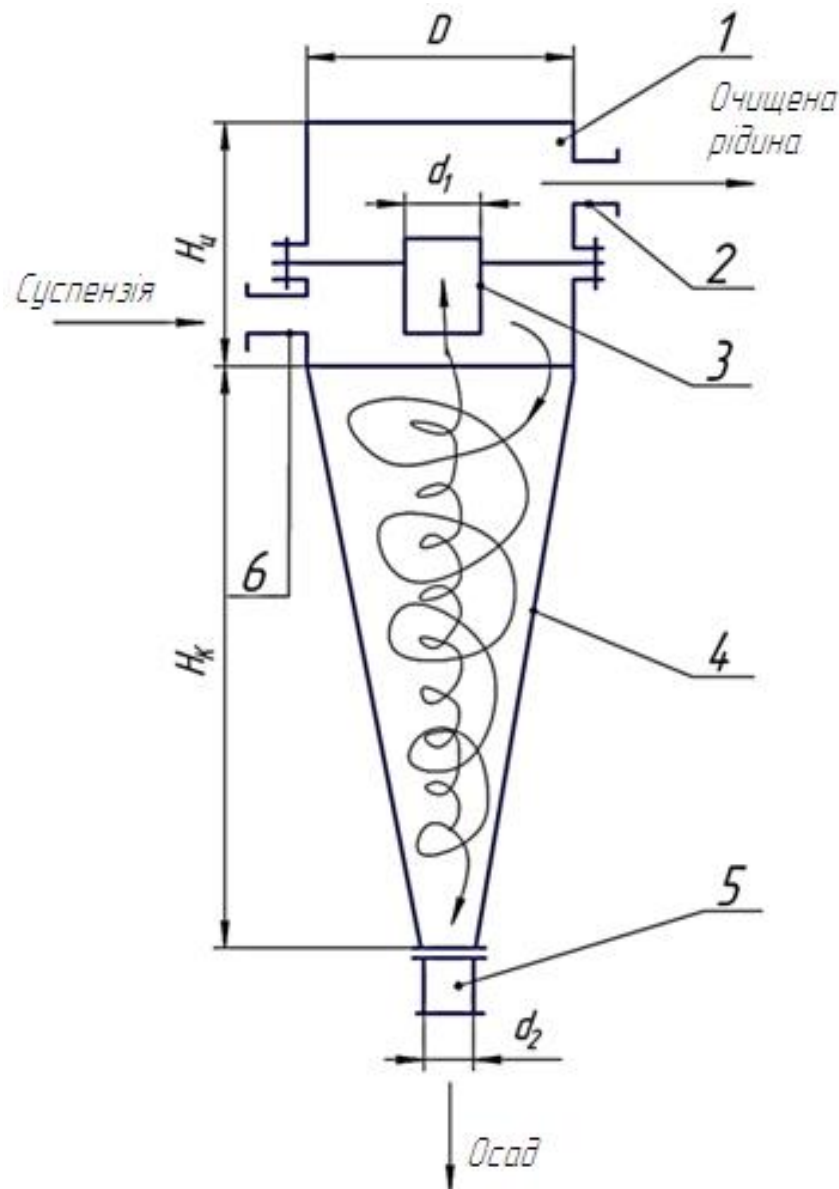


Рис. 14.13. Схема гідроциклоні:

1 – циліндрична частина корпусу; 2 – патрубок для виходу відстою; 3 – центральна труба; 4 – конічна частина корпусу; 5 – патрубок для виходу осаду; 6 – вхідний патрубок.

Корпус гідроциклоні складається з верхньої циліндричної частини 1 і конічного днища 4. Якість розділення в гідроциклоні залежить від кута конусності. Оптимальним вважається кут, рівний 10 ... 15°. При такому куті

подовжуються конічна частина корпусу 4 шлях твердих частинок а, отже, збільшується час перебування частинок в апараті.

Суспензія подається тангенціально через патрубок 6 в циліндричну частину корпусу 1 і набуває обертального руху. Швидкість суспензії на вході 6 становить 5 ... 25 м/с. Під дією відцентрової сили тверді частинки відкидаються до стінок гідроциклона і рухаються за спіральною траєкторією вздовж стінок вниз до патрубка 5 для виходу осаду.

Очищена рідина рухається у внутрішньому спіральному потоці вгору уздовж осі гідроциклона і видаляється через патрубок 2.

Збільшення відцентрової швидкості шляхом збільшення тиску на вході в циклон обмежується умовами утворення порожнин всередині обертового об'єму рідини через дії відцентрової сили на рідкі частинки. Як і в звичайних циклонах, ефект розділення в гідроциклоні тим вище, чим менше його діаметр. Для відділення великих частинок (наприклад, піску) і використанні в якості класифікаторів приймають $D = 300 \dots 350$ мм, і висоту 1 ... 1,2 м. Для згущення грубих суспензій використовують гідроциклони з $D = 100$ мм, для згущення і освітлення тонких суспензій – гідроциклони $D = 10 \dots 15$ мм.

Групові циклони (рис. 14.14). Відведення очищених газів від циклонів групи виконують або через завитки, що встановлюються на кожному циклоні і об'єднані загальним колектором, або безпосередньо через загальний колектор. Застосування вихідних завитків зменшує загальну висоту групи.

Коефіцієнт гідравлічного опору групи циклонів $\xi_{гц}$ визначають за формулою:

$$\xi_{гц} = \xi_{ц} + k_{д}, \quad (14.30)$$

де $\xi_{ц}$ – коефіцієнт гідравлічного опору одиночного циклону; $k_{д}$ – коефіцієнт, що враховує додаткові втрати тиску, пов'язані з компонованням циклонів в групу.

Значення коефіцієнта $k_{д}$ при різних варіантах компоновання має такі значення:

- ругова компоновка, нижнє підведення60
- завиткеве відведення з циклонних елементів28
- прямокутна компоновка, вільне підведення потоку60

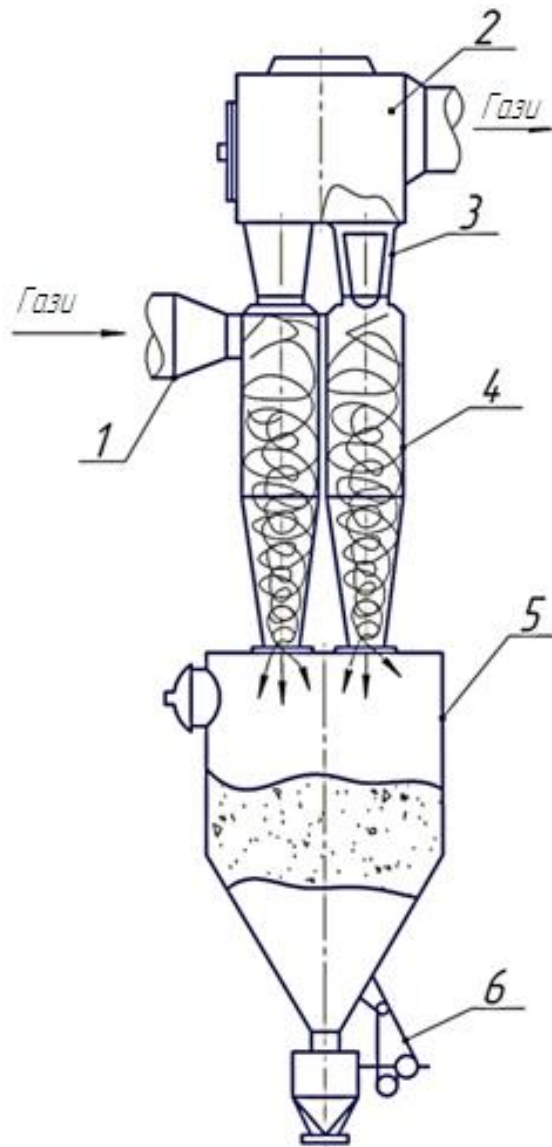


Рис. 14.14. Група циклонів:

- 1 – вхідний патрубок; 2 – камера знепилювання газів; 3 – кільцевий дифузор;
4 – циклонний елемент; 5 – бункер; 6 – пиловий затвор.

Батарейні циклони являють собою пилоуловлювальні апарати, що складаються з великої кількості паралельно встановлених циклонних елементів, об'єднаних в одному корпусі і що мають загальне підведення і відведення газів, а також загальний бункер.

Батарейний циклон (рис. 14.15) складається з корпусу 1, в якому об'єднані елементи циклону 4, поміщені між перегородками 3. Газ на очищення подається в газорозподільну камеру 2, де розподіляється між окремими елементами циклону. В елементі циклону (рис. 14.15 б) газ проходить зверху в кільцевий зазор між корпусом 3 і центральною трубою 1, для розкручування потоку встановлюють спеціальні гвинтові вставки 2 з лопатями, встановленими під кутом 25 ... 30 °. Тверді частинки, досягнувши стінки циклону, падають вниз в бункер 5 (рис. 14.15, а), а очищений газ по

центральных трубах відводиться в верхню частину апарату. Батарейні циклони з елементами діаметром 100, 150 і 250 мм призначені для очищення газів при концентрації 0,05 ... 0,1 кг/м³. Батарейні циклони менш громіздкі, ніж рівні за продуктивністю звичайні циклони, однак ступінь очищення газу в них трохи нижче.

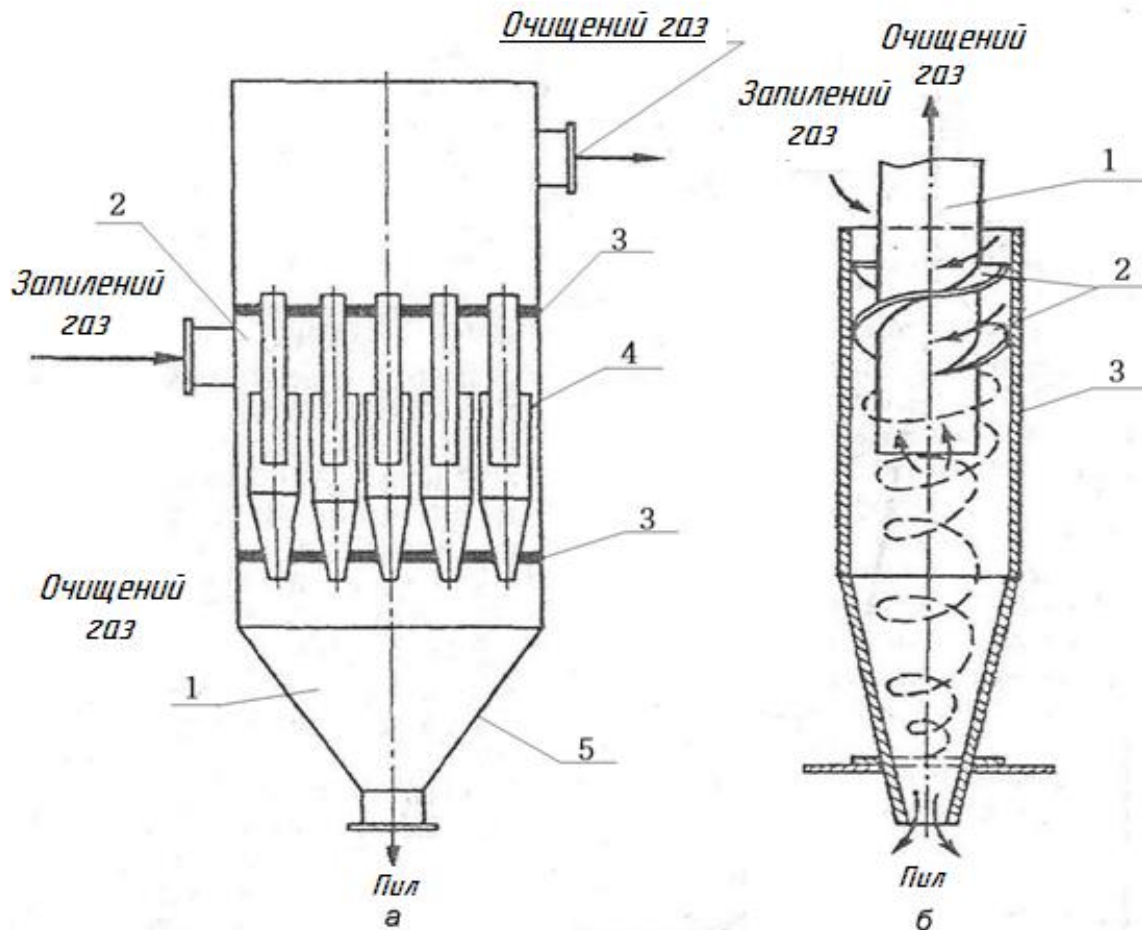


Рис.14.15. Батарейні циклони:

а – схема циклону: 1 – корпус; 2 – газорозподільна камера; 3 – перегородки; 4 – елемент; 5 – бункер-накопичувач; б – елемент циклону: 1 – центральна труба; 2 – гвинтові вставки; 3 – корпус.

При великих витратах очищуваних газів або рідини, застосовують групи і батареї циклонів і гідроциклонів (мультигідроциклонів), в яких вони працюють паралельно. Така група має загальний колектор забруднених газів, загальний збірник очищених газів або рідини, і загальний пиловий бункер.

14.7. РОЗРАХУНОК ЦИКЛОНІВ І ГІДРОЦИКЛОНІВ

Точний розрахунок циклонів досить складний, тому їх розраховують спрощено за величиною гідравлічного опору Δp :

1. Здається тип циклону: за технологічними вимогами встановлюється необхідна продуктивність – кількість газу, що очищується при робочих

умовах, Q_p м³/с; за таблицями і графіками визначається оптимальна швидкість газу в апараті.

2. Знаходиться необхідна площа перерізу F циклонів:

$$F = Q_p / v_{\text{опт}} \quad (14.31)$$

3. Задаючись, кількість циклонів K , складається вираз:

$$\frac{\pi d^2}{4} = \frac{F}{K} \quad \text{або} \quad 0,785 D^2 = \frac{F}{K} \quad (14.32)$$

4. З виразу (14.32) знаходиться діаметр циклона D :

$$D = \sqrt{\frac{F}{0,785 K}} \quad (14.33)$$

5. Знаючи діаметр циклона, визначається дійсна швидкість газу в апараті з виразу (14.31):

$$v_d = \frac{Q_p}{F} = \frac{Q_p}{0,785 K D^2}, \quad (14.34)$$

яка не повинна відхилятися від оптимальної більш ніж на 15%.

6. Визначаються втрати тиску в циклоні Δp :

$$\Delta p = \xi \frac{\rho_g v_d^2}{2}, \quad (14.35)$$

де ξ – коефіцієнт гідравлічного опору циклону; ρ_g – густина газу при робочих умовах, кг/м³; v_d – дійсна швидкість газу в апараті.

Якщо ці втрати виявляться прийнятними, переходять до розрахунку продуктивності циклонів і повного коефіцієнта очищення газів.

7. Продуктивність циклонів (м³/с) розраховується за формулою:

$$Q_{\text{ц}} = 3,19 d_{\text{сл}} \cdot D \cdot \sqrt{\Delta p} \quad (14.36)$$

де $d_{\text{сл}}$ – діаметр зливного патрубку, м; D – діаметр циліндричної частини корпусу, м.

8. Визначається повний коефіцієнт очищення газу від пилу η за формулою (14.29):

$$\eta = \frac{V_1 x_1 - V_2 x_2}{V_1 x_1} \cdot 100\%, \quad (14.37)$$

де V_1 і V_2 – об'ємні витрати відповідно запиленого і очищеного газу, м³/с; x_1 і x_2 – концентрація завислих частинок відповідно в запиленому і очищеному газі, кг/м³.

Після закінчення розрахунку отримане значення η зіставляється з необхідним. Якщо η здасться менше необхідного, необхідно вибрати інший тип циклону з більшим значенням коефіцієнта гідравлічного опору ξ .

Контрольні питання до теми 14.

1. Який спосіб застосовується для створення відцентрових сил в циклонах?
2. Який спосіб створення відцентрових сил застосовується в відстійних центрифугах?
3. З яких фізичних процесів полягає процес осадження в поле відцентрових сил?
4. Дайте формулювання процесу центрифугування.
5. Що являє собою відцентрове освітлення?
6. Поясніть процес відцентрового згущення.
7. Для чого застосовується осаджувальне центрофугування?
8. Для чого застосовується відцентрове фільтрування?
9. За якою формулою визначається швидкість відцентрового осадження?
10. Що називається фактором розділення?
11. Напишіть формулу визначення фактора розділення.
12. Назвіть значення фактору розділення для нормальних ультрацентрифуг.
13. Що характеризує індекс продуктивності центрифуги?
14. Напишіть формулу для визначення індексу продуктивності центрифуги.
15. Які параметри входять в формулу визначення продуктивності відстійних центрифуг?
16. Що називається коефіцієнтом ефективності відстійних центрифуг?
17. Що оцінює коефіцієнт використання центрифуг?
18. З яких витрат енергії складається потужність, яка витрачається на роботу центрифуги?
19. Назвіть класифікацію центрифуг за конструктивною ознакою.
20. Як поділяються центрифуги за способом вивантаження осаду?
21. Поясніть принцип роботи відстойної центрифуги з безперервним підведенням суспензії.
22. Поясніть необхідність затримання твердих частинок, що знаходяться в повітрі.
23. Призначення коефіцієнта ступеня очищення газів.
24. Назвіть формулу визначення ефективності очищення газів.
25. Поясніть механізм виділення частинок пилу з потоку гравітаційним способом.
26. Накресліть схему виділення частинок пилу під дією відцентрової сили.
27. Накресліть схему і поясніть роботу інерційного способу виділення пилу.
28. Поясніть роботу трубчастого електрофільтра для очищення газів.
29. Дайте визначення циклонів і назвіть їх переваги.
30. Для чого призначені аероциклони і принцип їх роботи.
31. Призначення гидроциклонів і принцип їх роботи.

Тести для перевірки знань

- 1) Яка операція не входить до процесу відцентрового осадження?

1. Сушіння твердого осаду.
2. Ущільнення осаду.
3. Осадження твердого осаду.
4. Часткове виділення вологи.

2) При якому центрифугуванні відбувається концентрація дисперсної фази?

1. Відцентрове згущення.
2. Відцентрове освітлення.
3. Відцентрове осадження.
4. Відцентрове фільтрування.

3) Що характеризує індекс продуктивності?

1. Розділювальну здатність відстійних центрифуг.
2. Інтенсивність відцентрового поля.
3. Зниження дійсної продуктивності в порівнянні з розрахунковою.
4. Ефективність робочого циклу.

4) За якою формулою визначається фактор розділення

1. $\Phi_p = \frac{v^2}{r g}$.
2. $\Sigma = S \cdot \Phi_p$.
3. $e_\phi = \Pi_d / \Pi_p$.
4. $\varphi = \tau_0 / \tau_c$.

5) Який параметр характеризує ефективність робочого циклу осадительной центрифуги?

1. Коефіцієнт використання центрифуги.
2. Фактор розділення в полі відцентрових сил.
3. Індекс продуктивності центрифуги.
4. Коефіцієнт ефективності центрифуги.

6) За якою формулою визначається потужність, витрачена на обертання барабана?

1. $N = \frac{m_6^2 \eta_6 \omega^2}{2 \cdot 10^3 \tau_{раз}}$.
2. $N = \frac{m_c (r_6^2 - r_0^2) \cdot \omega^2}{2 \cdot 10^3 \tau_{раз}}$.
3. $N = 10^3 m_{вр} \cdot f \cdot \omega$.
4. $N = 21,12 \cdot 10^3 h_6 r_6 n^3$.

7) Які центрифуги виготовляються з фільтрувальним і осаджувальним ротором?

1. Горизонтальна центрифуга з ножовим вивантаженням осаду.
2. Вертикальна центрифуга з постійним підведенням суспензії.
3. Горизонтальна шнекова центрифуга.
4. Центрифуга з розвантаженням осаду через гідроциклони.

8) Який параметр характеризує ефективність очищення газів від пилу?

1. Коефіцієнт ступеня очищення.
2. Фактор розділення.
3. Індекс продуктивності.

4. Коефіцієнт використання.

9) За якою формулою визначається ефективність очищення газів?

1. $\eta = \frac{G'_c - G''_c}{G'_c}$. 3. $\Sigma = S \Phi_p$.

2. $\Phi_p = v^2/rg$. 4. $\varphi = \tau_0/\tau_c$.

10) При якому механізмі уловлювання пилу з газового потоку використовується спосіб обтікання перешкоди?

1. Інерційний механізм.
2. Гравітаційний механізм.
3. Відцентровий механізм.
4. Електричний механізм.

11) Яка ступінь очищення газу в циклоні при діаметрі частинки 10 мкм?

1. 70 ... 95%. 2. 30 ... 85%. 3. 95 ... 99%. 4. 70 ... 85%.

12) При якому куті нахилу патрубку циклона забезпечується високий ступінь очищення?

1. $\alpha = 11^\circ$. 2. $\alpha = 15^\circ$. 3. $\alpha = 20^\circ$. 4. $\alpha = 24^\circ$.

ТЕМА 15. РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ СЕПАРУВАННЯМ

Процес сепарування широко використовується в найрізноманітніших галузях харчової промисловості: в молочній – очищення і нормалізація молока, отримання вершків, гомогенізація молока, бактеріофугування; в м'ясній – сепарування крові, очищення і регенерація жирів, очищення та знезараження бульйонів, отримання ендокринних і ферментних препаратів; в крохмале-патоковій – виділення крохмалю; в дріжджовій – виділення пекарських і кормових дріжджів; в спиртовій – освітлення барди, виділення бактеріальної маси з барди; в виноробній – освітлення сусла, виноматеріалів, вин; в півобезалкогольній – освітлення пивного сусла, пива; в консервній – очищення соків і сиропів, розділення томатної пульпи; в олійництві – очищення різних олій, відділення вільних жирових кислот; в цукровій – освітлення соків на різних етапах виробництва цукру; в кондитерській – очищення олій, цукрових глазурі і сиропів.

15.1. КЛАСИФІКАЦІЯ РІДИННИХ СЕПАРАТОРІВ

За технологічним призначенням:

- сепаратори-роздільники, що застосовуються для розділення суміші рідин, нерозчинних одна в іншій, і для концентрування суспензій і емульсій;
- сепаратори освітлювачі – призначені для виділення твердих частинок з рідини;
- комбіновані сепаратори, служать для виконання двох або більше операцій переробки рідкої суміші.

За конструкцією барабана (ротора):

- тарілчасті сепаратори;
- камерні сепаратори.

За вивантаженням осаду (шламу):

- сепаратори з ручним вивантаженням осаду;
- саморозвантажні сепаратори.

За принципом і характером вивантаження осаду:

- з періодичним вивантаженням;
- з безперервним вивантаженням;
- з пульсуючим вивантаженням.

За конструкцією пристроїв для вивантаження осаду:

- соплові;
- клапанні;

- з верхнім, нижнім і радіальним переміщенням рухомого затворного елемента.

За способом підведення вихідної гетерогенної системи і відведення продуктів сепарування:

- відкриті сепаратори;
- напівзакриті;
- герметичні.

Комбіновані сепаратори – в яких процес розділення поєднується з будь-яким іншим способом (наприклад, сепаратори-екстрактори для проведення екстракції, сепаратори-реактори для проведення хімічних реакцій).

Кларіфікатори – сепаратори, призначені для гомогенізації дисперсної фази емульсій та їх очищення від домішок.

Бактофуги – сепаратори для видалення з системи мікроорганізмів, які скупчуються в шламовому просторі разом з іншими механічними домішками.

Ротор тарілчастих сепараторів укомплектований пакетом конічних тарілок, які ділять потік рідини на паралельні тонкі шари. Тарілчасті сепаратори підрозділяються на два основних типи. Перший тип сепараторів має тарілки, що забезпечують подачу рідини в міжтарілковий простір через отвори, наявні в самих тарілках (центральна подача). Другий тип сепараторів характеризується тим, що рідина в міжтарілковий простір надходить з периферії і рухається до центру барабана (периферійна подача).

Ротор камерних сепараторів має реброву вставку при одній камері або комплект концентрічних циліндричних вставок, які розділяють її об'єм на кільцеві камери, за якими оброблювана рідина протікає послідовно.

У відкритих сепараторах рідина подається в ротор відкритим потоком і також проводиться відведення отриманих рідких фракцій. Процес сепарування не ізольований від доступу повітря.

У напівзакритих сепараторах рідина подається в ротор відкритим або закритим потоком, а відведення однієї або обох рідких фракцій відбувається під тиском за закритими трубопроводами. Процес сепарування не ізольований від доступу повітря. Ротори напівзакритого типу відрізняються від роторів відкритого типу наявністю пристрою для виведення продукту сепарування під тиском.

У герметичних сепараторах подача в ротор початкової рідини і відведення рідких фракцій відбувається під тиском по закритим трубопроводам, герметично з'єднаними з випускними патрубками, процес сепарування ізольований від доступу повітря. Ротори герметичних

сепараторів відрізняються від роторів відкритих і напівзакритих сепараторів конструкцією підвідних і відвідних пристроїв.

Саморозвантажні сепаратори поділяються на три основні групи з безперервним, пульсуючим і безперервно-циклічним відведенням осаду.

У сепараторах з **безперервним відведенням** осад видаляється разом з частиною рідкої фази через сопло у вигляді концентрованої важкої фракції. Залежно від конструктивних особливостей відвідних вузлів важка фракція відводиться або вільно, або під тиском.

У сепараторах з **пульсуючим відведенням** осад викидається з ротора при переміщенні рухомого елемента, який відкриває розвантажувальні щілини на периферії ротора. При повному розвантаженні періодично припиняється надходження продукту на сепарування, розвантажувальні щілини ротора відкриваються і весь його вміст, тобто виділений осад і рідка фаза, викидаються в приймач. При частковому вивантаженні розвантажувальні щілини відкриваються на короткий час і з ротора викидається тільки накопичений осад, а рідкий компонент залишається.

У сепараторах з **безперервно-циклічним відведенням** осаду він не відводиться у вигляді концентрату протягом основного етапу циклу і періодично викидається з ротора у вигляді рідкої пасти, коли відкриваються розвантажувальні щілини або канали під час допоміжного етапу.

15.2. РОБОЧИЙ ПРОЦЕС СЕПАНУВАННЯ

Розглянемо робочий процес сепарування на прикладі тарілчастого сепаратора, як найбільш затребуваного в переробному виробництві.

Тарілчастий сепаратор (рис. 15.1) складається зі сталевого корпусу 12 з днищем 13, конуса 2, який з'єднується з корпусом за допомогою кільця 1 з нарізю; центральної трубки 18, що закінчується внизу тарілотримачем 16; пакету конічних тарілок 17; збірників 4 і 3 для продуктів розділення суміші; приймачів 9 і 10 з ріжками відведення продуктів; приймача 5 для підведення вихідної суміші з трубкою 6 і станини з приводом. Корпус насаджений на приводний вал за допомогою товстостінної труби 14 з поводком, виконаним у вигляді горизонтального штифта. Цей пристрій забезпечує обертання корпусу разом з валом.

Неоднорідна суміш заливається в приймач 5, по нерухомій трубці 6 надходить в обертову разом з барабаном центральну трубку 18 і опускається вниз. У нижній частині рідина під дією відцентрової сили віджимається до периферії. Далі її шлях залежить від конструкції тарілок.

Відомі сепаратори, наприклад, для розділення молока, в тарілках яких по колу є по три отвори через 120°. У тарілках іншого типу, наприклад в

тарілках сепараторів для концентрування дріжджів отворів немає. Опишемо процес, що відбувається на тарілках з отворами.

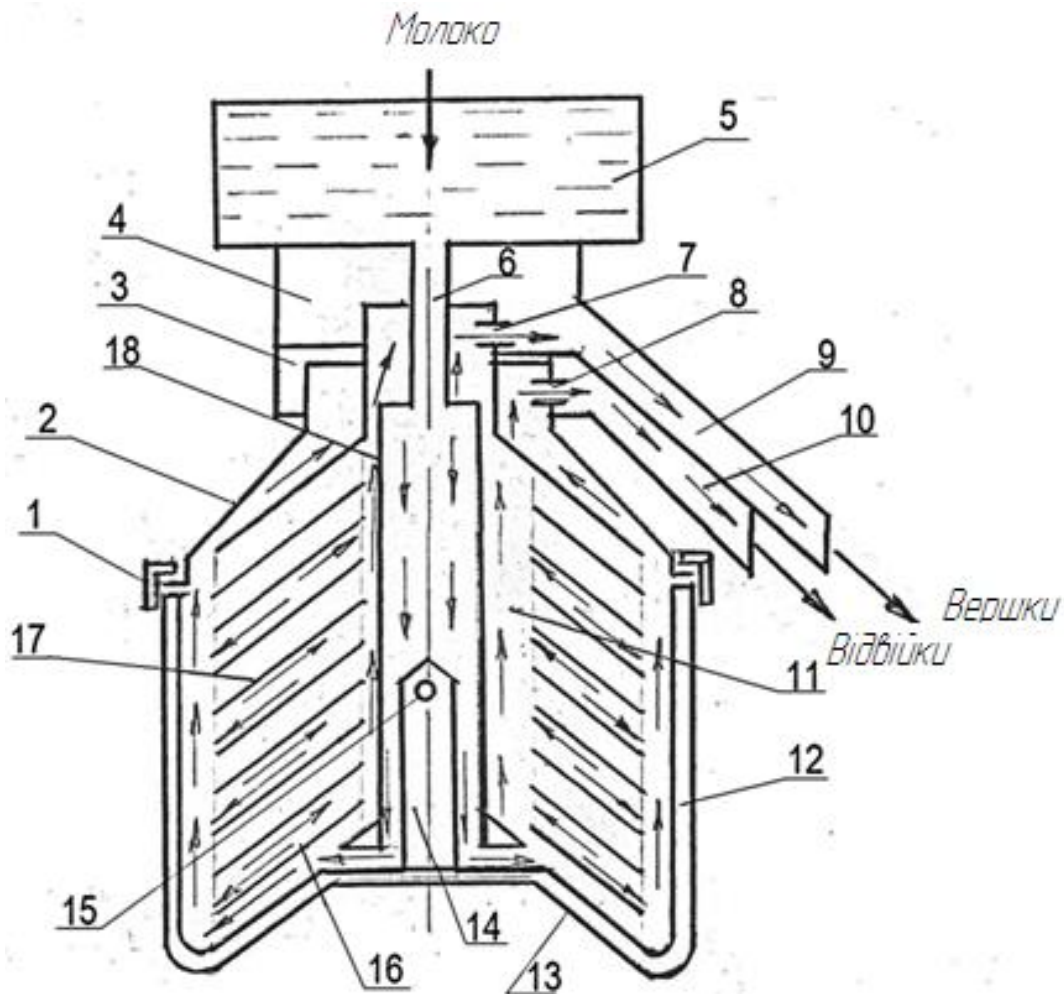


Рис. 15.1. Схема тарічкового сепаратора:

1 – кільце; 2 – конус; 3 і 4 – збірники для продуктів розділення; 5 – приймач початкової суміші; 6 – трубка; 7 і 8 – отвори (мунштуки або вентиля); 9 і 10 – різки приймачів; 11 – наскрізні канали; 12 – сталевий корпус; 13 – днище; 14 – товстостінна трубка; 15 – отвір для поводка; 16 – тарілотримач; 17 – тарілки; 18 – центральна трубка.

Тарілки зібрані в пакет таким чином, що всі їх отвори збігаються, в результаті чого утворюються вертикальні наскрізні канали; вони доходять до верхньої, так званої роздільної тарілки 19, в якій немає отворів. На верхніх площинах тарілок по колу через 120° напаяні по три чіпа (нитки) висотою 0,3 ... 0,4 мм для молочних і висотою 0,8 ... 1,0 мм для дріжджових сепараторів. Цими нитками кожна наступна верхня тарілка спирається на попередню нижню: внаслідок цього між ними утворюється щілина, ширина якої відповідає висоті нитки.

Суміш піднімається по вертикальних каналах 11, утворених отворами в тарілках і розподіляється одночасно під дією відцентрової сили в щілинах

між тарілками. У міжтарілковому просторі під дією відцентрового поля важчий компонент спрямовується до периферії, а більш легкий до центру. Внаслідок цього в щілині утворюється два протилежно спрямованих потоки:

а) потік легкого продукту – по зовнішній поверхні нижньої тарілки; він спрямований до вісі обертання;

б) потік важкого продукту – по внутрішній поверхні тарілки; він спрямований від центру.

При русі продукту уздовж твірних конічних тарілок, частинки дисперсної фази переходять з одного шару в інший, тому концентрація шарів і їхня товщина змінні, поблизу центральної трубки 18 легкий компонент з щілин потрапляє під розділову тарілку 19; потім по кільцевому зазору між трубкою 18 і циліндричним закінченням роздільників тарілки легкий компонент через отвір 7 викидається в нерухомий кільцевий збірник 4, звідси по ріжку 9 він стікає в приймач. Більш важкий продукт, відкинутий до стінок корпусу, піднімається вгору і потрапляє в простір між зовнішньою поверхнею розділової тарілки і конусною кришкою 2; потім через отвір 8 викидається в збірник 3, а звідси потрапляє в ріжок 10.

У порівнянні з апаратами, осадження в яких здійснюється в гравітаційному полі, розглянуті сепаратори мають свої переваги.

Частота обертання сепараторів в середньому 5000 ... 6000 об/хв, а діаметри їх барабанів 250 ... 300 мм, тому відцентрове прискорення в тисячі разів більше гравітаційного. Отже, швидкість осадження теж в тисячу разів більше швидкості осадження в поле земного тяжіння. Так, в молочному сепараторі з радіусом ротора $R_m = 64$ мм і $R_6 = 150$ мм при $n = 6000$ об/хв середня по довжині утворювальної швидкість осадження в 4000 разів більше швидкості осадження при відстоюванні в тих же умовах в гравітаційному полі.

Поверхня осадження в сепараторах відносно велика, що забезпечується великою кількістю тарілок (кілька десятків) при незначній відстані між ними. Така велика поверхня забезпечує високу продуктивність сепараторів в порівнянні з відстійними апаратами. Площа, займана сепараторами, в тисячі разів менше площі відстійників при тій же продуктивності.

Сепаратори мають ще й вельми важливу перевагу перед відстійниками, що в них можна розділяти суміші дуже швидко і за необхідності стерильно, що дуже істотно для харчових продуктів.

Тарілчасті сепаратори діляться на сепаратори-роздільники й сепаратори-очисники (освітлювачі) (рис.15.2).

Робочий процес сепаратора-роздільника (рис. 15.2, а) полягає в наступному. Початкова гетерогенна система по центральній трубці

надходить в тарілотримач, звідки по каналах, утворених отворами в тарілках, піднімається вгору комплекту тарілок і розтікається між ними. Під дією відцентрових сил легка фракція осідає на верхню поверхню нижче лежачої тарілки. З цієї поверхні легка фракція рухається до центру барабана, далі по зазору між кромкою тарілки і тарілотримач піднімається вгору барабана і відводиться по комунікаціям.

Важка фракція в міжтарілковому просторі відтісняється до нижньої поверхні тарілки. З цієї поверхні фракція рухається до периферії тарілки і по зазору між розділовою тарілкою і кришкою барабана піднімається вгору барабана і виводиться з сепаратора.

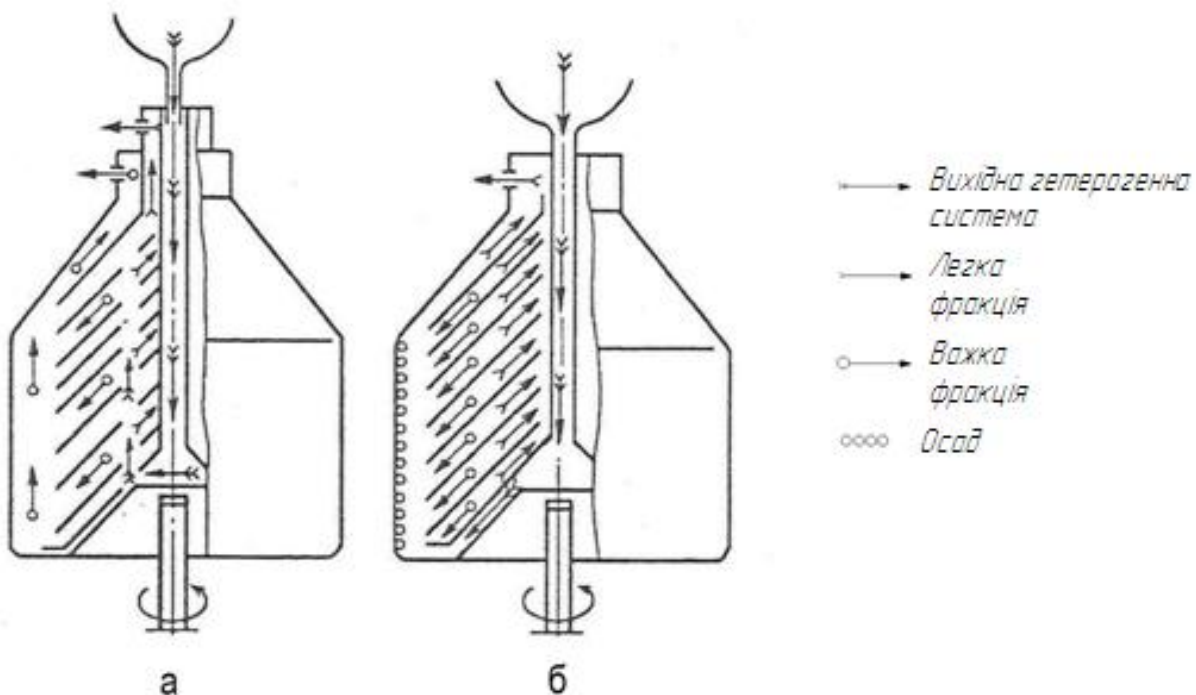


Рис. 15.2. Схема барабанів тарілчастих сепараторів:
а – роздільника; б – очищувача.

Сутність робочого процесу освітлення (рис.15.2. б) полягає в наступному. Продукт, що піддається очищенню, по центральній трубі надходить в тарілотримач, з якого спрямовується в шламовий простір між крайками пакету тарілок і кришкою. Потім рідина надходить в міжтарілковий простір і по зазору між тарілотримачем і верхніми крайками тарілок піднімається вгору і через проріз виходить з барабана. Процес очищення починається в шламовому просторі, завершується в міжтарілкових просторах.

15.3. ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСУ СЕПАРУВАННЯ

У переробному виробництві особливе місце займає процес сепарування молочних продуктів. Виходячи з цього, основні положення теорії сепарування будуть розглянуті на прикладі молочного сепаратора.

Теорію сепарування молока розробив радянський вчений професор Бремер.

Як вже було сказано раніше, молоко, попередньо профільтроване і підігрите до температури 35 ... 40 °С, подається в молокоприймач і безперервним струменем надходить через трубку поплавкової камери всередину швидко обертового барабана. З центральної трубки молоко надходить по каналах тарілотримача і його нижній наскрізний отвор під нижню тарілку. Потім воно піднімається вгору по трьом вертикальним каналам, утвореним отворами тарілок, розподіляється між тарілками і заповнює весь вільний простір усередині барабана.

У міжтарілковому просторі під впливом відцентрової сили відбувається розділення молока на фракції. Відвійки, які мають більшу густину, відкидаються до периферії барабана, а вершки, як менш щільна, збагачена жиром частина молока, відтісняється до осі барабана. При цьому траєкторія частинок дисперсної фази складається з двох стадій. Жирові кульки (легка фракція) рухаються до осі обертання (рис. 15.3, а), а відвійки і випадкові домішки (важка фракція) – до периферії (рис. 15.3, б).

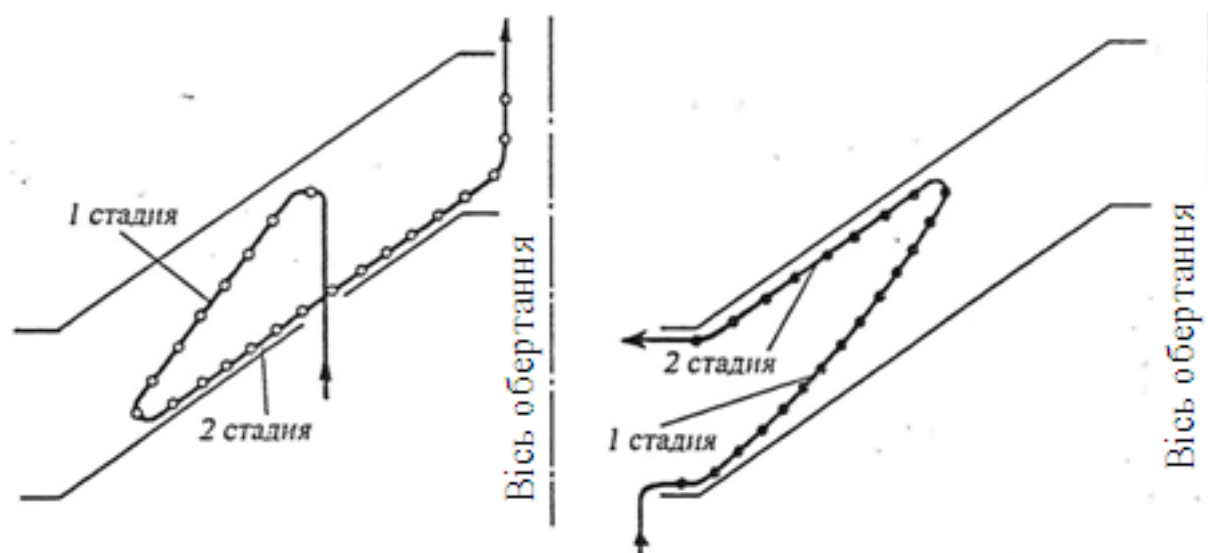


Рис. 15.3. Схема руху частинок дисперсної фази в міжтарілковому просторі сепаратора:

а - легкої фракції (жирових кульок); б - важкої фракції (відвійок).

Таким чином, усередині барабана встановлюється певний потік із загальним напрямком руху спочатку зверху вниз, а потім знизу вгору.

Швидкість спливання жирових кульок.

У незбираному молоці жир знаходиться у вигляді дрібних жирових кульок, густина яких менше густини плазми молока (відвійок). Густина цільного молока $\rho_m = 1030 \text{ кг/м}^3$, густина жиру $\rho_{ж} = 850 \text{ кг/м}^3$ і густина плазми $\rho_{п} = 1035 \text{ кг/м}^3$.

При природному відстоюванні відділення частинок жиру відбувається під дією сили ваги, внаслідок різниці в густини цих частинок і плазми молока. В цьому випадку жирові кульки спливають вгору.

Швидкість спливання жирових кульок з плазми молока при відстої визначається за формулою Стокса:

$$v_c = \frac{1}{18} \cdot g \cdot d^2 \frac{\rho_{п} - \rho_{ж}}{\mu}, \quad (15.1)$$

де g – прискорення вільного падіння, м/с^2 ; d – діаметр жирової кульки, м ; $\rho_{п}$ і $\rho_{ж}$ – відповідно густина плазми і жирових кульок, кг/м^3 ; μ – динамічна в'язкість плазми, $\text{Н} \cdot \text{с/м}^2$.

При сепаруванні молока, яке знаходиться в барабані, воно піддається дії відцентрової сили, яка в 3000 ... 5000 разів більше сили ваги.

На компоненти молока діє доцентрове прискорення, яке можна визначити з виразу:

$$\alpha = \omega^2 \cdot R \quad (15.2)$$

де ω – кутова швидкість барабана рад/с ; R – радіус, на якому знаходиться розглядувана жирова кулька, м .

Підставивши в формулу Стокса значення доцентрового прискорення α , отримаємо рівняння для визначення швидкості виділення жирових кульок з плазми при сепарування:

$$v_c = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_{п} - \rho_{ж}}{\mu} \omega^2 R. \quad (15.3)$$

Відомо, що зі зміною температури молока густина плазми і жиру змінюються. Експериментальними дослідженнями встановлено, що при температурі молока від 283 до 343 °К фізичні властивості плазми і жиру пов'язані наступною залежністю:

$$\frac{\rho_{п} - \rho_{ж}}{\mu} = 2900 (T - 273) \quad (15.4)$$

де T – температура молока, °К.

Ця залежність дозволяє замінити формулу Стокса виразом, більш зручним для розрахунків швидкості виділення жирових кульок з молока:

$$v_c = \frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_{п} - \rho_{ж}}{\mu} \omega^2 R = 161 \omega^2 R d^2 (T - 273). \quad (15.5)$$

Розрахунки показали, що жирова кулька діаметром 10 мкм матиме швидкість спливання в 100 разів більше, ніж кулька діаметром 1 мкм, отже, більші кульки будуть спливати майже відразу ж при вході в міжтарілковий простір, тобто у верхній частині тарілок. Очевидно, що сепаратор повинен задовольняти умовам, при яких за час проходження молока через барабан буде забезпечене відділення не тільки великих, а й дрібних жирових кульок.

Для з'ясування самого процесу сепарування розглянемо схему руху молока всередині барабана (рис.15.4)

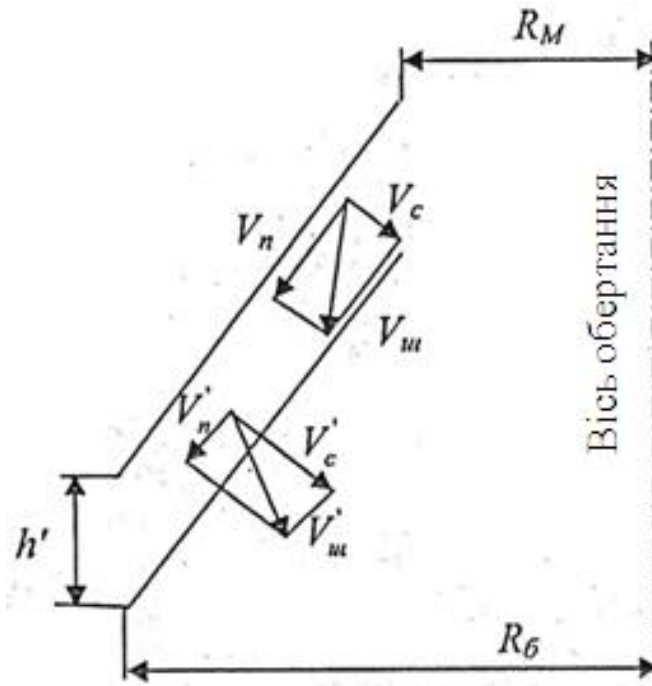


Рис. 15.4. Схема руху молока в міжтарілочний просторі.

У між тарілковому зазорі, в перший момент жирові кульки рухаються разом з потоком молока вниз до периферії барабан (рис. 15.3, а) зі швидкістю, рівній швидкості потоку молока.

Середнє значення цієї швидкості v_{Π} можна визначити за схемою, використовуючи рівняння гідравліки про витрату рідини, яка витікає через отвір:

$$P_c = F v_{\Pi} , \quad (15.6)$$

Тоді

$$v_{\Pi} = \frac{P_c}{F} = \frac{P_c}{2\pi R h z} , \quad (15.7)$$

де P_c – продуктивність сепаратора, m^3/s ; R – радіус розглянутого перерізу, m ; F – площа отвору, m^2 ; h – відстань між тарілками, m ; z – кількість тарілок в барабані, шт.

Але одночасно під дією доцентрового прискорення жирові кульки будуть рухатися (спливати) до осі обертання барабана зі швидкістю v_c , що визначається за формулою Стокса.

Отже, абсолютна швидкість руху жирового кульки $v_{ш}$ буде дорівнювати геометричній сумі швидкостей:

$$\bar{v}_{ш} = \bar{v}_{п} + \bar{v}_{c} . \quad (15.8)$$

Неважко уявити, що по мірі віддалення жирової кульки від осі обертання швидкості $v_{п}$ і v_c будуть змінюватися за величиною, а з ними будуть змінюватися величина і напрямок абсолютної швидкості $v_{ш}$. Швидкість v_c буде зростати, тому що радіус кільця сепарованої рідини (молока) збільшується, а швидкість $v_{п}$ буде зменшуватися, оскільки зі збільшенням R збільшується переріз потоку. Отже, жирові кульки за час перебування в між тарілковому просторі, прямуючи до осі обертання барабана, накопичуються на верхніх поверхнях тарілок і, утворюючи найбільш легку фракцію, безперервно рухаються по утворюючим тарілок вгору до осі обертання. Очевидно, чим менше буде жирова кулька, тим ближче до периферії тарілки він опуститься. Частина найдрібніших жирових кульок не встигне опуститися на тарілку і буде захоплена і винесена разом з потоком назад.

Гранична величина жирової кульки

Щоб жирова кулька при даному режимі сепаратора досягла вершкового потоку на периферії тарілки, необхідне певне співвідношення між швидкістю потоку молока $v_{п}$ і швидкістю спливання v_c , яке забезпечить досягнення кулькою вершкового потоку в період проходження рідинного межтарілкового простору.

Складемо план швидкостей руху жирової кульки в міжтарілковому просторі (рис. 15.5).

Припустимо, що середня переносна швидкість буде $v_{п}$, а відносна v_c і час руху в міжтарілковому просторі τ . Нанесемо на кресленні в обраному масштабі шляхи жирової кульки в переносному ($v_{п}\tau$) і відносному ($v_c\tau$) рухах. Довжина шляху потоку дорівнює робочій довжині твірної усіченого конуса тарілки. Висоту тарілки позначимо H , а відстань між тарілками по висоті через h . Проекцію шляху кульки в переносному русі на горизонтальну вісь позначимо $v_x\tau$. З рис. 15.11 видно, що трикутник $\Delta ABC \sim \Delta aBc \sim \Delta Aae$ і $v_x = v_{п} \cdot \cos \alpha$.

У самому несприятливому випадку жирова кулька, що знаходиться в точці a , досягне вершкової течії в точці $m_{п}$, що є зовнішнім краєм тарілки. Очевидно, що сепаратор повинен бути розрахований на певну граничну величину дрібних кульок, які не повинні переходити у відвійки.

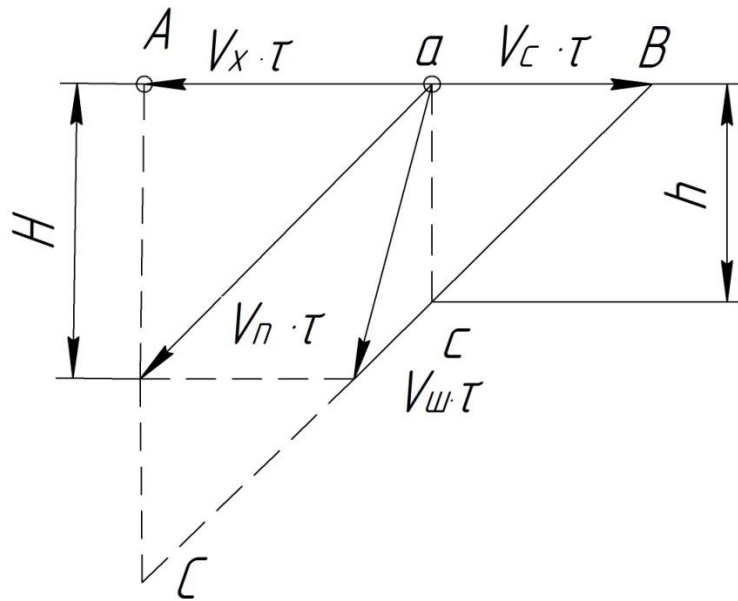


Рис. 15.5 План швидкостей руху жирової кульки

Враховуючи подібність трикутників (рис. 16.11) можна написати наступну пропорцію:

$$\frac{v_c \tau}{v_x \tau} = \frac{v_c}{v_x} = \frac{h}{H}. \quad (15.9)$$

Такому співвідношенню будуть задовольняти середні значення швидкостей v_c і v_x тієї граничної за своєю величиною жирової кульки, яка досягає верхньої течії при потоці рідини в межтарілковому просторі в точці m_{Π} . Всі жирові кульки, менші за розміром і спливаючі з тієї ж крайньої точки, потраплять у відвійки.

З наведеного співвідношення можна визначити величину граничного радіусу $r_{\text{пр}}$ жирової кульки. Величини швидкостей v_c , v_{Π} і v_x відомі:

$$v_c = \frac{1}{18} \omega^2 R d^2 \frac{\rho_{\Pi} - \rho_{\text{ж}}}{\mu}; \quad v_{\Pi} = \frac{\Pi_c}{2\pi R h z}; \quad v_x = v_{\Pi} \cdot \cos \alpha.$$

Підставимо в пропорцію (15.9) значення швидкостей:

$$\frac{v_c}{v_x} = \frac{(1/18)\omega^2 R d^2 (\rho_{\Pi} - \rho_{\text{ж}})}{\Pi_c / 2\pi R h z} = \frac{h}{H}$$

або

$$\frac{1}{18} d^2 \frac{\rho_{\Pi} - \rho_{\text{ж}}}{\mu} \omega^2 R H = \frac{\Pi_c \cos \alpha}{2\pi R h z} h$$

Замінивши d^2 на r^2 і зробивши перегрупування, отримаємо:

$$\left(r^2 \frac{\rho_{\Pi} - \rho_{\text{ж}}}{\mu} \right) \cdot \left(\frac{\omega^2 R H \pi R z}{\Pi_c \cos \alpha} \right) = \frac{18}{4 \cdot 2} = 2,25. \quad (15.11)$$

У лівій дужці цього рівняння поміщена вага величини, що характеризуємолоко щодо його здатності сепаруватися. Позначимо цю величину через E :

$$\left(r^2 \frac{\rho_{\Pi} - \rho_{\text{ж}}}{\mu} \right) = E, \quad (15.12)$$

і назвемо її **фактором роздільності молока E** .

У правій дужці рівняння (15.11) знаходяться всі величини, які характеризують здатність сепаратора здійснювати розділення молока.

Цю величину позначимо через F :

$$\left(\frac{\pi z R^2 H \omega^2}{P_c \cos \alpha} \right) = F, \quad (15.13)$$

і назвемо її **розділювальним фактором сепаратора F** .

Чим більше розділюваність молока (E), тим менше розділювальний фактор сепаратора (F) необхідний, щоб здійснити сепарування з належним ступенем знежирення. Тоді можна записати:

$$E \cdot F = 2,25 = \text{const}. \quad (15.14)$$

Користуючись виділеним рівнянням (15.12), можна для кожного сепаратора знаходити певну величину радіуса $r_{\text{теор}}$ граничної жирової кульки, що переходить в вершки:

$$r_{\text{теор}} = \sqrt{\frac{2,25 \mu P_c \cos \alpha}{\pi z H \omega^2 R^2 (\rho_{\Pi} - \rho_{\text{ш}})}}, \quad (15.15)$$

де P_c – продуктивність сепаратора, $\text{м}^3/\text{с}$.

Насправді в процесі роботи сепаратора у відвійках зустрічаються жирові кульки більшої величини, ніж $r_{\text{теор}}$.

$$r_{\text{теор}} / r_{\text{дейст}} = \beta, \quad (15.16)$$

де β – ступінь досконалості сепаратора, дає можливість здійснювати оцінку якості конструкції.

Значення β представляє собою коефіцієнт корисної дії сепараторного процесу. Чем більше величина $r_{\text{теор}}$ і $r_{\text{дейст}}$, тим вище ККД сепаратора.

Конструктивні фактори, що впливають на процес сепарування.

Оптимальна відстань між тарілками. Якість сепарування залежить від відстані між тарілками тільки до певних значень: відстані між тарілками має бути не менше оптимальних, а більше можуть бути.

Соколовим В.І. для визначення оптимальної відстані h тарілчастих освітлювачів була запропонована наступна формула:

$$h = \frac{v_{cp} f_{cp} n r}{F_{ц} F_{min} v_{min}}, \quad (15.17)$$

де v_{cp} – середня швидкість осадження частинки, м/с; f_{cp} – проекція поверхні осадження однієї тарілки, м²; n – кількість тарілок, шт; r – радіус частинок дисперсної фази, м; $F_{ц}$ – відцентрова сила що діє на частинку, Н; v_{min} – швидкість руху частинки відносно потоку, м/с; $F_{min} = 2\pi R H$; R_{min} – мінімальний радіус тарілки, м; H – висота робочого об'єму ротора, м.

Продуктивність сепаратора залежить також від розмірів тарілок. Збільшення зовнішнього або зменшення внутрішнього діаметрів тарілок призведе до підвищення ефективності сепарування. Однак збільшення зовнішнього діаметра тарілок вимагатиме збільшення діаметра барабана, що підвищує напруги в його стінках. Зменшення внутрішнього діаметра тарілок знижує продуктивність сепаратора.

Частота обертання барабана є одним з важливих параметрів, які зумовлюють процес сепарування. При підвищенні числа обертів сепаратора для інтенсифікації процесу необхідно враховувати міцність і зносостійкість обертових частин сепаратора. При підвищенні числа обертів одночасно зі збільшенням радіального прискорення, що обумовлює ефективність сепарування, зростає і відцентрова сила, яка прагне розірвати барабан.

Певний вплив на ефективність сепарування надає нерівноваженість барабана (особливо при збільшенні його діаметра). З її збільшенням погіршується ступінь вилучення з рідини дисперсної фази.

Періодичність вивантаження осаду. Для визначення часу безперервної роботи сепаратора τ між розвантаженнями використовують формулу:

$$\tau = 100 V / \Pi_c v_{од}, \quad (15.18)$$

де V – об'єм шламового простору, л; Π_c – продуктивність, м/год; $v_{од}$ – об'ємна частка завислих частинок в сепарованому продукті, %.

Формула (15.18) не враховує віднесення певної частини завислих частинок з рідкою фракцією, виведеної з барабана, і погіршення процесу сепарації ще до заповнення шламового простору осадом. При сепаруванні продуктів, частинки осаду, які не схильні до злипання або мають малу швидкість осадження, процес доводиться припинити ще задовго до появи осаду у зовнішньої кромки тарілок.

Тому час безперервної роботи сепаратора має бути збільшений в порівнянні з часом, отриманим з формули (15.18)

Продуктивність і пускова потужність.

Розглянемо найбільш просте виведення формули для розрахунку продуктивності сепаратора для умов першої стадії руху частинки (рис. 16.5,

а) за методикою Н.Я. Лук'янова, приймаючи, що на початку процесу жирова кулька знаходиться близько до вихідного отвору нижньої поверхні верхньої тарілки (отже, вона за час руху від центру до периферії тарілок пройде шлях, що дорівнює відстані між тарілками).

Для визначення продуктивності сепаратора розглянемо елементарний циліндричний кільцевий об'єм dV сепаруючої частини барабана, обмеженої товщиною кільця dR (рис. 14.7)

$$dV = 2\pi hRz dR, \quad (15.19)$$

де R – радіус кільця сепаруючої рідини; dR – елементарний приріст радіуса кільця рідини; h – відстань між тарілками; z – число міжтарілкових просторів в барабані.

Тривалість перебування молока в даному елементарному об'ємі dV складе:

$$d\tau = \frac{dV}{\Pi_c} = \frac{2\pi R dR h z}{\Pi_c}, \quad (15.20)$$

де Π_c – продуктивність сепаратора, $\text{м}^3/\text{с}$.

За цей час жирова кулька, яка знаходиться в молоці, рухаючись зі швидкістю осадження v_c переміститься в напрямку до осі обертання на відстань:

$$dS = d\tau \cdot v_c, \quad (15.21)$$

де S – відстань між тарілками за радіусом, м.

Швидкість руху частинок у відцентровому полі визначається формулою Стокса:

$$v_c = \frac{1}{18} d^2 \omega^2 R \frac{\rho_{\Pi} - \rho_{\text{ж}}}{\mu}. \quad (15.22)$$

Підставивши в формулу (15.21) значення $d\tau$ з формул (15.20) і v_c з формули (15.22), отримаємо:

$$dS = \frac{2\pi R h dR z}{\Pi_c} \cdot \frac{d^2 \omega^2}{18} \cdot \frac{\rho_{\Pi} - \rho_{\text{ж}}}{\mu}, \quad (15.23)$$

де ρ_{Π} і $\rho_{\text{ж}}$ – відповідно густина плазми і молочного жиру, $\text{кг}/\text{м}^3$.

За час проходження повного робочого об'єму барабана, обмеженого радіусами R_m і R_b (рис.14.6) жирова кулька повинна встигнути переміститися в потоці на відстань S .

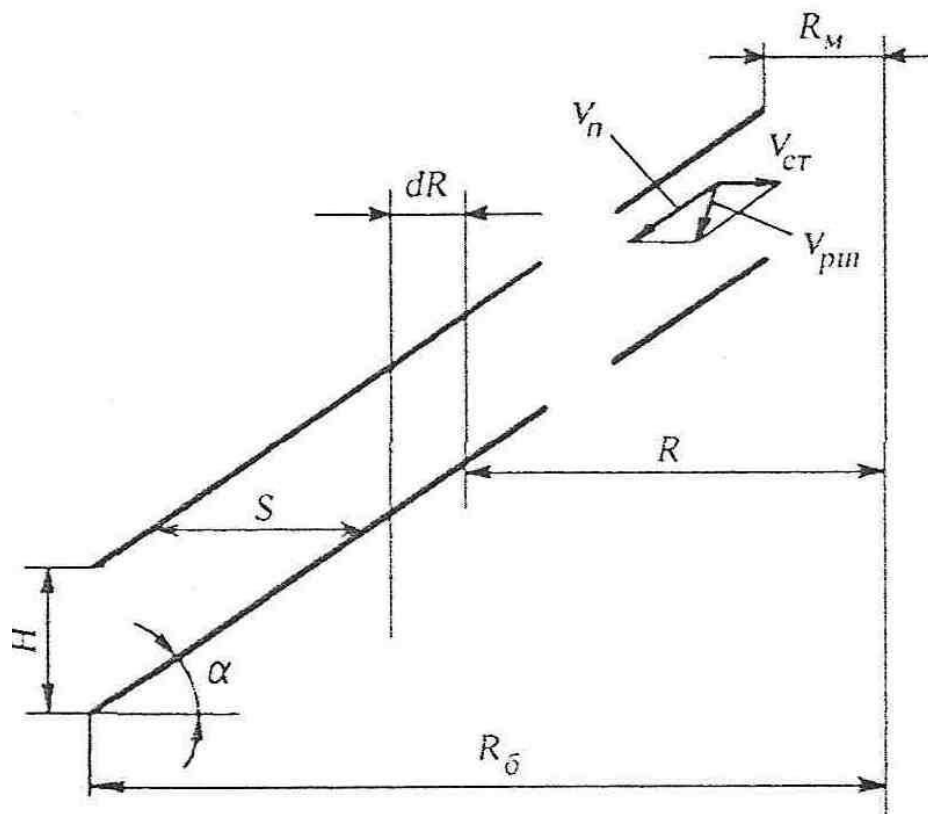


Рис. 15.6. Схема для розрахунку продуктивності сепаратора.

Інтегруючи рівняння (13.49) в межах від 0 до S і від R_m до R_b і враховуючи, що $S = H/\tan \alpha$ отримаємо формулу для визначення продуктивності P_c (л/год):

$$P_c = 16,55 \eta n^2 z \tan \alpha (R_b^3 - R_m^3) d^2 \frac{\rho_{п} - \rho_{ж}}{\mu}, \quad (15.24)$$

де η – ККД сепаратора ($\eta = 0,5 \dots 0,7$); n – число обертів барабана, об/с; z – число міжтарілкових просторів в барабані; α – кут нахилу твірної тарілки, град; R_m і R_b – відповідно менший і більший радіус тарілки, м; d – діаметр розрахункового жирової кульки, м; μ – в'язкість молока, Па·с.

Пускова потужність приводу барабана сепаратора визначиться за формулою:

$$N = J \cdot \omega^2 / \tau \eta, \quad (15.25)$$

де J – динамічний момент інерції барабана, кг/м²; ω – кутова швидкість барабана, рад/с; τ – час розгону барабана до робочої частоти обертання, с; η – ККД трансмісії (приводу).

15.4. КОНСТРУКЦІЇ СЕПАРАТОРІВ І СЕПАРАТОРНИХ БАРАБАНОВ

Сепаратори з відцентровим розвантаженням осаду

Даний тип сепараторів в основному мають периферійне вивантаження осаду з кільцевого грязьового простору. Розвантаження проводиться або

через сопла, або через кільцеві щілини, які перекриваються поршнем з приводом від буферної рідини (води).

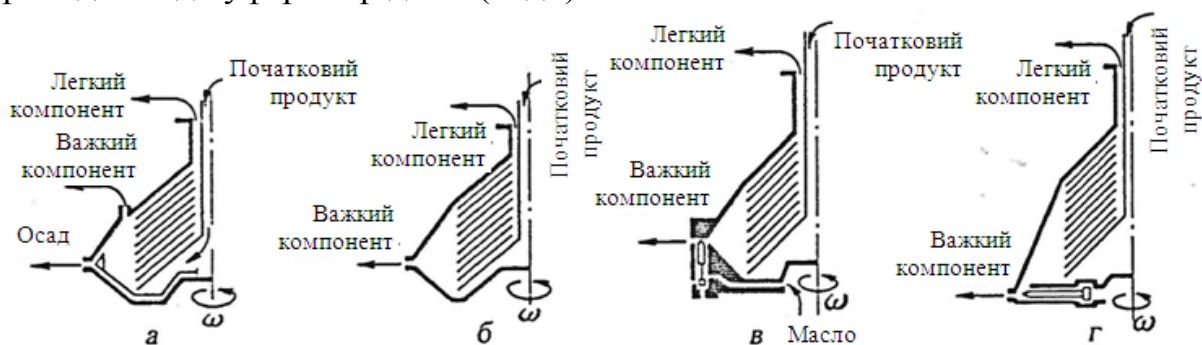


Рис. 15.7. Схеми роботи основних типів сепараторів з відцентровим розвантаженням осаду:

а – клапанний на три компонента; б – з радіальними соплами; в – з кільцевим поршнем; г – з циліндричними клапанами.

Поршні, які перекривають розвантажувальну щілину в цих машинах, дуже різноманітні за конструкцією і можуть бути зовнішніми, внутрішніми, нижніми та верхніми (рис. 15.7). У кожній конструкції є ціла система рухомих дуже масивних деталей великого діаметру з сальниковими ущільненнями на цих діаметрах. Це викликає великі труднощі в експлуатації, тому що тонкі часто абразивні осади проникають в сальникові ущільнення, зазори і забивають їх. Машини з поршнеvim розвантаженням осаду складні, їхнє складання – розбирання дуже трудомісткі.

Розглянемо деякі конструкції барабанів сепараторів з відцентровим розвантаженням осаду.

Барабан сепаратора з періодичним вивантаженням осаду (рис. 15.8).

Ротор сепаратора складається з основного барабана 1, з'єданого на різьбі з кришкою 2 ротора. Кришка на периферії має ніпель 6 для випуску буферної рідини (води).

Всередині ротора розташований рухомий конус 5, витискуваний пружиною 7 до конічної кришки. У периферійній частині кришка має отвір для випуску осаду. До подачі суспензії в ротор на розділення в порожнину, утворену кришкою ротора і рухомим конусом, подається вода. З цієї порожнини вода витікає через ніпель 6 в спеціальний збірник. Оскільки гідростатичний опір випускного отвору великий, вода витікає з невеликою швидкістю і її витрата легко відшкодовується.

Рухомий конус під тиском рідини, що заповнює порожнину, щільно притискається по периметру до опорної поверхні чаші. У цей момент розвантажувальні отвори закриті, і грязьовий простір заповнюється осадом – проходить процес сепарації суспензії. Після заповнення грязьового простору

осадам подачу суспензії в ротор і води в порожнину над рухомих корпусом припиняють.

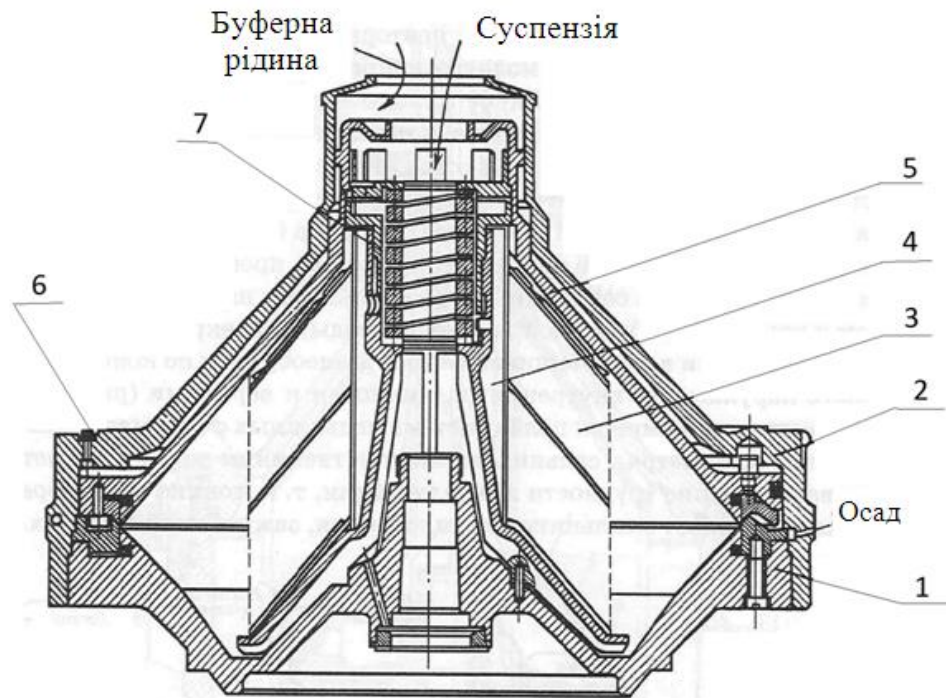


Рис. 15.8. Барабан сепаратора з відцентровим розвантаженням осаду:
1 – основа; 2 – кришка ротора; 3 – тарілки; 4 – тарілкотримач; 5 – рухомий конус; 6 – ніпель; 7 – пружина.

По мірі витікання води з порожнини тиск, який притискає рухомий корпус до чаші, зменшується. Коли воно стає менше тиску пружини, корпус піднімається пружиною 7 вгору, відкриваючи розвантажувальні отвори. Осад, що знаходиться в грязьовому просторі, разом з рідиною, що залишилася в роторі, викидається через отвір.

Після вивантаження осаду знову подається вода і поновлюється живлення сепаратора суспензією.

Сепаратори з сопловим вивантаженням осаду (рис. 15.9)

Вивантаження осаду в даній конструкції проводиться через радіальні сопла 5, розташовані на периферії барабана без наявності будь-яких клапанів, які мають велику продуктивність. До них відносяться дріжджові сепаратори, які забезпечують більшу ступінь згущення.

Барабан сепаратора складається з основи 1 яка зверху закрита кришкою 2 за допомогою нарізного кільця 6. Усередині встановлений тарілкотримач 4 з набором тарілок. Конструктивною особливістю є більш близьке розташування сопел 5 по відношенню до осі барабана, з метою зменшення витрати згущеного продукту через сопло.

Однак, ці сепаратори добре працюють тільки на малов'язких середовищах через схильність до забивання розвантажувальних сопел.

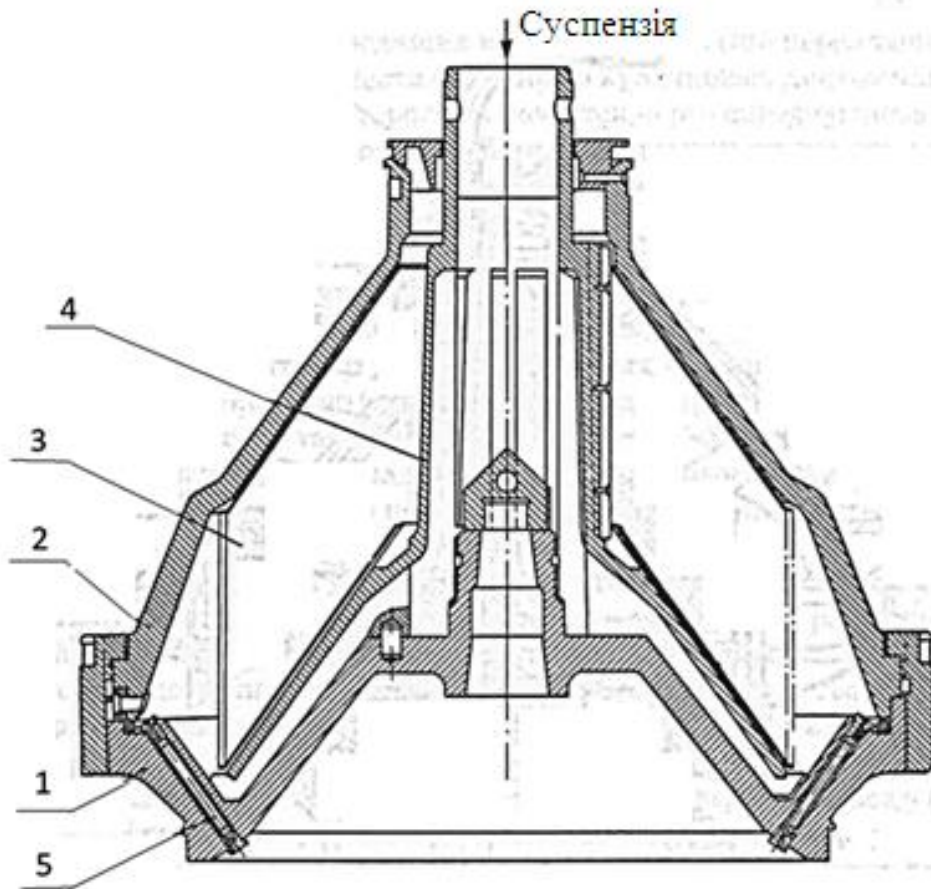


Рис. 15.9. Барабан дріжджового сепаратора з сопловим вивантаженням осаду:

1 - основа; 2 - кришка; 3 - тарілки; 4 - тарілотримач; 5 - сопло.

Сепаратори-кларифікатори (рис.15.10)

Призначені для гомогенізації дисперсної фази емульсій та їхнього очищення від домішок. Кларифікатори відносяться до тарілчастих сепараторів.

Молоко подається в барабан 1 по центральній трубці 9 (рис.15.10) і далі проходячи по реберній вставці 4, воно через канали в тарілотримачі 3 надходить в комплект тарілок 5, 6, 7. Тарілки кларифікатори мають отвори, які при складанні комплекту утворюють канал. Молоко по каналу піднімається у верхню частину і розтікається по міжтарілковим зазорам, де відбувається виділення вершків. Вершки, як легша фракція, відтісняються до центру барабана і по каналу, утвореному тарілотримачем і верхніми крайками тарілок потрапляють в гомогенізуючу камеру 10 з гомогенізуючим диском 11.

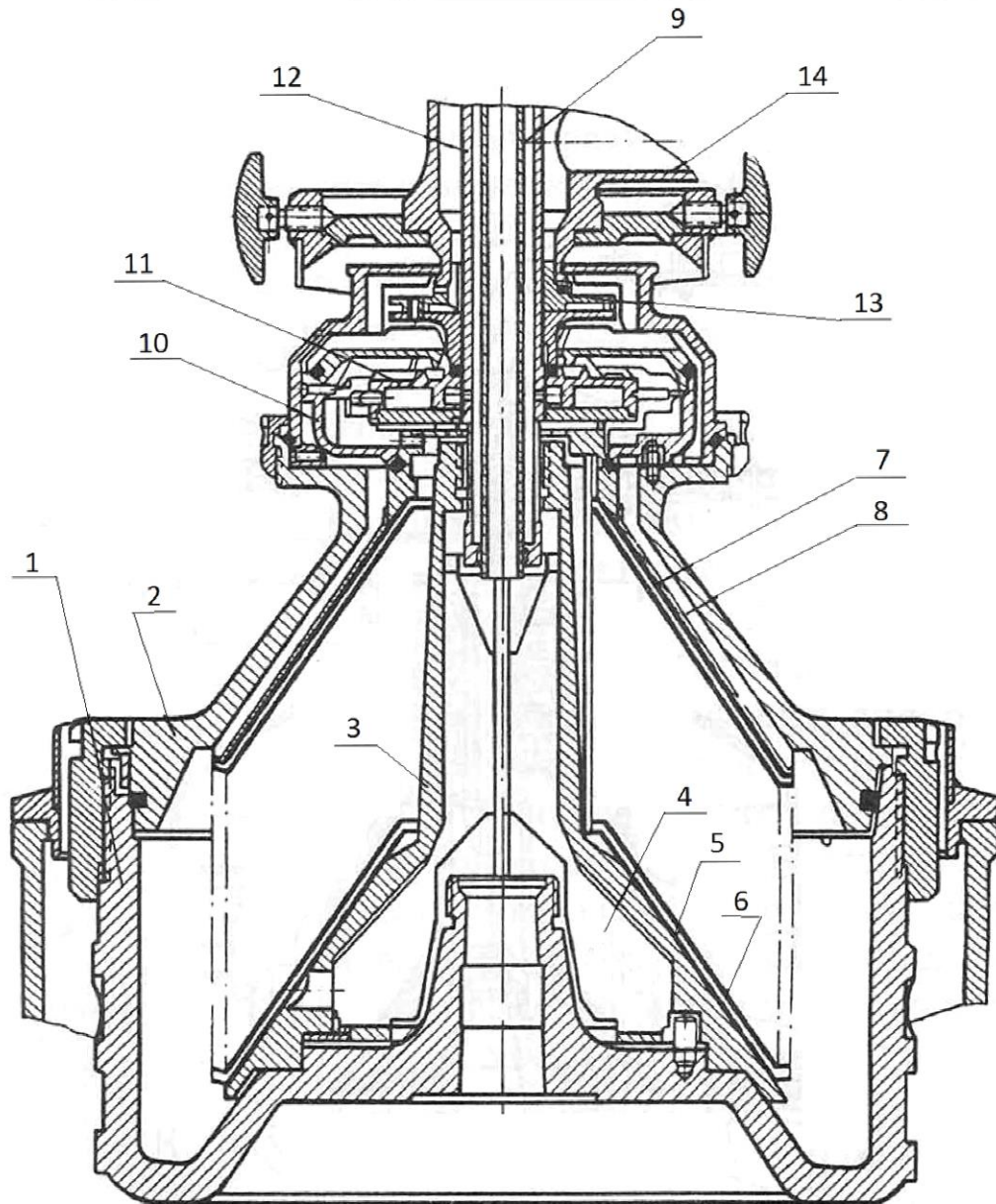


Рис.15.10.Барабан кларіфікатора:

1 – корпус барабана; 2 – кришка барабана; 3 – тарілотримач; 4 – реберна вставка; 5 – нижня тарілка; 6 – проміжна тарілка; 7 – верхня тарілка; 8 – розділова тарілка; 9 – центральна трубка; 10 – гомогенізуюча камера; 11 – гомогенізуючий диск; 12 – трубка для відводу вершків; 13 – напірний диск; 14 – патрубок для відводу молока.

З камери 10 вершки через соплові трубки направляються у внутрішній простір гомогенізуючого диска 11, звідки під напором вони надходять в кільцевий зазор між центральною трубкою 9 і трубкою 12. Опускаючись, вершки в тарілотримачі змішуються з молоком і надходять на повторне сепарування. В результаті проходження вершків через гомогенізуючу камеру і диск великі жирові кульки розбиваються. Дрібні жирові кульки, які

утворилися при повторному сепаруванні, вже не виділяються до центру, а разом з молоком направляються до периферії.

Гомогенізоване і очищене молоко потрапляє в камеру для молока; напірним диском 13 через патрубок 14 відводиться з барабана.

Сепаратори з пульсуючим вивантаженням осаду (рис.15.11)

Основна характерна особливість цих сепараторів – наявність розвантажувальних отворів на периферії ротора, які перекриваються рухомим елементом під час накопичення в шламівому просторі осаду і відкидаються для відцентрового видалення осаду на ходу машини без зупинки ротора. Рухомий елемент зазвичай переміщається при зміні різниці гідростатичних тисків, що діють на елементи розвантажувального пристрою.

Схема роботи ротора з відцентровим пульсуючим вивантаженням осаду показана на рис. 15.11. При обертанні ротора в рідині виникає гідростатичний тиск, який залежить від розмірів ротора, частоти обертання його і густини оброблюваного продукту. Для перекриття каналів 10 на периферії ротора є поршень 8.

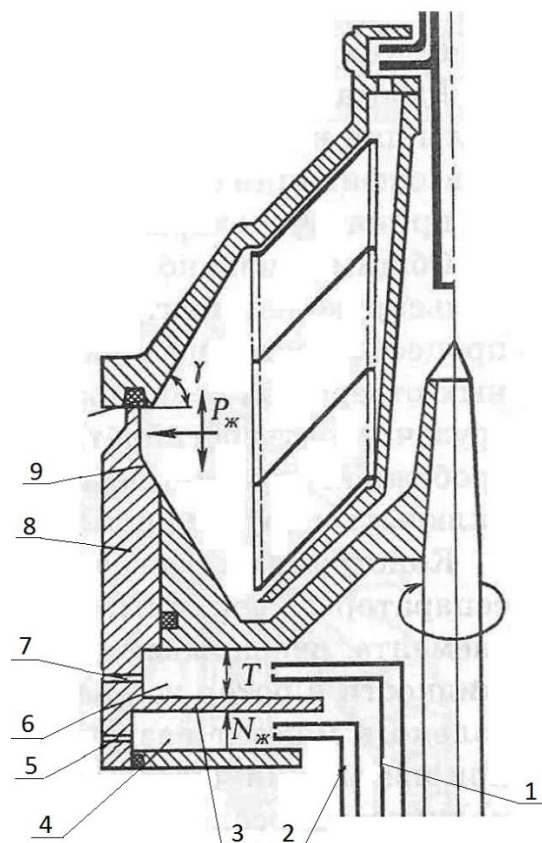


Рис. 15.11. Схема ротора з відцентровим пульсуючим вивантаженням осаду.

1, 2, 5, 10 – канали; 3 – діафрагма; 4, 6 – порожнини; 8 – поршень; 9 – фаска.

Якщо в порожнині 4 створити гідростатичний тиск p_3 , що забезпечує силу $N_{ж}$, яка досить перевищує створювану тиском $p_ж$, то поршень надійно перекриє канал 10 і осад, що виділяється при роботі сепаратора, буде накопичуватися в шламовому просторі.

Гідростатичний тиск в порожнині 4 найпростіше може бути створено подачею в обертовий ротор по каналу 2 буферної рідини – водопровідної води або будь-якого розчину. При заповненні шламового простору осадом, необхідно розвантажити ротор, тобто опустити поршень 8 і відкрити розвантажувальні канали 10. Це можливо двома способами:

Перший спосіб полягає в тому, що за допомогою будь-якого суміжного гідромеханізму відкриваються канали 5. При цьому рідина з порожнини 4 буде під впливом відцентрової сили вібрації, тиск p_3 зникне і під дією тиску $p_ж$ на поверхню фаски 9 поршень 8 опуститься, відкривши канали 10 для розвантаження вмісту ротора в приймач.

Другий спосіб передбачає подачу води (або іншої рідини) по каналу 1 в порожнину 6, в якій створюється тиск p_p ; сила T , що викликається цим тиском, діє на діафрагму 3 і, перевищуючи силу, що спричинюється тиском, змушує поршень опуститися, відкриваючи розвантажувальні канали 10. При цьому перевищення сили T над силою $N_{ж}$ має бути досить велике, щоб опустити поршень без впливу на нього сили, спричиненої тиском (при відсутності фаски 9). Для повернення поршня в верхнє положення досить видалити рідину з порожнини 6 через канал 7, і тиск p_3 знову перемістити поршень в верхнє положення.

Таким чином, рушійною силою, яка переміщує рухомий елемент для розвантаження ротора, може бути або тиск, що викликається подачею буферної рідини в певні порожнини ротора.

У першому випадку при переміщенні рухомого елемента різко порушується монолітність осаду і створюються більш сприятливі умови для його викиду з ротора; у другому випадку в моноліті з'являються тільки тріщини, викид осаду при цьому утруднений, і необхідно зменшити кут γ у кінцевих твірних поверхнях шламового простору.

Сепаратор – вершковіддільник (рис. 15.12) напівгерметичного типу влаштований таким чином. Барабан сепаратора встановлений на вертикальному валу 15 і закріплений на ньому спеціальною гайкою 22.

На маточині основи барабана 8 встановлений розподільний конус з каналами для підведення молока до отворів розміщеного на ньому тарілотримача 7. Між конусом і тарілотримачем є кільцевий зазор, через який видаляються великі завислі частинки з метою запобігання забивання каналів конуса отворів тарілотримача.

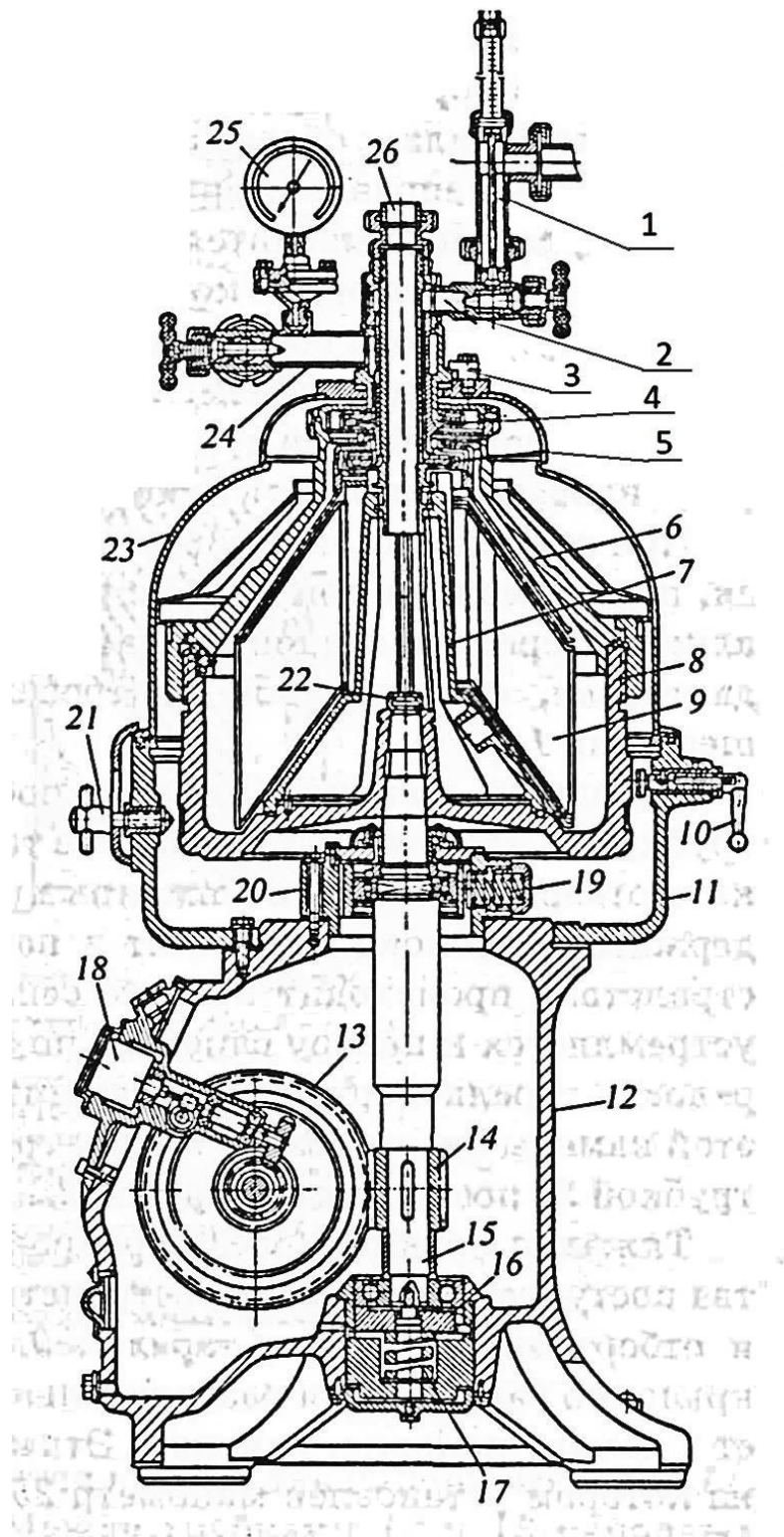


Рис.15.12.Сепаратор-вершковіддільник:

1 – поплавковий ротаметр; 2 – патрубок для відведення вершків; 3 – затискачі; 4 – напірний диск для знежиреного молока; 5 – напірний диск для вершків; 6 – кришка барабана; 7 – тарілотримач; 8 – основа барабана; 9 – пакет тарілок; 10 – рукоятка гальмівної колодки; 11 – чаша станини; 12 – основа станини; 13 – гвинтове колесо; 14 – шестерня веретена; 15 – вертикальний вал; 16 – упорний сухар; 17 – упорна

пружина; 18 – тахометр; 19 – пружини горлової опори; 20 – корпус горлової опори; 21 – гвинт; 22 – запобіжна гайка; 23 – кожух; 24 – патрубок для відводу знежиреного молока; 25 – манометр; 26 – центральна труба.

Пакет робочих тарілок 9 перекривається розділовою тарілкою і стискається кришкою барабана 6 за допомогою великого затяжного кільця.

У горловині кришки 6 є дві камери з розміщеними в них нерухомими напірними дисками 4 і 5. У верхню камеру надходить знежирене молоко по каналах, утвореним ребрами розділової колонки. У нижню камеру направляються вершки по зовнішнім каналам тарілотримача 7. Обидві фракції виводяться відповідними напірними дисками 4 і 5 з барабана і направляються в комунікації.

На лінії відводу знежиреного молока встановлений манометр 25 для контролю за протитиском, лінія відведення вершків забезпечена поплавковим витратоміром 1. Обидві комунікації мають дроселювальні пристрої для регулювання жирності вершків і співвідношення фракцій.

При заповненні шламового простору барабан частково розвантажується, подача молока при цьому не припиняється. Обертання барабана здійснюється через приводний механізм. Привод складається з фланцевого електродвигуна, фрикційної відцентрової муфти, гвинтового колеса 13 і шестерні 14.

Молоко надходить в барабан через центральну трубку 2, з якої переходить в тарілотримач 7. Далі через бобишки з отворами, розташованими в нижній конічній частині тарілотримача, молоко переходить в пакет тарілок 9. У міжтарілковому просторі відбувається процес сепарування. Легка фракція (вершки) спрямовується до центру барабана по зазору між центральною кромкою тарілок і тарілотримача, піднімається в камеру напірного диска 5 і центральною трубкою 26 надходить в патрубок 2.

Важка фракція (знежирене молоко) з міжтарілкового простору надходить в грязьовий простір, утворений основою барабана 8 і обгортками пакета тарілок 9. У міжтарілковому просторі відбувається процес сепарування. Легка фракція (вершки) спрямовується до центру барабана по зазору між центральною кромкою тарілок і тарілотримача, піднімається в камеру напірного диска 5 і центральною трубкою 26 надходить в патрубок 24, на якому встановлено манометр 25 для визначення тиску, з яким знежирене молоко відводиться з барабана.

Під час роботи сепаратора центральна трубка 26 для молока і напірні диски нерухомі. Напір рідини в дисках 4 і 5, що мають напрямні лопатки, створюється в результаті обертання барабана.

Контрольні питання до теми 15.

1. На які групи поділяються сепаратори за технологічним призначенням?
2. Як поділяються сепаратори за способом підведення вихідного матеріалу?
3. З яких основних частин складається тарілчастий сепаратор?
4. На які групи діляться тарілчасті сепаратори?
5. Поясніть схему руху легкої фракції в міжтарілковому просторі.
6. Поясніть схему руху важкої фракції в міжтарілковому просторі.
7. Напишіть формулу спливання жирових кульок (формула Стокса).
8. Що таке фактор розділюваності молока E ?
9. Що являє собою розділюваний фактор сепаратора F ?
10. Напишіть формулу визначення ККД сепаратора (ступінь вдосконалення сепаратора).
11. Як визначається пускова потужність барабана сепаратора?
12. Назвіть конструктивні фактори, які впливають на процес сепарування.
13. Поясніть роботу сепаратора з відцентровим вивантаження осаду
14. Поясніть пристрій і роботу барабана сепаратора з періодичним вивантаженням осаду
15. Пристрій і принцип дії барабана сепаратора з сопловим вивантаженням осаду.
16. Поясніть пристрій і роботу барабана кларифікатора
17. У чому полягає перший спосіб розвантаження ротора з відцентровим пульсуючим вивантаженням осаду?
18. У чому полягає другий спосіб розвантаження ротора з відцентровим пульсуючим вивантаженням осаду?
19. Поясніть пристрій сепаратора – вершковіддільника.
20. За якими ознаками класифікуються рідинні сепаратори?
21. Чим відрізняються ротор тарелчатого сепаратора від ротора камерного сепаратора?
22. У чому відмінність відкритих і напівзакритих сепараторів?
23. Назвіть особливості конструкції герметичних сепараторів
24. На які групи поділяються саморозвантажувальні сепаратори?
25. Чим відрізняються сепаратори з безперервним відведенням осаду від сепараторів з безперервно-циклічним відведенням?
26. Чим відрізняється сепаратор-роздільник від сепаратора-очисника?

27. Охарактеризуйте вплив оптимальної відстані між тарілками і розміру тарілок на процес сепарування

28. Як впливає частота обертання барабана на процес сепарування?

Тести для перевірки знань.

1) Які сепаратори класифікуються за конструкцією барабана?

1. Тарілчасті, камерні.
2. Соплові, клапанні.
3. Відкриті, герметичні.
4. Саморозвантажувальні.

2) У яких сепараторах проводиться гомогенізація молока?

1. Кларифікаторах.
2. Класифікатор.
3. Бактофуги.
4. Роздільник.

3) Які сепаратори відносяться до саморозвантажувальних?

1. З безперервно-циклічним відведенням осаду.
2. З ручним вивантаженням осаду.
3. З періодичним вивантаженням осаду.
4. З комбінованим вивантаженням осаду.

4) Вкажіть формулу Стокса для визначення швидкості спливання жирових кульок

$$1. v = \frac{gd^2}{18} \cdot \frac{\rho_{\text{п}} - \rho_{\text{ж}}}{\mu} . \quad 3. v = \frac{P_c}{2\pi R h z} .$$
$$2. v = 161\omega^2 \cdot R d^2 (T - 273) . \quad 4. v_{\text{ш}} = v_{\text{п}} + v_{\text{с}} .$$

5) Яка залежність між фактором роздільності молока E і розділювальним фактором сепаратора F ?

1. Чим більше E , тим менше F .
2. Чим менше F , тим більше E .
3. Фактори не впливають один на одного.
4. Зі зменшенням одного фактора зменшується і інший.

б) Яке значення добутку фактора роздільності E на розділювальний фактор F є постійним?

1. $E \cdot F = 2,25 = \text{const.}$
2. $E \cdot F = 1,85 = \text{const.}$
3. $E \cdot F = 2,55 = \text{const.}$
4. $E \cdot F = 2,85 = \text{const.}$

7) За якою формулою визначається ступінь досконалості сепаратора?

$$1. \beta = \frac{r_{\text{теор}}}{r_{\text{дейст}}} . \quad 3. F = \frac{2,25}{E} .$$
$$2. E = r^2 \frac{\rho_{\text{п}} - \rho_{\text{ж}}}{\mu} . \quad 4. \tau = \frac{100 V}{\Pi_c \alpha} .$$

8) Які конструктивні чинники не впливають на процес сепарування?

1. Об'єм камери барабана.
2. Відстань між тарілками.
3. Частота обертання барабана.
4. Періодичність вивантаження осаду.

9) Сепарування в полі відцентрових сил є процесом?

1. Розділення емульсій на фракції, що розрізняються по густини.
2. Розділення суспензій в перфорованих роторах.
3. Виділення твердої фази з емульсій та суспензій.
4. Розділення емульсій з використанням проникних перегородок.

10) За допомогою якої сили емульсія розділяється на фракції?

$$1. P = \frac{m\omega^2}{r} . \quad 3. F = \frac{\pi z R^2 H \omega}{\Pi_c \cos \alpha} .$$
$$2. G = m \cdot g . \quad 4. A = \rho_c \frac{\pi d^3}{6} \cdot g .$$

11) До якого типу неоднорідних систем відноситься молоко?

1. Емульсії.
2. Суспензії.
3. Піни.
4. Колоїдні розчини.

12). Як традиційно називають ефект поділу в молочному виробництві?

1. Степень знежирення.
2. Ефектом поділу молока.
3. КПД молочного сепаратора.
4. Фактором поділу.

16.1. ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ

Фільтруванням називається процес розділення суспензій, пилу і туманів через пористу фільтрувальну перегородку, яка здатна пропускати рідину або газ, але затримувати завислі (суспендовані) в них частинки.

Фільтрування здійснюється під дією різниці тисків перед фільтрувальною перегородкою і після неї або в полі відцентрових сил. Інтенсивність фільтрування залежить від якості суспензій, отриманих на попередніх стадіях технологічного процесу: дисперсної системи зі зниженим опором осаду, без смолистих, слизових і колоїдних речовин. При розділенні неоднорідних систем фільтруванням виникає необхідність вибору конструкції фільтра або фільтрувальної центрифуги, фільтрувальної перегородки, режиму фільтрування.

У харчових виробництвах процес фільтрування є одним з найбільш поширених. Особливо широко цей процес застосовується на хлібопекарських, борошномельних, спиртових, м'ясо-молочних і інших переробних підприємств, наприклад:

- для відділення залишків від соків після сатурації;
- для очищення сиропів в цукровому виробництві;
- для відділення дробини від суслу і отримання освітленого продукту при виробництві пива;
- попереднього відділення шкварки від жирно-водної суміші;
- фільтрування олії від відбілюючих глин в рафінувальних цехах маргаринового виробництва.

Фільтрат – рідка або газоподібна фаза, що пройшла крізь пористу перегородку.

За цільовим призначенням процес фільтрування може бути очисним або продуктивним.

Очисне фільтрування застосовують для розділення суспензій, очищення розчинів від різного роду включень. У харчовій промисловості очисне фільтрування використовують при освітленні вина, виноматеріалів, молока, пива та інших продуктів.

Продуктивне фільтрування призначене для виділення з суспензій диспергованих в них продуктів у вигляді осаду. Цільовим продуктом є осад. Прикладом такого фільтрування є розділення дріжджових суспензій.

Фільтрація на відміну від фільтрування – це рух рідини або газу крізь пористе середовище, наприклад просочування води крізь ґрунт основи греблі.

Фільтрувальна перегородка являє собою основну частину фільтра. Від правильного вибору її залежать продуктивність фільтра і чистота одержуваного фільтрату. Вибір перегородки ґрунтується на зіставленні властивостей розділювальної суспензії і характеристик з різних перегородок. Фільтрувальна перегородка повинна мати мінімальний гідравлічний опір і забезпечувати гарну затримувальну здатність твердих частинок і отримання чистого фільтрату.

Фільтрувальні перегородки класифікуються на наступні групи:

❖ за принципом дії розрізняють поверхневі і глибинні фільтрувальні перегородки;

❖ за матеріалами, з яких вони виготовлені: бавовняні, вовняні, синтетичні, скляні, керамічні, металеві;

❖ за структурою фільтрувальні перегородки підрозділяються на гнучкі і не гнучкі.

Поверхневі перегородки відрізняються тим, що тверді частинки суспензії при її розділенні в основному затримуються на їх поверхні, не проникаючи в пори.

Глибинні перегородки, які використовуються переважно для освітлення рідин, що містять тверді частинки в невеликій концентрації, характеризуються тим, що частинки суспензії в процесі її розділення проникають в їх пори і затримуються там.

Гнучкі перегородки можуть бути металевими і неметалевими. Металеві перегородки використовуються для роботи з агресивними рідинами при підвищеній температурі і значних механічних напругах. Вони виготовляються у вигляді перфорованих листів, сіток і тканин зі сталі, алюмінію, нікелю, срібла і різних сплавів.

Гнучкі неметалеві перегородки виготовляють у вигляді тканин або шарів незв'язаних волокон (неткані перегородки), рідше – у формі перфорованих листів. Використовують азбестові, скляні, бавовняні і вовняні тканини, а також тканини з синтетичних волокон.

Негнучкі жорсткі перегородки виконують у вигляді дисків, плиток, патронів. Вони складаються з частинок твердого матеріалу (металеві, керамічні, скляні, вугільні порошки, а також діатоміт), жорстко пов'язані між собою шляхом безпосереднього спікання або спікання в присутності зв'язувальної речовини так, що ці частинки утворюють пори, проникні для рідини.

Негнучкі і нежорсткі перегородки складаються з дотичних жорстко незв'язаних твердих частинок, наприклад, кам'яного, деревного і тваринного вугілля, піску деяких неорганічних солей.

Фільтрувальні матеріали. Прагнучи зменшити опір фільтрувальної перегородки, вибирають матеріали з високою пористістю. У той же час розміри пір в перегородці повинні бути менше ніж розміри частинок.

Матеріал, з якого виготовлені перегородки, повинен мати хімічну стійкість по відношенню до фільтрується, сумішей, міцністю і довговічністю.

У харчовій промисловості найбільш поширені картони для фільтрування рідин з забиванням пір. Для фільтрування з утворенням шару, крім картону, застосовують бавовняні (бельтинг) і вовняні тканини, а також тканини з синтетичних волокон (капрон, лавсан). Використовують і неткані пористі матеріали з синтетичних волокон. Вони ефективні при фільтруванні газів.

В якості фільтрувальних елементів фільтрів використовують пластини і циліндри, виготовлені з кераміки і металокераміки. У фільтрах з наливним шаром застосовують різні порошкоподібні інертні матеріали (діатоміт, кізельгур, крейда, гашене вапно), а також волокнисті матеріали.

Перевагами фільтрувальних перегородок з синтетичних волокон являються: висока механічна міцність, термічна і хімічна стійкість. Із синтетичних волокон виготовляють фільтрувальні перегородки з густиною, яка поступово змінюється, що забезпечує глибинне фільтрування суспензій, що містять малу кількість твердої фази. Густина фільтрувального матеріалу, яка змінюється по глибині, дозволяє захоплювати частинки за всією глибиною фільтра. При цьому великі частинки затримуються в зовнішніх, а дрібні - в глибинних шарах фільтра. Селективне фільтрування забезпечує високу швидкість фільтрувального середовища, запобігає забиванню поверхневих пір і продовжує термін служби фільтрів.

16.2. ВИДИ ФІЛЬТРУВАННЯ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ.

При розділенні суспензій в залежності від виду фільтрувальної перегородки і властивостей самої суспензії фільтрування може відбуватися з утворенням осаду на поверхні перегородки, з забиванням пір фільтрувальної перегородки і з тим і з іншим явищами одночасно (проміжний вид фільтрування).

Фільтрування з утворенням осаду на поверхні фільтрувальної перегородки (рис. 16.1, а). Даний вид має місце, коли діаметр твердих частинок більше діаметра пір перегородки. Цей спосіб можна здійснити при концентрації твердої фази суспензії більш як 1 мас. %, Коли створюються

сприятливі умови для утворення склепін над входами в пори фільтрувальної перегородки. Утворенню склепін сприяє збільшення швидкості осадження і концентрації твердої фази в суспензії.

Зазвичай розмір пір фільтрувальної перегородки великі розміри завислих часток, однак тільки перші порції фільтрату виносять з собою не затримані перегородкою частинки. Надалі гирла пір перекриваються склепіннями з частинок, які запобігає засміченню капілярів. Утворюється осад, товщина якого збільшується по мірі фільтрування. Після утворення шару осаду останній починає відігравати основну роль затримання наступних частинок осаду, розміри яких більше розмірів капілярів осаду. По мірі зростання товщини осаду збільшується опір фільтруванню і зменшується його швидкість.

До цього типу фільтрування відноситься виробництво соку на цукрових заводах, заторів на пивоварних заводах, дріжджової маси на дріжджових заводах.

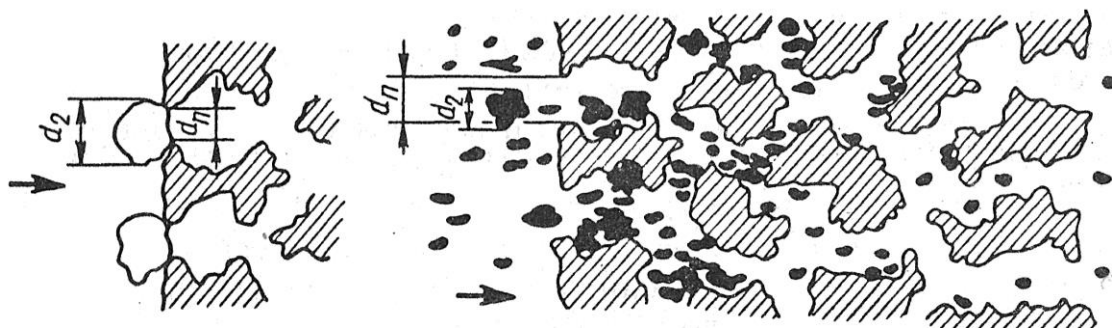


Рис. 16.1. Схеми фільтрування:
а – з утворенням осаду; б – з забиванням пір.

Фільтрування з забиванням пір (рис. 16.1 б). Цей процес має місце, коли розміри частинок малі і кількість їх невелика, а також при фільтруванні вельми вузьких суспензій. Осадження в таких суспензіях протікає повільно і склепіння над гирлами пір не утворюються. Тверді частинки проникають в капіляри і застряють там, затримуючись за рахунок прилипання або на поворотах. Деякі з них проходять не затримуючись. Накопичуючись в портах фільтра, частинки осаду забивають їх. У міру збільшення числа забитих пір живий перетин фільтра зменшується і опір зростає.

Проміжний вид фільтрування. Має місце в разі одночасного забивання пір фільтрувальної перегородки і відкладення осаду на поверхні фільтрувальної перегородки.

Для підвищення швидкості фільтрування при розділенні суспензій з невеликою концентрацією твердої фази або які містять слизові речовини фільтрування, проводять в присутності допоміжних речовин, що перешкоджають забивання пор фільтрувальної перегородки. Шар

допоміжних речовин наносять на фільтрувальну перегородку перед фільтруванням суспензії. В якості допоміжних речовин використовують тонкодисперсні вугілля, перліт, азбест, кизельгур, фіброфло, аксаніт і інші матеріали.

16.3. РУШІЙНА СИЛА ПРОЦЕСУ ФІЛЬТРУВАННЯ

Рушійна сила фільтрування – це різниця тисків на вході у фільтр, що складається з фільтрувальної перегородки і шару осаду, і на виході з нього.

Різниця тисків по обидві сторони фільтрувальної перегородки можуть бути отримані за рахунок:

- 1) гідростатичного тиску стовпа суспензії над фільтрувальною перегородкою (а);
- 2) надлишкового тиску, який створюється насосом, або стисненим повітрям (б);
- 3) вакууму, створюваного під фільтрувальною перегородкою (в);
- 4) відцентрових сил, що виникають в суспензії, яка знаходиться під обертовою ємністю.

На рис. 16.2 наведені принципові схеми цих способів фільтрування.

У першому випадку (рис.16.2, а) рушійна сила процесу фільтрування може бути отримана за рахунок сили ваги – сили гідростатичного тиску, що з успіхом використовується в лабораторії для фільтрування в простій воронці. У промислових апаратах сила тяжіння майже не впливає на результат процесу, і тому враховуватися не буде.

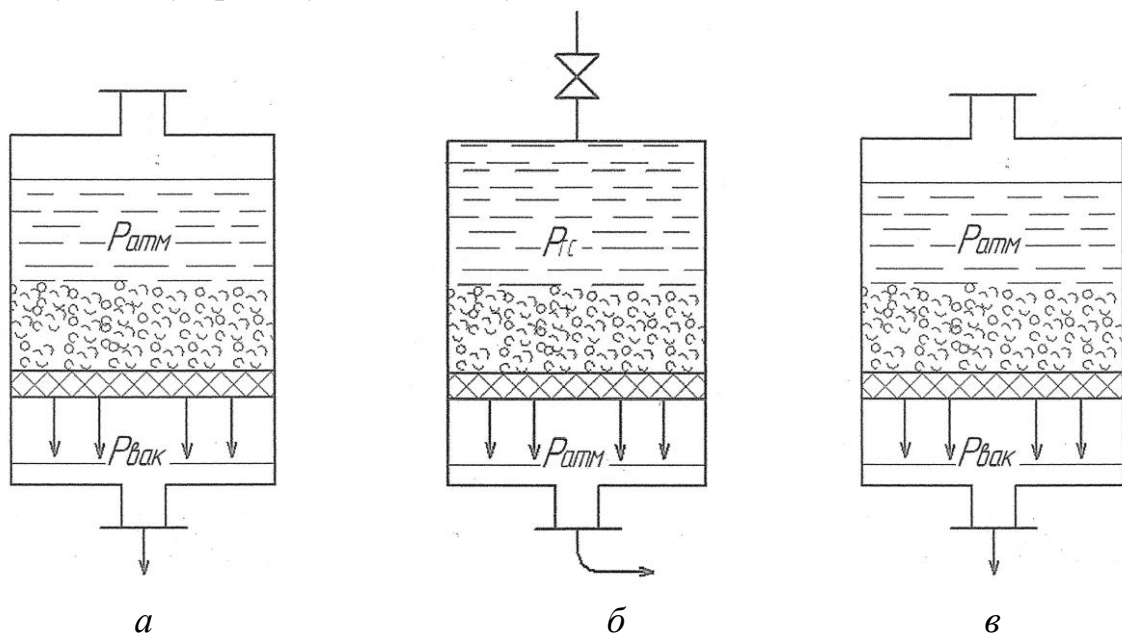


Рисунок 16.2. Схеми фільтрування

а – за рахунок гідростатичного тиску; б – під надлишковим тиском; в – під вакуумом.

У *другому випадку* (рис. 16.2, б) рушійна сила тим більше, чим вище надлишковий тиск $p_{\text{изб}}$ в герметичному закритому апараті, куди подається суспензія.

$$\Delta p = p_{\text{изб}} - p_{\text{атм}} \cdot \quad (16.1)$$

Встановимо межі зміни рушійної сили процесу для цього випадку. Якщо тиск в апараті над поверхнею суспензії дорівнює атмосферному, рушійна сила відсутня, $\Delta p = 0$.

Можливості збільшення надлишкового тиску обмежені тільки потужністю насоса, що подає суспензію, і міцністю апарату.

Фізично немає меж раціонального збільшення надлишкового тиску:

$$\lim \Delta p = p_{\text{изб}} - p_{\text{атм}}, \quad \text{где } p_{\text{изб}} \rightarrow \infty. \quad (16.2)$$

Приймаючи $p_{\text{вак}} = 10^5$ Па, маємо $\lim \Delta p = \infty$.

Отже, цей спосіб фільтрування забезпечує можливість отримання необмежено великої рушійної сили.

У *третьому випадку* (рис. 16.2, в) рушійна сила тим більше, чим глибше вакуум знизу під фільтрувальною перегородкою, тобто чим менше залишковий тиск $p_{\text{вак}}$.

$$\Delta p = p_{\text{атм}} - p_{\text{вак}} \cdot \quad (16.3)$$

В межі $p_{\text{вак}} = 0$, тому $\lim \Delta p = p_{\text{изб}} - p_{\text{вак}}$ при $p_{\text{вак}} \rightarrow 0$. (16.4)

Тоді граничне значення рушійної сили для третього випадку рівно:

$$\lim \Delta p = p_{\text{атм}} = 10^5 \text{ Па} \quad \text{при } p_{\text{вак}} \rightarrow 0. \quad (16.5)$$

Отже, рушійна сила при фільтруванні шляхом створення вакууму навіть теоретично не може перевищувати 10^5 Па, а в дійсності і того менше, тому що отримання глибокого вакууму пов'язано з великими витратами.

Незважаючи на цей суттєвий недолік, фільтрування під вакуумом набуло поширення в промисловості, що пояснюється можливістю здійснення безперервного процесу, оскільки шар осаду формується з боку атмосферного тиску і його можна безперешкодно видаляти.

І навпаки, безперервне видалення осаду при фільтруванні під тиском значно ускладнює конструкцію фільтра.

16.4. МАТЕРІАЛЬНІ БАЛАНСИ ПРОЦЕСУ ФІЛЬТРУВАННЯ.

Початкова рідина в процесі фільтрування розпадається на освітлену рідину і вологий осад:

$$G_{\text{и}} = G_{\text{ж}} + G_0, \quad (16.6)$$

де $G_{\text{и}}$ – маса початкової рідини, що підлягає фільтруванню, кг; $G_{\text{ж}}$ – маса освітленої рідини, кг; G_0 – маса вологого осаду, кг.

Система складається з дисперсної фази і дисперсійного середовища; вміст дисперсної фази в системі, в освітленій рідині, у вологому осаді позначає відповідно $y_{\text{и}}$, $y_{\text{ж}}$, y_0 , у відсотках за масою.

Концентрацію початкової рідини, освітленої рідини і вологого осаду можна виразити як відношення маси дисперсної фази до маси дисперсійного середовища x . Концентрації перераховують за формулою:

$$y = \frac{x}{x+1} 100 \% \quad (16.7)$$

Матеріальний баланс дисперсної фази, кг:

$$G_{\text{и}} \frac{y_{\text{и}}}{100} = G_{\text{ж}} \frac{y_{\text{ж}}}{100} = G_0 \frac{y_0}{100}. \quad (16.8)$$

Матеріальний баланс дисперсійного середовища:

$$G_{\text{и}} \frac{100-y_{\text{и}}}{100} = G_{\text{ж}} \frac{100-y_{\text{ж}}}{100} = G_0 \frac{100-y_0}{100}. \quad (16.9)$$

З рівняння (16.9) визначають G_0 і підставляють його значення в рівняння (16.8), тоді:

$$\frac{G_{\text{ж}}}{G_{\text{и}}} = \frac{y_0 - y_{\text{и}}}{y_0 - y_{\text{ж}}}. \quad (16.10)$$

З рівняння (16.9) визначивши $G_{\text{ж}}$ і підставивши його значення в рівняння (16.8), отримують:

$$\frac{G_0}{G_{\text{и}}} = \frac{y_{\text{и}} - y_{\text{ж}}}{y_0 - y_{\text{ж}}}. \quad (16.11)$$

Поділивши рівняння (16.10) на рівняння (16.11) отримують вираз:

$$\frac{G_{\text{ж}}}{G_0} = \frac{y_0 - y_{\text{и}}}{y_0 - y_{\text{ж}}}. \quad (16.12)$$

Масовий розрахунок складових фільтрування. Можливі три варіанти розрахунку при заданих $y_{\text{и}}, y_{\text{ж}}, y_0$:

1) відома маса початкової рідини $G_{\text{и}}$, визначають $G_{\text{ж}}$ і G_0 за рівняннями (16.10) і (16.11);

2) дана маса освітленої рідини $G_{\text{ж}}$ обчислюють $G_{\text{и}}$ і G_0 за рівняннями (16.10) і (16.12);

3) задана $m_{\text{св}}$ – маса абсолютно сухої речовини, одержуваного в осаді, тоді:

$$G_o = m_{св} \frac{100}{y_o} . \quad (16.13)$$

Параметри $G_{и}$ і $G_{ж}$ розраховується за рівнянням (16.11) і (16.12). При перевірці повинно зберігатися рівність:

$$G_{и} = G_{ж} + G_o$$

Об'ємний розрахунок складових фільтрування. Об'єм початкової рідини $V_{и}$ дорівнює сумі об'ємів освітленої рідини $V_{ж}$ і вологого осаду V_o , (м³) :

$$V_{и} = V_{ж} + V_o$$

Будь-який об'єм розраховується за рівнянням:

$$V_i = G_i / \gamma_i , \quad (16.14)$$

де γ_i – об'ємна маса рідини, кг/м³.

Об'ємна маса рідини визначається за формулою:

$$\gamma_i = \frac{100}{(y_i / \gamma_1) + (100 - y_i / \gamma_2)} , \quad (16.15)$$

де γ_1 і γ_2 – об'ємна маса дисперсної фази і дисперсійного середовища, кг/м³.

16.5. КІНЕТИКА ПРОЦЕСУ ФІЛЬТРУВАННЯ.

Процес фільтрування, що розглядається в часі, складається з ряду циклів: самого процесу фільтрування, промивання і підсушування осаду на фільтрі, розвантаження осаду.

При фільтруванні на нерухомій поверхні, наприклад, на фільтр-пресі, для розвантаження осаду фільтр повинен бути розібраний, а потім знову зібраний; розвантаження рухомої поверхні, наприклад, вакуум-фільтра, займає частину часу одного оберту барабана. У першому випадку тривалість розвантаження залежить від конструкції фільтра, від існуючої техніки і від інтенсивності роботи персоналу і не може бути визначена математичною залежністю. Тривалість підсушування і розвантаження осаду на фільтрі може бути задана заздалегідь в часі, тривалість ж промивання можна визначити в залежності від тривалості фільтрування.

Як видно з переліку і характеру циклів, тривалість їх між собою, математичні же дослідження взаємозв'язку дозволяють ставити і вирішувати питання проведення процесу фільтрування в оптимальних умовах – отримання максимальної продуктивності при мінімальній поверхні фільтра.

У загальному випадку повна тривалість процесу фільтрування визначається виразом:

$$\tau = \tau_{\phi} + \tau_{п} + \tau_{с} + \tau_{р} , \quad (16.17)$$

де τ_{ϕ} – тривалість фільтрування, с; τ_{π} – тривалість промивання осаду на фільтрі, с; τ_c – тривалість підсушування, с; τ_p – тривалість розвантаження, що включає в себе у періодично діючих фільтрів також тривалість розбирання та складання фільтра, с.

Режими фільтрування. Можливі два режими фільтрування.

1. При постійному тиску, коли $P = \text{const}$ (рис. 16.3). В даному випадку швидкість фільтрування в часі буде зменшуватися, тому що опір фільтрування в часі зростає.

У початковий період фільтрування тиску підвищується поступово, цим попереджається прорив тканини і забивання пір тканини частинками осаду.

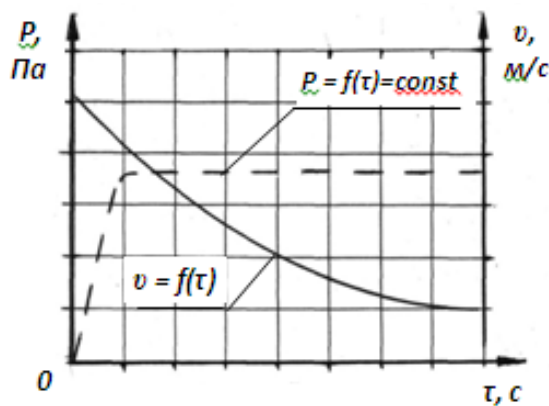


Рис. 16.3. Криві фільтрування при постійному тиску.

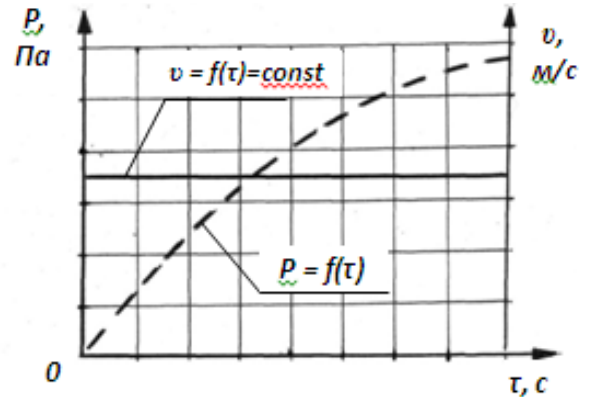


Рис. 16.4 Криві фільтрування при постійній швидкості.

2. При постійній швидкості, коли $v = \text{const}$ (рис. 16.4). Через збільшення в часі опору фільтрування, треба в ході процесу збільшувати тиск. Такий процес важче організувати технічно: крім цього продуктивність фільтра буде менше, ніж при постійному тиску.

16.6. ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСУ ФІЛЬТРУВАННЯ

У середині XIX століття німецький вчений Дарсі експериментально отримав залежність між втратами напору Δh в процесі руху рідини в пористій структурі і швидкістю фільтрування.

$$U_{\phi} = k_{\phi} \frac{\Delta h}{\Delta L} = k \frac{\Delta p}{\mu \Delta L}, \quad (16.18)$$

де k_{ϕ} – коефіцієнт фільтрування, який характеризує пористе середовище на ділянці ΔL ; Δh – втрата напору в процесі руху рідини, м; ΔL – площа ділянки пористої, м²; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості неоднорідної системи, Па·с; k – коефіцієнт проникності, що характеризує здатність пористого середовища пропускати рідину або газ; $[k] = \text{см}^2 = 1 \text{ Дарсі}$; U_{ϕ} – швидкість фільтрування, м³/(м²·с); Δp – рушійна сила, Па.

Швидкість фільтрування можна визначити, скориставшись кінетичним рівнянням для гідродинамічних процесів:

$$U_{\phi} = \frac{V}{F\tau} = \frac{1}{R} \Delta p = K\Delta p, \quad (16.19)$$

де V – об'єм фільтрату, м^3 ; F – площа фільтрувальної перегородки, м^2 ; τ – тривалість фільтрування, с ; R – опір фільтруванню, м^{-1} ; $K = 1/R$ - коефіцієнт опору, $\text{м}/(\text{Па}\cdot\text{с})$.

Тут термін «швидкість фільтрування» є досить умовним. Точніше це буде питома продуктивність процесу – об'єм фільтрату, отриманий з 1 м^2 поверхні, що фільтрує за 1 секунду.

Рівняння (16.19) може бути застосовано для розрахунків тільки при коефіцієнті K . Але опір фільтрування збільшується в міру зростання товщини шару осаду або в міру закупорки пір в фільтрувальної перегородки. Таким чином, коефіцієнт K не є постійним. Опір фільтрування залежить від властивостей фільтрату і осаду, а також від характеру фільтрувальної перегородки. Аналітичний розрахунок цих опорів складний. Для наближених практичних розрахунків середнє значення K можна визначити експериментально. Експериментально встановлюють і доцільність тривалості фільтрування з закупоркою пір.

Для фільтрування з утворенням шару загальний опір R можна уявити як суму опорів фільтрувальної перегородки $R_{\text{фп}}$ і шару осаду $R_{\text{ос}}$.

$$R = R_{\text{фп}} + R_{\text{ос}}, \quad (16.20)$$

Кінетичне рівняння процесу фільтрування в диференціальній формі буде наступне:

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu(R_{\text{фп}} + R_{\text{ос}})}, \quad (16.21)$$

звідки коефіцієнт фільтрування K визначиться:

$$K = \frac{1}{\mu(R_{\text{фп}} + R_{\text{ос}})}, \quad (16.22)$$

де V – об'єм фільтрату, м^3 ; F – поверхня фільтрування, м^2 ; τ – тривалість фільтрування, с ; Δp – різниця тисків, Па ; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості фільтрату, $\text{Па}\cdot\text{с}$; $R_{\text{фп}}$ – опір фільтрувальної перегородки, $\text{Н}\cdot\text{с}/\text{м}^2$; $R_{\text{ос}}$ – опору шару осаду, $\text{Н}\cdot\text{с}/\text{м}^2$; K – коефіцієнт фільтрування.

У рівнянні (16.21) різниця тисків Δp є рушійною силою, а загальний опір складається з опору осаду ($R_{\text{ос}}$) і фільтрувальної перегородки ($R_{\text{фп}}$). Опір осаду тим більше, чим менше його пористість і більше питома поверхня

складових його твердих частинок; на величину R_{oc} впливають також розміри і форма частинок.

Позначимо відношення об'єму осаду до об'єму фільтрату V через $x_o = V_{oc}/V$. Тоді об'єм осаду буде дорівнювати $V_{oc} = x_o V$. Разом з тим, об'єм осаду може бути виражений добутком $V_{oc} = h_o F$, де h_o – висота шару осаду, м. Тоді можна записати рівність $x_o V = h_o F$. Отже, товщина шару осаду на фільтрувальній перегородці складе:

$$h_o = x_o (V/F), \quad (16.23)$$

де h_o – висота шару осаду, м, x_o – відношення об'єму осаду до об'єму фільтрату.

Припустимо, що опір шару осаду пропорційно його висоті:

$$R_{oc} = r_o x_o = r_o x_o (V/F), \quad (16.24)$$

де r_o – питомий опір осаду m^2 , який характеризує опір, який чиниться потоку фільтрату рівномірним шаром осаду товщиною 1 м.

Підставивши отримане співвідношення (16.24) в рівняння (16.21), будемо мати:

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu [r_o x_o (V/F) R_{фп}]}. \quad (16.25)$$

Процес фільтрування відбувається, як правило, при постійній різниці тисків, при постійній швидкості або при постійній різниці тисків і швидкості.

Рівняння фільтрування при постійній різниці тисків. Прийемо, що процес фільтрування протікає при постійній різниці тисків ($\Delta p = \text{const}$) (і постійній температурі ($t = \text{const}$)). Тоді всі вхідні в рівняння (16.25) величини постійні, змінюються тільки об'єм V фільтрату і час τ . Проінтегруємо це рівняння в межах від 0 до V і від 0 до τ .

$$\int_0^V \mu (r_o x_o \frac{V}{F} + R_{фп}) dV = \int_0^{\tau} \Delta p F d\tau. \quad (16.26)$$

або

$$\mu r_o x_o \frac{V^2}{2F} + \mu R_{фп} V = \Delta p F \tau. \quad (16.27)$$

Розділивши обидві частини рівняння (16.27) на $\mu r_o x_o$ і помноживши на $2F$, отримаємо

$$\frac{\mu r_o x_o V^2}{\mu r_o x_o 2F} + \frac{\mu R_{фп} V 2F}{\mu r_o x_o} = \frac{\Delta p F \tau 2F}{\mu r_o x_o}.$$

або після скорочення:

$$V^2 + \frac{R_{\phi\Pi} 2F}{r_0 x_0} VF = 2 \frac{\Delta p F^2}{\mu r_0 x_0} \tau . \quad (16.28)$$

Вирішивши рівняння (16.28) відносно питомої продуктивності апарату $V_f = V/F$ ($\text{м}^3/\text{м}^2$) або $V = V_f F$, отримаємо:

$$V_f^2 F^2 + \frac{R_{\phi\Pi} 2F}{r_0 x_0} V_f F = 2 \frac{\Delta p F^2 2F}{\mu r_0 x_0} \tau . \quad (16.29)$$

Скоротивши всі члени рівняння на F^2 і прирівнявши його до 0, отримаємо повне квадратне рівняння:

$$V_f^2 + 2 \left(\frac{R_{\phi\Pi}}{r_0 x_0} \right) V_f - 2 \frac{\Delta p \tau}{\mu r_0 x_0} = 0 . \quad (16.30)$$

Корінь загального квадратного рівняння є питомою продуктивністю V_f апарату при постійній різниці тисків:

$$V_f = -\frac{2R_{\phi\Pi}}{2r_0 x_0} + \sqrt{\left(\frac{2R_{\phi\Pi}}{2r_0 x_0} \right)^2 + \frac{2\Delta p \tau}{\mu r_0 x_0}} \quad (16.31)$$

або

$$V_f = \sqrt{\frac{2\Delta p \tau}{\mu r_0 x_0} + \left(\frac{2R_{\phi\Pi}}{2r_0 x_0} \right)^2} - \frac{2R_{\phi\Pi}}{2r_0 x_0} \quad (16.32)$$

Вирішуючи рівняння (16.28) щодо тривалості фільтрування отримаємо:

$$\tau = \frac{\mu r_0 x_0}{2\Delta p} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{\mu R_{\phi\Pi}}{\Delta p} \left(\frac{V}{F} \right), \quad (16.33)$$

або з урахуванням виразу (16.23), $h_0 = x_0(V/F)$ отримаємо:

$$\tau = \frac{\mu r_0}{2\Delta p x_0} h_0 + \frac{\mu R_{\phi\Pi}}{2x_0} h_0 . \quad (16.34)$$

Рівняння фільтрування при постійній швидкості процесу. Для фільтрування при постійній швидкості ($V = \text{const}$) похідну dV/dt в рівнянні (16.25) можна замінити відношенням кінцевих величин V/τ . Тоді рівняння набуде вигляду:

$$\frac{V}{F\tau} = \frac{\Delta p}{\tau(r_0 x_0 \frac{V}{F} + R_{\phi\Pi})} . \quad (16.35)$$

Вирішуючи це рівняння відносно Δp знаходимо:

$$V\mu(r_0 x_0 \frac{V}{F} + R_{\phi\Pi}) = \Delta p F \tau . \quad (16.36)$$

або

$$V^2 \frac{\mu r_0 x_0}{F} + \mu R_{\phi\Pi} V = \Delta p F \tau, \quad (16.37)$$

тоді

$$\Delta p = \mu r_0 x_0 \frac{V^2}{F^2 \tau} + \mu R_{\text{фп}} \frac{V}{F \tau} . \quad (16.38)$$

Помноживши і поділивши перший доданок правої частини цього рівняння на і прийнявши до уваги, що швидкість фільтрування дорівнює $U = V/F\tau$ (16.19) отримаємо

$$\Delta p = \mu r_0 x_0 U^2 + \mu R_{\text{фп}} U . \quad (16.39)$$

Рівняння (16.39) показує, що при постійній швидкості фільтрування ($U = \text{const}$) різниця тисків зростає по мірі збільшення тривалості фільтрування. Це рівняння може бути застосовано до нестисливим опадів; при використанні його для стисливих осадів слід мати на увазі залежність питомого опору осаду від різниці тисків.

Питома продуктивність фільтра при постійній швидкості процесу визначається аналогічно процесу фільтрування при постійному тиску.

Рівняння (16.37) поділимо на $\mu r_0 x_0$ і помножимо на F , отримаємо:

$$V^2 + \frac{R_{\text{фп}} F}{r_0 x_0} V = \frac{\Delta p F^2 \tau}{\mu r_0 x_0} . \quad (16.40)$$

Замінімо об'єм фвльтрату V на питому продуктивність за формулою $V_f = V/F$ або $V = V_f F$ в формулі (17.40):

$$V_f^2 F^2 + \frac{R_{\text{фп}} F}{r_0 x_0} V_f F = \frac{\Delta p F^2 \tau}{\mu r_0 x_0} . \quad (16.41)$$

Після перетворення отримуємо повне квадратне рівняння, корінь якого є питомою продуктивністю фільтрування при постійній швидкості:

$$V_f^2 + \frac{R_{\text{фп}}}{r_0 x_0} V_f - \frac{\Delta p \tau}{\mu r_0 x_0} = 0 , \quad (16.42)$$

$$V_f = -\frac{R_{\text{фп}}}{2r_0 x_0} + \sqrt{\left(\frac{R_{\text{фп}}}{2r_0 x_0}\right)^2 + \frac{\Delta p \tau}{\mu r_0 x_0}} . \quad (16.43)$$

Рівняння фільтрування при постійних різниці тисків і швидкості.

Такий вид фільтрування здійснимо, якщо чиста рідина фільтрується крізь шар осаду незмінної товщини при постійній різниці тисків. Промивання осаду при фільтрі способом витіснення, коли над осадом знаходиться шар промивної рідини крізь шар осаду незмінною товщини при постійних різниці тисків і швидкості.

Прийнявши в рівнянні (16.25) замість V_{x_0} / F еквівалентно цього виразу товщину шару осаду і замінивши в ньому dV/dt на постійне значення V/d , отримаємо рівняння:

$$\frac{V}{F\tau} = \frac{\Delta p}{\mu(r_0 x_0 - R_{фп})}. \quad (16.44)$$

Вирішимо дане рівняння щодо V при ($\Delta p = \text{const}$):

$$V = \frac{\Delta p F^2 \tau}{\mu(r_0 x_0 - R_{фп})}, \quad (16.45)$$

Це рівняння дає залежність об'єму фільтрату від тривалості фільтрування чистої рідини, зокрема в промивної рідини. Оскільки в даному випадку ($\Delta P = \text{const}$), рівняння (16.45) можна застосувати для нестискуваних і стискуваних осадів.

З основного рівняння фільтрування (16.25) випливає, що при інших рівних умовах швидкість фільтрування тим більше, чим менше об'єм отриманого фільтрату або пропорційна цього об'єму товщина шару осаду на фільтрувальній перегородці. Тому для підвищення продуктивності фільтра необхідно прагнути до якомога швидшого видалення осаду з фільтрувальної перегородки.

16.7. ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА ФІЛЬТРУВАЛЬНИХ АПАРАТІВ

Класифікація фільтрів. Різновиди конструкторських виконань фільтрів визначаються особливостями силових і рушійних сил процесу фільтрування, періодичністю складових технологічного циклу, фізико-механічними властивостями неоднорідних систем.

Фільтрувальні апарати, які випускаються промисловістю, можуть класифікуватися за такими ознаками:

а) за принципом організації процесу – на обладнання періодичної і безперервної дії, (на перших здійснюють будь-який режим фільтрування, на други практично – лише режим фільтрування при постійній різниці тисків; для проведення процесів фільтрування з забиванням пір використовують фільтри періодичної дії);

б) за способом створення різниці тисків фільтрувальне обладнання може бути поділене на фільтри, що працюють під вакуумом, під тиском, і комбіновані фільтри;

в) за принципом дії фільтрувальне обладнання ділиться на працююче при постійному перепаді тиску або при постійній швидкості фільтрування;

г) за взаємним напрямком сили ваги і руху фільтрату можуть бути фільтри з протилежними, співпадаючими і перпендикулярними напрямками сили ваги і руху фільтрату.

Серед апаратів, в яких рушійною силою є тиск, створюваний стовпом рідини, найбільшого поширення набули фільтри з зернистим шаром: піщані фільтри, фільтраційні чани, листові і мішечні фільтри.

Піщані фільтри використовуються в разі, коли вміст твердої фази в рідині відносно мало. У циліндричному корпусі апарату (рис.16.5) розміщені два сітчастих диска, які розділяють фільтр на три частини: верхню – приточну, середню – фільтрувальну, нижню – збірну. Фільтрувальний шар піску, розташований в середині апарату, обмежений тканинними фільтрувальними перегородками і складається з прошарків великого та дрібного кварцового піску, розділених тканиною. Неоднорідна продукція потрапляє в апарат під невеликим тиском (0,02 ... 0,03 МПа) зверху і протягом 15 ... 20 хв циркулює всередині фільтра. Після цього фільтрат виводиться через нижній патрубок апарату.

Продуктивність піщаного фільтра (кг/год) в разі, коли процес розділення триває до повного забивання пір без створення осаду, дорівнює:

$$P_{\text{пес}} = \frac{8\pi l z \mu V_0}{\varepsilon \Delta p}, \quad (16.46)$$

де l – довжина капіляра фільтрувальної перегородки, м; z – кількість пір на одиницю площі, шт/м²; μ – динамічна в'язкість рідини, Па·с; V_0 – початкова швидкість рідини в капілярах, м/с; ε – коефіцієнт пропорційності, що характеризує відкладення осаду; Δp – перепад тисків, Па.

Фільтри з зернистим шаром відрізняються простотою конструкції і високою якістю процесу розділення. До недоліків слід віднести невелику продуктивність внаслідок малої швидкості фільтрування, незначну поверхню фільтрації на одиницю об'єму, значні витрати праці на технологічне обслуговування апарату.

Патронний фільтр (рис. 16.6) відноситься до фільтрів періодичної дії, що працюють під тиском. Він складається з циліндричного корпусу і трубної решітки, в якій закріплені патрони з дротяною, керамічною або тканинною фільтрувальною поверхнею. Принцип дії фільтру полягає в тому, що суспензія, яка поділяється під тиском (0,2 ... 0,4 МПа), нагнітається в простір між патронами, фільтрується через стінки патронів, а потім фільтрат збирається у верхній камері і виводиться з неї через патрубок. Регенерація патронних фільтрів виконується зазвичай стисненим повітрям.

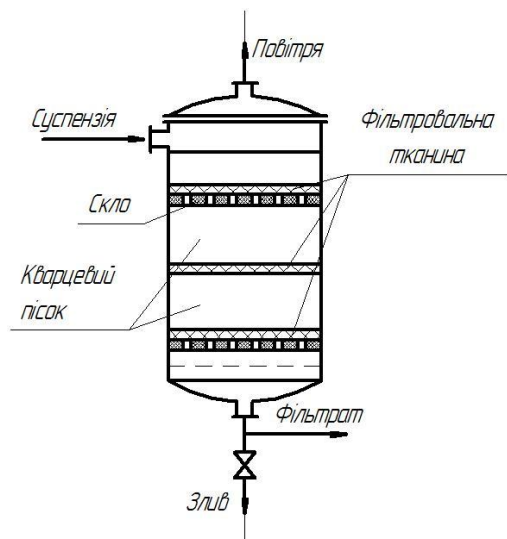


Рис. 16.5. Пісковий фільтр

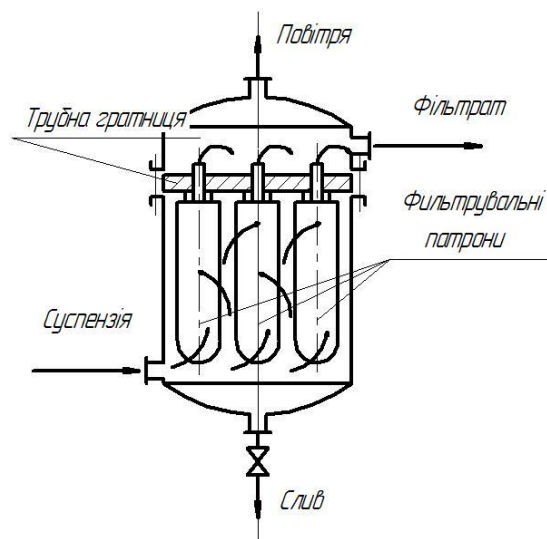


Рис. 16.6. Патронний фільтр

Такі фільтри використовують для очищення води у виробництві безалкогольних напоїв, для очищення цукрових розчинів, соків і сиропів.

Продуктивність патронного фільтру (кг/год) розраховується за такою формулою:

$$P_{\text{пат}} = \frac{3,6 \cdot 10^3 F v \rho}{f} \quad (16.47)$$

де F – площа поверхні фільтрації, м^2 ; v – швидкість фільтрації продукту, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; ρ – густина продукту, $\text{кг}/\text{м}^3$; f – відношення кількості фільтрованого продукту до маси, суміші, що переробляється, мас. частках або %.

Патронні фільтри мають значні недоліки: вимагають постійного тиску в період нанесення допоміжного фільтрувального шару, застосування стисненого повітря для підтримання осаду в період спуску нефільтрованого соку перед промиванням осаду.

Нутч-фільтр широко поширений в малотоннажному виробництві (рис.16.7). Може працювати як під вакуумом так і під надлишковим тиском. Вивантаження з нього осаду механізоване. Для скидання осаду фільтр забезпечений пристроєм у вигляді однолопастної мішалки. Для видалення осаду з фільтра на циліндричній частині корпусу передбачений люк.

Суспензія і стиснене повітря подаються через роздільні штуцери, фільтрат видаляється через спускний кран. Фільтр забезпечений запобіжним клапаном.

Цикл роботи фільтра складається з заповнення його суспензією, фільтрування суспензії під тиском або під вакуумом, видалення осаду з фільтрувальної перегородки при обертовій мішалці, видалення фільтрату і регенерація фільтрувальної перегородки.

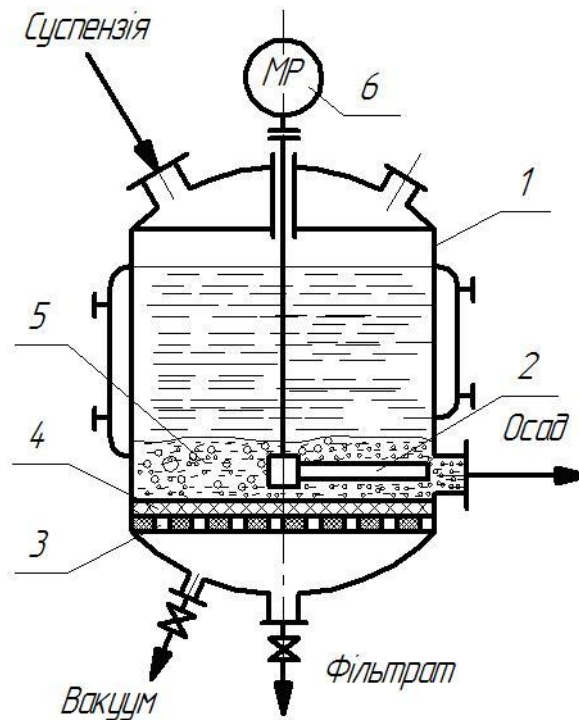


Рис. 16.7. Нутч-фільтр із перемішуючим пристроєм

Продуктивність нутч- фільтра (кг/год) з утворенням осаду на поверхні фільтрувальної перегородки визначиться:

$$P_{\text{нф}} = q\tau Fz = \frac{\Delta p d^4 \alpha}{32\mu l}, \quad (16.48)$$

де q – витрата рідини через один капіляр, $\text{м}^3/\text{с}$; τ – час фільтрування, с ; d, l – діаметр і довжина капіляру, м ; α – величина, яка залежить від форми капіляру.

Барабанні вакуум-фільтри являють собою апарати безперервної дії, що працюють під вакуумом і характеризуються протилежними напрямками сили ваги і руху фільтрату (рис.16.8), застосовуються при безперервному розділенні суспензії концентрацією $50 \dots 500 \text{ кг/м}^3$.

Вакуум-фільтр має горизонтальний перфорований барабан, покритий зовні текстильною фільтрувальною тканиною. Барабан обертається навколо своєї осі і на $0,3 \dots 0,4$ своєї поверхні занурений в суспензію, що знаходиться в кориті. Поверхня барабана розділена на окремі секції, ізольовані одна від одної. Пристроєм, керуючим роботою фільтра, є розподільна голівка, через яку секції барабана в певній послідовності приєднуються до магістралей вакууму, стисненого повітря і промивної рідини. При цьому секції проходять послідовно зони фільтрації, першого зневоднення (підсушування), промивання, другого зневоднення (підсушування), видалення осаду і регенерації тканини.

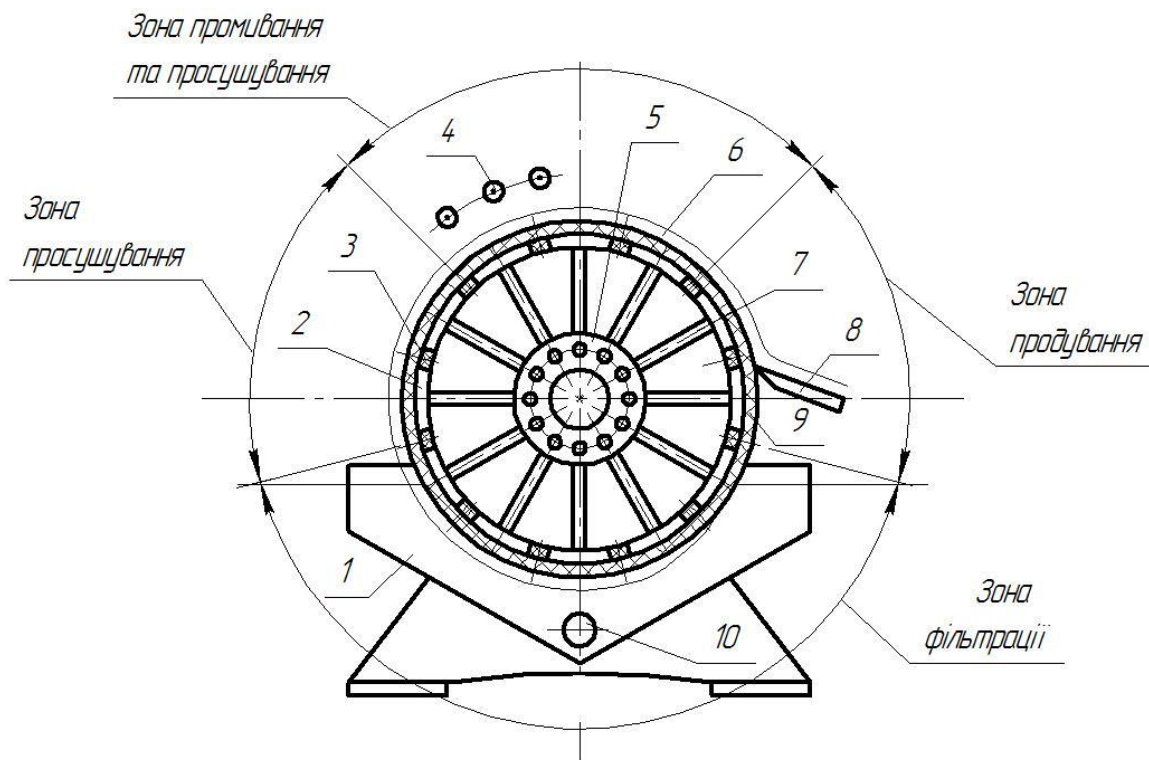


Рис. 16.8. Барабанний вакуум-фільтр:

1 – корпус; 2 – барабан; 3 – перегородка барабана; 4 – форсунки; 5 – головка фільтра; 6 – осад; 7 – трубки; 8 – ніж; 9 – фільтрувальна тканина; 10 – мішалка.

Фільтрат через трубки і порожнину барабана йде до збірника, а промитий і підсушений осад безперервно зрізається ножем. Щоб завислі частинки не відстоювалися, корито забезпечене хитною мішалкою. Зверху над барабаном розташовані форсунки для промивання осаду.

Продуктивність вакуумного фільтра (кг/год) визначається за формулою:

$$P_{\text{бвф}} = \frac{3,6 \cdot 10^3 F K V \rho}{f(1 - k_c)}, \quad (16.49)$$

де K – коефіцієнт використання поверхні фільтрування; f_c – кількість рідкої частини нефільтрованого продукту, мас. частки,%; k_c – відношення кількості відфільтрованого продукту до загальної кількості рідкої нефільтрованої частини.

Рамний фільтр-прес (рис. 16.9) є фільтром періодичної дії, що працює під тиском, в ньому напрям сили ваги перпендикулярний руху фільтрату. Фільтр використовується для освітлення виноматеріалів, вина, молока і пива.

Складається з станини, на якій змонтована задня упорна плита, передня натискна плита і фільтрувальний блок, що складається з низки рам і плит з затиснутою між ними фільтрувальною тканиною або картоном. Кожна рама і плита мають канали для введення суспензії і промивної рідини. На поверхні плит по обидва боки розташовані збірні канали обмежені зверху дренажними каналами, а знизу відвідними каналами.

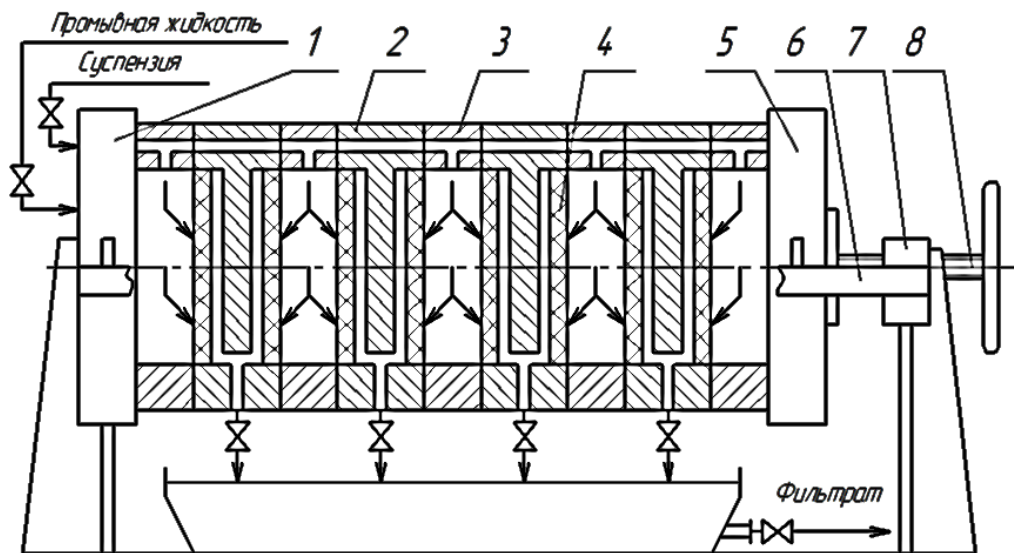


Рис. 16.9. Рамний фільтр-прес:

- 1 – упорна плита; 2 – рама; 3 – плита; 4 – фільтрувальна перегородка;
5 – рухома плита; 6 – горизонтальна напрямна; 7 – станина; 8 – гвинт.

При фільтруванні суспензія під тиском подається через канали в рами, звідки розподіляється по всім плитам, пройшовши через фільтрувальні пластини. Фільтрат стікає по збірним каналах в плитах і видаляється через відвідні канали.

При промиванні осаду промивна рідина під тиском вводиться через відповідні канали, розподіляється по рамам і проходить зворотною течією через фільтрувальну перегородку, промиває осад, а потім видаляється через відвідні канали. При промиванні відвідні канали всіх непарних плит блоку повинні бути закриті.

Продуктивність фільтр-преса ($\text{м}^3/\text{с}$) виразиться формулою:

$$\Pi_{\text{фп}} = \frac{qF}{\tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{р}}}, \quad (16.50)$$

де q – навантаження на фільтрувальну поверхню, $\text{м}^3/\text{м}^2$; $\tau_{\text{ф}}$ – тривалість фільтрування, с; $\tau_{\text{пр}}$ – промивання осаду, с; $\tau_{\text{р}}$ – розвантаження і підготовка фільтра, с.

До переваг фільтр-пресів відноситься велика поверхня фільтрування на одиницю займаної ними площі і відсутність рухомих частин в процесі експлуатації.

До недоліків відноситься необхідність в ручному обслуговуванні, трудомісткість вивантаження осаду і заміни фільтрувальної перегородки, недосконале промивання осаду і швидке зношування фільтрувальної тканини.

Стрічковий фільтр складається з рами, приводного і натяжного барабанів, між якими натягнута нескінченна перфорована гумова стрічка. Під

нею розташовані вакуум-камери, з'єднані в нижній частині з колекторами для відведення фільтрату і промивної рідини. За рахунок вакууму стрічка притискається до верхньої частини вакуум-камер. До гумової стрічки натяжними валками притискається фільтрувальна тканина, виконана також у вигляді нескінченної стрічки.

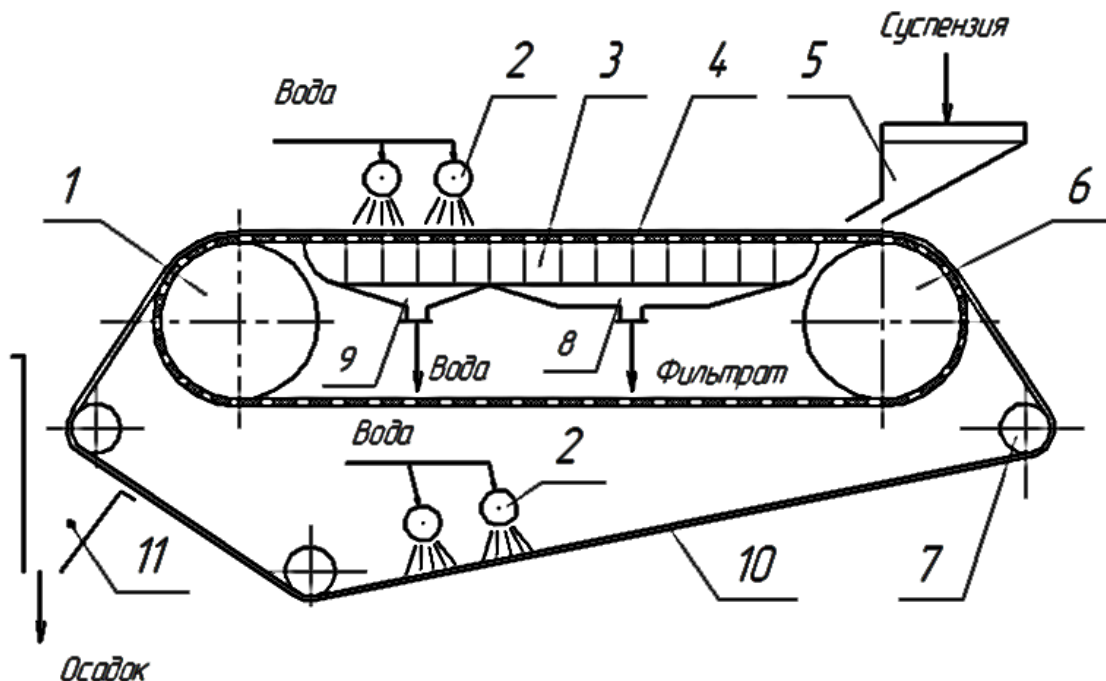


Рис. 16.10. Схема стрічкового вакуум фільтра:

1 – приводний барабан; 2 – форсунки; 3 – вакуум-камери; 4 – гумова стрічка; 5 – лоток; 6 – натяжний барабан; 7 – натяжні валки; 8 – колектор для відведення фільтрату; 9 – колектор для відведення промивної рідини; 10 – фільтрувальна тканина; 11 – збірник осаду.

Суспензія подається на фільтрувальну тканину з лотка. Фільтрат під вакуумом відсмоктується в камери і відводиться через колектор в збірник. Промивна рідина подається через форсунки на осад, що утворився і відсмоктується в вакуумні камери, з яких через колектор відводиться в ємність для води.

На приводному барабані фільтрувальна тканина відділяється від гумової стрічки і огинає направляючий ролик. При цьому осад зісковзує з фільтрувальної тканини і потрапляє до збірки для осаду. При проходженні фільтрувальної тканини між роликами, вона промивається, просушується і очищається.

Ці апарати відрізняються простотою конструкції, проте поверхню фільтрації в них мало розвинена, а фільтрувальна тканина використовується тільки частково.

Інтенсифікація роботи фільтрів. Підвищити продуктивність фільтрів можна за рахунок збільшення поверхні і швидкості фільтрування.

Оптимізації процесу фільтрування можна домогтися трьома способами:

а) конструкційними – реалізується при реверсивному (при малій товщині осаду), динамічному (при безперервному змиванні осаду), неодновимірному (при утворенні осаду на циліндричній поверхні з малим радіусом кривизни) і вібраційному фільтруванні;

б) технологічним – спрямований на вибір оптимальної товщини осаду, різниці тисків, концентрації суспензій;

в) фізико-хімічними – зводиться до таких дій на суспензію, які обумовлюють значне зменшення питомого опору осаду. Цього можна домогтися шляхом вибору належних умов утворення суспензій (температура, концентрація), що дозволить збільшити розміри твердих частинок, отримати кристалічні частки замість аморфних.

Контрольні питання до теми 16.

1. Що називається процесом фільтрування?
2. Де застосовується процес фільтрування?
3. Що називається фільтратом?
4. Яке буває фільтрування за цільовим призначенням?
5. Які бувають фільтрувальні перегородки?
6. Які фільтрувальні матеріали застосовуються для фільтрувальних перегородок?
7. Як відбувається фільтрування забиванням пір?
9. Що називається рушійною силою процесу фільтрування?
10. За рахунок чого виникає рушійна сила?
11. Чем відрізняється фільтрування від фільтрації?
12. Які існують схеми фільтрування?
13. Напишіть формулу матеріального балансу процесу фільтрування.
14. Назвіть три варіанти розрахунку мас при фільтруванні.
15. За якою формулою визначається об'єм вихідної рідини?
16. З яких циклів складається процес фільтрування?
17. За якою формулою визначається тривалість процесу фільтрування?
18. Назвіть основні режими фільтрування.
19. Як змінюються криві фільтрування при постійному тиску?
20. Як змінюються криві фільтрування при постійній швидкості?
21. За якою формулою визначається швидкість фільтрування?
22. За якою формулою визначається загальний опір при фільтруванні з утворенням шару?
23. Напишіть формулу кінетичного рівняння процесу фільтрування.
24. Напишіть формулу визначення коефіцієнта фільтрування.

25. Напишіть формулу рівняння фільтрування при постійній різниці тисків.
26. Напишіть формулу рівняння фільтрування при постійній швидкості.
27. За якими ознаками класифікуються фільтрувальні апарати?
28. Як влаштований і працює пісковий фільтр?
29. Поясніть пристрій і роботу патронного фільтру.
30. Як влаштований і працює нутч-фільтр?
31. Як влаштований і працює барабанний вакуум-фільтр?
32. З яких основних частин складається рамний фільтр-прес?
33. Як влаштований і працює стрічковий фільтр?
34. Які існують способи оптимізації процесу фільтрування?

Тести для перевірки знань.

- 1) Для чого призначений процес фільтрування?
 1. Розділення суспензій за допомогою пористих перегородок під дією тиску.
 2. Відділення завислих в рідині твердих частинок за допомогою сил ваги.
 3. Уловлювання завислих в газі частинок, будь-якою рідиною під дією сил інерції.
 4. Розділення неоднорідних рідких сумішей на фракції розрізняються по густини.
- 2) Що є рушійною силою процесу фільтрування?
 1. Різниця тисків.
 2. Різниця температур.
 3. Різниця концентрацій.
 4. Різниця густини.
- 3) При якому джерелі тиску відбувається фільтрування зі змінною швидкістю і різницею тисків?
 1. Відцентровий насос.
 2. Стисле повітря.
 3. Вакуум.
 4. Поршневий насос.
- 4) Які фільтрувальні перегородки використовують для роботи з агресивними середовищами?
 1. Гнучкі металеві.
 2. Гнучкі не металеві.
 3. Не гнучкі жорсткі.
 4. Негнучкі нежорсткі.

5) З якого матеріалу виготовлені негнучкі жорсткі фільтруючі перегородки?

1. Металеві, керамічні, скляні.
2. Пісок, кам'яний, деревне вугілля.
3. Азбестові, бавовняні, синтетичні.
4. Сталеві, алюмінієві, нікелеві.

6) З яких елементів складається фільтр– прес?

1. Станина, насос, притискні і фільтруючі плити.
2. Корпус, трубовал, фільтрувальні диски, лопатевий вал.
3. Циліндричний корпус, патрон, решітка.
4. Перфорований барабан, перегородки, форсунка, мішалка.

7) У яких фільтрувальних перегородках частинки затримуються в їх порах?

1. Глибинні перегородки.
2. Поверхневі перегородки.
3. Гнучкі перегородки.
4. Жорсткі перегородки.

8) При якому виді фільтрування не використовується фільтрувальна перегородка?

1. Фільтрація.
2. Очисне фільтрування.
3. Продуктове фільтрування.
4. Відцентрове фільтрування.

9) За якою формулою визначається рушійна сила фільтрування, отримана за рахунок сили ваги?

1. $\Delta p = p_{Гс} - p_{атм}$.
2. $\Delta p = p_{изб} - p_{атм}$.
3. $\Delta p = p_{атм} - p_{вак}$.
4. $\Delta p = p_{атм} - p_{Гс}$.

10) Який фільтр працює як під вакуумом так і при надмірному тиску?

1. Нутч-фільтр.
2. Патронний фільтр.
3. Рамний фільтр-прес.
4. Пісковий фільтр.

11) Який фільтр працює тільки під вакуумом?

1. Барабанний фільтр.
2. Патронний фільтр.
3. Рамний фільтр - прес.
4. Пісочний фільтр.

РОЗДІЛ VI. ПРОЦЕСИ ПСЕВДОЗРІДЖЕННЯ ТА ПЕРЕМІШУВАННЯ ХАРЧОВИХ СЕРЕДОВИЩ

ТЕМА 17. РУХ РІДИНИ АБО ГАЗУ В ШАРІ ЗЕРНИСТОГО МАТЕРІАЛУ

17.1. ЗАГАЛЬНІ ВІДОМОСТІ.

У багатьох технологічних процесах харчових виробництв використовується рух рідини або газу через шар зернистих матеріалів (фільтрування, промивання, газоочищення, адсорбція, сушіння тощо). Зернистий шар може бути монодисперсним (складатися з частинок однакового розміру) або полідисперсним (з частинок різних розмірів).

При русі рідини або газу через шар зернистого матеріалу вважають, що потік одночасно обтікає окремі частинки або елементи шару і рухається всередині пір і порожнин, що утворюють систему звивистих каналів змінного перерізу. Шар зернистого матеріалу при цьому може бути нерухомим (завислим). Рух рідини або газу в шарі зернистих матеріалів залежить від багатьох факторів: напрям потоку газу або рідини (висхідний або низхідний), швидкості потоку, гідравлічний опір шару (висота шару, його однорідність, розміри частинок, їх форма), питомої поверхні частинок і їх швидкості витання.

Зернистий матеріал, що складається з окремих близьких за розмірами твердих частинок, в основному доводиться обробляти в газовому або рідкому середовищі. Таку теплову або дифузійну обробку зернистого матеріалу доцільно проводити в так званому киплячому (завислому) стані, який утворюється при певних швидкостях подачі зріджувального агента.

У повітряному потоці завислий шар зернистого матеріалу створюється при використанні близьких за розмірами округлих частинок з еквівалентним діаметром від сотих частин міліметра (борошно, крохмаль) до декількох сантиметрів (драже, соя, волоські горіхи). Для того, щоб всі частинки матеріалу переходили у завислий стан одночасно і не створювали окремих зон застою або інтенсивного фонтанування, потрібно **дотримуватися умови, щоб вага окремих частинок відрізнялася не більше як на порядок**, тобто щоб лінійний розмір (еквівалентний діаметр) частинок при однаковій густини не відрізнявся більше ніж на $\sqrt[3]{10} \approx 2,14$ рази.

В даний час процеси в псевдозрідженому шарі набули широкого поширення в багатьох галузях промисловості. У псевдозрідженому шарі проводяться процеси змішування, транспортування, класифікації сипких

матеріалів, теплообміну, сушіння різних продуктів (цукор-пісок, зерно), адсорбції, гранулювання дрібних частинок в великі гранули, покриття частинок зернистого матеріалу декоративними, захисними або стимулювальними оболонками.

17.2. ПРОЦЕС ПСЕВДОЗРІДЖЕННЯ

При малих швидкостях вхідного потоку рідини або газу шар стичних одна з одною частинок залишається нерухомим, газ або рідина проходить між зерновим каналах і порожнинах - фільтрується через шар. Гідравлічний опір шару не перевищує ваги твердих частинок, що припадає на одиницю площі решітки, підтримуючий шар. Висота шару і його порозність залишаються незмінними.

Зі збільшенням швидкості потоку проміжки між частинками збільшуються. Частинки приходять в рух і перемішуються з газом (або рідиною). Новоутворена суспензія називається *завислим шаром*. Завислий шар часто називають *псевдозрідженим* або *киплячим*, тому що маса твердих частинок в результаті безперервного перемішування в висхідному потоці приходить в легкорухомий стан, нагадуючи киплячу рідину.

Псевдозрідженим називається такий стан двофазної системи «тверді частинки – газ (або рідина)», який характеризується переміщенням твердих частинок одна щодо одної за рахунок підведення енергії від будь-якого джерела.

Псевдозріджений шар при висхідному русі зріджувального агента через шар зернистого матеріалу зі швидкістю, що дозволяє підтримувати шар матеріалу в завислому стані.

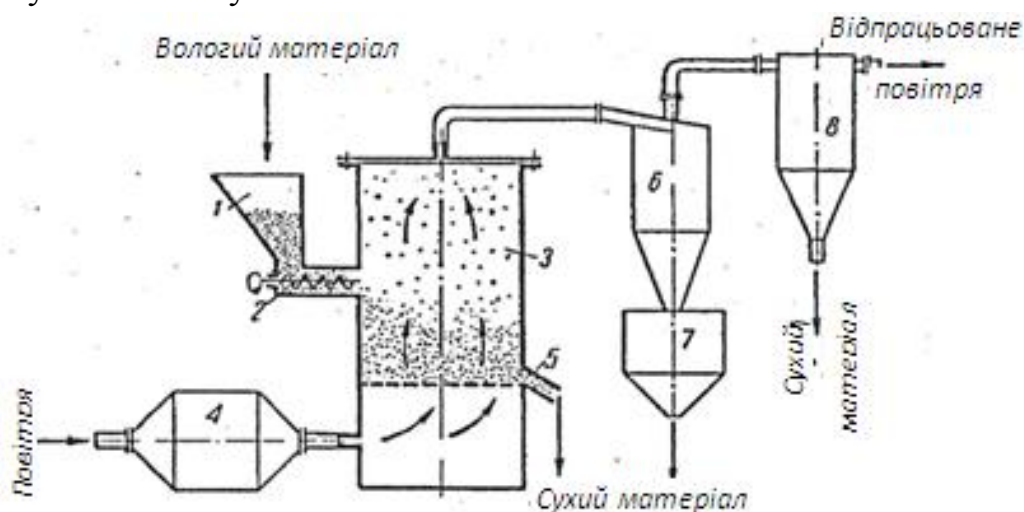


Рис.17.1. Схема сушильної установки з циліндричною сушаркою (система Fluo-Solids):

1 – бункер; 2 – живильник; 3 – сушильна камера; 4 – паливня; 5 – патрубок для вивантаження продукту; 6 – циклон; 7 – бункер циклону; 8 – фільтр.

Розглянемо роботу сушильної установки з циліндричною камерою і псевдозрідженим шаром (рис.17.1). Вологий матеріал з бункера 1 шнеком 2 безперервно подається в сушильну камеру 3 в шар киплячого матеріалу. Паливні гази з паливні 4 змішуються з повітрям в камері змішувача і потім подаються за допомогою турбогазодмухала або вентилятора під упорну решітку. Розвантаження висушеного продукту здійснюється через патрубок 5, розташований безпосередньо над решіткою, з боку, протилежного завантаженню. Відпрацьовані запилені гази направляються в циклон 6 з бункером 7, де виділяється основна частина віднесеного газами сухого матеріалу; остаточне очищення газів відбувається в рукавному фільтрі 8.

Газ подається знизу і фільтрується через зернистий шар, що лежить на решітці (рис.17.2, а). Якщо збільшувати швидкість газу, то шар збільшує свою товщину, оскільки зростає відстань між частинками. При деякій швидкості газу частинки в шарі починають хаотично перемішуватися, як при кипінні (рис. 17.2, б). Подальше збільшення швидкості газу призведе до розпушення шару і віднесення частинок разом з газом (рис.17.2, в). Таким чином, здійснюється пневматичне транспортування сипких матеріалів за допомогою повітря або газу.

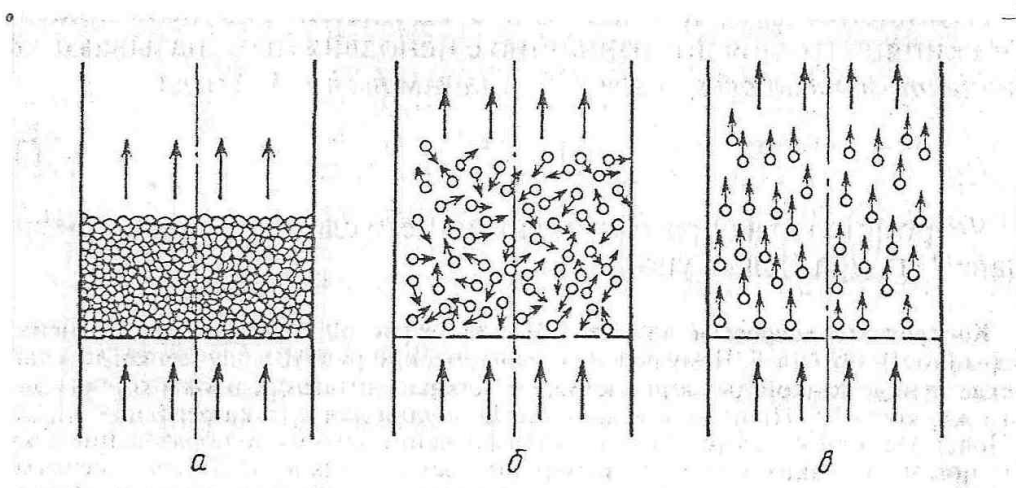


Рис. 17.2 Схема утворення киплячого шару:

а – фільтрування через нерухомий шар; б – «киплячий» шар; в – винесення частинок.

Для створення і підтримки в псевдозрідженому стані шару твердих частинок потрібні витрати енергії E , яка витрачається на подолання тертя частинок одна об одну і газу о їх поверхню на розширення шару, на тертя частинок і газу об стінки апарату.

Для апаратів постійного перерізу, нехтуючи стисливістю газу можна прийняти:

$$E = v \cdot \Delta p \cdot F \quad (17.1)$$

де v – швидкість псевдозрідження, м/с; Δp – перепад тиску при русі газу через шар, Па; F – площа поперечного перерізу апарату, м²; E – витрати енергії, Дж.

Розмір частинок несферичної форми визначають, як діаметр кулі за об'ємом рівновеликого частинці:

$$d_3 = \sqrt[3]{6V_q/\pi}, \quad (17.2)$$

де V_q – середньоарифметичне значення об'єму однієї частинки в даній фракції, визначене за кількістю частинок в пробі n і масі проби m_n при певній густини частинок: $\rho_q: V = m_n/(n \cdot \rho_2)$.

Для частинок несферичної форми швидкість псевдозрідження визначають з урахуванням фактора форми Φ .

Фактор форми частинок визначається як відношення площ поверхонь рівновеликої кулі і частинки S_q :

$$\Phi = \sqrt{\pi d_q^2/S_q} = \sqrt{4,87V_q^{2/3}/S_q}. \quad (17.3)$$

Апарати з псевдозрідженням шаром і постійним за висотою перерізом, завдяки простоті конструктивного оформлення знайшли широке застосування в харчовій промисловості. Це пояснюється наступними його перевагами:

✓ Відбувається інтенсивне перемішування твердої фази, яке призводить до вирівнювання температур і концентрацій в робочому обсязі апарату, що виключає локальний перегрів твердих частинок, що перешкоджає проведенню процесу і впливає на якість продукції;

✓ Течкість псевдозрідженого шару дозволяє створювати апарати безперервної дії з безперервним введенням і відведенням відпрацьованої твердої фази;

✓ Відбуваються різке збільшення площі поверхні тепло- і масопередачі і зниження дифузійних опорів в псевдозрідженому шарі в результаті використання частинок малого діаметра з великою питомою поверхнею, що дозволяє збільшити продуктивність апаратів при проведенні ряду сорбційних теплових та інших процесів;

✓ Коефіцієнти тепловіддачі і ефективна теплопровідність від псевдозрідженого шару до поверхонь нагріву досить високі, що дозволяє значно інтенсифікувати теплообмінні процеси і, як наслідок, зменшити робочі об'єми теплообмінних апаратів;

✓ В апаратах з псевдозрідженням шаром гідравлічний опір невеликий і не залежить від швидкості зріджувального агента в межах існування псевдозрідженого шару;

✓ Діапазон властивостей твердих частинок і зріджувальних агентів (гази, пари, краплинні рідини) досить широкий і включає в тому числі пастоподібні матеріали і суспензії;

✓ Апарати для проведення процесу досить прості, легко механізуються і автоматизуються.

Поряд з великими перевагами методу проведення процесів в псевдозрідженому шарі властиві і недоліки:

– Неможливе підвищення швидкості вище значення, відповідного верхній межі існування псевдозрідженого шару;

– Недостатньо інтенсивний гідродинамічний режим поблизу решітки, що приводить до її плавлення у високо температурних процесах і в процесах з введенням в шар рідкої фази;

– Внаслідок інтенсивного перемішування твердої фази в межах однієї секції рушійна сила в порівнянні з максимально можливою знижується;

– Час перебування частинок і зріджувального агента в межах однієї секції нерівномірний;

– Пил, що утворюється при стиранні частинок, виноситься, і робоча швидкість зріджувального агента обмежується швидкістю виносу твердих частинок з шару. Це викликає необхідність в пилоуловлюючих пристроях;

– При псевдозрідженні частинок діелектричних матеріалів можливе виникнення зарядів статичної електрики, що призводить до вибухонебезпечності установки.

17.3. ФІЗИЧНІ ОСНОВИ ПСЕВДОЗРІДЖЕННЯ

Система псевдозрідження має дві частинки, відповідні її проміжному положенню між нерухомим (щільним) продуваним шаром і пневмотранспортом, нижня межа якого (швидкість витання) є теоретично верхньою межею існування псевдозрідженого шару.

Стан двофазної системи наочно зображується у вигляді *кривої псевдозрідження*. Ця крива виражає залежність перепаду тиску в шарі Δp від швидкості зріджувального агента:

$$\Delta p/H = f(v), \quad (17.4)$$

де H – висота нерухомого шару, м; Δp – перепад тиску в шарі, Па; v – швидкість зріджувального агента, м/с.

При невисоких швидкостях газу шар зернистого матеріалу на решітки залишається нерухомим, відбувається фільтрація газу через шар (крива ОК на рис. 17.3). Зі збільшенням швидкості газу перепад тисків в шарі зростає і в певний момент маса зернистого матеріалу в шарі врівноважується

гідродинамічним тиском потоку газу – настає гідродинамічна рівновага. В умовах гідродинамічної рівноваги починається взаємне пульсаційне переміщення частинок. Злам у точці K_1 відповідає переходу нерухомого шару в псевдозріджений стан. Абсциса точки K_1 визначає швидкість газу, при якій починається псевдозрідження, а ординати – перепад тиску в цій точці.

Швидкістю початку псевдозрідження або першою критичною швидкістю називається швидкість газу (або рідини) v_0 , при якій шар зернистого матеріалу переходить в псевдозріджений стан. При подальшому збільшенні швидкості газу шар розширюється, інтенсивність перемішування частинок зростає, але перепад тисків залишається постійним.

Швидкістю винесення або другою критичною швидкістю називається швидкість, при якій порушується гідродинамічний рівновагу системи і починається винесення частинок з шару. Ця швидкість є верхньою межею існування псевдозрідженого шару. При $v > v_B$ внаслідок винесення частинок з шару знижується їх масова кількість і зменшується енергія, знаходиться для підтримки твердої фази в завислому стані.

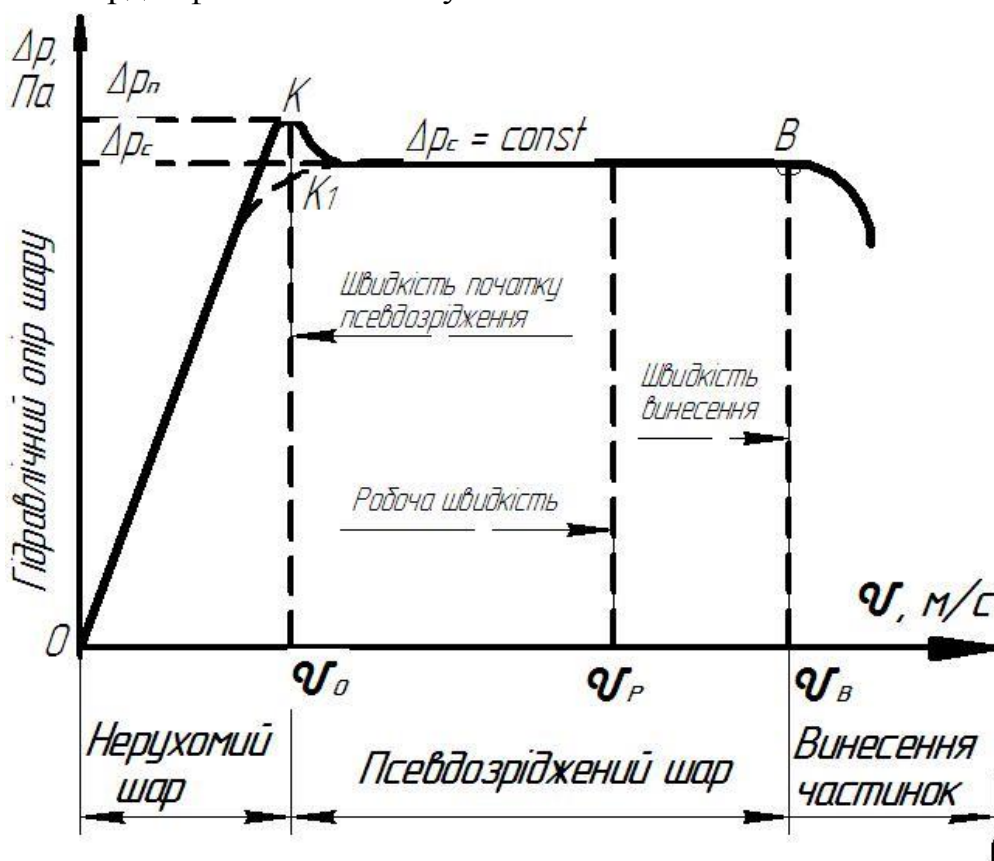


Рис. 17.3. Крива псевдозрідження.

Реальна крива псевдозрідження дещо відрізняється від ідеальної. Для реальної кривої характерна наявність піку тиску Δp_n в момент переходу в псевдозріджений стан, який пояснюється витратою додаткової енергії на

подолання сил зчеплення між частинками. Величина піку тиску залежить від форми і стану частинок.

Реальна крива псевдозрідження виявляє *гістерезис* – так звані лінії прямого і зворотного ходу, які отримують відповідно при поступовому збільшенні і зменшенні швидкості газу. Ці лінії поблизу точки К не збігаються, причому на лінії зворотного ходу відсутній пік тисків і він, як правило, розташовується нижче лінії прямого ходу.

Ділянка кривої зворотного ходу лівіше точки К відповідає більш пухкій упаковці частинок, можливий для нерухомого шару. Вправо від точки К ці лінії збігаються. В реальних умовах перепад тиску може не бути строго постійним. Він може монотонно зростати, а також коливатися близько деякого середнього значення.

Форма кривої псевдозрідження відображає стан шару. Межі існування псевдозрідженого шару, таким чином, обмежені швидкістю початку псевдозрідження u_0 і швидкістю винесення u_B . Різкий перехід від нерухомого шару до псевдозрідженого характерний для шарів, які складаються з частинок близького розміру. Для полідисперсного шару існує область швидкостей псевдозрідження, в якій починається псевдозрідження полідисперсних частинок і завершується перехід від нерухомого до псевдозрідженого шару.

Число псевдозрідження – це відношення робочої швидкості до швидкості початку псевдозрідження $W = u_p / u_0$. Число псевдозрідження характеризує стан псевдозрідженого шару і інтенсивність перемішування частинок в ньому. Характеристика псевдозрідженого шару залежить від числа псевдозрідження. При $W = 2$ досягається найбільша інтенсивність перемішування. При $W > 2$ шар втрачає свою однорідність, а всередині шару утворюються бульбашки газу.

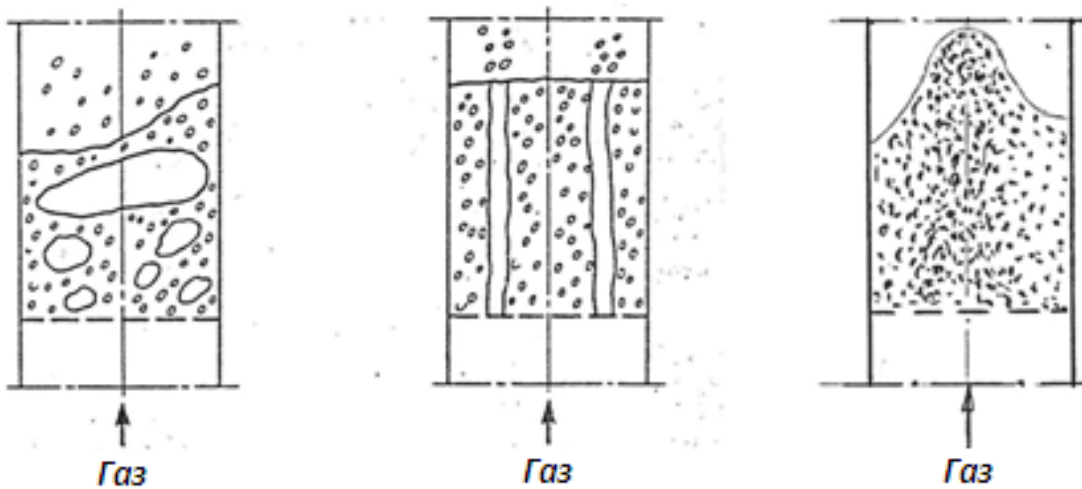


Рис. 17.4. Структура псевдозрідженого шару:

- а) - неоднорідний шар; б) - каналутворення в шарі; в) - фонтанувальний шар

Однорідне і неоднорідне псевдозрідження шару. Однорідне псевдозрідження має місце при псевдозрідженні шару краплинної рідиною. Для неоднорідного псевдозрідженого шару характерна наявність в шарі газових бульбашок (рис.17.4, а). При невеликих числах псевдозрідження W неоднорідність шару не позначається негативно на його характеристиках. Рухомі газові бульбашки інтенсифікують перемішування частинок в шарі. Однак, при збільшенні числа псевдозрідження ($W > 2$) неоднорідність шару зростає, а бульбашки збільшуються в обсязі, прориваються крізь шар, несучи з собою частинки. При невеликих діаметрах апарату газ може утворити міхур, що заповнює весь переріз апарату. Зернистий шар при цьому розділяється на дві частини, газ проривається через верхню частину, виносячи з собою велику кількість частинок. Виникає так званий **поршневий режим**, при якому погіршується рівномірність контакту між газом і частинками матеріалу, порушується стабільність псевдозрідженого шару і робота апарату в цілому.

При газовому псевдозрідженні, особливо вологих дрібних і частинок, які зливаються, може також спостерігатися **каналоутворення** (рис.17.4. б), при якому частина газу «проскокує» через шар. Граничним випадком каналоутворення є утворення **фонтанувального шару**. При фонтануванні (рис. 17.4, в) потік газу (або рідини) проривається через шар по каналу, що виникає поблизу осі апарату.

Щільна і розбавлена фази псевдозрідження. Псевдозрідження в щільній фазі спостерігається, коли швидкість газу знаходиться в межах між швидкістю початку псевдозрідження і швидкістю винесення – $u_0 < u_p < u_v$. При $u_p > u_v$ відбувається пневмотранспорт частинок з шару. В цьому випадку псевдозріджений шар знаходиться в розведений фазі. У межі розбавлена фаза існує, коли хоча б одна частинка знаходиться в газовому потоці.

Діапазон існування псевдозрідженого шару. Розглянемо умови різних модифікацій завислого шару та їх взаємозв'язок з технологічними вимогами, що пред'являються до цих систем.

Найпростіша система зі завислими твердими частинками, це пневмотранспорт, який має практично необмежений діапазон існування при всіх швидкостях газу понад швидкості витання частинок $u_{\text{вит}}$, які рухаються разом з газовим потоком зі швидкістю ковзання u_c , в сталому режимі дорівнює:

$$u = u_c - u_{\text{вит}} \quad (17.5)$$

Явище псевдозрідження полягає в тому, що при певній швидкості обтікання стиснений одна одну частинок, відбувається їх зависання в потоці, причому цієї швидкості відповідає певна ступінь взаємного стиснення частинок. Виходячи з цього, можна сформулювати чотири умови, які спільно визначають точку початку псевдозрідження.

1. Умова обтікання вказує на характер взаємодії потоку газу з твердими частинками і може бути задана коефіцієнтом опору.

2. Умова обмеженості характеризує вплив інших частинок на процес обтікання і може бути задана функцією порозності.

3. Умова псевдозрідження, щодо якої існує два підходи:

а) дійсна швидкість псевдозрідження постійна при будь-якому ступені розширення шару і дорівнює швидкості витання частинки:

$$v_{\text{вит}} = \frac{mg}{\xi \rho S} \quad (17.6)$$

де $v_{\text{вит}}$ – швидкість витання частинки, м/с; m – маса частинки, кг; g – прискорення вільного падіння, м/с²; ξ – аеродинамічний коефіцієнт, що залежить від форми і якості поверхні частинки і режиму обтікання частинки повітрям; ρ – густина (газу або частинки), кг/м³; S – площа проекції частинки на площину, перпендикулярну напрямку руху (площа Менделєєва перерізу), м².

б) шар частинок знаходиться в псевдозрідженому стані, коли середня в часі підйомна сила врівноважує всі частинки. Виходячи з цього, для однієї частинки умова псевдозрідження записується так:

$$R = mg, \quad (17.7)$$

де R – підйомна сила, що діє на частинку, Н; mg – вага частинки в середовищі, Н.

4. Гранична умова, що є сукупністю наведених вище умов і визначає весь діапазон псевдозрідження. Для визначення конкретного стану, необхідно задатися додатковою умовою, наприклад, порозності. Для початку псевдозрідження граничною умовою є порозність нерухомого шару.

17.4. ЕЛЕМЕНТИ ТЕОРІЇ РУХУ РІДИНИ АБО ГАЗУ В ШАРІ ЗЕРНИСТОГО МАТЕРІАЛУ.

Основні характеристики руху в шарі

Гідравлічний опір $\Delta p_{\text{сл}}$ нерухомого шару висотою h_0 і площею поперечного перерізу $S_{\text{сл}} = \pi D^2 / 4$ визначається за формулою Дарсі-Вайсбаха:

$$\Delta p_{\text{сл}} = \lambda \frac{l}{d_{\text{ЭКВ}}} \frac{\rho v^2}{2}, \quad (17.8)$$

де $\Delta p_{сл}$ – гідравлічний опір нерухомого шару, Па; $l = h_0 \cdot \varphi$ – довжина каналів в шарі, по яких рухається потік, м; φ – коефіцієнт, що враховує звивистість каналів в шарі; $d_{екв}$ – еквівалентний діаметр каналів зернистого шару, м; ρ – густина рідини або газу, що утворює потік, $кг/м^3$; λ – коефіцієнт гідравлічного тертя; v – справжня швидкість потоку в каналах зернистого шару, м/с; h_0 – висота нерухомого шару, м.

Справжня швидкість потоку в каналах зернистого шару:

$$v = v_{\phi} / \varepsilon, \quad (17.9)$$

де v_{ϕ} – швидкість потоку, віднесена до повного поперечного перерізу апарату (фіктивна швидкість), м/с; ε – порозність шару (об'ємна частка газу або рідини в шарі).

Фіктивна швидкість потоку визначається з рівняння витрати $Q = vS$;

звідки:

$$v_{\phi} = Q/S_A = 4Q/\pi D^2, \quad (17.10)$$

де Q – об'ємна витрата рідини або газу в апараті, $м^3/с$; D – діаметр апарату, м; S_A – площа живого перетину апарату, в якому вміщено шар зернистого матеріалу (поперечний переріз порожнього апарату), $м^2$.

Порозність шару або об'ємна частка порожнин, зайнятих рідиною або газом, віднесена до загального об'єму шару:

$$\varepsilon = \frac{V_{сл} - V_{ТВ}}{V_{сл}} = 1 - \frac{V_{ТВ}}{V_{сл}} = 1 - \frac{G_{ТВ}/\rho_{ТВ}}{h_0 \pi D^2 / 4}, \quad (17.11)$$

де $V_{сл}$ – загальний об'єм, займаний шаром зернистого матеріалу, $м^3$; $V_{ТВ}$ – об'єм твердих частинок в шарі, $м^3$; $G_{ТВ}$ – маса твердих частинок шару в апараті, кг; $\rho_{ТВ}$ – густина твердих частинок шару, $кг/м^3$.

Змочений периметр всіх каналів дорівнює сумарній поверхні всіх каналів, віднесеній до висоти шару:

$$\Pi = \frac{S_{уд} h_0 S_A}{h_0} = S_{уд} S_A, \quad (17.12)$$

де $S_{уд}$ – питома площа поверхні частинок в шарі, $м^2/м^3$; S_A – площа живого перерізу апарату, $м^2$; h_0 – висота нерухомого шару, м.

Питома площа поверхні являє собою площу поверхні елементів, або частинок матеріалу, що знаходяться в одиниці об'єму, зайнятого шаром:

$$S_{уд} = \frac{6(1-\varepsilon)}{\pi d^3} \pi d^2 = \frac{6(1-\varepsilon)}{d}, \quad (17.13)$$

де d – діаметр частинок в шарі, м; $(1-\varepsilon)/(\pi d^3/6)$ – кількість частинок діаметром d в шарі; πd^2 – площа поверхні частинок, $м^2$.

Еквівалентний діаметр каналів між частинками в шарі:

$$d_{\text{экв}} = \frac{4S_c}{\Pi} = \frac{4S_A \varepsilon}{S_{\text{уд}} S_A} = \frac{4\varepsilon}{S_{\text{уд}}} = \frac{2}{3} d \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon}, \quad (17.14)$$

де S_k – сумарна площа перерізу каналів між частинками в шарі, м^2 .

Критерій Рейнольдса для шару

$$R_{e \text{ сл}} = \frac{v d_{\text{экв}} \rho}{\mu} = \frac{2}{3} \frac{v_0 d \rho}{\mu(1-\mu)}, \quad (17.15)$$

де ρ – густина рідини або газу, $\text{кг}/\text{м}^3$; μ – динамічна в'язкість рідини або газу, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Критичне значення Рейнольдса для зернистих шарів $R_{e \text{ кр.сл}} \leq 2$. Коефіцієнт гідравлічного тертя для ламінарного потоку рідини або газу визначається за формулою Пуазейля:

$$\lambda = \frac{64}{R_{e \text{ сл}}} = 64 \frac{2}{3} \frac{V_0 d \rho}{\mu(1-\varepsilon)}. \quad (17.16)$$

Гідравлічний опір зернистого шару визначається:

$$\Delta p = 72 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \varphi \frac{v_0 \mu h_0}{d^2}. \quad (17.17)$$

Основне рівняння псевдозрідження. Опір зернистого киплячого шару дорівнює вазі твердих частинок в шарі $G_{\text{ТВ}}$ (кг), поділений на площу апарату S_A (м^2):

$$\Delta p_{\text{сл}} = G_{\text{ТЧ}} / S_A. \quad (17.18)$$

Тоді при висоті шару h його об'єм $V = Sh$. Позначимо пористість через ε яка дорівнює:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{\text{сл}}}{\rho_{\text{ТЧ}}} = 1 - \frac{\rho_{\text{НС}}}{\rho_{\text{ТЧ}}}, \quad (17.19)$$

де $\rho_{\text{сл}}$ – густина шару, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\rho_{\text{НС}}$ – насипна густина шару, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\rho_{\text{ТЧ}}$ – густина твердих частинок, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Об'єм твердих частинок з урахуванням порозності складе $V = Sh(1 - \varepsilon)$, а вага частинок:

$$G_{\text{ТВ}} = S_A h (1 - \varepsilon) (\rho_{\text{ТЧ}} - \rho_{\text{Г}}) \cdot g \quad (17.20)$$

Різниця характеризує *підйомну силу*, що діє на частинки, де $\rho_{\text{Г}}$ – густина газу.

Підставивши значення формули (17.20) в формулу (17.18) отримаємо формулу опору шару:

$$\Delta p_{\text{сл}} = \frac{S_A h (1 - \varepsilon) (\rho_{\text{ТЧ}} - \rho_{\text{Г}})}{S_A} \cdot g. \quad (17.21)$$

Скоротивши площу живого перерізу апарату S_A , отримаємо **основне рівняння завислого шару (псевдозрідження)**:

$$\Delta p_{\text{сл}} = S_A h (1 - \varepsilon) (\rho_{\text{тч}} - \rho_{\text{г}}) \cdot g \quad (17.22)$$

Основне рівняння псевдозрідження (17.21) випливає з рівності сил динамічного впливу потоку на частинку і архімедової сили вазі частинки.

Для розрахунку перепаду тиску в шарі при турбулентному русі частинок справедливо рівняння Ергана:

$$\Delta p_{\text{сл}} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu v}{d^2} h + 1,75 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{\rho_{\text{г}} v^2}{d} h . \quad (17.23)$$

Вирішуючи спільно рівняння (17.22) і (17.23) для умов початку псевдозрідженого шару, шляхом нескладних перетворень О.М. Годес отримав критеріальну залежність для розрахунку швидкості початку псевдозрідження:

$$R_{e0} = \frac{A_r}{1400 + 5,22 \sqrt{A_r}} . \quad (17.24)$$

У формулі (17.24) – критерій Архімеда.

$$A_r = \frac{g d^3}{\nu^2} \frac{(\rho_{\text{тв}} - \rho)}{\rho} , \quad (17.25)$$

де ν – кінематична в'язкість рідини або газу, $\text{м}^2/\text{с}$.

Формула (17.24) справедлива при $\varepsilon_0 = 0,38 \dots 0,42$ і може використовуватися практично у всьому діапазоні зміни числа R_e (Рейнольдса) при ламінарному, перехідному і турбулентному режимах.

При розрахунку швидкості початку псевдозрідження за рівнянням (17.24), обчислюють спочатку значення критерію A_r за формулою (17.25). Потім за формулою (17.24) знаходять величину R_{e0} . За значенням критерію Рейнольдса, використовуючи формулу швидкості осадження частинки в рідині під дією сили ваги:

$$v_0 = \frac{R_{e0} \mu}{d \rho} . \quad (17.26)$$

Для визначення швидкості, необхідної для досягнення заданого розширення зваженого шару аналогічно отримана формула:

$$R_e = \frac{A_r \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,61 \sqrt{A_r \varepsilon^{4,75}}} , \quad (17.27)$$

Підставивши в формулу (17.27) величину граничного розширення шару, можна отримати формулу для розрахунку швидкості виношення:

$$Re_{ун} = \frac{A_r}{18 + 0,61\sqrt{A_r}}, \quad (17.28)$$

або $Re_{ун}$ можна визначити за іншою формулою:

$$Re_{ун} = \frac{v_{ун} d \rho}{\mu} = \frac{v_{ун} d}{\nu}. \quad (17.29)$$

З формули (17.22) можна визначити висоту завислого шару:

$$h = h_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}, \quad (17.30)$$

де h і h_0 – висота зваженого і нерухомого шарів, м; ε і ε_0 – порозність завислого і нерухомого шарів.

Відношення висоти завислого шару до висоти нерухомого шару називається *коефіцієнтом розширення шару*:

$$k_p = h/h_0, \quad (17.32)$$

Коефіцієнт розширення показує, у скільки разів збільшилася висота киплячого шару в порівнянні з нерухомим.

17.5. КОНСТРУКЦІЇ АПАРАТІВ І УСТАНОВОК З ПСЕВДОЗРІДЖЕНИМ ШАРОМ.

Розроблені численні конструкції апаратів з псевдозрідженим шаром, що враховують технологічні умови протікання процесів, вимоги до якості одержуваних продуктів, специфічні особливості взаємодіючих речовин.

За принципом дії апарати бувають *періодичної і безперервної дії*. В апаратах безперервної дії відбувається взаємодія газового потоку з зернистим матеріалом, який безперервно виводиться з нього. Процес може здійснюватися в *протитечії, прямотечії та перехресній течії*.

Циліндричний протитечійний апарат безперервної дії (рис. 17.5), в якому зріджувальний газовий потік надходить знизу під газорозподільну решітку, а зернистий матеріал надходить у верхню частину апарату. Для підтримання певного рівня матеріалу на газорозподільній решітці і виведення його з апарату служить перетічний патрубков.

Конічні апарати дозволяють псевдо зріджувати полідисперсні матеріали за рахунок зменшення швидкості газу від низу до верху. Газ подається через невеликий отвір внизу апарату з великою швидкістю. Це дозволяє за необхідності працювати без газорозподільної решітки, що особливо важливо при псевдозрідженні грудкуватих і злипних матеріалів. При значному куті конусності апарату струмінь газу може відірватися від стінок апарату і утворити суцільний канал. В цьому каналі буде рухатися з

великою швидкістю потік газу і завислих частинок, що утворюють над поверхнею шару фонтани твердих частинок. Такий шар називається **фонтанувальним**. В апаратах з фонтанувальним шаром виникає інтенсивна циркуляція зернистого матеріалу від осі до його стінок.

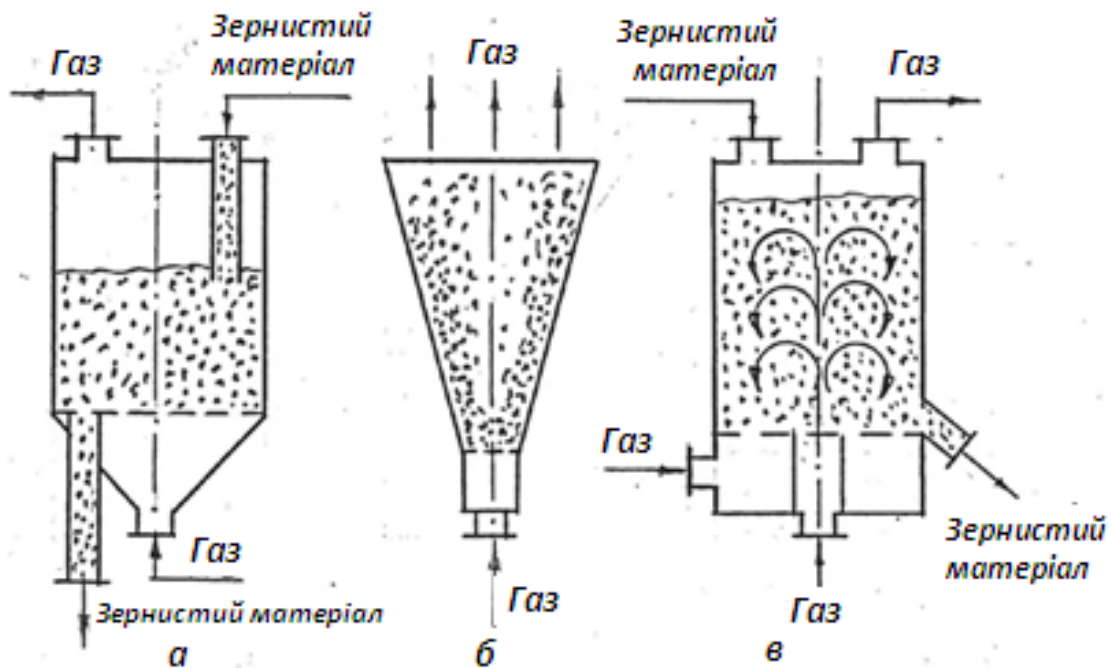


Рис. 17.5. Схема апаратів з псевдозрідженим шаром:

- а) – циліндричний протитечійний безперервної дії; б) – конічний; в) – з направленою циркуляцією (силос).

Вертикальні циліндричні силоси (рис. 17.5, в) використовують для накопичення і усереднення великих партій зернових матеріалів. Псевдозріджений шар створюється газом (повітрям), що надходить у внутрішню порожнину між двома днищами, яка розділена концентричною перегородкою на зовнішні і внутрішні кільця. У зовнішнє кільце подається приблизно в два рази більше газу, ніж у внутрішнє. За рахунок різної кількості газу, що подається у внутрішнє і зовнішнє кільце, в силосі створюється спрямована циркуляція зернового матеріалу від периферії до осі апарату, що сприяє його перемішуванню.

Багатозонний апарат з направленим переміщенням матеріалу застосовується для сушіння гранул в псевдозрідженому шарі. Апарат складається з корпусу 1, розділеного на дві камери похилими решітками 2. Камера А призначена для підведення нагрітого в паливні 5 газу і повітря, що подається вентилятором 6 до похилих границь. У камері Б на решітки знаходяться гранули, які надходять з гранулятора 7 за допомогою човникового живильника 8. Відпрацьовані гази і повітря відводяться через патрубки, розташовані в камері Б до систем пиловідбиання

Апарат має дві зони з різними швидкостями псевдозрідження, які регулюються зміною товщини шару матеріалу шляхом розташування похилих решіток 2 на різних рівнях. Із зони бурхливого кипіння, в яку надходять вологі гранули, вони поступово, по мірі підсушування, переходять в зону більш спокійного кипіння, в якій шар опускається по границі, що має невеликий нахил, і надходить до вивантажних патрубків.

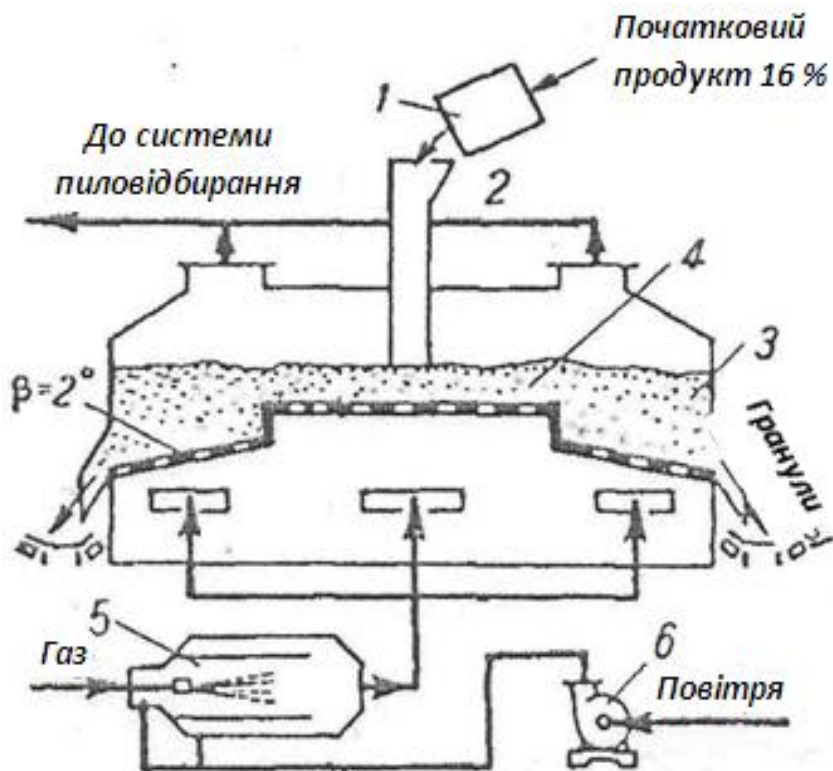


Рис. 17.6. Багатозонна сушарка з киплячим шаром для гранул нікелевого концентрату:

1 – гранулятор; 2 – човниковий живильник; 3 – зона спокійного кипіння; 5 – паливня; 6 – вентилятор.

Сушильна установка з апаратом прямокутного перетину використовується для сушіння дрібнозернистого матеріалу і піску. Установка складається з камери 4 прямокутного перерізу, завантажувального бункера 1, циклону 6 з вентилятором і калорифера для підігріву повітря (на схемі не показаний).

Вологий матеріал з бункера 1 через дисковий клапан 2 і завантажувальний клапан 3 надходить в сушильну камеру 4. Під решітку подається гаряче повітря. Висушений матеріал через патрубок 5 надходить в бункер, з якого автоматично подається на стрічковий транспортер. Відпрацьоване повітря з пилом подається в циклон, а потім відсмоктується вентилятором. Сушарка працює з висотою шару 300 мм. Висота надшарового простору 1500 мм. Площа перерізу решітки $3,6 \text{ м}^2$ ($1,2 \times 3 \text{ мм}$).

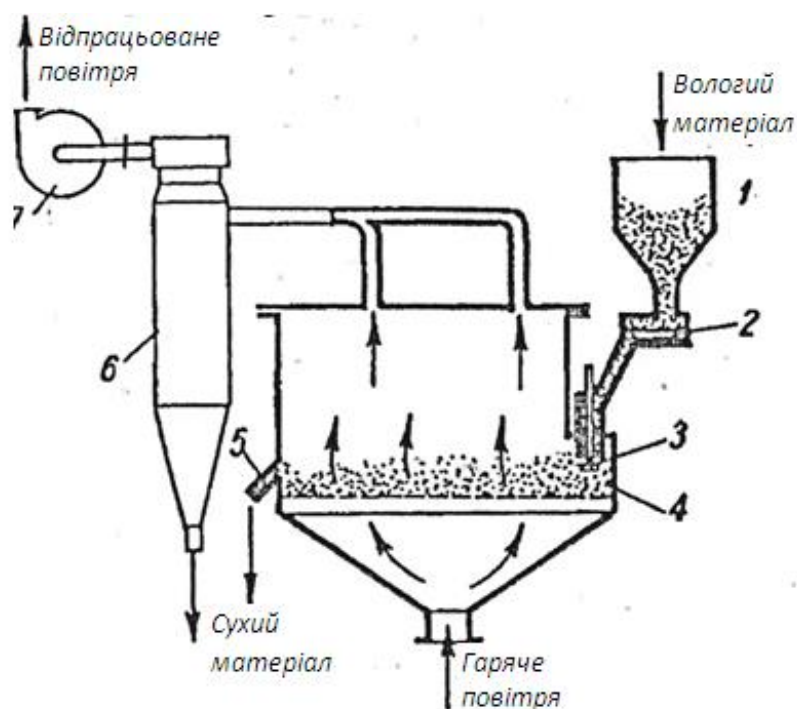


Рис. 17.7. Схема прямокутної установки для сушіння піску:

1 – бункер; 2 – дисковий клапан; 3 – завантажувальний клапан; 4 – камера; 5 – патрубок для вивантаження піску; 6 – циклон; 7 – вентилятор.

Апарат з перемішувальним пристроєм і похилою решіткою. При псевдозрідженні дрібних частинок діаметром 25 ... 40 мкм, які мають схильність до агломерації, злипання і електризації для покращення перемішування і руйнування застійних зон, а також для інтенсифікації процесів тепло- і масообмінних процесів **використовують газомеханічний спосіб псевдозрідження**. При цьому спосіб додаткову енергію вводять в шар за допомогою різних перемішувальних пристроїв і вібраторів. Досить широке застосування знайшли апарати з мішалкою і похилою решіткою (рис. 17.8). Спочатку ці апарати були сконструйовані для сушіння в псевдозрідженому шарі тирси, а пізніше для сушіння волокнистих і стужкоподібних матеріалів. Сушіння відбувається як в киплячому шарі (крупний матеріал), так і у «хмарі» дрібного матеріалу, яка витає.

Апарат має циліндричний корпус 2 і похилу решітку 5 і забезпечений мішалкою 3, яка пересуває великий матеріал від центру до периферії. Час перебування матеріалу на решітці визначається або швидкістю руху мішалки, або кутом нахилу решітки 5.

Основна маса висушеного матеріалу розвантажується через циклон. Даний апарат знайшов застосування в хімічній і фармацевтичній промисловості. У ньому можна висушувати пастоподібні матеріали після попередньої обробки. У сушарці був досягнутий вологознімання 150 ... 200 кг з 1 см² решітки на годину.

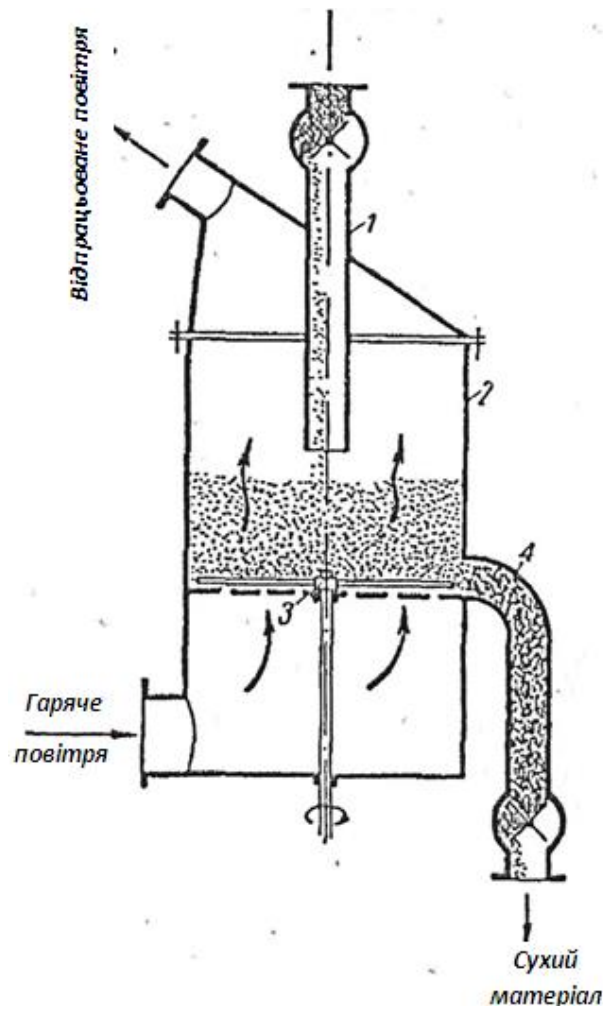


Рис. 17.8. Апарат із перемішувальним пристроєм:

1 – завантажувальна труба; 2 – корпус; 3 – мішалка; 4 – труба з живильником для розвантаження сухого продукту; 5 – похила решітка.

Секційний апарат безперервної дії. Для зниження зворотного перемішування зернистого матеріалу, яке призводить до зниження рушійної сили і вирівнювання температур процесу, в протитечійних апаратах безперервної дії застосовують секціонування, тобто розділяють весь шар зернистого матеріалу за висотою перфорованими перегородками. Протікання зернистого матеріалу з верхніх секцій в нижні відбувається під дією гравітаційної сили, через спеціальні перетечійні пристрої, або через отвори в горизонтальних перегородках, газ подається знизу назустріч руху шару. Як правило, апарат складається з корпусу, газорозподільних решіток і перетечійних пристроїв.

Апарат для грануляції розчинів з розпиленням над псевдозрідженим шаром (рис.17.9). Розчин або суспензію мінеральних солей подають у верхню частину, яка працює як циліндрична розпилювальна сушарка: на розпилення в форсунку подає до 15 ... 20% загальної витрати повітря, нагрітого до 700 ... 800 °С при швидкості витікання до 120 м/с. Це

дозволяє видаляти до 60 ... 70% всієї вологи в зоні розпилення. Досушування і грануляція здійснюються в нижній частині апарату, де створюється киплячий шар на площі решітки 0,5 м²; при продуктивності 400 ... 500 кг/год, а витрата тепла склала 1380 ... 1800 кДж/кг випареної вологи.

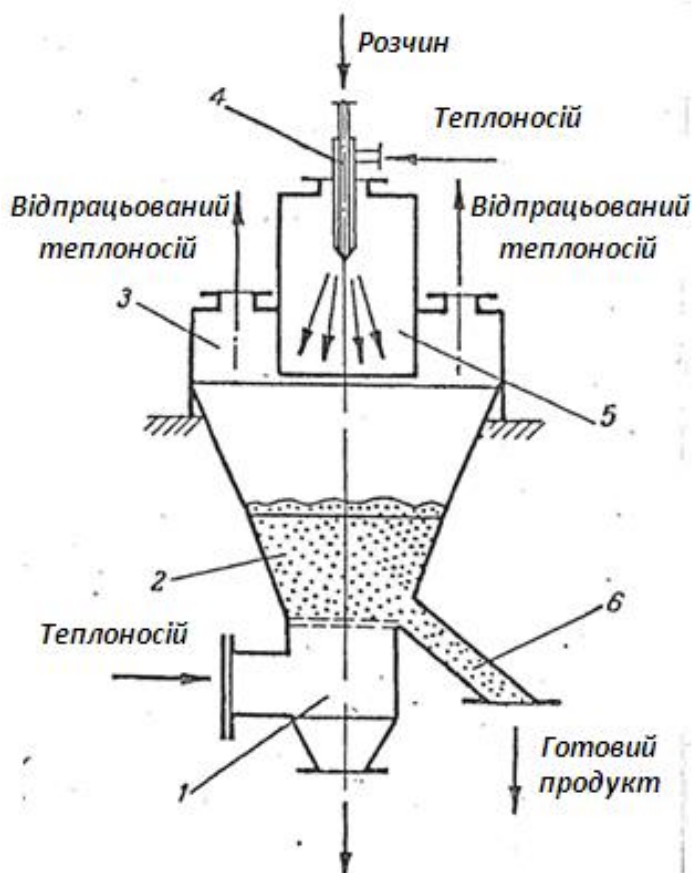


Рис. 17.9. Апарат для грануляції розчинів:

- 1 – канал подачі теплоносія; 2 – зернистий шар; 3 – сепараційна камера; 4 – форсунка; 5 – розпилювальна камера; 6 – вивантажний патрубок.

Розпилювальна сушарка представляє собою конічно-циліндричний апарат, що складається з двох камер: сепараційної 3 і розпилювальної 5, в яких відбувається просушування і грануляція продукту. В апараті використовуються форсунки, в які рідина подається під тиском 2,5 ... 20 МПа. Якість розпилення залежить від ступеня турбулентності струменя, що виходить з сопла форсунки.

Механічні форсунки діляться на струменеві і відцентрові. Застосовуються в основному для грубого і тонкого розпилення розчину. Для цих форсунок характерна складність регулювання продуктивності, але вони прості за конструкцією і мають низькі енерговитрати при експлуатації.

У пневматичних форсунках розпилення відбувається швидкісним струменем газу або напору, який подається під тиском 0,1 ... 0,6 МПа. Такими форсунками розпилюють розчини пасти, емульсії, дрібнодисперсні суспензії.

Установка для сушіння в псевдозрідженому шарі з спрямованим переміщенням матеріалу (рис. 17.10). Апарати для сушіння в псевдозрідженому шарі застосовуються як для видалення поверхневої і слабозв'язаної вологи, так і для видалення зв'язаної вологи з дрібнозернистих і зернових матеріалів. Сушарки з псевдозрідженим шаром безперервної дії виготовляють вертикальними і горизонтальними з однією або декількома секціями.

Схема односекційної сушарки представлена на рис. 17.10. Вологий матеріал з бункера 3 безперервно подається за допомогою шнекового живильника 2 в камеру 1. Теплоносій (повітря), що нагнітається вентилятором, нагрівається в калорифері 4 і надходить в сушильну камеру під газорозподільну решітку 8. Сушіння матеріалу відбувається в зоні камери сушіння 1, суміжної з газорозподільною решіткою. Висушений матеріал видаляється з камери сушіння через патрубок з секторним затвором 6. Відхідне з сушарки повітря очищується від пилу в батареїному циклоні 5 і викидається в атмосферу вентилятором 7.

Направлене переміщення матеріалу в псевдозрідженому шарі здійснюється різними способами: шляхом використання нахилу решіток, розташованих на різних рівнях (рис. 17.6); застосування двох решіток (фірма Nilson-Davis): перша плоска, горизонтальна, друга – зігнута; спеціальною конструкцією решітки, в якому передбачено спрямована подача дугтя вздовж спеціальних каналів; застосування мішалки і похилої решітки (рис. 17.8).

Установка з конічно-циліндричної сушаркою з фонтанувальним шаром (рис. 17.11) застосовується для сушіння сипучих матеріалів, паст і розчинів. При значному куті конусности апарату і утворює суцільний канал. По цьому каналу буде рухатися з великою швидкістю потік газосуспензії, який утворює над поверхнею шару фонтани твердих частинок.

Вологий матеріал за допомогою живильника 4 надходить в циліндричну камеру 3, а потім опускається в конічну камеру на решітку. Решітка з великим живим перетином розміщується в меншому перерізі апарату і підтримує шар при припиненні подачі теплоносія, а не служить газорозподільником. Повітря, нагріте в калорифері 1, надходить в камеру 3 і створює в ній фонтанувальний шар. Висушений матеріал стікає по стінках апарату і через спеціальні патрубки відводиться в накопичувальну ємність. Відпрацьоване повітря надходить в циклон 6, з якого вентилятором 7 виводиться в атмосферу. Сухий матеріал, захоплений повітрям, збирається в бункері 5.

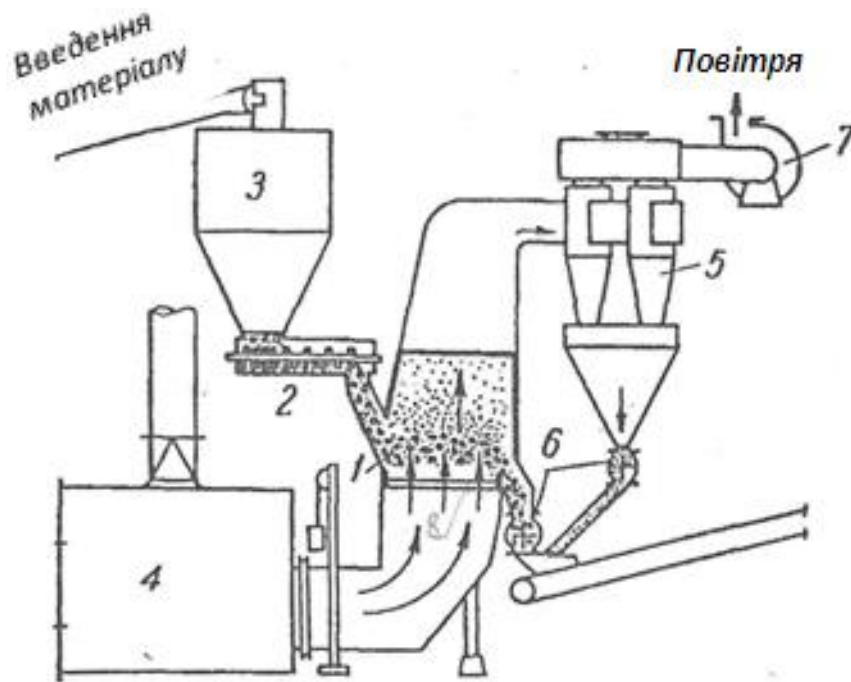


Рис. 17.10. Сушарка з киплячим шаром (Link-Belt Co):

1 – камера сушіння; 2 – шнековий живильник; 3 – бункер; 4 - підігрівач повітря; 5 – батарейний циклон; 6 – секторні затвори; 7 – вентилятор.

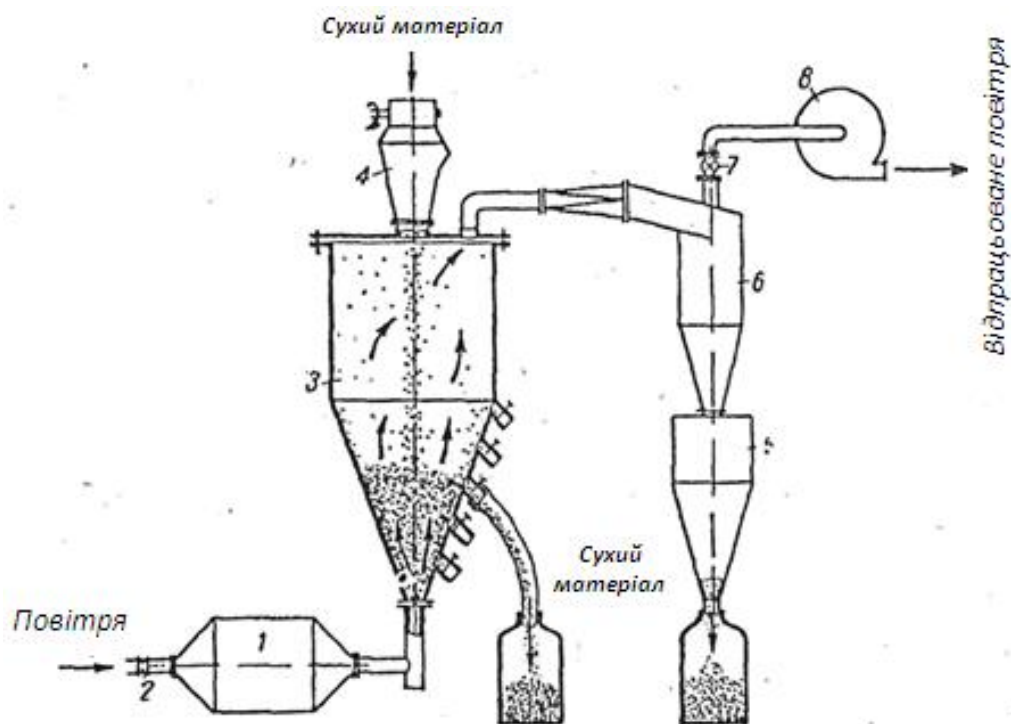


Рис. 17.11. Схема установки з циліндро-конічною сушаркою (ЛТІ):

1 – калорифер або паливня; 2 – діафрагма; 3 – камера; 4 – живильник; 5 – бункер; 6 – циклон; 7 – засувка; 8 – вентилятор.

Двоступенева сушарка з псевдозрідженим шаром (рис.17.12) призначена для висушування сипких матеріалів, які злипаються. Сушарка

розроблена норвезьким технологічним інститутом і спочатку вона була сконструйована для сушіння морських водоростей.

Сушарка складається з двох послідовно з'єднаних сушильних камер. Подрібнений вологий матеріал подається шнеком 4 в конічну камеру 1, де висушується в потоці гарячих газів, що надходять знизу. Швидкість газу внизу камери перевищує швидкість осадження найбільших частинок, а вгорі – менше швидкості осадження найдрібніших частинок. Напрямні лопаті біля основи камери збільшують швидкість газу біля стінок і опускаються по центру. При такому русі частинок розбиваються великі грудки.

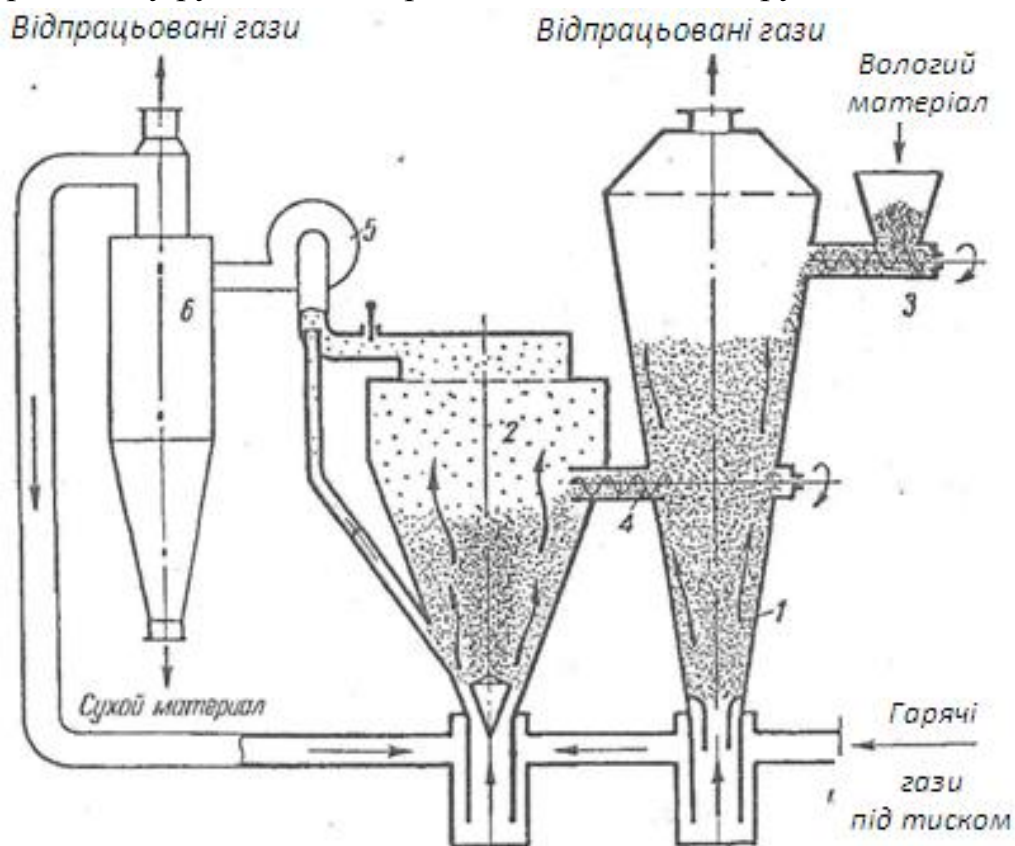


Рис.17.12. Двоступенева сушарка (Норвегія):

- 1 – конічна камера; 2 – циліндро-конічна камера; 3 – шнековий живильник;
4 – шнек; 5 – вентилятор; 6 – циклон.

У камері 1 видаляється 75 ... 80% вологи. Підсушений матеріал іншим шнеком 4 передається в циліндро-конічну камеру 2. Дрібні висушені частинки з повітрям відсмоктуються вентилятором 5 з циліндричної частини другої камери, а великі тим же вентилятором по вузькій трубці з нижньої частини сушарки. Вивантаження сухого продукту проводиться з циклону 6.

Гарячі димові газы нагнітаються з паливни в першу камеру зі швидкістю приблизно 40 м/с. У верхній частині камери швидкість знижується до 0,7 м/с. Швидкість газів в другій камері менше, і більша частина відпрацьованого газу з другої камери повертається на рециркуляцію. Найбільший діаметр

першої камери 600 мм, другої – 700 мм. Продуктивність сушарки 180 кг/год сирого матеріалу.

При початковій вологості матеріалу – 2,5 кг води на 1 кг сухої речовини з першої камери він виходить з вологістю 0,24..0,58 кг/кг при температурі надходять газів 650 °С і виходять з першої камери 75 ... 100 °С. Установа забезпечена автоматичним регулюванням.

Контрольні питання до теми 17:

1. Який стан шару зернистого матеріалу називають псевдозрідженим?
2. Як досягається псевдозрідження шару?
3. Які явища характерні для шару зернистого матеріалу при швидкості газу, яка дорівнює швидкості початку псевдозрідження?
4. Що відбувається в псевдозрідженому шарі при швидкості виносу?
5. Які переваги і недоліки має псевдозріджений шар?
6. Чим реальна крива псевдозрідження відрізняється від ідеальної кривої?
7. На що витрачається енергія газового потоку при псевдозріджених зернистого матеріалу?
8. Якої умови треба дотримуватися, щоб всі частинки переходили у завислий стан одночасно?
9. Чому завислий шар називають киплячим?
10. Як характеризується процес псевдозрідження?
11. Як утворюється киплячий шар?
12. Що визначає еквівалентний діаметр?
13. Як визначається фактор форми частинок Φ ?
14. Яку залежність виражає крива псевдозрідження?
15. Що називається першою критичною швидкістю псевдозрідження?
16. Що називається другою критичною швидкістю псевдозрідження?
17. Як визначається число псевдозрідження?
18. Коли відбувається однорідне псевдозрідження шару?
19. Що характерно для неоднорідного псевдозрідженого шару?
20. За яких умов спостерігається псевдозрідження в щільній фазі?
21. Коли псевдозріджений шар знаходиться в розведеній фазі?
22. Що називається коефіцієнтом розширення?
23. Який фізичний зміст критерію Рейнольдса для псевдозрідженого шару?
24. Які фізичні величини входять в критерій Рейнольдса?
25. Який головний параметр в основному рівняння псевдозрідження?
26. Які бувають конструкції апаратів з псевдозрідженим шаром?

27. Які особливості у багатозонної сушарки з киплячим шаром?
28. Для чого застосовується газомеханічний спосіб псевдозрідження?
29. Назвіть особливості апарату для гранулювання в псевдозрідженому шарі
30. Які форсунки застосовуються в апараті для гранулювання в псевдозрідженому шарі?
31. Які способи спрямованого переміщення матеріалу в псевдозрідженому шарі?
32. Як утворюється фонтанувальний шар в конусних апаратах?
33. З яких агрегатів і вузлів складається установка для сушіння в псевдозрідженому шарі?

Тести для перевірки знань

- 1) Які джерела енергії створюють псевдозріджений шар?
 1. Висхідний потік повітря (газу)
 2. Кипляча вода, що утворює висхідні бульбашки повітря
 3. Механічне викидання частинок в газове середовище
 4. Створення розрядження над шаром
- 2) Що відбувається з шаром матеріалу при досягненні першої критичної швидкості псевдозрідження?
 1. Шар матеріалу переходить в псевдозріджений
 2. Шар матеріалу набухає
 3. Окремо частинки в шарі починають рухатися
 4. Відбувається фільтрування газу через нерухомий шар
- 3) Що відбувається при досягненні другої критичної швидкості псевдозрідження?
 1. Віднесення частинок матеріалу з шару
 2. Утворення фонтанувального шару
 3. Каналоутворення в шарі
 4. Різке зниження різниці тиску і повернення частинок на сітку
- 4) Що називається числом псевдозрідження?
 1. Відношення робочої швидкості до швидкості початку псевдозрідження.
 2. Відношення висоти киплячого шару до висоти нерухомого
 3. Відношення першої критичної швидкості до другої критичної
 4. Відношення порозності псевдозрідженого шару до порозності нерухомого шару

- 5) З якої формулі визначається число псевдооживлення
1. $W = \frac{V_p}{V_0}$
 2. $\varepsilon = 1 - \frac{1-\varepsilon_0}{K}$
 3. $K = \frac{h_0}{h}$
 4. $\Phi_q^2 = \frac{\pi d^2}{S_q}$
- 6) За якою робочою швидкістю починається пневмотранспорт?
1. Робоча швидкість більше другої критичної.
 2. Робоча швидкість менше другої критичної.
 3. Робоча швидкість дорівнює першій критичній
 4. Робоча швидкість знаходиться між першою і другою критичною швидкістю
- 7) За допомогою яких критеріїв розраховується швидкість псевдозрідження?
1. Критерій Рейнольдса і Архімеда
 2. Критерій Ейлера і Фруда
 3. Критерій Галілея і Прандтля
 4. Критерій Фур'є і Нуссельта
- 8) Який головний параметр визначається в основному рівнянні псевдозрідження?
1. Перепад тисків
 2. Висота псевдооживленого шару
 3. Робоча швидкість псевдооживлення
 4. Швидкість витання зважених часток
- 9) При якому стані псевдозрідженого шару відбувається винесення частинок?
1. Розбавлена фаза псевдозрідження.
 2. Щільна фаза псевдозрідження.
 3. Однорідне псевдозрідження шару.
 4. Неоднорідне псевдозрідження шару.
- 10) Яким способом здійснюється спрямоване переміщення матеріалу в псевдозрідженому шарі?
1. Всі відповіді правильні
 2. Похилі решітки, розташовані на різних рівнях
 3. Одна решітка плоска і горизонтальна, інша - зігнута
 4. Застосування мішалки.

11.) За яких робочих швидкостях відбувається процес псевдозрідження?

1. $V_0 < V_p < V_B$

2. $V_p < V_B$

3. $0 < V_p < V_0$

4. $V = V_B$

12) Що називається коефіцієнтом розширення шару при псевдозрідженні?

1. Відношення висоти киплячого шару до висоти нерухомого.

2. Відношення порозності псевдозрідженого шару до порозності насипного шару

3. Відношення висоти шару при V_B до висоти шару при V_0

4. Відношення площі перетину апарату до обсягу киплячого шару

13) Який параметр визначає відношення площі кулі і частинки?

1. Фактор форми

2. Порозність шару

3. Змочений периметр

4. Коефіцієнт розширення

14.) В якому апараті утворюється фонтанувальний шар?

1. Конічні апарати

2. Циліндричні протитечійні

3. З направленою циркуляцією

4. З перемішувальним пристроєм

18.1. ПЕРЕМІШУВАННЯ РІДКИХ ХАРЧОВИХ СЕРЕДОВИЩ

Перемішування або змішування – механічний процес рівномірного розподілу окремих компонентів у всьому обсязі суміші під дією зовнішніх сил.

У різних виробництвах зустрічаються технологічні процеси, мета яких – отримання однорідної суміші з різних компонентів. Компоненти можуть бути представлені твердими, сипкими, рідкими і газоподібними. У процесах тепло- і масообміну, здійснюваних в двох і більш фазах, швидкість перенесення буде тим більше, чим вище інтенсивність перемішування, тому що при цьому збільшується поверхня контакту фаз.

Найбільш часто перемішування здійснюється в рідинах. Таке перемішування супроводжує розчинення твердих речовин в рідині, кристалізацію з пересичених розчинів, хімічні реакції.

Інтенсивним перемішуванням здійснюють емульгування рідин у виробництві майонезу. При перемішуванні в'язких компонентів протягом певного часу досягається висока однорідність маси в багатьох харчових виробництвах. Цей процес називається гомогенізація.

Гомогенізація – це процес перемішування, в результаті якого утворюються суміші з однаковими властивостями в будь-якій точці її обсягу.

В хлібобулочних і кондитерських виробництвах процеси гомогенізації в тістомісильних агрегатах супроводжуються складними біохімічними перетвореннями, тому перемішування тіста віднесено до специфічних технологічних процесів.

Способи перемішування. Для перемішування рідких середовищ використовують кілька способів перемішування:

❖ **пневматичне** перемішування або барботаж за рахунок енергії газу або пари;

❖ **циркуляційне** перемішування за допомогою насоса, який перекачує рідину по замкнутій системі;

❖ **статична** або потокове змішування за рахунок енергії рідких потоків в спеціальних камерах;

❖ **механічне** перемішування здійснюється за допомогою механічних мішалок.

Циркуляційне перемішування здійснюється перекачкою рідини по замкнутій системі змішувач – насос – змішувач.

Інтенсивність циркуляційного перемішування залежить від кратності циркуляції, тобто відношення подачі циркуляційного насоса в одиницю часу до обсягу рідини в апараті. У ряді випадків замість відцентрових насосів можуть застосовуватися парові ежектори.

Статичне змішування рідин невисокої в'язкості, а також газу з рідиною здійснюється в статичних змішувачах за рахунок кінетичної енергії рідин або газів.

Статичні змішувачі встановлюють в трубопроводах перед реактором або іншою апаратурою або безпосередньо в реакційному апараті. Найпростішими статичними змішувачами є пристрої з гвинтовими вставками різної конструкції.

На рис. 18.1 а, представлена конструкція циліндричного статичного змішувача, призначеного для перемішування газу і рідини, з вставними елементами, що представляють собою різно закручені пластини з нержавіючої сталі, встановлені послідовно впритул в корпусі змішувача. Геометричні характеристики окремого елемента визначаються кутом і напрямком закручування, а також співвідношенням діаметру і довжини. Кількість встановлених елементів залежить від в'язкості, а також від співвідношення в'язкості змішуваних рідин, чим вище в'язкість і відмінність в в'язкості рідин, тим більше встановлюють елементів.

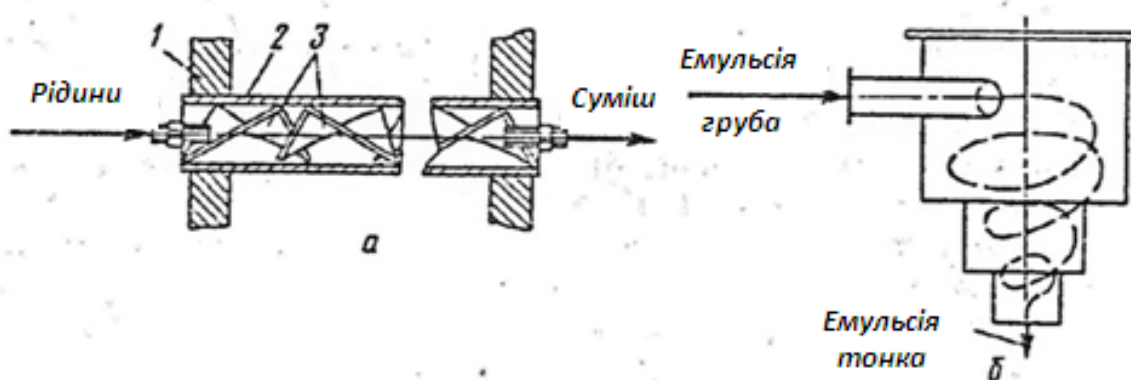


Рис. 18.1. Статичні змішувачі:

а – циліндричний з вставними елементами: 1 – фланець; 2 – корпус; 3 – змішувальні елементи; б – емульсатор.

Статичні змішувачі використовують також при отриманні емульсії. На рис. 18.1, б зображений вихровий емульсатор для отримання жирофосфатаційної суміші в знежиреному молоці (замінник цільного молока). Вихровий емульсатор забезпечує високу ефективність емульгування при тиску 0,3 ... 0,36 МПа, простий у виготовленні і експлуатації. Принцип його дії полягає у використанні ефекту відцентрової форсунки при

каскадному витіканні рідини. Отримана емульсія з розмірами частинок до 3 мкм не розшарується протягом 24 годин.

Механічне перемішування використовують для інтенсифікації гідромеханічних процесів (диспергування), тепло- і масообмінних, біохімічних процесів в системах рідина – рідина, газ – рідина; газ – рідина – тверде тіло. Здійснюють його за допомогою різних пристроїв - мішалок. Мішалки являють собою комбінацію лопатей, насаджений на обертовий вал, яким повідомляється обертальний рух або безпосередньо від електродвигуна, або через редуктор або клинопасову передачу.

При повільному русі у в'язкому середовищі тіла будь-якої форми в тонкому шарі рідини, що примикає до його поверхні, утворюється ламінарний прикордонний шар, форма і товщина якого залежать від форми і розмірів тіла. При збільшенні швидкості руху відбувається відрив прикордонного шару від поверхні тіла в точках, де швидкість рідини є найбільшою, наприклад, у кромки вертикальної пластини і утворення турбулентного кормового сліду за рухомим тілом. Початок відриву прикордонного шару характеризується різким зростанням опору середовища руху тіла.

Пневматичне перемішування здійснюють за допомогою стиснутого газу (в більшості випадків – повітря), що пропускається через шар перемішуваної рідини. Для рівномірного розподілу газу в шарі рідини газ подається в змішувач через барботер. **Барботер** представляє собою ряд перфорованих труб, розташованих у днища змішувача по колу або спіралі.

У ряді випадків перемішування здійснюється за допомогою ежекторів. Інтенсивність перемішування визначається кількістю газу, що пропускається в одиницю вільної поверхні рідини в змішувачі.

Пневматичне перемішування має обмежене застосування. Воно використовується тоді, коли допускається взаємодія перемішувальної рідини з газом або паром.

Критерії ефективності процесу змішування. Найбільш важливими характеристиками перемішувальних пристроїв, які можуть бути покладені в основу їх порівняльної оцінки, є: ефективність перемішувального пристрою, і інтенсивність його дії.

Ефективність перемішувальних пристроїв характеризує якість проведення процесу перемішування. Наприклад, в процесах отримання суспензій ефективність перемішування характеризується ступенем рівномірності розподілу твердої фази в об'ємі апарату; при інтенсифікації теплових і дифузійних процесів – відношенням коефіцієнтів тепловіддачі при перемішуванні. На ефективність змішування впливають густина початкових

компонентів, гранулометричний склад (форма, розміри, дисперсійний розподіл за ступенем крупності для неоднорідних компонентів) частинок компонентів суміші, стан поверхні частинок.

Інтенсивність перемішування визначається часом досягнення заданого технологічного результату або числом обертів мішалки при фіксованій тривалості процесу (для механічних мішалок). Чим вище інтенсивність перемішування, тим менше часу потрібно для досягнення заданого ефекту перемішування. Іntenсифікація процесів перемішування призводить до зменшення розмірів проектованої апаратури і збільшення продуктивності діючої.

В ідеальному випадку повинна бути отримана суміш, в якій будь-який її точці до кожної частинки одного компонента примикають частинки інших компонентів, причому в кількостях, які визначені заданим їх співвідношенням.

Насправді такого ідеального розподілу частинок практично не буває, тому що величезна кількість різних факторів впливає на їх перемішування.

Критерії оцінки якості змішування. Найбільш простим показником оцінки якості змішування рідких, сипучих і пластичних середовищ є коефіцієнт ступеня однорідності β (%) суміші:

$$\beta = 1 - (a - b), \quad (18.1)$$

де a – середнє для декількох зон обсягу відхилення від середньої концентрації, %; b – середня концентрація основного компонента в будь-якій пробі суміші, яка взята в різних зонах апарату, %:

$$b = \frac{V_T \rho_T}{V_J \rho_J + V_T \rho_T} \cdot 100, \quad (18.2)$$

де V_J и V_T – обсяг твердих частинок і рідини, m^3 ; ρ_J и ρ_T – густина твердих частинок і рідини, kg/m^3 .

Найбільшого поширення в якості критерію оцінки якості змішування отримав **коефіцієнт варіації (неоднорідності) k_c** :

$$k_c = \frac{100}{x} \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - X)^2}{n-1}}, \quad (18.3)$$

де X – середній вміст ключового компонента в пробах, %; x_i – значення випадкової величини x в -том досліді, %; n – кількість відібраних проб.

Якість перемішування можна також охарактеризувати ступенем (рівномірністю) змішування фаз. Ступінь змішування фаз J у всьому обсязі змішувача виражається рівнянням:

$$J = 1 - \frac{\sum_1^m \frac{\Delta x'}{100 - x_c} + \sum_1^n \frac{\Delta x''_c}{x_c}}{m+n}, \quad (18.4)$$

де m – число проб, в яких $\Delta x' > 0$; $\Delta x'$ – позитивні різниці концентрацій, в змішувачі, що визначаються за формулою $\Delta x' = x - x_c$; x_c – концентрація частинок в суміші при ідеальному (повному) змішуванні, визначається за формулою:

$$x_c = \frac{V_T \rho_T}{V_{\text{ж}} \rho_{\text{ж}} + V_T \rho_T}$$

(тут V_T – обсяг розподілених в основній масі твердих частинок; $\rho_{\text{ж}}$ і ρ_T – густини твердості відповідно твердих частинок і основної маси в змішувачі; $V_{\text{ж}}$ – об'єм основної маси, наприклад, рідини, в апараті; n – число проб, в яких $\Delta x'' < 0$; $\Delta x''$ – обсяг основної маси, наприклад, рідини, в апараті формулою $\Delta x'' = x - x_c$).

Ступінь змішування фаз J може змінюватися від 0 до 1. При ідеальному (повному) змішуванні компонентів $J = 1$.

18.2. КОНСТРУКЦІЇ ПЕРЕМІШУВАЛЬНИХ ПРИСТРОЇВ

Змішування харчових продуктів здійснюється в змішувачах, які випускаються різних типів і конструкцій.

Класифікація змішувачів:

- *За розташуванням* апарату: вертикальні, горизонтальні, похилі і спеціальні;
- *За видом середовища*: для рідких, сипких, високов'язких і піноподібних матеріалів;
- *За принципом дії*: механічні, пневматичні, ежекторні, циркуляційні та спеціальні;
- *За конструктивною ознакою*: рамні, шнекові, лопатеві, барабанні, стрічкові, пропелерні (гвинтові), турбінні, якірні.

Для тонкого подрібнення і перемішування м'ясної сировини використовують кутер-мішалку. Кускові в'язкі і в'язко-пластичні продукти (борошно, м'ясо, м'ясний фарш, сиркова маса) перемішують шнеками лопатями в барабанах та інших змішувачах. Рідкі продукти (молоко, вершки, сметана тощо) перемішують шнеками лопатями в барабанах та інших змішувачах. Рідкі продукти (молоко, вершки, сметана тощо) перемішують в ємностях лопатевими, пропелерними і турбінними мішалками.

Конструкції мішалок. Мішалки являються одним з основних елементів апарату для перемішування рідких середовищ. Вони призначені для передачі механічної енергії перемішуваному середовищу.

Всі перемішувальні пристрої, що застосовуються у харчових виробництвах, можна розділити на дві групи: до першої групи входять лопатеві, пропелерні (гвинтові) і турбінні. До другої групи – спеціальні шнекові, стрічкові, рамні, якірні, які призначені для перемішування пластичних і сипких мас.

За частотою обертання робочого органу, що перемішують пристрої діляться на тихохідні і швидкохідні.

Тихохідні мішалки. До них відносяться лопатеві, рамні, якірні, стрічкові і шнекові мішалки. Частота їх обертання становить $30 \dots 90 \text{ хв}^{-1}$, колова швидкість на кінці лопаті для в'язких рідин – $2..3 \text{ м/с}$. Симплекс геометричної подоби мішалок $\Gamma = D/d_M$ визначається нерівністю $1,04 \leq \Gamma \leq 2,0$ (D – діаметр апарату, м; d_M – діаметр мішалки, м). Мішалки зазвичай встановлюються по осі апарату на відстані h_M від його дна; для тихохідних мішалок – $h_M/d_M = (0,5 \dots 5,0)(\Gamma - 1,0)$. Максимальна відстань від дна апарату $h_M = 0,5H$, де H – висота рівня рідини в апараті при $n = 0$, а мінімальна відстань – $h_M = 0,25D$.

Лопатеві мішалки найбільш поширені в харчовій промисловості. Пласкі лопаті закріплені на обертовому валу і встановлюються перпендикулярно до напрямку руху або під кутом до нього. На одному валу може бути дві лопаті і більше. Іноді лопаті розташовують в кілька рядів. Лопаті мішалок відрізняються формою: від простої прямокутної до складної конфігурації. Щоб уникнути обертання рідини в апараті разом з лопатями мішалки, на внутрішній поверхні мішалки влаштовують відбивачі.

Тип мішалок і частоту обертання робочого органу вибирають в залежності від властивостей перемішуваних систем.

Прості лопатеві мішалки застосовують для перемішування рідин малої в'язкості (розбавлені водні розчини). Частота обертання лопатевих мішалок зазвичай $20 \dots 30 \text{ об/хв}$.

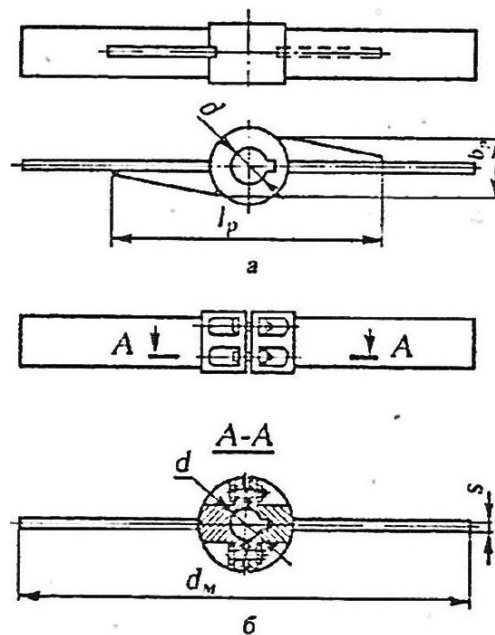


Рис. 17.2. Лопатева мешалка: а – нерознімна; б – рознімний.

Лопатеві мішалки (рис.17.2) складаються з втулки, до циліндричної поверхні якої під кутом 90° до площини її обертання приварені дві або більше лопатей прямокутного перерізу. Втулка закріплена на обертовому вертикальному або похилому валу. Мішалки виготовляються нерознімними і рознімними. Весь ряд мішалок, починаючи з $d_m = 80$ мм і закінчуючи $d_m = 2240$ мм включно, виготовляються нерознімними. При цьому для збереження міцності, починаючи з $d_m = 710$ мм, мішалки мають зміцнювальні ребра, товщина яких дорівнює товщині лопатей мішалки S .

Довжина зміцнювальних ребер вибирається зі співвідношення $l_p = 0,63d_m$; сумарна ширина зміцнювальних ребер $b_p = 1,5b$, де b – ширина лопаті, $b = 0,1 d_m$. Рознімні лопатеві мішалки виготовляють, починаючи з $d_m = 710$ мм.

Внаслідок незначності осевого потоку лопатеві мішалки перемішують тільки ті шари рідини, які знаходяться в безпосередній близькості від лопатей мішалки. Розвиток турбулентності в обсязі перемішуваної рідини відбувається повільно, циркуляція рідини невелика. Тому лопатеві мішалки застосовують для перемішування рідин, в'язкість яких не перевищує 10^3 МПа·с. Ці мішалки непридатні для перемішування в апаратах безперервної дії. Вони здатні утримувати в завислому стані частинки, швидкість осадження яких невелика. З метою збільшення турбулентності середовища при перемішуванні лопатевими мішалками в апаратах з великим відношенням висоти до діаметра, використовують багаторядні дволопатеві мішалки з встановленням на валу декількох рядів мішалок, повернених один щодо одного на 90° . Відстань між окремими рядами вибирають в межах $(0,3 \dots 0,8) d_m$, м.

Листові мішалки (рис. 17.3) мають лопаті великої ширини, ніж у лопатевих мішалок, і відносяться до мішалок, що забезпечують тангенціальну течію перемішуваного середовища.

Крім чисто тангенціального потоку, який є переважаючим, верхні і нижні кромки мішалки створюють вихрові потоки. При великих швидкостях обертання листової мішалки на тангенціальний потік накладається радіальна течія, викликана відцентровими силами.

Листові мішалки застосовують для перемішування малов'язких рідин (в'язкість менше 50 МПа·с), інтенсифікації продуктів теплообміну при проведенні біохімічних процесів в апараті. Для процесу розчинення речовини використовують листові мішалки з отворами в лопатях. При обертанні такої мішалки на виході з отворів утворюються струмені, що сприяють розчиненню твердих матеріалів.

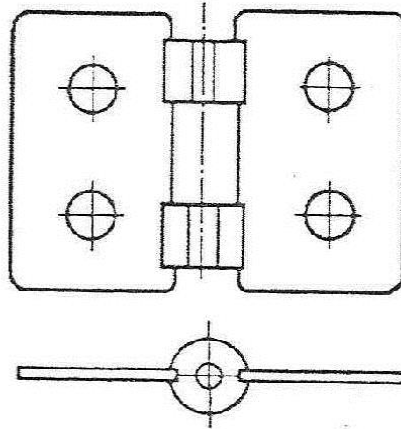


Рис. 18.4. Листова мішалка.

Основні розміри лопатевих мішалок змінюються в залежності від в'язкості середовища. Зазвичай для лопатевих мішалок приймають наступне співвідношення розмірів: діаметр мішалки $d_m = (0,66 \dots 0,9) \cdot D$, (D – внутрішній діаметр апарату), ширина лопаті мішалки $b = (0,1 \dots 0,2) \cdot D$, висота рівня рідини в посудині $H = (0,8 \dots 1,3) \cdot D$, відстань від мішалки до дна посудини $h \leq 0,3D$. Для листових мішалок $d_{лм} = (0,3 \dots 0,5) \cdot D$, $b_{лм} = (0,5 \dots 1,0) \cdot D$, $H = (0,2 \dots 0,5) \cdot D$.

Колова швидкість лопатевих і листових мішалок в залежності від в'язкості перемішуваного середовища може змінюватися в широких межах (від $0,5 \dots 5,0 \text{ с}^{-1}$), причому зі збільшенням в'язкості і ширини лопаті швидкість обертання мішалки зменшується. При високих швидкостях обертання лопатевих мішалок в апараті встановлюють відбивні перегородки.

Основні переваги лопатевих мішалок – простота будови і невисока вартість виготовлення. До недоліків відноситься створюваний слабкий осьовий потік рідини, що не забезпечує повного перемішування у всьому обсязі змішувача. Посилення осьового потоку досягається при нахилі лопатей під кутом 30° до осі вала.

Якірні мішалки (рис. 18.4) мають фору днища апарату. Їх застосовують при перемішуванні в'язких середовищ. Ці мішалки при перемішуванні очищають стінки і дно змішувача від забруднень, які налипають.

Якірна мішалка складається з циліндричної втулки, до зовнішньої поверхні якої приварені дві профільовані лопаті. Профіль лопатей мішалки відповідає внутрішній поверхні корпусу апарату. У нижній своїй частині лопаті мають еліптичну або конічної форми, а у верхній – вони являють собою дві плоскі вертикальні пластини, торець яких паралельний циліндричній частині корпусу апарату. Зовнішній діаметр якірної мішалки обирається від 200 до 1800 мм.

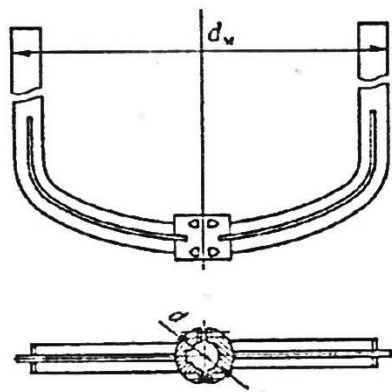


Рис. 17.4. Якірна мішалка.

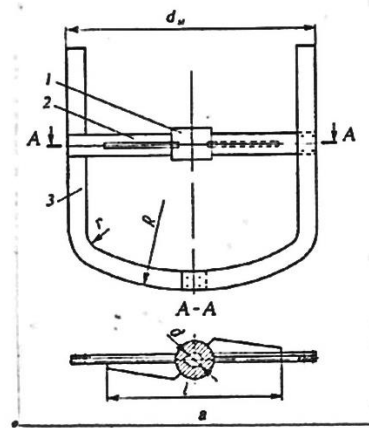


Рис. 17.5. Рамна мешалка.

Рамна мішалка (рис. 17.5) складається з однієї чи двох циліндричних втулок, до зовнішніх поверхонь яких приварені дві плоскі радіальні лопаті, на периферії яких встановлені по одній плоскій профілюваній лопаті.

Залежно від розмірів рамні мішалки випускаються нероз'ємними для діаметрів 200 ... 600 мм і роз'ємними для діаметрів 800..3000 мм.

При цьому мішалки виготовляються двох варіантів: мішалки з діаметром 300 ... 1600 мм мають одну рознімну маточину, а мішалки з діаметром +1700 ... 3000 мм - дві рознімні маточини. Як перший, так і другий тип мішалок пристосований до використання в апаратах з еліптичним і конічним днищем.

При виготовленні рамних мішалок витримуються наступні співвідношення їх основних розмірів: $r = 0,152d_M$, $R = 0,82d_M$, $l = 0,3d_M$.

Швидкохідні мішалки. До швидкохідних відносяться гвинтові, пропелерні і турбінні мішалки: частота їх обертання становить від 100 до 3000 хв^{-1} при коловій швидкості 3...20 м/с.

Швидкохідні мішалки можна розділити на мішалки, лопаті у яких перпендикулярні площині обертання (лопатеві, відкриті і закриті турбінні) і мішалки, лопаті яких утворюють постійний або змінний кут нахилу з площиною обертання (гвинтові, пропелерні).

Гвинтові мішалки (рис.18.6, а) бувають з постійним кроком гвинтової лінії, з крилоподібним профілем лопаті і постійною товщиною лопаті. Гвинтові мішалка являє собою втулку із зовнішнім діаметром $d_{\text{ВТ}}$ і внутрішнім діаметром d . До зовнішньої поверхні втулки під кутом 120° одна до іншої приварені три плоскі площині шириною b . При цьому кут нахилу β лопатей на діаметрі $d_{\text{ВТ}}$ більше кута нахилу α на діаметрі d_M .

$$\tan \beta = \tan \alpha \frac{d_M}{d_{\text{ВТ}}}; \quad \tan \alpha = \frac{S}{\pi}.$$

Діаметри гвинтових мішалок d_m вибираються з ряду: 50, 75, 100, 150, 180, 200, 225, 250 мм.

Гвинтові мішалки застосовуються для створення циркуляції рідини в осьовому напрямку. Діаметр мішалки застосовують рівним $d_{вт} = (0.25 \dots 0.3) \cdot D$, (D – діаметр апарату). Частота обертання 150...1000 об/хв. Ці мішалки застосовують для перемішування мало- і середньов'язких рідин до 2 Па·с. Ось мішалки цього типу може розташовуватися під кутом до вертикалі.

Пропелерні мішалки (рис. 17.6, б) Робочою частиною пропелерної мішалки є пропелер – пристрій з декількома фасонними лопатями, вигнутими за профілем, гребного гвинта. Найбільшого поширення набули трилопатеві пропелери.

Вал мішалки може бути розташований вертикально, горизонтально або похило. На ньому в залежності від висоти шару рідини встановлюють один або кілька пропелерів.

Внаслідок більш обтічної форми пропелерні мішалки при однаковому числі Рейнольдса споживають меншу потужність, ніж мішалки інших типів. Перехід до автомодельної області для них спостерігається при відносно низьких значеннях критерію Рейнольдса ($Re_{ем} \approx 10^4$). До переваг пропелерних мішалок слід віднести також відносно високу швидкість обертання і можливість безпосереднього приєднання мішалки до електродвигуна, що призводить до зменшення механічних втрат.

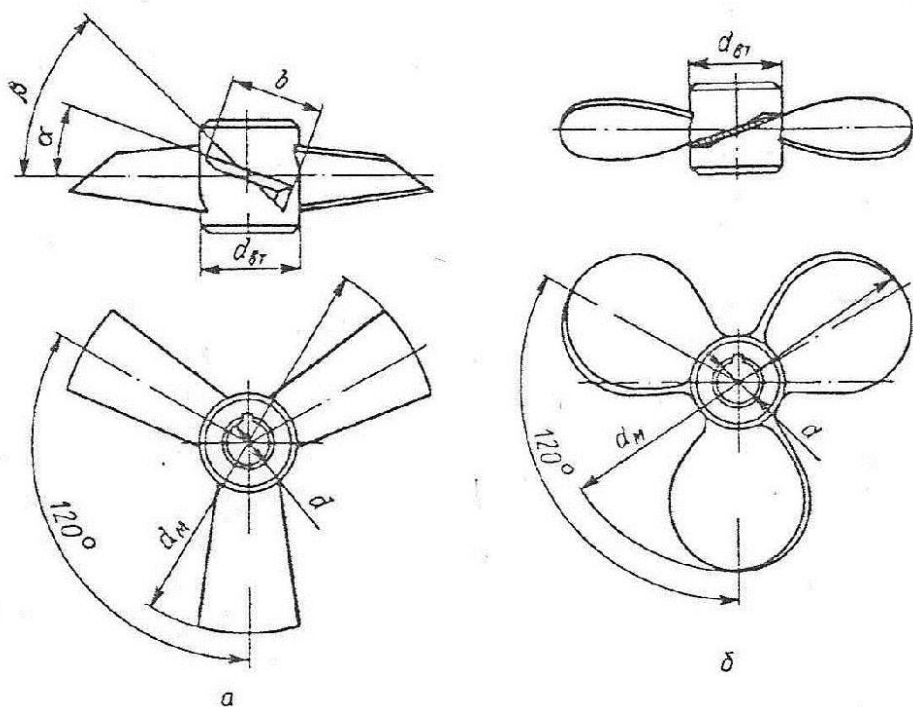


Рис. 17.6 Гвинтові (а) і пропелерні (б) мішалки.

Пропелерні мішалки створюють переважно осьові потоки перемішуваного середовища, що дозволяє істотно скоротити тривалість перемішування. Разом з тим, пропелерні мішалки відрізняються складністю конструкції і порівняно високою вартістю виготовлення. Їх ефективність сильно залежить від форми апарату і розташування в ньому мішалки. Пропелерні мішалки слід застосовувати в циліндричних апаратах з опуклими днищами. При установці їх в прямокутних баках або апаратах з плоскими або увігнутими днищами інтенсивність перемішування знижується внаслідок утворення застійних зон. Пропелерні мішалки застосовують для перемішування рідин в'язкістю не більше $2 \cdot 10^3$ МПа·с, для розчинення, швидкого перемішування, проведення біохімічних реакцій в рідкому середовищі, утворення малов'язких емульсій і гомогенізації рідини.

Для пропелерних мішалок приймають наступне співвідношення основних розмірів: діаметр мішалки $d_M = (0,2 \dots 0,5) \cdot D$, крок гвинта $S = (1,0 \dots 3,0) \cdot D$, відстань мішалки до дна посудини $h = (0,5 \dots 1,0) \cdot d_M$, висота рівня рідини в посудині $H = (0,8 \dots 1,2) \cdot D$.

Турбінні мішалки (рис. 18.7) виготовляють у формі коліс турбін з плоскими, похилими і криволінійними лопатями. Вони бувають відкритого і закритого типів. Закриті мішалки мають два диски з отворами в центрі для проходження рідини. Для створення одночасно радіального і осьового потоків застосовують турбінні мішалки з похилими лопатями. Турбінні мішалки забезпечують інтенсивне перемішування у всьому робочому об'ємі змішувача. Для зменшення колового руху рідини і утворення воронки в змішувачі, встановлюються відбивні перегородки.

Турбінні мішалки застосовують при перемішуванні рідин в'язкістю до 500 МПа·с, а також грубих суспензій.

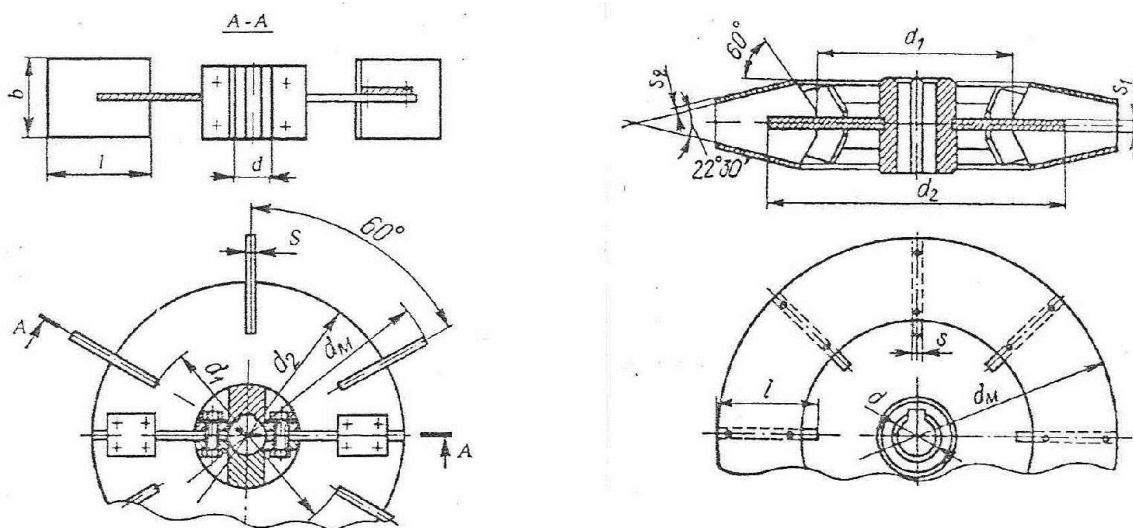


Рис. 18.7. Турбінні мішалки: а – відкриті; б – закриті.

При великих значеннях відношення висоти до діаметру апарату застосовують багаторядні турбінні мішалки.

Потужність, споживана турбінними мішалками, що працюють в апаратах з відбивними перегородками, при турбулентному режимі перемішування практично не залежить від в'язкості середовища. Тому мішалки цього типу можуть застосовуватися для сумішей, в'язкість яких під час перемішування змінюється. Частота обертання турбінної мішалки знаходиться в межах від 100 до 150 об/хв.

Ці мішалки широко застосовують для утворення суспензій з вмістом твердої фази до 60% і розміром частинок до 25 мкм, розчинення та інтенсифікації теплообміну. Залежно від області застосування, турбінні мішалки зазвичай мають діаметр $d_m = (0,15 \dots 0,65) \cdot D$ при відношенні висоти рівня рідини до діаметра апарата не більше двох.

Відкриті турбінні мішалки (рис. 18.7, а) являють собою конструкцію, що складається з циліндричної втулки з внутрішнім діаметром d і зовнішнім діаметром $d_{вТ}$, на периферії якої встановлено кільцевої диск діаметром $d_2 = 0,75d_m$, що несе на собі шість плоских лопатей, рівномірно розташованих по його окружності. Довжина кожної лопаті дорівнює $l = 0,25d_m$. Внутрішній діаметр розташування лопатей дорівнює $d_1 = 0,5d_m$. Висота лопаті дорівнює $b = 0,2d_m$.

Закриті турбінні мішалки на відміну від відкритих, мають плоскі лопаті конічної форми з кутом при вершині $22^\circ 30'$. Лопаті з обох сторін закриті конічними дисками. Розміри d_1 , d_2 і l , для закритих мішалок визначаються за тими ж формулами, що і для відкритих, при цьому $S_1 = S_2 = S$.

Закриті турбінні мішалки на відміну від відкритих, створюють більш чітко виражений радіальний потік. Закриті мішалки мають два диска з отворами в центрі для проходу рідини, диски зверху і знизу приварюються до плоских лопатей. Рідина надходить у мішалку паралельно осі вала, викидається мішалкою в радіальному напрямку і досягає найбільш віддалених точок апарату.

Зарита турбінна мішалка може бути використана для подачі газу в перемішувати рідину. У цьому випадку її зазвичай монтують в центральній всмоктувальній трубі, що має на нижньому кінці конічний елемент, на периферії якого розташовані нерухомі відбивні ребра, що сприяють збільшенню об'єму засмоктуваного газу і ступеня його дисперсності.

18.3. ЕЛЕМЕНТИ ТЕОРІЇ ПРОЦЕСУ ПЕРЕМІШУВАННЯ РІДКИХ СЕРЕДОВИЩ.

При роботі мішалок в апаратах виникають певним чином спрямовані течії рідини. При низькій частоті обертання мішалки рідина обертається по колу, що лежить в горизонтальних площинах руху лопатей мішалки. При цьому відсутня перемішування з сусідніми шарами рідини.

Інтенсивне перемішування рідини має місце тільки в результаті утворення вторинних потоків і вихрового руху. Під дією відцентрових сил рідина рухається в площині обертання лопаті мішалки від центру змішувача до стінок. Внаслідок такого руху в центрі змішувача виникає зона зниженого тиску і утворюється воронка, куди засмоктується рідина з шарів, розташованих вище або нижче лопатей мішалки. Вторинні потоки і круговий рух рідини створюють складний контур циркуляції.

Уявімо циркуляцію рідини в змішувачі, як рух по замкнутому трубопроводу складної форми, яка описується за допомогою узагальненого рівняння гідродинаміки:

$$E_u = f(R_e, F_r, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots \Gamma_i), \quad (18.5)$$

де E_u – критерій Ейлера, що визначає відношення сили тиску і сили інерції в потоці; R_e – критерій Рейнольдса, що визначає відношення сил інерції і сил тертя в потоці рідини; F_r – критерій Фруда, що визначає відносини сили інерції і сили ваги; Γ_1 і Γ_2 – параметричні критерії, що характеризують геометричні розміри мішалки і змішувача (наприклад, $\Gamma_1 = d_m/D_{cm}$, $\Gamma_2 = b/D_{cm}$, $\Gamma_3 = h/D_{cm}$, $\Gamma_4 = H/D_{cm}$).

Модифіковані критерії Ейлера, Рейнольдса і Фруда отримують шляхом перетворення звичайних виразів цих критеріїв. Замість лінійної швидкості рідини, середню величину якої визначити практично неможливо, в модифіковані критерії підставляється величина $n \cdot d$, пропорційна колівій швидкості мішалки $v_{окр}$:

$$v_{окр} = \pi d_m n$$

де n – число обертів мішалки за одиницю часу, s^{-1} ; d_m – діаметр мішалки, м.

$$R_{e\ m} = \frac{v_{ср} d_m \rho_m}{\mu_{ж}} = \frac{n d_m d_m \rho}{\mu_{ж}} = \frac{n d_m^2}{\mu_{ж}}. \quad (18.6)$$

$$E_{u\ m} = \frac{\Delta p}{\rho v_{ср}^2} = \frac{\Delta p}{\rho (n d_m)^2}. \quad (18.7)$$

$$F_r = \frac{v_{cp}^2}{gd_M} = \frac{n^2 d_M^2}{gd_M} = \frac{n^2 d_M}{g}. \quad (18.8)$$

В якості визначального лінійного розміру у будь-яких умовах (18.6), (18.7), (18.8) використовується діаметр d_M мішалки.

В критерій Ейлера входить різниця тисків Δp між передньою і задньою площиною лопаті мішалки. Цей перепад тисків, який може бути здоланий зусиллям P_1 , прикладеним до валу мішалки, виражається через корисну потужність N , яка надається рідині. Величина N пропорційна добутку зусилля на валу і окружної швидкості:

$$N \sim P(n \cdot d) \quad (18.9)$$

Тоді перепад тисків можна замінити пропорційною величиною:

$$\Delta p = \frac{P}{S} \sim \frac{N}{(nd_M)S} \sim \frac{N}{nd^3}, \quad (18.10)$$

де $S \sim d^2$ – площа, на якій розподілене зусилля P .

Представимо значення Δp з формули (18.10) у вираз для $E_{ум}$ (18.7), отримаємо:

$$E_{ум} = \frac{\Delta p}{\rho(nd)^2} = \frac{N}{\rho(nd)^2 nd_M^3} = \frac{N}{\rho n^2 d_M^5}. \quad (18.11)$$

Критерій $E_{ум}$, виражений в такому вигляді називають *критерієм потужності* і позначають K_N :

$$K_N = \frac{N}{\rho n^2 d_M^5}. \quad (18.12)$$

Відповідно *узагальнене рівняння гідродинаміки для процесів перемішування* набуває вигляду:

$$K_N = f(R_e, F_r, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots \Gamma_i) \text{ або } K_N = AR_e^m F_r^n \Gamma_1^\rho \Gamma_2^q \dots \quad (18.13)$$

Тоді в розгорнутому стані рівняння (18.13) набуде вигляду:

$$\frac{N}{\rho n^2 d_M^5} = A \left(\frac{nd_M^2}{\mu} \right)^m \cdot \left(\frac{n^2 d_M}{g} \right)^k. \quad (18.14)$$

Вплив сили ваги позначається на утворенні воронки і зон на вільній поверхні перемішуваної рідини. За наявності в апараті відбивних перегородок або при ексцентричному розташуванні валу мешалка щодо осі апарату впливом сили ваги можна знехтувати. В цьому випадку з рівняння (18.13) виключається модифікований критерій Фруда:

$$K_N = f(R_{em}, \Gamma_1, \Gamma_2 \dots) \text{ або } K_N = AR_e^m, \Gamma_1^p, \Gamma_2^q \dots \quad (18.15)$$

Рівняння (18.13) і (18.15) застосовують для розрахунку потужності N споживаною мішалкою:

$$N = A \cdot \rho n^2 d_M^5 \left(\frac{nd_M^2}{\mu} \right)^m. \quad (18.16)$$

У рівнянні (18.15) коефіцієнт A і показник ступеня m визначаються дослідним шляхом; вони залежать від типу мішалки, конструкції апарату та режиму перемішування. Для цього будується графік залежності E_{um} і R_{em} в логарифмічній системі координат (рис. 18.9). Отримана прямолінійна залежність має вигляд:

$$\lg E_{um} = \lg A + m \lg R_e$$

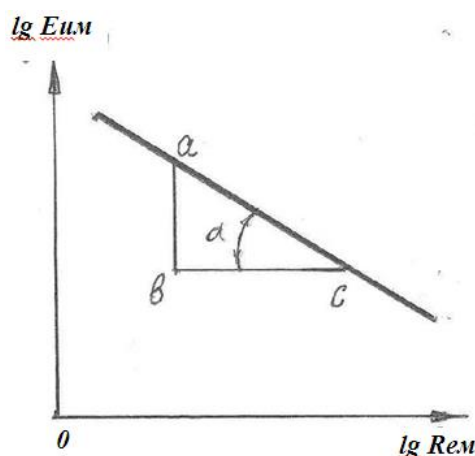


Рис. 18.8. Залежність логарифма Ейлера від логарифма Рейнольдса

Нахил прямої лінії показує значення постійної $m = \operatorname{tg} \alpha$. Оскільки кут α розташовується в другій чверті, то показник m матиме від'ємне значення:

$$m = \operatorname{tg}(180 - \alpha) = -\operatorname{tg} \alpha = \frac{ab}{bc}.$$

Кут нахилу прямої до горизонту постійний, тому що в будь-якій точці величину A можна визначити з рівняння (18.15):

$$A = E_{um} / R_e^m$$

Критеріальне рівняння (18.15) зі знайденими значеннями величин m і A можна використовувати для визначення витрат енергії на перемішування будь-якої рідини мішалкою, геометрично подібної базовій мішалці.

Вибір числа обертів мішалки. Швидкість обертання мішалки обирають з урахуванням призначення процесу, типу і конструкції перемішу вального пристрою. Рівномірний розподіл частинок твердої фази в рідині досягається при такому числі оборотів мішалки n_m , при якому складова швидкості потоку рідини стає рівною або трохи більше швидкості осадження частинок. В цьому випадку висхідний потік рідини підтримує тверді частинки в завислому стані, перешкоджаючи їхньому осадженню.

Число обертів мішалки може бути визначене за рівнянням:

$$Re_m = \frac{n_M d_M^2 \rho}{\mu} = C_1 A_r \left(\frac{d_q}{d_M} \right)^{0,5} \left(\frac{D}{d_M} \right)^k, \quad (18.17)$$

$$A_r = \frac{g d_q^3}{\nu_c^2} \cdot \frac{\Delta p}{\rho_c}, \quad (18.18)$$

де A_r – критерій Архімеда; Δp – різниця густин фаз; ρ_c – густина суцільної фази; ν_c – кінематична в'язкість суцільної фази; d_q – діаметр частинки; D – діаметр посудини; d_M – діаметр мішалки; μ – динамічна в'язкість середовища, значення коефіцієнта C_1 і показника ступеня k , залежать від типу мішалки, наведені в табл. 18.1

Табл. 18.1. Значення C_1 і k для різних типів мішалок

Тип мішалки	D/d_M	C_1	k
Турбінна закритого типу	1,5...40	4,7	1,0
Пропелерна	1,5...5,0	6,6	1,0
лопатева	1,33...1,5	14,8	0,0

З встановлених закономірностей випливає, що потужність, споживана мішалкою, зростає зі збільшенням частоти її обертання в кубі і діаметра в п'ятому ступені, а також із зростанням густини і в'язкості перемішуваної рідини.

18.4. ПЕРЕМІШУВАННЯ ПЛАСТИЧНИХ МАС.

При перемішуванні пластичних мас, зокрема при отриманні тіста в хлібопекарському, макаронному і кондитерському виробництвах, не тільки змішуються різні компоненти, але і тісто при цьому розминається, насичується повітрям і набуває певних властивостей.

Процес перемішування проводиться в змішувачах періодичної і безперервної дії, обладнані спеціальними пристроями – рамними, шнековими і стрічковими мішалками. Змішувачі можуть мати місильний пристрій з вертикальною і горизонтальною віссю.

Для змішування мало- і високов'язких кондитерських мас (вафельне тісто, вафельна начинка, бісквітне тісто, пісочне тісто), а також перемішування кондитерських мас з сипкими компонентами (кексове тісто з родзинками, білкова збивна маса з горіхами) застосовують змішувачі коритоподібної форми з розташованими в них двома спіральними стрічковими робочими органами, що обертаються в різні боки.

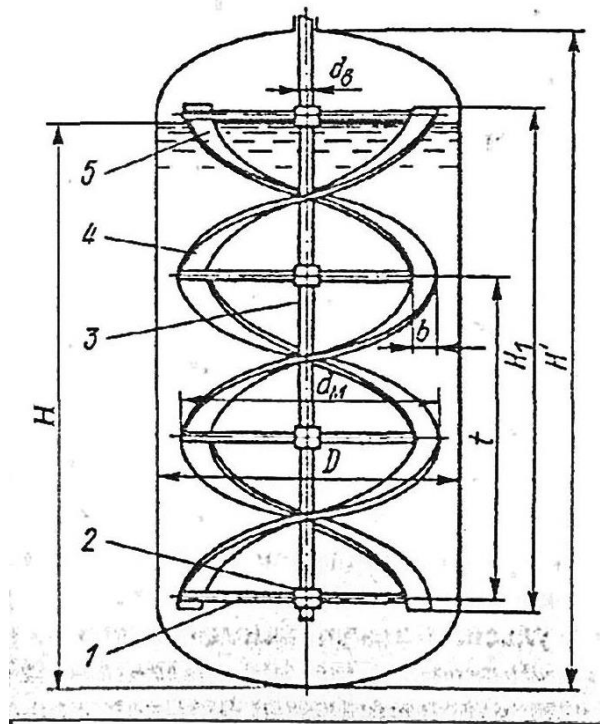


Рис. 18.9. Стрічкова мішалка:

1 – радіальна траверса; 2 – втулка; 3 – вал; 4,5 – спіральні стрічки.

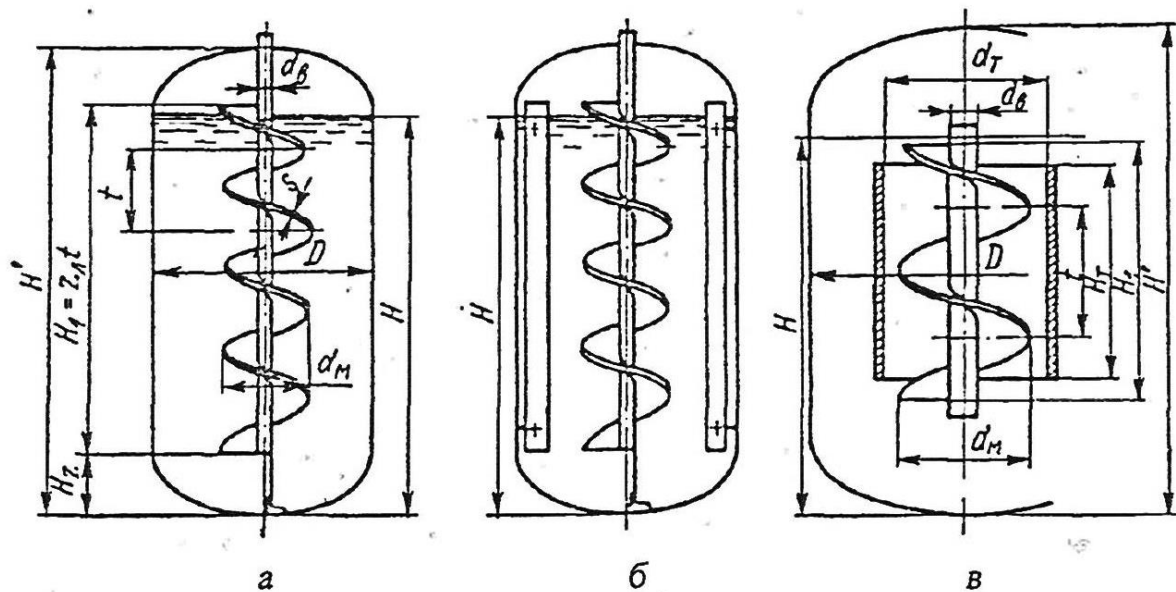
Стрічкові мішалки (рис.18.9) представляють собою конструкцію, що складається з вертикального вала 3, на якому на рівній відстані одна від одної встановлені циліндричні втулки 2. До кожної втулки приварені дві циліндричні траверси 1, на периферійну частину яких спираються дві плоскі стрічки шириною b з відносним кроком $S = (t/d_m) 1,0..$ Ширина лопаті $b = 0,1d_m$. Висота стрічкової мішалки H приймається конструктивно в залежності від висоти корпусу апарату H' і рівня H_1 рідини в ньому.

Стрічкові мішалки використовуються в апаратах, які мають наступні геометричні характеристики: $1,0 \leq ((H') / D) \leq 3,0$.

Для інтенсифікації процесу тепловіддачі використовують стрічкові мішалки зі скребками. Всі розміри стрічкової мішалки зі скребками ідентичні розмірам стрічкової мішалки, однак застосовувати цю мішалку найбільш раціонально в апаратах, які мають відносну висоту корпусу $H'/D = 2,3 \dots 3$. Стрічкова мішалка може бути з однієї стрічкою або двома.

Для обробки еластично пружних мас (пшеничне тісто) в ряді випадків застосовують змішувачі з двома шнековими місильними пристроями, що обертаються назустріч один одному з різними швидкостями.

Шнекові мішалки (рис. 18.10) мають форму гвинта і застосовуються, як і стрічкові, для перемішування в'язких середовищ. Як вже було сказано раніше, шнекові мішалки за розташуванням апарату бувають вертикальні, горизонтальні і похилі.



18.10. Шнекова мішалка:

а – в гладкостінному апараті; б – в апараті з відбивними перегородками; в – в апараті з трубою.

Шнековая мешалка складається з циліндричної втулки або валу, до зовнішньої поверхні яких приварена за гвинтовою лінією пласка стрічка, що має крок t . Шнекові мішалки, як правило, встановлюють в циркуляційній трубі. При цьому повинні дотримуватися наступні конструктивні співвідношення між окремими розмірами елементів апарату: $1,8 \leq (H'/D) \leq 2,7$; $0,14 \leq (d_в/d_м) \leq 0,3$; $1,05 \leq (d_т/d_м) \leq 1,15$; $1,0 \leq (H/D) \leq 3,0$; $S = (t/d_м) = \text{const} = 1,0$.

Для розрахунку потужності, споживаної шнековою мішалкою діаметром $d_м$, можна використовувати рівняння:

$$E_{цм} = 71/R_{ем} \quad (17.18) \quad \text{або} \quad N = Ad_м n^2 \mu. \quad (18.19)$$

Коефіцієнт A визначається як функція типу геометричних співвідношень перемішу вального пристрою. Висока інтенсивність перемішування досягається за рахунок проведення процесу в тонкому шарі.

18.5. ПНЕВМАТИЧНЕ ПЕРЕМІШУВАННЯ.

Перемішування стиснутим газом, повітрям або паром є малоінтенсивним процесом. Витрата енергії при пневматичному перемішуванні більше, ніж при механічному.

Перемішування стиснутим газом проводять в апаратах, забезпечених спеціальними пристроями – барботером або центральною циркуляційною трубою. Барботер представляє собою розташовані по дну апарату труби з отворами, за допомогою яких здійснюється барботажа газу через шар

оброблюваної рідини. При циркуляційному (ерліфт ном) перемішуванні газ подають у циркуляційну трубу. Бульбашки газу захоплюють за собою вгору по трубі рідину, що знаходиться в посудині, яка потім опускається вниз в кільцевому просторі між трубою і стінками апарату, забезпечуючи циркуляційне переміщення рідини. Аналогію можна провести зі шнековою мішалкою в апараті з трубою (рис.18.10).

При розрахунку пневматичних мішалок визначають необхідний тиск і витрату газу. Тиск газу розраховується за допомогою рівняння Бернуллі:

$$p = h\rho_{ж}g + 0,5\rho_{г}v^2\left(1 + \frac{\lambda l}{d} + \sum \xi_{мс}\right) + p_0, \quad (18.20)$$

де h – висота стовпа перемішуваної рідини, м; v – швидкість повітря в трубі ($v = 20 \dots 40$ м/с); $\rho_{ж}$ і $\rho_{г}$ – густина перемішуваної рідини газу, кг/м³; $\sum \xi_{мс}$ – сума коефіцієнтів місцевих опорів; λ – коефіцієнт тертя; l і d – довжина і діаметр труби, м; p_0 – тиск над рідиною в апараті, Па.

Об'ємна витрата газу V (м³/ч) визначається за емпіричною формулою:

$$V = kFr \quad (18.21)$$

де F – поверхню спокійної рідини в апараті, м²; p – тиск повітря, Па; k – дослідний коефіцієнт (при слабкому перемішуванні $k = 0,24 \dots 0,30$; при малоінтенсивному $k = 0,35 \dots 0,5$ і інтенсивному - $k = 0,45 \dots 0,60$).

Перемішування в трубопроводах. Воно є найпростішим способом перемішування рідин (краплинних і газоподібних), які застосовуються при транспортуванні їх по трубопроводах. Перемішування в трубопроводі відбувається під дією турбулентних потоків. Тому такий спосіб перемішування використовується за умови, що течія турбулентна і трубопровід, за яким перекачуються змішувальні рідини, має довжину, достатню для забезпечення заданого середнього часу перебування рідини в трубопроводі. Часто для покращення перемішування рідин, в трубопровід поміщають спеціальні вставки, гвинтові насадки або інжектори (рис. 18.1).

Перемішування за допомогою сопел і насосів. Сопла в апараті застосовують для перемішування газоподібних і краплинних рідин – найчастіше циркуляційним способом.

Струмінь рідини, що впливає з сопла, передає за рахунок внутрішнього тертя частину своєї кінетичної енергії, прилеглим шарам рідини, приводячи їх в рух. У просторі, яке займали ці шари, виникає розрядження. Зниження тиску змушує рідину підсмоктуватися в цю частину простору. Така послідовність взаємодії струменя і рідини, яка знаходиться в апараті, відбувається безперервно і багато разів, забезпечуючи перемішування вмісту апарату.

Сопла для краплинних рідин застосовують зазвичай спільно з циркуляційним насосом, який повідомляє рідині, яка подається в сопло, необхідну кінетичну енергію. Як показує досвід, кінетична енергія струменя буде використана найбільш ефективно при значеннях відношення відстані x від гирла сопла до його діаметру d , $x/d = 15...20$. У деяких випадках рідини перемішують, багаторазово перекачуючи їх через апарат за допомогою циркуляційного насоса без застосування сопел.

18.6. ПЕРЕМІШУВАННЯ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ.

У харчових виробництвах часто потрібно скласти суміш з декількох сухих сипких компонентів. У хлібопекарській промисловості змішують окремі партії борошна. У виробництві сухих сумішей і напівфабрикатів змішують іноді до десяти різних компонентів. Деякі процеси, наприклад, сушіння або зволоження зерна, пов'язані з необхідністю безперервного або періодичного перемішування. У виробництві солоду для кращої аерації пророщуваного зерна, його періодично перемішують за допомогою шнекових перегрівачів.

Для перемішування сипких матеріалів в харчових виробництвах використовують змішувачі, що працюють в інших галузях промисловості, або змішувачі, спеціально сконструйовані для змішування матеріалів, що розрізняються гранулометричним складом, густиною, міцністю, фізичним станом та іншими фізичними властивостями.

Класифікація змішувачів сипких матеріалів здійснюється за такими ознаками:

- за способом їх встановлення – пересувні, стаціонарні;
- за характером процесу змішування, що протікає в них – періодичної і безперервної дії;
- за швидкістю обертання перемішувального органу – тихохідні, швидкісні;
- за механізмом процесу змішування – конвективний, дифузійний, конвективно-дифузійний зсув;
- за способом впливу на суміш – гравітаційні, відцентрові і продувні;
- за видом потоку частинок – циркуляційні з хаотичним переміщенням частинок;
- за конструктивною ознакою – з обертовим корпусом, зі стаціонарним корпусом і обертовим перемішувальним органом, з вертикальним валом, з горизонтальним валом, черв'ячні, лопатеві, шнекові;
- за способом розвантаження – з ручним розвантаженням, з механізованим розвантаженням;

- за способи управління – з ручним керуванням, з автоматичним управлінням.

Конструкції змішувачів включають змішувальну камеру, внутрішня поверхня якої покривається емаллями, лаками або різними полімерними матеріалами. Форма камери: верхня частина прямокутна, а нижня складається з одного або двох напівциліндрів для одновальних і двохвальних змішувачів відповідно. Камера змішувача герметична, у верхній її частині знаходиться прийомний отвір для подачі змішуваних компонентів, а в нижній частині – вивантажний отвір для випуску готової суміші. Для знепилювання, огляду і очищення змішувачів, в камері передбачені додаткові аспіраційні отвори і один або кілька лючків. Підшипникові вузли кріплення валів розташовані на торцевих стінках камери, або на виносних опорах. Приводи змішувачів відрізняються видом передачі, редуктором і конструктивним виконанням. Робочі органи змішувачів мають різну конструкцію у вигляді стрічкових спіралей, шнеків, лопаток, ефективність роботи яких оцінюється конструктивно-кінематичними параметрами змішувача.

На інтенсивність процесу змішування впливають: ємність камери, діаметр стрічкової спіралі, якість стрічкових спіралей, навівка спіралей, кут нахилу, крок, ширина і форма лопаток, частота обертання стрічкової спіралі і режими роботи змішувача.

Окремі змішувачі даної конструкції дозволяють вводити рідкі компоненти, що є ще однією перевагою, що дає можливість використовувати лінію основного дозування і змішування для введення рідин без додаткового змішувального обладнання.

Конструкції змішувачів для сипких матеріалів залежать від методів змішування (пересипання, перелопачування, псевдозрідження тощо), фізико-механічних, хімічних та інших властивостей окремих компонентів і їх сумішей, а також від необхідної якості та інтенсивності змішування.

Гравітаційні змішувачі. Вони підрозділяються на лоткові, бункерні, ударно-розпилувальні і віброгравітаційні. У них компоненти змішуються в результаті руху сипкого матеріалу під дією сили ваги.

Гравітаційний лотковий змішувач (рис. 18.11, а) являє собою корпус 1 прямокутного перерізу, усередині якого встановлені один над одним похилі лотки 2. Змішувані компоненти подаються в змішувач дозаторами безперервним потоком через штуцери 3 і 4. Струмінь матеріалу після зустрічі з поверхнею лотка перебудовується: по лотку матеріал ковзає тонким шаром. Окремі компоненти змішуються в момент зустрічі шарів, що стікають з

перших двох лотків, при нерівномірному їх русі по наступним лоткам і пересипанні з лотка на лоток.

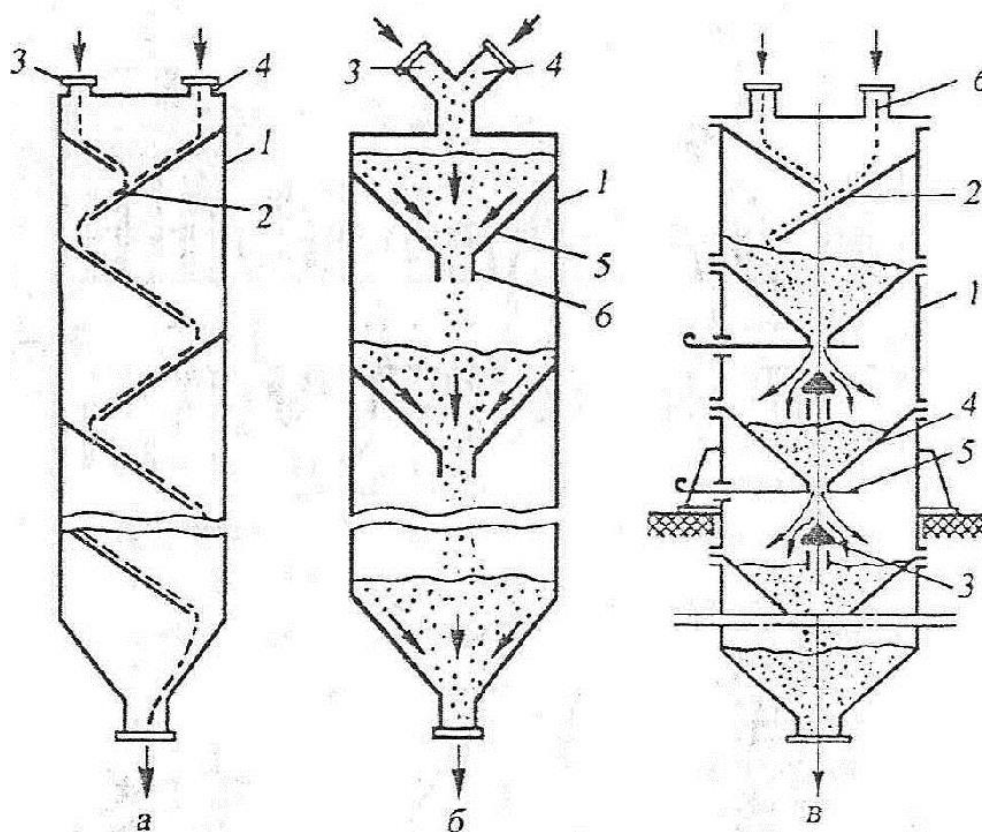


Рис. 18.11. Схеми гравітаційних змішувачів:
а – лотковий, б – бункерний, в – ударно – распилувальний.

У гравітаційному бункерному змішувачі створені кілька кращі умови для перерозподілу часток. Конструктивно він являє собою (рис. 18.11, б) циліндричний корпус 1, всередині якого змонтовано один над одним п'ять або шість конічних днищ 5 з отворами 6. Таким чином, кожне конічне днище з частиною циліндричного корпусу колонки являє собою бункер. Випускні отвори 6 в днищах повинні бути обрані з таким розрахунком, щоб в бункерах створювався певний запас матеріалу.

У гравітаційному ударно-розпилювальному змішувачі (рис. 18.11, в) компоненти, які надходять з дозаторів через патрубки 6, послідовно проходять тонкими шарами по похилим лоткам 2. Змішувані компоненти нашаровуються на нижньому лотку один на інший, що виключає можливість зосередження одного з них в будь-якому місці верхнього бункера першої секції змішувача. Кожна секція змішувача складається з циліндричного корпусу 1, конусоподібного днища 4 з центральним отвором, шибера 5 і ударно-розпилювального наконечника 3. Вихідний з нижнього отвору бункера струмінь вільно падаючого матеріалу зустрічає на своєму шляху наконечник 3. При ударі на наконечник він розпорошується. Добутий факел з твердих частинок має форму повного параболоїда обертання. Частинки, що

осідають з факела, падають на шар матеріалу, що знаходиться в бункері наступної секції. Щоб струмінь матеріалу, що випливає з отвору конічного днища був стійким, необхідно мати в бункері кожної секції певний його запас. Це можна отримати зміною величини випускного отвору за допомогою шибера 5.

Ефективність перемішування оцінюють коефіцієнтом кратності перемішування k_{Π}

$$k_{\Pi} = v_0^{-1} \{ [(v_0^2 + 2gH)^{0,5} (1 - \lambda) \sin \alpha]^2 + 2l(1 - \mu) \cdot g \}^{0,5} \quad (18.22)$$

де v_0 – швидкість часток, що покидають дозатор, см/с; g – прискорення вільного падіння, см/с²; H – висота падіння частинок, см; α – кут нахилу лотка до горизонту, град (кут нахилу лотка до горизонту α повинен бути більше кута тертя сипкого матеріалу об поверхню лотка); l – довжина лотка, см; λ – коефіцієнт миттєвого тертя частинок матеріалу об поверхню лотка ($\lambda \approx 0,6$); μ – коефіцієнт ослаблення впливу гравітаційного прискорення, що враховує тертя порошку об поверхню лотка і кут нахилу його до горизонту ($\mu = 0,6$).

Вібромішувачі використовуються для інтенсивної циркуляції сипкого матеріалу всередині апарату. У корпусі 1 вібромішувача ексцентрично розміщена труба 2. У середині труби 2 обертається вал із закріпленим на ньому дисбалансом 5. Вал приводиться в обертання за допомогою клинопасової передачі від електродвигуна, встановленого на станині змішувача. Корпус змішувача спирається на 8 пар циліндричних пружин 4.

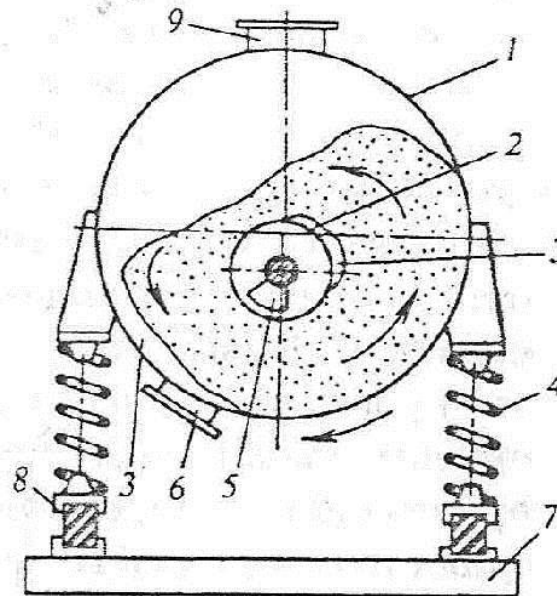


Рис. 18.12. Схема вібромішувача:

1 – корпус; 2 – труба; 3 – зазор; 4 – пружина; 5 – дисбаланс; 6, 9 – патрубок; 7 – станина; 8 – прокладка.

Пружини через гумові прокладки 8 спираються на станину 7 корпусу. Змішувані компоненти завантажують через патрубок 9, уварений в одному кінці корпусу, а вивантажують в іншому кінці корпусу через патрубок 6.

Суміш має граничне переміщення внаслідок різниці по висоті шару в місцях завантаження і вивантаження. При вібрації корпусу змішувача між сипким матеріалом і вібрувальними органами (внутрішньою стінкою корпусу 1 і зовнішньою стінкою труби 2), утворюються серпоподібні зазори.

Змішувачі з обертовим конусом (рис. 18.13). Основним робочим елементом змішувача є повний зрізаний конус 1, змонтований в корпусі 2, що має в нижній частині конічну форму. Конус змонтований на консольному валу 3, який пропущений всередину корпусу через днище. До нижньої частини конуса 1 жорстко прикріплена лопатева мішалка 5, нахилена до горизонту під кутом 45° , в нижній частині конуса прорізані два симетрично розташованих вікна 6.

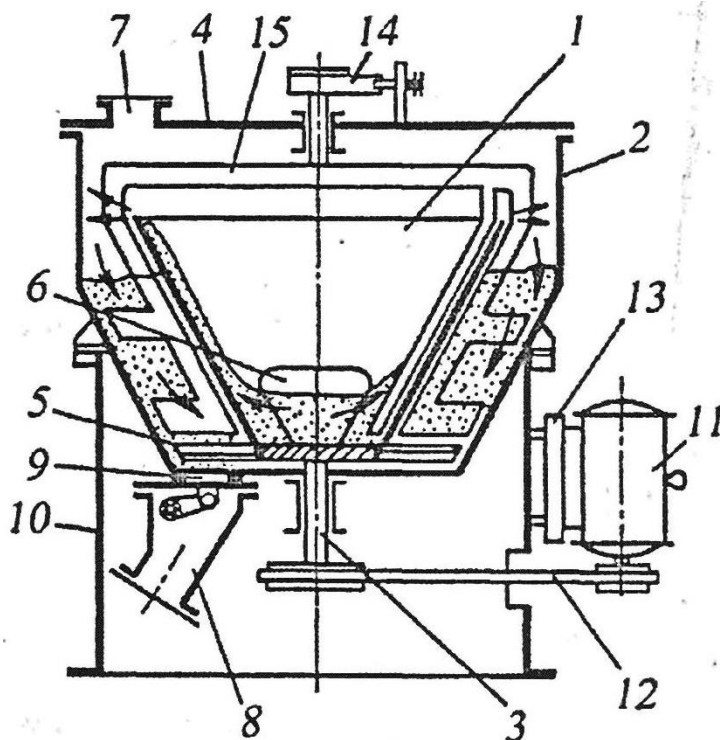


Рис. 18.13. Схема змішувача з обертовим конусом:

1 – конус; 2 – корпус; 3 – вал; 4 – кришка; 5 – мішалка; 6 – вікно; 7 – патрубок; 8 – клапанна коробка; 9 – клапан; 10 – підставка; 11 – електродвигун; 12 – клинопасова передача; 13 – плита; 14 – гальмо; 15 – рама.

Змішувач завантажується сипким матеріалом через патрубок 7, уварений в кришку 4, а розвантажує готову суміш через клапанну коробку 8, яка прикріплюється до днища корпусу. Привод клапана 9, який в момент заповнення змішувача і змішування сипких матеріалів закриває випускний отвір в днищі корпусу – ручний або пневматичний. Вивід приводного вала з корпусу змішувача герметизований сальником з м'яким набиванням. Корпус змішувача 2 встановлений на звареній підставці 10 циліндричної форми. Вал 3 приводиться в обертання від електродвигуна 11 через клинопасову

передачу 12. Електродвигун змонтований на рухомий плиті 13, вісь якої закріплена на корпусі підставці.

При обертанні конуса 1, матеріал, який потрапив в нього після засипки, внаслідок сил тертя, починає залучатися в обертання. Частинки матеріалу під впливом виникаючих при їх обертанні відцентрових сил інерції починають рухатися по внутрішній поверхні конуса вгору, а потім скидаються з нього в кільцевий простір між конусом і корпусом змішувача.

Нові порції матеріалу надходять всередину конуса з кільцевого простору через вікно 6. Лопатева мешалка 5, обертаючись разом з конусом, збільшує рухливість сипкого матеріалу в нижній частині корпусу змішувача, сприяючи течії його через вікна всередину корпусу. Матеріал переміщується як при підйомі його по конусу, внаслідок різних траєкторій руху частинок, так і поза конуса внаслідок їх перерозподілу під час відскоку від стінки, опускання по кільцевому простору вниз і псевдозрідження лопатевою мішалкою 5.

Для матеріалів з поганою сипкстю в корпусі встановлюють вільно обертову раму 15 з лопатями і скребком, який входить всередину конуса. Рама під впливом сил, діючих з боку матеріалу на скребок і лопаті, починає залучатися в обертання. Швидкість обертання рами регулюють стрічковим гальмом 14. Внаслідок встановленої за допомогою гальма різниці швидкостей лопатей і захопленого конусом матеріалу останній, наштотвхуючись на лопаті, частково надходить всередину конуса через вікно 6, а інша його частина обтікає їх. Виниклі при цьому завихрення сприяють швидшому протіканню процесу змішування.

Спарений планетарно-черв'ячний змішувач (рис.18.14) призначений для змішування зернистих матеріалів з діаметром частинок не більше 10 мм. Змішувач складається з корпусу 2, який являє собою два спарених конуса, всередині яких розташовані два похилих черв'яки 3 і два центральних 4, які обертаються одночасно навколо своєї осі, а похилі черв'яки ще і навколо конічного корпусу змішувача за допомогою водила 5. Зверху апарат закритий загальною кришкою 7, на якій встановлений привод черв'яків 1 і водила 5 з конічними редукторами 6. Суміш надходить в корпус змішувача через завантажувальні люки 8.

Змішувані матеріали черв'яками переміщуються вгору по стінках конусної камери, а потім падають під дією гравітаційної сили. Готова перемішувана суміш, виводиться з апарату за допомогою вивантажувального клапана 9.

Змішувач забезпечує добре перемішування при невеликій витраті енергії. Частота обертання черв'яків 60 об / хв, водила 1,58 об/хв.

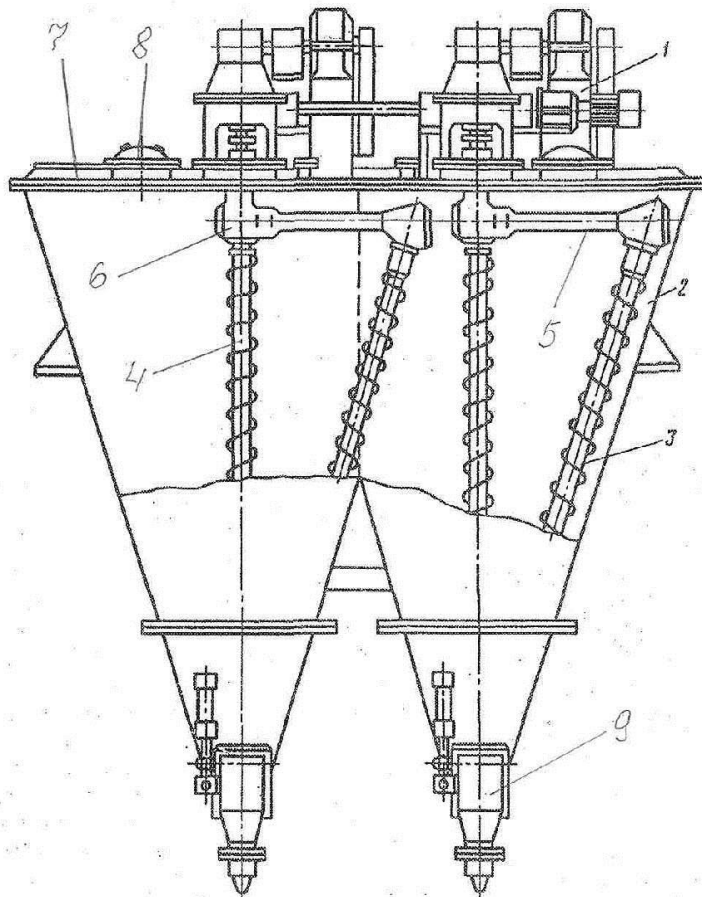


Рис. 18.14. Планетарно-черв'ячний змішувач:

1 - привод; 2 - конічний корпус; 3 - планетарний черв'ячний змішувач; 4 - центральний черв'ячний змішувач; 5 - водило; 6 - конічний редуктор; 7 - завантажувальний люк; 8 - вивантажний клапан.

Барабанні змішувачі. Застосовуються для змішування сухих порошкоподібних матеріалів, і вимагають значного часу змішування. Барабанні змішувачі з обертовим корпусом розрізняються формою корпусу і його розташуванням по відношенню до осі обертання.

Існують наступні типи барабанних змішувачів (рис. 18.15):

- циліндричний горизонтальний з віссю обертання, що співпадає з віссю циліндра (а);
- циліндричний вертикальний з віссю обертання, перпендикулярною осі обертання (б);
- біконічний горизонтальний з віссю обертання, яка збігається з віссю корпусу (в);
- біконічний з вертикальною віссю обертання, перпендикулярній до осі корпусу (г);
- гранований горизонтальний з віссю обертання, що збігається з віссю корпусу (д);

- біциліндричний (V-подібний) (е);
- кубічний (ж);
- тетраедричний (з);
- циліндричний з віссю обертання, нахиленою до осі корпусу (і).

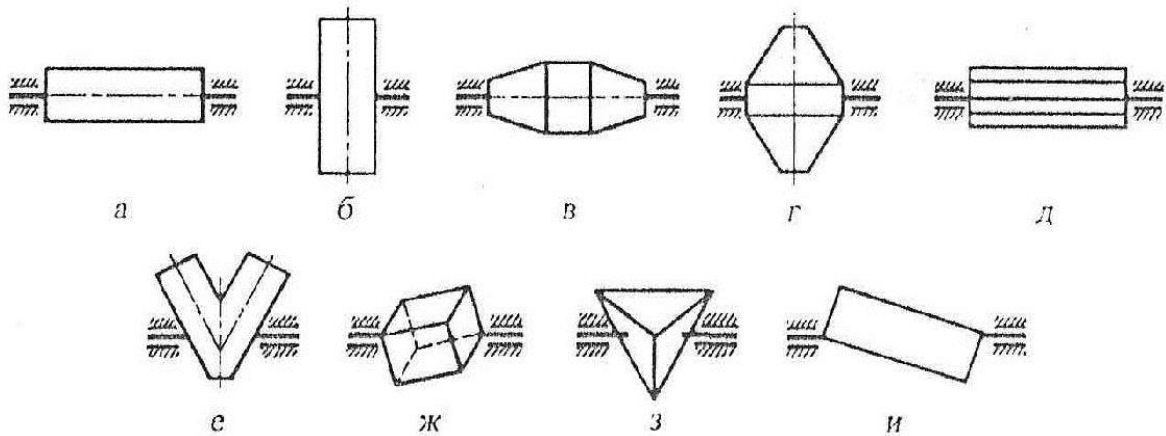


Рис. 18.15. Схеми основних типів барабаних змішувачів:

а – з віссю обертання, що збігається з віссю циліндра; б – циліндричний вертикальний з віссю обертання, перпендикулярній осі обертання; в – біконічний горизонтальний з віссю обертання, яка збігається з віссю корпусу; г – біконічний з вертикальною віссю обертання, перпендикулярній до осі корпусу; д – гранований горизонтальний з віссю обертання, що збігається з віссю корпусу; е – біциліндричний (V-подібний); ж – кубічний; з – тетраедричний; і – циліндричний з віссю обертання, нахиленою до осі корпусу.

Залежно від заповнення корпусу горизонтального циліндричного змішувача при робочих швидкостях його обертання можна спостерігати три режими руху сипкої маси:

1) **коливальний режим** (матеріал піднімається разом зі стінкою корпусу на деяку висоту, а потім зісковзує по ній вниз);

2) **режим прослизання** (матеріал залишається нерухомим, повністю прослизаючи по стінках корпусу, а потім обрушується вниз по похилій поверхні шару).

3) **режим циркуляційний** (матеріал інтенсивно циркулює в поперечному перерізі шару, піднімаючись на деякий кут разом зі стінками корпусу, а потім обрушується вниз по похилій поверхні шару).

Потужність, що витрачається на перемішування сипких матеріалів в барабаних змішувачах, залежить від форми і геометричних розмірів корпусу, швидкості його обертання і ступеня заповнення матеріалом, фізико-механічних властивостей перемішуваного середовища. Вони розраховуються за формулами:

- Для циліндричного горизонтального барабана (рис.18.15, а)

$$N_{\text{ц}} = \frac{G}{102} R_0 \omega \sin \varphi . \quad (18.22)$$

- Для циліндричного похилого барабана (рис. 18.15, и)

$$N_{\text{цн}} = \frac{G}{102} R'_0 \omega \sin \psi . \quad (18.23)$$

- Тетраедричного барабана (рис. 18.15, г)

$$N_{\text{т}} = \frac{a^4 \rho_{\text{н}} \omega \sin \varphi}{6000} . \quad (18.24)$$

де G – маса матеріалу в барабані, кг; ω – кутова швидкість обертання барабана, рад/с; R_0 – радіус центру маси матеріалу в сегменті, м; φ – кут природного укосу перемішуваного матеріалу, град; $\rho_{\text{н}}$ – насипна щільність перемішуваного матеріалу, кг/м³; R'_0 – відстань центра ваги маси в поздовжньому перетині барабана від осі обертання, м; ψ – кут, утворений в даний момент часу радіусом R'_0 з вертикаллю, град; a – сторона тетраедра.

У деяких конструкціях барабанних змішувачів корпус має сорочку для нагріву або охолодження перемішуваної маси.

До переваг барабанних змішувачів можна віднести простоту будови, можливість змішування компонентів без стирання і руйнування форми зерна, перемішування абразивних компонентів.

До недоліків можна віднести погану якість змішування, тривалість циклу перемішування, великі габарити і вага машини, значні енерговитрати.

Контрольні питання до теми 19:

1. Що називається процесом перемішування?
2. Чим відрізняється гомогенізація від простого перемішування?
3. Які застосовують методи перемішування?
4. Що характеризує ефективність перемішувального пристрою?
5. Що визначає інтенсивність перемішування?
6. Назвіть критерії оцінки якості змішування?
7. За якими ознаками класифікуються змішувачі?
8. Які конструкції мішалок застосовуються в харчовій промисловості?
9. Дайте характеристику тихохідним мішалкам.
10. Дайте характеристику швидкохідних мішалок.
11. Запишіть узагальнене рівняння гідродинаміки і поясніть його зміст.
12. Запишіть узагальнене рівняння гідродинаміки для процесів перемішування і поясніть його особливості.
13. Як влаштована і працює стрічкова мішалка?
14. Як влаштована і працює шнекова мешалка?
15. За якою формулою визначається потужність, споживана шнековою мішалкою?
16. Дайте характеристику пневматичного перемішування.

17. За якою формулою визначається об'ємна витрата газу при пневматичному перемішуванні?
18. Що являє собою барботер і де застосовується?
19. Дайте характеристику процесу перемішування сипких матеріалів.
20. За якими ознаками класифікуються змішувачі сипких матеріалів?
21. Як влаштований і працює лотковий змішувач?
22. Як працює віброзмішувач?
23. Які типи барабанних змішувачів існують?
24. Поясніть пристрій і принцип роботи барабанного змішувача.
25. Які існують режими руху сипкої маси в барабанному змішувачі?
26. Накресліть схеми основних типів барабанних змішувачів.

Тести для перевірки знань.

- 1) При якому способі перемішування застосовується барботаж?
1. Пневматичний.
 2. Циркуляційний.
 3. Статичний.
 4. Механічний.
- 2) Які параметри характеризують якість перемішування?
1. Ефективність перемішування пристроїв.
 2. Інтенсивність перемішування.
 3. Продуктивність перемішувальних пристроїв.
 4. Витрачена потужність на перемішування.
- 3) Які критерії не оцінюють якість перемішування?
1. Коефіцієнт кратності перемішування.
 2. Коефіцієнт ступеня однорідності.
 3. Коефіцієнт однорідності.
 4. Коефіцієнт змішування фаз.
- 4) Які мішалки відносяться до тихохідних?
1. Якірні.
 2. Гвинтові.
 3. Пропелерні.
 4. Турбінні.
- 5) Які мішалки відносяться до швидкохідних?
1. Гвинтові.
 2. Лопатеві.
 3. Шнекові.

4. Стрічкові.

6) За якою формулою визначається потужність, що витрачається на переміщення в циліндричному горизонтальному барабані?

1. $N = \frac{G}{102} R_o \omega \sin \varphi.$

2. $N = \frac{a^4}{6000} \rho_n \omega \sin \varphi.$

3. $N = A \cdot d_M n^2 \cdot \mu.$

4. $N = E_u \cdot \rho \cdot n^2 d_M^5.$

7) Який переміщувальний пристрій використовується для інтенсивної циркуляції сипкого матеріалу?

1. Віброзмішувачі.

2. Гравітаційні ударно-розпилювальні змішувачі.

3. Планетарно-черв'ячні змішувачі.

4. Барабанні змішувачі.

8) Яке критеріальне рівняння описує рух рідини при механічному перемішуванні?

1. $E_u = f(R_e).$

2. $E_u = f(F_r).$

3. $R_e = f(F_r).$

4. $F_r = f(A_r).$

9) Яке формулювання не можна віднести до мети процесу перемішування?

1. Перемішування суміші з метою порозділення компонентів, які знаходяться в ній.

2. Рівномірний розподіл окремих компонентів у всьому об'ємі суміші.

3. Інтенсифікація теплових і масообмінних процесів.

4. Утворення суміші з однаковими властивостями в будь-якій її точці.

10) Основні характеристики процесу перемішування:

1. Ефективність та інтенсивність перемішування.

2. Продуктивність і витрачена потужність.

3. Колова швидкість мішалки.

4. Тривалість процесу перемішування.

11) Які критерії входять в узагальнене рівняння гідродинаміки для перемішування?

1. Критерій Ейлера E_u , критерій Рейнольдса Re .

2. Критерій Архімеда Ar , критерій Галілея Ga .

3. Критерій Нуссельта Nu , критерій Прандтля Pr .

4. Критерій Фур'є Fo , критерій Пікль Pe .

12) Які конструкції мішалок відносяться до спеціальних?

1. Барабанні, дискові, вібраційні.
 2. Листові, лопатеві, кленьевие.
 3. Якірні, рамні, стрічкові, шнекові.
 4. Пропелерні, турбінні.
- 13) Який агрегат застосовується для циркуляційного перемішування?
1. Насос, змішувач.
 2. Барботер.
 3. Мішалка, шнек.
 1. Вставки, гвинтові розсадження.
- 14) Які пристрої застосовуються для перемішування тесту?
1. Шнекові, стрічкові, спіральні
 2. Турбінні, роторні
 3. Барабанні, лопатеві
 4. Дискові, дечункові
- 15) Які фактори впливають на інтенсивність перемішування?
1. Тривалість процесу, число обертів мішалки
 2. Щільність, форма і розміри частки
 3. Стан поверхні і вологість частки
 4. Сила тертя і адгезія поверхні.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Стабников В. Н., Лысянский В. М., Попов В. Д. Процессы и аппараты пищевых производств : учебник. 3-е изд., испр. и доп. М. : Пищевая промышленность, 1976. 663 с.
2. Стабников В. Н., Лысянский В. М., Попов В. Д. Процессы и аппараты пищевых производств : учебник. 3-е изд., испр. и доп. М. : Агропромиздат, 1985. 503 с.
3. Кавецкий Г. Д., Васильев Б. В. Процессы и аппараты пищевой технологи. 2-е изд., перераб. и доп. М. : Колос, 1999. 551 с.
4. Горбатюк В. И. Процессы и аппараты пищевых производств : ученик. М. : Колос, 1999. 335 с.
5. Мельников С. В. Механизация и автоматизация животноводческих ферм : учебное пособие. Л. : Колос, 1978. 560 с.
6. Фёдоров Н. Е. Процессы и аппараты мясной промышленности. М. Пищевая промышленность, 1969. 550 с.
7. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками : пер. с польського. Под ред. И. А. Щупляка. М. : Химия, 1975. 384 с.
8. Шалугін В. С., Шмандій В. М. Процеси та апарати промислових технологій : навч. посібник. К. : Центр учбової літератури, 2008. 392 с.
9. Процеси та апарати харчових виробництв : підручник / Поперечний А. М., Черевко О. І., Гаркуша В. Б., Кирпиченко Н. В. ; за ред. А. М. Поперечного. К. : Центр учбової літератури, 2007. 304 с.
10. Механічні процеси і обладнання переробного та харчового виробництва : навч. посіб. / П. С. Берник та ін. Львів : Львівська політехніка, 2004. 336 с.
11. Розрахунки обладнання підприємств переробної і харчової промисловості / В.Г. Мирончук та ін. Вінниця : Нова книга, 2004. 288 с.
12. Остриков А.Н. Процессы и аппараты пищевых производств / А .Н. Остриков и др. Кн. 1. СПб. : Гиорд, 2007. 704 с.
13. Остриков А. Н., Парфенопуло М. Г., Шевцов А. А. Практикум по курсу "Технологическое оборудование" : учеб. пособие для вузов. Воронеж : Воронеж. гос. техн. акад., 1999. 424 с.
14. Малежик І. Ф. Процеси і апарати харчових виробництв : лабораторний практикум. За ред. І. Ф. Малежика. К. : НУХТ, 2006. 224 с.
15. Лабораторний практикум з дисципліни „Процеси і апарати“: Навчальний посібник. / В.Ф. Ялпачик та ін. Мелітополь : Видавничий будинок Мелітопольської міської друкарні, 2017. 275 с.

16. Процеси і апарати харчових виробництв : лабораторний практикум : навч. посібник. / О. І. Черевко та ін. ; Харків : Світ Книг, 2013. 168 с.
17. Гапонов К. П. Процессы и аппараты микробиологических производств М.: Легкая и пищевая пром-ть, 1981. 240 с.
18. Лабораторный практикум по процессам и аппаратам пищевых производств / А. С. Гинзбург и др. 3-е изд. перераб. и доп. М. : Агропромиздат, 1990. 256 с.
19. Обладнання підприємств переробної та харчової промисловості / І.С. Гулий та ін. / Під ред. І.С. Гулого. К. : 2001. 576с
20. Машины и аппараты пищевых производств. В 2-х кн. Кн. 1 : Учеб. для вузов. / Антипов С.Т. и др.; Под ред. акад. РАСХН В.А. Панфилова. М. : Высшая школа, 2001. 703 с.
21. Машины и аппараты пищевых производств. В 2-х кн. Кн. 2 : Учеб. для вузов. / Антипов С.Т. и др.; Под ред. акад. РАСХН В.А. Панфилова. М. : Высшая школа, 2001. 680 с.
22. Лонцин М., Мерсон Р. Основные процессы пищевых производств. Под ред. И.А. Рогова, С.С. Панченко. М. : Легкая и пищевая пром-сть, 1983. 384 с.
23. Остриков А.Н., Абрамов О.В. Расчет и конструирование машин и аппаратов пищевых производств. Учебник для вузов, СПб.; ГИОРД, 2003. 352с.
24. Гребенюк С.М., Михеева Н.С. Расчеты и задачи по процессам и аппаратам М. : Агропромиздат, 1987. 304 с.
25. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии : Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн. Часть 2 Массообменные процессы и аппараты. М. : Химия, 1995. 368 с.
26. Даурский А.Н., Мачихин Ю.А., Хамитов Р.И. Обработка пищевых продуктов резанием. Под ред. Ю.А. Мачихина. М. : Пищевая промышленность, 1994. 216 с.
27. Плаксин Ю.М., Малахов Н.Н., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Колос, 2007. 760 с.

ЗМІСТ

ВСТУП	3
Розділ IV. ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ГІДРАВЛІКИ	5
Тема 11. ОСНОВНІ ЗАКОНИ ГІДРАВЛІКИ, ГІДРОСТАТИКИ І ГІДРОДИНАМІКИ.	5
11.1. Основні положення гідравліки	5
11.2. Рідини, як робочі тіла гідромеханічних систем	6
11.3. Основні фізичні властивості рідин	7
11.4. Гідростатика. Гідростатичний тиск	11
11.5. Основне рівняння гідростатики	13
11.6. Гідродинаміка. Класифікація видів і режимів руху рідини	18
11.7. Гідродинамічний тиск	22
11.8. Рівняння нерозривності потоку	23
11.9. Енергетичний баланс гідродинамічного процесу	24
<i>Контрольні питання до теми 11</i>	27
<i>Тести для перевірки знань</i>	28
Розділ V. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ	31
ТЕМА 12. РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ	31
12.1. Характеристика неоднорідних систем	31
12.2. Харчові продукти, як система	34
12.3. Методи розділення неоднорідних систем	35
12.4. Ознаки, які використовуються для розділення систем	38
12.5. Матеріальний баланс гідромеханічних процесів	42
12.6. Методи розділення неоднорідних систем	44
<i>Контрольні питання до теми 12</i>	45
<i>Тести для перевірки знань</i>	47
ТЕМА 13. ОСАДЖЕННЯ В ПОЛІ СИЛИ ГРАВІТАЦІЇ	51
13.1. Відстоювання під дією гравітаційного поля	51
13.2. Елементи теорії процесу осадження	53
13.3. Розрахунок основних параметрів відстійників	56
13.4. Обладнання для відстоювання і осадження	59
13.5. Розділення неоднорідних сумішей методом флотації	67
<i>Контрольні питання до теми 13</i>	69
<i>Тести для перевірки знань</i>	70
ТЕМА 14. ОСАДЖЕННЯ В ПОЛЕ ВІДЦЕНТРОВИХ СИЛ	73
14.1. Процес центрифугування рідких сумішей	73
14.2. Елементи теорії процесу відцентрового осадження	75
14.3. Класифікація центрифуг	80
14.4. Машини для центрифугування сільськогосподарської продукції	81
14.5. Розділення неоднорідних систем «газ - тверде тіло»	87
14.6. Конструкції циклонів і гідроциклонів	93
14.7. Розрахунок циклонів і гідроциклонів	98
<i>Контрольні питання до теми 14</i>	100

<i>Тести для перевірки знань</i>	100
ТЕМА 15. РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ СЕПАРУВАННЯМ	103
15.1. Класифікація рідинних сепараторів	103
15.2. Робочий процес сепарування	105
15.3. Теоретичні основи процесу сепарування	109
15.4. Конструкції сепараторів і сепараторних барабанів	117
<i>Контрольні питання до теми 15</i>	126
<i>Тести для перевірки знань</i>	127
ТЕМА 16. ФІЛЬТРУВАННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ	129
16.1. Загальні відомості	129
16.2. Види фільтрування	131
16.3. Рушійна сила процесу фільтрування	133
16.4. Матеріальні баланси процесу фільтрування	134
16.5. Кінетика процесу фільтрування	136
16.6. Теоретичні основи процесу фільтрування	137
16.7. Загальна характеристика фільтрувальних апаратів	142
<i>Контрольні питання до теми 16</i>	149
<i>Тести для перевірки знань</i>	150
Розділ VI. ПРОЦЕСИ ПСЕВДОЗРІДЖЕННЯ І ПЕРЕМІШУВАННЯ	152
ТЕМА 17. РУХ РІДИНИ АБО ГАЗУ В ШАРІ ЗЕРНИСТОГО МАТЕРІАЛУ	152
17.1. Загальні відомості	152
17.2. Процес псевдозрідження	153
17.3. Фізичні основи псевдозрідження	156
17.4. Елементи теорії руху рідини або газу в шарі зернистого матеріалу	160
17.5. Конструкції апаратів і установок з псевдозрідженим шаром	164
<i>Контрольні питання до теми 17</i>	173
<i>Тести для перевірки знань</i>	174
ТЕМА 18. ПРОЦЕСИ ПЕРЕМІШУВАННЯ ХАРЧОВИХ СЕРЕДОВИЩ	177
18.1. Перемішування рідких харчових середовищ	177
18.2. Конструкції перемішувальних пристроїв	181
18.3. Елементи теорії процесу перемішування рідких середовищ	189
18.4. Перемішування пластичних мас	192
18.5. Пневматичне перемішування	194
18.6. Перемішування сипких матеріалів	196
<i>Контрольні питання до теми 18</i>	204
<i>Тести для перевірки знань</i>	205
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	208
ЗМІСТ	210

**В.С. Бойко, К.О. Самойчук, В.Г. Тарасенко,
Н.П. Загорко, В.Г. Циб.**

ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Гідромеханічні процеси

Підручник для студентів закладів вищої освіти

Комп'ютерний набір, таблиці та графіки *Харитонова Г.І.*

Рисунки, креслення та схеми *Чердаклієв А.А.*

Редагування та коректура *Тарасенко В.Г.*