

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

О.М. ПРОХОРОВ
В.В. ШУТЮК

ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ФАРМАЦЕВТИЧНОЇ
ТА МІКРОБІОЛОГІЧНОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

КОНСПЕКТ ЛЕКЦІЙ

Частина I
Механічні процеси та обладнання

Київ УДУХТ 2001

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

**О.М. ПРОХОРОВ
В.В. ШУТЮК**

**ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ФАРМАЦЕВТИЧНОЇ
ТА МІКРОБІОЛОГІЧНОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ**

КОНСПЕКТ ЛЕКЦІЙ

з дисципліни

для студентів спеціальності 6.090200

***“Обладнання фармацевтичної
та мікробіологічної промисловості”***
денної форми навчання

Частина I

Механічні процеси та обладнання

СХВАЛЕНО

на засіданні кафедри
машин і апаратів
харчових виробництв
як конспект лекцій
Протокол № 6
від 27. 01. 2000 р.

Прохоров О.М., Шутюк В.В. Процеси та обладнання фармацевтичної та мікробіологічної промисловості: Конспект лекцій з дисципліни для студ. спец. 6.090200 “Обладнання фармацевтичної та мікробіологічної промисловості” ден. форми навч. — Ч. I. Механічні процеси та обладнання. — К.: УДУХТ, 2001. — 116с.

О.М. Прохоров,
В.В. Шутюк, кандидати техн. наук

Відповідальний за випуск В.М. Таран, д-р техн. наук, проф.

Конспект лекцій друкується в авторській редакції

ЗМІСТ

<i>Тема 1.</i> Предмет курсу “Процеси та обладнання”	4
<i>Тема 2.</i> Виникнення та розвиток фармацевтичних виробництв	8
<i>Тема 3.</i> Моделювання процесів і апаратів	13
<i>Тема 4.</i> Подріблення	18
<i>Тема 5.</i> Сортуння (розділення)	28
<i>Тема 6.</i> Перемішування рідин	35
<i>Тема 7.</i> Змішування — процес перемішування твердих сипу- чих матеріалів	43
<i>Тема 8.</i> Пресування, обробка матеріалів фармацевтичних та мікробіологічних виробництв тиском	46
<i>Тема 9.</i> Осаджування	60
<i>Тема 10.</i> Осаджування у відцентровому полі	69
<i>Тема 11.</i> Фільтрування	80
<i>Тема 12.</i> Мембранні процеси та апарати	92
<i>Тема 13.</i> Розділення газових систем очистка газів	105
Література	116

ПРЕДМЕТ КУРСУ “ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ”

У фармацевтичній промисловості відбуваються різноманітні процеси у яких вихідні матеріали в результаті мікробіологічних та хімічних взаємодій зазнають глибоких перетворень, які супроводжуються зміною агрегатного стану, внутрішнього стану і складу речовин.

Таким чином, технологія виробництва мікробіологічних та фармацевтичних продуктів і матеріалів включає ряд однотипних фізичних, фізико-хімічних і мікробіологічних процесів, які характеризуються загальними закономірностями. Ці процеси в різноманітних виробництвах проводяться в аналогічних по принципу дії машинах та апаратах.

У курсі “Процеси і обладнання” вивчається теорія основних процесів, принципи будови та методи розрахунку апаратів та машин, які використовуються для проведення цих процесів. Аналіз закономірностей основних процесів і розробка узагальнених методів розрахунку апаратів проводяться, виходячи із фундаментальних законів фізики, хімії, мікробіології, термодинаміки та інших наук. Курс будується на основі виявлення аналогій у зовні різнорідних процесах і обладнанні незалежно від галузі виробництва, у яких вони використовуються.

Курс “Процеси і обладнання” являється інженерною дисципліною і являється одним із розділів теоретичних знань фармацевтичних та мікробіологічних виробництв. Цей курс можна охарактеризувати як основну частину комплексу дисциплін, які освітлюють різноманітні аспекти мікробіологічної та фармацевтичної науки.

Технологія мікробіологічного синтезу як наука надто молода. Ця область знань виникла в 40-х роках у зв'язку з освоєнням глибоких методів виробництва антибіотиків, вітамінів, амінокислот та інших біологічно активних речовин. З розвитком указаних знань виникла потреба в інженерній науці, яка би узагальнювала закономірності основних виробничих процесів і розробила методи розрахунку обладнання на основі їх раціональної класифікації.

Класифікація основних процесів:

В залежності від рухомої сили основні процеси і обладнання можна класифікувати на:

1. *Гідродинамічні процеси* — які визначаються законами гідродинаміки — науки про рух рідин і газів. До цих процесів відносяться: переміщення рідин; стискання та переміщення газів, розділення рідинних та газоподібних неоднорідних систем у полі сил тяжіння (відстоювання), в полі відцентрових сил (центрифугування), а також дією різниці тисків при русі через пористий пар (фільтрування) і перемі-

шування рідин. Рухомою силою цих процесів являється гідростатичний або гідродинамічний тиск.

2. *Механічні процеси* — визначаються законами механіки твердого тіла. Ці процеси застосовуються в обладнанні для підготовки початкового твердого матеріалу, та обробці кінцевих твердих продуктів. До механічних процесів відносяться: подрібнення, сортування, змішування твердих матеріалів та пресування. Рухомою силою цих процесів являється сила механічного тиску або відцентрова сила.

3. *Теплові процеси* — визначаються законами теплопередачі — науки про способи поширення тепла. Такими процесами є: нагрівання, охолодження, випарювання і конденсація парів. Рухомою силою цих процесів являється різниця температур між середовищами.

4. *Масообмінні (дифузійні) процеси* — характеризуються переносом одного або декількох компонентів початкової суміші із однієї фази до другої через поверхню розділення фаз. До цієї групи процесів, які описуються законами масопередачі, відносяться: абсорбція, перегонка (ректифікація), екстракція із розчинів і розчинення та екстракція із пористих твердих тіл, кристалізація, адсорбція і сушка. Рухомою силою цих процесів являється різниця концентрацій речовин у різних фазах.

По способу організації основні процеси діляться на періодичні і безперервні.

Періодичні процеси проводяться в апаратах у яких через визначений проміжок часу завантажуються початкові матеріали; і після їх обробки відбувається вивантаження кінцевих продуктів. По закінченню вивантаження продуктів процес повторюється. Періодичний процес характеризується тим, що всі його стадії відбуваються в одному місті (в одному апараті), але в різний час.

Безперервні процеси відбуваються в проточних апаратах. Надходження початкових матеріалів в апарат і вивантаження кінцевих продуктів відбувається одночасно і безперервно. Безперервний процес характеризується тим, що всі його стадії відбуваються одночасно, але розділені у просторі і відбуваються в різних частинах одного апарату, або в різних апаратах, які складають дану установку.

Переваги безперервних процесів по зрівнянню з періодичними:

- 1) відсутність затрат часу на завантажування апарата сировиною і розвантажування із нього готової продукції;
- 2) висока стійкість режимів проведення процесу і стабільна якість отриманих продуктів;
- 3) компактність обладнання, що скорочує експлуатаційні і капітальні затрати;
- 4) значно повне використання тепла і можливість його повторного використання (рекуперація);

5) механізація і автоматизація технологічних процесів.

В залежності від розподілення часу перебування частинок середовища в безперервно діючих апаратах розроблені теоретичні моделі цих апаратів: ідеального витискання і ідеального змішування.

В апаратах ідеального витискування всі частинки рухаються в заданому напрямку, не перемішуючись з рухомими з переду і з заді частинками і повністю витискаються частинками, які рухаються ззаду. Усі частинки рухаються подібно руху твердого поршня. Час перебування всіх частинок в апараті ідеального витискання — однаковий.

В апаратах ідеального змішування поступаючі частинки відразу повністю перемішуються з частинками які там знаходяться, таким чином рівномірно розподіляються в об'ємі апарата. При цьому у всіх точках об'єму раптово вирівнюються значення параметрів, які характеризують процес. Час перебування частинок в апаратах ідеального змішування — неоднаковий.

В залежності від зміни параметрів в часі процесу можна класифікувати на: стаціонарні (сталий) і нестаціонарні (не сталий). У сталих процесах значення кожного параметра, який характеризує процес, постійний в часу, а в несталих процесах — змінний, таким який являється функцією не тільки положенням кожної точки в просторі, але й часу.

Загальні принципи аналізу і розрахунку процесів і апаратів

Розрахунок процесів і апаратів має мету:

- 1) визначення умов граничного або рівноважного стану системи;
- 2) обрахунок витрат початкових матеріалів, кількість отриманих продуктів, а також кількості споживчої енергії, тепла і витрат теплоносіїв;
- 3) визначення оптимальних режимів роботи об'єму апарату;
- 4) обрахунок основних розмірів апаратів.

Послідовність рішення цієї задачі:

- 1) розрахунок і аналіз статистики процесу (встановлення даних при рівновагу);
- 2) встановлення граничних значень параметрів процесу;
- 3) складання матеріального та енергетичного балансів;
- 4) визначення кінетики процесу і визначення її швидкості;
- 5) розрахунок робочої поверхні і об'єму апарату (розміри апарату).

Матеріальний баланс

По закону збереження маси — маса речовин ΣG_n , що поступають повинна рівнятися масі речовин ΣG_k , які отримуються після проведення процесу, без врахування втрат:

$$\Sigma G_n = \Sigma G_k \quad (11)$$

Матеріальний баланс складається для процесу в цілому і для окремих його стадій. На основі матеріального балансу визначається вихід продукту.

Енергетичний баланс — складається на основі закону збереження енергії згідно якого кількість енергії, яка введена в процес, рівна кількості виділеної енергії, таким чином прихід енергії рівний виходу. Тепловий баланс у загальному вигляді виражається:

$$\Sigma Q_n = \Sigma Q_k + \Sigma Q_v \quad (2)$$

На основі теплового балансу визначають витрати водяної пари, води та інших теплоносіїв, а по даним енергетичного балансу — загальні витрати енергії на проведення процесу.

Інтенсивність процесів і апаратів — характеризується, наприклад, масою m перенесеної речовини або кількістю переданого тепла пропорційна рухомій силі Δ , часу τ і деякої величини A до якої відноситься інтенсивність процесу. Такою величиною можуть бути: робоча поверхня, робочий об'єм і інш.

Рівняння любого процесу запишемо:

$$m = k A \cdot \Delta \cdot \tau \quad (3)$$

k — коефіцієнт пропорційності характеризує швидкість процесу і представляє собою кінетичний коефіцієнт, або коефіцієнт швидкості процесу.

Під інтенсивністю процесу розуміють наслідок його, віднесений до одиниці часу і одиниці A , тобто величину $m/A \cdot \tau$

$$k\Delta = \frac{m}{A\tau}; m = \frac{A\tau}{R}\Delta; R = \frac{1}{k}. \quad (4)$$

Інтенсивність процесу пропорційна рухомій силі Δ і обернено пропорційна опору R , який є величиною оберненою кінетичному коефіцієнту.

При оцінці конструкції апарату, або режиму його роботи визначне значення мають техніко-економічні характеристики даного апарату (найменші затрати).

Визначення основних розмірів апаратів.

Використовуючи рівняння (3) обраховуються основні розміри безперервно діючого апарату. Площа поперечного січення апарату визначається:

$$S = \frac{Q}{w} \quad (5)$$

Q — об'єм середовища m^3/c ; w — лінійна швидкість середовища, m/c ;

Робоча поверхня апарату визначається :

$$F = aV \quad (6)$$

a — питома поверхня приведена до одиниці об'єму, з якого розраховується робоча висота апарату.

$$V = S H \quad (7)$$

Робочий об'єм періодично діючого апарату визначається:

$$V = Q \tau_u$$

Q — продуктивність $\text{м}^3/\text{с}$; $\tau_u = \tau_a + \tau_p + \tau_v$; τ_a — час завантаження; τ_p — час роботи; τ_v — час вивантажування.

Тема 2

ВИНИКНЕННЯ ТА РОЗВИТОК ФАРМАЦЕВТИЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

Сучасна технологія лікарських речовин своїми коріннями увійшла в далеке минуле. Ріст потреб суспільства в лікарських речовинах, розвиток природних наук сприяло створенню нових лікарських засобів. Існує велика кількість лікарських засобів рослинного, мінерального і тваринного походження, які були відомі за тисячі літ до того коли було розшифрована їх будова і запропонований метод синтезу. Медицина і пов'язане з її розвитком мистецтво приготування ліків знайшло найбільший розвиток в Стародавньому Єгипті, Індії, Китаю. Знайдено папірус Еберса, який датовано 17 віком до нашої ери, котрий містить 800 рецептів різноманітних ліків. У далекій давнині широко використовували для лікування різноманітні трави, корені, фрукти, тваринні продукти (молоко, сир, кров); різноманітні мінерали, з'єднання ртуті.

З трав використовували: лимонник, ревінь, чай, часник, цибулю, перець, гвоздику, імбир.

В 14-15 віках широке поширення знайшло отримання лікарських засобів хімічними методами, це пов'язано з виникненням препаратної хімії - перегонка, кристалізація, осаджування, фільтрування.

Можна допустити, що в майбутньому значну частину лікарських препаратів будуть отримувати шляхом виділення біологічно активних речовин, які містяться в рослинній, тваринній або в мінеральній сировині.

На Україні народна медицина існувала давно. В 1091 році єпископ Єфрем Переяславський створив при монастирі першу лікарню, яка обслуговувала представників правлячої верхівки. Перша аптека для обслуговування населення з'явилася тільки в 1673 р. Перші аптеки також виконували функції наукових лабораторій, так як з аптекарями працювали аптекарські хіміки (алхімісти).

Науково-дослідні інститути, які працюють у фармацевтичному виробництві:

ВНДХФІ — хіміко-фармацевтичний інститут

ВНДВІ — вітамінний інститут

ВНДІА — інститут антибіотиків

ВІЛР — інститут лікарських рослин

Інтенсифікація пошуку нових лікарських засобів пов'язана:

- 1) прогрес біологічних наук відкриває нові шляхи дії при лікуванні хвороб на самих ранніх стадіях;
- 2) пошук щадящих препаратів лікарської терапії для осіб пристарілого віку;
- 3) створення ліків підтримуючої терапії (діти з уродженими дефектами);
- 4) хіміотерапія.

Особливості фармацевтичного виробництва:

- 1) високі вимоги до чистоти випускаємої продукції;
- 2) мало тоннажність виробництва, особливо лікарських препаратів;
- 3) великі питомі витрати сировини і матеріалів що пов'язано з багатостадійністю виробництва. Питома вага вартості сировини складає (60-80) % від загальної собівартості.
- 4) швидке оновлення номенклатури лікарських препаратів.

Вимоги, які закладаються при створенні машин та апаратів:

- 1) простота, компактність, надійність і технологічність конструкції з точки зору зручності та дешевизни виготовлення монтажу, експлуатації та ремонту, стандартизації вузлів та деталей; правильний вибір допусків;
- 2) механічна надійність: міцність, жорсткість, стійкість, герметичність та довговічність машин або апаратів;
- 3) забезпечення потрібного технологічного режиму — безперервність процесу, дотримування технологічних параметрів, отримування продукту потрібної якості і т.д.;
- 4) інтенсифікація процесу: мала вага, малі витрати потужності, невисока ціна і т.д.;
- 5) безпечність обслуговування: наявність загороджувальних пристроїв і запобіжних клапанів в апаратах, які працюють під тиском, безпечність операцій при завантажуванні і розвантажуванні;
- 6) мінімальна вартість проектування, виготовлення та експлуатації;
- 7) зручність перевезення (габарити співпадають із авто-залізничним транспортом і його вантажепід'ємністю);
- 9) відповідність конструкції вимогам Держтехнагляду.

Класифікація обладнання фармацевтичних та мікробіологічних виробництв

Обладнання фармацевтичних та мікробіологічних виробництв можна класифікувати за такими ознакам:

— по характеру дії на оброблюєний матеріал;

- по структурі робочого циклу;
- по ступені механізації і автоматизації;
- по принципу об'єднання у виробничий потік;
- по функціональній ознаці.

За характером дії на оброблюєми матеріал обладнання поділяється:

1) матеріал піддається механічній дії (не змінюються властивості матеріалів, а змінюється тільки форма та розміри);

2) матеріал піддається фізико-хімічним, біохімічним, тепловим і другим діям (змінюється фізико-хімічні властивості та агрегатний стан матеріалів).

— По структурі робочого циклу обладнання поділяється на безперервної та періодичної дії.

— По ступені механізації та автоматизації обладнання буває неавтоматичне, напівавтоматичне та автоматичне.

— По принципу об'єднання в потоці обладнання класифікуються на окремі апарати, агрегати або комплекси; комбіновані та автоматичні системи.

При виконанні органами установки різноманітних процесів і операцій, зв'язаних окремою послідовністю, такий тип обладнання називається агрегатом.

Але найбільш досконалими являються комбіновані типи обладнання, які виконують визначений, закінчений цикл операцій та процесів.

По функціональній ознаці технологічне обладнання класифікується на групи, які об'єднуються по характеру дії на матеріал і конструктивному рішенню апаратів:

- 1) апарати для зберігання сипучих та рідинних матеріалів;
- 2) апарати для подрібнення різноманітних видів сировини;
- 3) апарати для екстракції необхідних компонентів живильних середовищ із сировини та екстракції із культури ферментів;
- 4) для розчинення твердих речовин в рідині;
- 5) для фільтрування суспензій;
- 6) для стерилізації рідинних, та сипучих середовищ і води;
- 7) для приготування посівного матеріалу на твердих середовищах, на рідинних живильних середовищах глибинним способом;
- 8) для культивування мікроорганізмів на твердих та рідинних живильних середовищах;
- 9) для відокремлення зокрема біомаси від культуральної рідини;
- 10) для освітлення культуральної рідини;
- 11) для стерильного фільтрування культуральної рідини;
- 12) для концентрування біологічно активних речовин методом: флотації, ультрафільтрування, вакуум випарювання;

- 13) для плазмолізу;
- 14) для сушки: розчинів, осадів і паст біологічно активних речовин;
- 15) для осадження ферментів із розчинів і вилучення осадів біологічно активних речовин;
- 16) для концентрування, кристалізації біологічно активних речовин.

Структура машин і призначення її елементів.

Машина складається із живильних пристроїв, виконавчих органів, привідного (двигунного) механізму, а також пристроїв для управління, регулювання, захисту та блокування.

Живильний пристрій — призначений для безперервної або періодичної подачі початкового продукту або сировини в машину.

Виконавчий механізм — призначений для передачі руху робочим органам машини. Цей механізм складається із відомої ланки з якою з'єднані робочі органи і ведучої ланки, яка пов'язана з привідним механізмом.

Робочі органи машини безпосередньо діють на оброблюєний продукт згідно заданому технологічному процесу.

Виконавчий механізм характеризуються умовами роботи робочих органів. Існують машини безперервної роботи, робочі органи яких знаходяться в безпосередньому контакті з оброблюєним продуктом на протязі циклу руху механізму; а також механізми періодичної роботи, робочі органи яких знаходяться в контакті з оброблюєним продуктом на протязі частини циклу руху механізму.

Сучасні машини приводяться в рух індивідуальним електро-двигуном.

Пристрої захисту та блокування повинні запобігати неправильному або невчасному включенню або виключенню окремих частин машин і запобігають їх від руйнування при аварії сполучених механізмів або машин.

Методи послідовного розвитку машин та апаратів.

Великий економічний ефект від експлуатації обладнання дає уніфікація і стандартизація деталей, вузлів та агрегатів.

Уніфікація — це багатократне використання в конструкції машини одних і тих же елементів.

Стандартизація — це регламентування конструкції і типорозмірів деталей, вузлів, агрегатів — які широко використовуються в машинобудуванні.

Методи створення уніфікованих технологічних машин.

До цих методів відносяться:

1. *Метод секціювання* полягає в тому, що машина складається із окремих однакових уніфікованих секцій (дискові фільтри, пластинчаті теплообмінники, мюючі машини).

2. *Метод зміни лінійних розмірів* полягає в тому, що для отримання більш продуктивних машин змінюються тільки лінійні їх розміри. Метод реалізується в роторних машинах (насоси, дробарки).

3. *Метод базового агрегату* заключається в приєднанні спеціальних вузлів до машини для зміни її функціонального призначення (виймач — укладач, підігрівник — охолоджувач).

4. При використанні *методу конвертування* базову машину чи основні її елементи використовують для створення агрегатів різного призначення, де коли близького, а де коли різних по робочому процесу машин (перевід поршневих компресорів на інший робочий газ: аміак або фреон).

5. *Метод компаундування* застосовується з метою збільшення загальної потужності або продуктивності установки (паралельне встановлення машин в технологічній лінії).

6. *Агрегування* заключається у створенні машин шляхом об'єднання уніфікованих вузлів, які являються автономними агрегатами і які можна встановити у різних комбінаціях і різної їх кількості на загальній станині (відстійники, змішувальні машини).

При проектуванні і розробці технологічних машин і апаратів закладаються резерви на такі техніко-економічні показники: продуктивність, швидкохідність, резерв збільшення об'єму та діапазону виконуючих операцій.

Основи раціональної будови апаратів.

Доцільно побудований апарат повинен задовольняти: експлуатаційним, конструктивним, естетичним, економічним вимогам і вимогам по техніки безпеки.

Експлуатаційні вимоги:

1) відповідність апарата своєму цільовому призначенню: створення оптимальних умов для проведення процесу; форма, яка би відповідала проведенню необхідним технологічним процесам; створення необхідного контакту фаз в апараті;

2) висока інтенсивність роботи апарату: продуктивність віднесена до будь-якої одиниці, яка характеризує даний апарат;

3) стійкість матеріалу апарата проти корозії;

4) незначні витрати енергії: питомі витрати енергії на одиницю переробленої сировини або випущеної продукції;

5) доступність для огляду, чистки та ремонту.

Конструктивні та естетичні вимоги — пов'язані з проектуванням, транспортуванням і встановленням апаратів. Ці вимоги такі:

стандартність та заміненість деталей апаратів; найменша трудомісткість при збиранні; зручність транспортування, розбирання та ремонту; мінімальна вага як апарата так і його окремих частин. Конструкція апарату повинна бути технологічна: мінімальні затрати при виготовленні, а також повинен мати відповідну форму і пофарбування.

Вимоги техніки безпеки: огороження рухомих частин, запобіжні клапани, автоматичні вимикачі і інші пристрої запобігають взривам і аваріям. При побудові апарату необхідно передбачити щоб праця апаратника була пристосована до його фізичних і психологічних можливостей. На фармацевтичних підприємствах повинна бути забезпечені високі санітарно-гігієнічні умови, які забезпечується герметичністю апаратів з їх конструктивними формами, підбором відповідного матеріалу апарата.

Економічні вимоги поділяються на вимоги до проектування і побудови апаратів і експлуатаційних вимог. Ці показники по вартості повинні бути мінімальними. Запроектований апарат повинен випускати продукцію з мінімальною собівартістю.

Тема 3

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ І АПАРАТІВ

Дослідження процесів і апаратів в масштабах і умовах промислового виробництва являється складним, тривалим і дорогим. При цьому велике значення надається моделюванню — вивчення закономірностей процесів на моделях при умові, поширення отриманих результатів на усі процеси, які подібні вивченому, незалежно від масштабу апарату.

Загальні вимоги при моделюванні процесів і апаратів:

- 1) необхідно, щоб процеси в моделі і апараті натурального розміру (оригінал) описувалися однаковими рівняннями;
- 2) модель повинна бути геометрично подібна оригіналу;
- 3) числові значення початкових та граничних умов, виражених в безрозмірній формі, для моделі і оригіналу повинні бути рівні;
4. необхідно, щоб всі безрозмірні комплекси фізичних і геометричних величин, які впливають на процес (критерії подібності) були рівні для усіх споріднених точок моделі і оригіналу.

Основи теорії подібності

Теорія подібності являється сучасною теорією проведення експерименту і узагальнення результатів дослідження на подібні процеси і

апарати з метою отримання розрахункових залежностей. Ця теорія також вказує на принципи побудови невеликих моделей, на основі яких досліджуються процеси, які плінуть у великих виробничих апаратах. Теорія подібності використовується при дослідженні механічних, гідравлічних, тепло- і масообмінних процесів. Отримані математичні залежності розкривають фізичну сутність процесу, вказують шлях інтенсифікації процесу та створення більш досконального обладнання.

Для подібних трикутників можна записати:

$$\frac{l_1''}{l_1'} = \frac{l_2''}{l_2'} = \frac{l_3''}{l_3'} = C_e \quad (1)$$

цей вираз дає умову геометричної подібності, а величина C_e називається сталою подібності.

Поняття подібності можна поширити на різноманітні фізичні явища. Для характеристики даного одиничного явища, який відрізняється від класу подібних явищ, необхідно доповнити дані, які не містяться в початковій залежності, відображеній загальним фізичним законом. Доповнені дані називаються умовами однозначності. Такими умовами виступають: дані про розміри розглядаємої системи, про фізичні властивості робочого тіла, про стан системи на границях її в початковий момент часу, умови взаємодії з навколишнім середовищем. Таким чином із початкової залежності, яка доповнена умовами однозначності, можна отримати залежності, які характеризують дане явище або процес.

На основі попереднього можна сформулювати такі положення: *фізична подібність має місце тоді, коли в геометрично подібних системах подібні геометричні величини в однозначні моменти часу від початку процесу.*

Подібність фізичних величин:

$$\frac{\rho''}{\rho'} = C_\rho; \quad \frac{\mu''}{\mu'} = C_\mu; \quad \frac{\omega''}{\omega'} = C_\omega; \quad \frac{\tau''}{\tau'} = C_\tau$$

Для швидкості руху двох подібних систем:

$$\frac{\omega''}{\omega'} = \frac{l''}{\tau''} : \frac{l'}{\tau'} = \frac{l''}{l'} \frac{\tau'}{\tau''}; \quad C_\omega = \frac{C_l}{C_\tau} \quad \text{або} \quad \frac{C_\omega C_\tau}{C_l} = 1 \quad (3)$$

Комплекс множників подібного перетворення називається *індикатором подібності*, який характеризує умови подібності і він дорівнює 1. Отримали, що

$$\frac{\omega' \tau'}{l'} = \frac{\omega'' \tau''}{l''} = \text{idem} \quad (4)$$

Величини, які для всіх подібних між собою явищ мають однакові числові значення називаються індикаторами подібності або критері-

ями подібності. *Критерій подібності* — це безрозмірні комплекси, складені із величин, які характеризують подібні явища. Нульова розмірність комплексу служить перевіркою правильності його складання.

Приклад: 1) Другий закон Ньютона:

$$p = ma = m \frac{\omega}{\tau}$$

$$\frac{p'\tau'}{m'\omega'} = \frac{p''\tau''}{m''\omega''} = \frac{p\tau}{m\omega} = Ne = \text{idem} \quad (5)$$

Критерій *Ne* називається критерієм Ньютона і являється головним критерієм механічної подібності. Таким чином в механічно подібних системах числові значення критерію *Ne* повинні бути рівними.

2) По закону Ньютона сила тертя *f* на одиниці площі пропорційна зміні швидкості по товщині шару

$$f = \mu \frac{\omega}{l}$$

Припустимо, що рух двох шарів рідини складає куб зі стороною *l*, тоді сила тертя на всю площу

$$p = fl^2 = \mu \frac{\omega}{l} l^2 = \mu \omega l \quad (6)$$

Підставивши цей вираз у формулу (5)

$$Ne = \frac{\mu \omega l \tau}{m \omega} = \frac{\mu l \tau}{\rho l^3 \omega} = \frac{\mu}{\rho l \omega} = \frac{\vartheta}{\omega l} \quad (7)$$

$$m = \rho l^3; \quad \tau = \frac{l}{\omega}; \quad \vartheta = \frac{\mu}{\rho}$$

Величина *Re* називається критерієм Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega l}{\vartheta} \quad (8)$$

Критерій Рейнольдса характеризує режим руху рідини:

Re < 2200 — режим ламінарний;

Re > 10000 — режим турбулентний;

2200 < *Re* < 10000 — перехідний режим.

Критерій подібності можна отримати із аналізу любого фізичного явища, для цього необхідно скласти залежність між змінними величинами, які характеризують дане явище.

Основні положення теорії подібності формуються у вигляді трьох теорем, які відповідають на такі питання:

1) які величини необхідно визначити при проведенні дослідів;

- 2) як подати результати дослідів в узагальненій формі;
- 3) на які випадки поширюються результати дослідів.

Перша теорема — подібні між собою явища мають чисельно рівні критерії подібності, таким чином в дослідях потрібно визначати не вільно взяти величини, а тільки ті, які входять в критерії подібності.

Друга теорема — люба залежність, яка характеризує явище може бути представлена у вигляді залежностей між критеріями подібності, яка являється узагальненою для усіх подібних явищ.

Наприклад: $k_1 = f(k_2 k_3) = \text{const} k_2^m k_3^n$

Третя теорема — подібні ті явища, умови однозначності яких подібні і критерії, складені із умов однозначності (так звані визначаючі критерії) чисельно рівні.

Критеріальні залежності дають зв'язок між критеріями подібності, виводяться із аналізу фізичних умов процесу, а оскільки вони безрозмірні, то не порушується розмірність фізичних величин і ці залежності можна поширити на широкий клас подібних явищ. Критеріальні залежності можна використовувати тільки в інтервалі зміни значень визначаючих критеріїв, які мали місце під час дослідів, по цій причині вказуються границі їх застосування.

При моделюванні необхідно враховувати масштабний фактор так як відступ від масштабу оригінала призводить до впливу на точність отриманих результатів.

Основні принципи методу аналізу розмірностей

Технологічні процеси залежать від впливу великої кількості різних факторів. Для них не удається отримати математичне описування. Можливо тільки в самому загальному вигляді представити залежність між різними перемінними, які впливають на протікання процесу.

Наприклад: згідно практичним даним, деяка величина α , залежить від параметрів β , γ , δ , θ .

$$\alpha = f(\beta; \gamma; \delta; \theta). \quad (9)$$

Для знаходження конкретного вигляду функціональної залежності може бути використаний *метод аналізу розмірностей*.

Метод оснований на *π -теоремі* — загальні функціональні залежності, які зв'язує між собою n змінних величин при m основних одиницях їх вимірювання, можна подати у вигляді залежності між $(n-m)$ безрозмірних комплексів, а при наявності подібності — у вигляді зв'язку між $(n-m)$ критеріями подібності.

Коли $n=5$ та $m=3$ тоді $n-m=5-3=2$, то указану функцію можна представити у вигляді функції між деякими двома безрозмірними комплексами π_1 і π_2

$$\varphi(\pi_1, \pi_2) = 0 \Rightarrow \pi_1 = f(\pi_2). \quad (10)$$

Для описування процесів часто використовується функція загального вигляду у вигляді степеневі залежності

$$\alpha = x \beta^y \gamma^z \delta^u \theta^v \quad (11)$$

де x, y, z, u, v — невідомі числові коефіцієнти.

Виразимо розмірності величин $\alpha, \beta, \gamma, \delta, \theta$

$$[\alpha] = (l^{a_1} t^{b_1} m^{c_1}); [\beta] = (l^{a_2} t^{b_2} m^{c_2}); [\gamma] = (l^{a_3} t^{b_3} m^{c_3});$$

$$[\delta] = (l^{a_4} t^{b_4} m^{c_4}); [\theta] = (l^{a_5} t^{b_5} m^{c_5}).$$

Враховуючи, що розмірності двох частин рівняння (11) однакові, а x — безрозмірний коефіцієнт, то замінемо в ньому всі величини їх розмірностями

$$[\alpha] = [\beta]^y [\gamma]^z [\delta]^u [\theta]^v \quad (12)$$

$$l^{a_1} t^{b_1} m^{c_1} = l^{a_2 y + a_3 z + a_4 u + a_5 v} t^{b_2 y + b_3 z + b_4 u + b_5 v} m^{c_2 y + c_3 z + c_4 u + c_5 v}$$

Показники ступенів при однакових одиницях вимірювання у двох частинах рівняння повинні бути рівними:

$$\begin{cases} \alpha_1 = \alpha_2 y + \alpha_3 z + \alpha_4 u + \alpha_5 v \\ b_1 = b_2 y + b_3 z + b_4 u + b_5 v \\ c_1 = c_2 y + c_3 z + c_4 u + c_5 v \end{cases} \quad (13)$$

У цій системі маються чотири невідомих y, z, u, v . Будь-які три із них можна виразити через четверту. Наприклад z, u і v через y .

$$z = Ay + B; u = Cy + D; v = Ey + F$$

де A, B, C, D, E, F — числові коефіцієнти, значення яких визначається із системи (13). Підставимо значення z, u, v в рівняння (11):

$$\alpha = x \beta^y \gamma^{Ay} \gamma^{By} \delta^{Cy} \delta^{Dy} \theta^{Ey} \theta^F \quad (14)$$

Переходимо до безрозмірної форми

$$\frac{\alpha}{\gamma^B \delta^D \theta^F} = x (\beta \gamma^A \delta^C \theta^E)^y \quad (15)$$

Рівняння (15) згідно з теоремою можна представити у вигляді узагальненої залежності між двома безрозмірними комплексами:

$$\pi_1 = \frac{\alpha}{\gamma^B \delta^D \theta^F}; \quad \pi_2 = \beta \gamma^A \delta^C \theta^E.$$

Для знаходження конкретного вигляду рівняння (15) необхідно визначити числові значення невідомих величин x та y . Шляхом експериментального дослідження та обробці результатів експерименту x і y визначаються у вигляді залежності між безрозмірними комплексами

сами π_1 і π_2 . В підсумку отримуємо розрахункову залежність, придатну для групи подібних явищ, але тільки в межах зміни значень π_1 і π_2 .

Приклад: встановлено, що перепад тисків по прямій трубі залежить від швидкості рідини ω , її густини ρ , в'язкості μ , прискорення сили тяжіння q , довжини труби l і еквівалентного діаметру d_e

$$\Delta P = f(\omega, \rho, \mu, q, l, d_e)$$

$$n=7, m=3 \quad n-m=7-3=4$$

$$\Delta P = x \omega^p \rho^z \mu^u l^s d_e^t q^r$$

$$\left[P = \frac{H}{m^2} = \frac{кг \cdot м}{с^2 \cdot м^2} = \frac{кг}{с^2 \cdot м} \right] \left[\omega = \frac{м}{с} \right] \left[\rho = \frac{кг}{м^3} \right] \left[\mu = \frac{Н \cdot с}{м^2} = \frac{кг \cdot м \cdot с}{с^2 \cdot м^2} = \frac{кг}{с \cdot м} \right]$$

$$\frac{кг}{м \cdot с^2} = \left(\frac{м}{с} \right)^p \left(\frac{кг}{м^3} \right)^z \left(\frac{кг}{с \cdot м} \right)^u (м)^s (м)^t \left(\frac{м}{с^2} \right)^r$$

Виразимо p, z, t через u, r, s

$$\begin{cases} 1 = z + u \\ -1 - p - 3z - u + s + t + r \\ -2 = -p - u - 2r \end{cases}$$

$$\begin{cases} -1 - p - 3z - u + s + t + r \\ -2 = -p - u - 2r \end{cases}$$

$$p = 2 - u - 2r \quad -1 - 2 + u + 2r + 1 - u - u - s - r = t$$

$$z = 1 - u \quad t = r - s - u$$

$$\Delta P = x \omega^2 \omega^{-u} \omega^{-2r} \rho \rho^{-u} d_e^r d_e^{-s} d_e^{-u} \mu^u q^r l^s$$

$$\Delta P = x \omega^2 \omega^{-u} \omega^{-2r} \rho \rho^{-u} d_e^r d_e^{-s} d_e^{-u} \mu^u q^r l^s$$

$$\frac{\Delta P}{\rho \omega^2} = x \left(\frac{\omega \rho d_e}{\mu} \right)^{-u} \left(\frac{\omega^2}{q d_e} \right)^{-r} \left(\frac{l}{d_e} \right)^s$$

$$Eu = x Re^{-u} Fr^{-r} \left(\frac{l}{d_e} \right)^s$$

l/d_e — симплекс геометричної подібності. Значення x, u, r, s знаходимо експериментальним шляхом.

При правильному виборі величин, які входять у вихідну функцію, метод аналізу розмірностей дозволяє отримати їх же кінцеву узагальнену залежність.

Тема 4

ПОДРІБЛЕННЯ

Це процес розділення твердих тіл на частини під дією механічних сил або тепла. Коли потрібно зменшити розміри кусків без надання їм визначеної форми, процес подрібнення називається дробленням;

а коли одночасно з зменшенням розмірів кусків їм придається визначена форма, процес називається різанням.

Класифікація способів дроблення.

По характеру прикладених зусиль способи дроблення можуть класифікуватися як дроблення: при допомозі удару; роздавлювання; розколення; розтирання; розриву та згинання.

Вибір способу залежить від розмірів кусків та механічних властивостей подрібненого матеріалу.

Співвідношення середнього характерного розміру куска матеріалу до подрібнення D до середнього характерного розміру куска після подрібнення називається *ступенем подрібнення*.

$$i = D/d \quad (1)$$

Для оцінки ступеня подрібнення сипучої суміші матеріалу застосовують ситовий аналіз. Середній розмір кожної фракції визначають

$$d_{cp} = \frac{d_{max} + d_{min}}{2} \quad (2)$$

В залежності від розмірів кусків початкового матеріалу та величини подрібнених кусків види подрібнення класифікуються

Вид подрібнення	D , мм	d , мм	i
Грубе	1500-150	250-25	3-5
Середнє	150-25	25-5	4-5
Мілке	25-5	5-1	5-6
Тонке розмелювання	5-1	1-0,075	до 100
Колоїдне розмелювання	0,2-0,1	до $1 \cdot 10^{-4}$	10000

Грубе і середнє подрібнення проводиться звичайно сухим способом, а мілке подрібнення і розмелювання — як сухим так і мокрим способом (з додаванням води).

Матеріали з низькою механічною стійкістю краще усього подрібнювати шляхом удару і розтирання; матеріали зі середньою механічною стійкістю — при допомозі удару, розтирання і розколювання; матеріали з високою механічною стійкістю подрібнюють роздавлюванням або розколюванням. Розмелювання ведеться шляхом удару або роздавлюванням сумісно з розтиранням.

Подрібнення може проводитися в відкритому, замкненому циклах або в декілька прийомів (рис. 1).

Недоліком замкненого циклу подрібнення являються: збільшені затрати на обладнання (встановлення додаткового транспортера і класифікатора) цю схему потрібно використовувати при багатотонажному виробництві і тоді коли пред'являються жорсткі вимоги до однорідності кінцевого продукту.

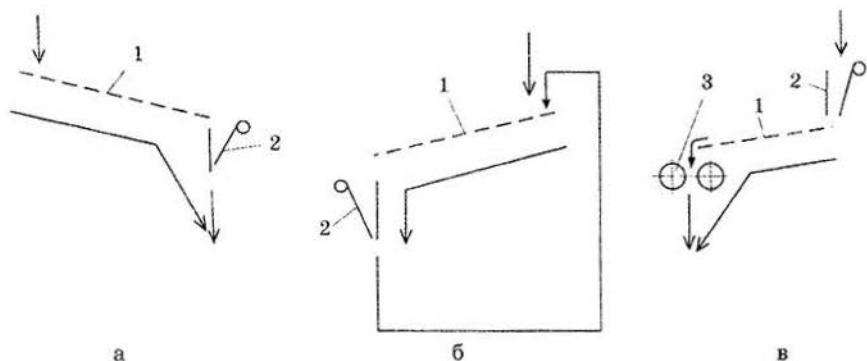


Рис. 1. Схеми подрібнення:

а) по відкритому циклу; б) по замкнутому циклу; в) в два прийоми
1 — просіювач; 2 — щоква дробарка; 3 — валкова дробарка

Фізичні основи процесу подрібнення

Витрати енергії на подрібнення твердих матеріалів розраховуються по таким теоріям подрібнення: поверхнева і об'ємна.

Поверхнева теорія базується на умові, що робота при подрібненні витрачається на переборювання молекулярного притягування по поверхні подрібненого матеріалу і вона пропорційна заново утвореній поверхні подрібненого матеріалу (Раттінгер)

$$i = D/d.$$

Кількість утворених кубиків, ступень подрібнення i^3 . Кількість площин розділення, яке приходить на одне ребро $(i-1)$. Для трьох взаємно перпендикулярних ребер

$$n = 3(i-1).$$

Площа однієї поверхні розділу рівна D^2 , а сумарна площа заново утвореної поверхні $F = n D^2 = 3(i-1)D^2$. Коли прийняти, що для отримання 1 м^2 подрібненої поверхні витрачається робота A , тоді робота при подрібненні куба з ребром D і ступеню подрібнення i рівна:

$$A_i = 3A(i-1)D^2 \text{ [Hm]} \quad (3)$$

Можна прийняти, що $(i-1) \approx i$.

Віднесемо цю роботу до об'єму початкового куба D^3

$$A_1 = \frac{3AD^2(i-1)}{D^3} = 3A \left(\frac{D-d}{D} \right) = 3A \left(\frac{1}{d} - \frac{1}{D} \right); \left[\frac{\text{H} \cdot \text{м}}{\text{м}^3} \right] \quad (4)$$

Згідно об'ємної теорії (В.Л. Кирпичова); робота при подрібненні витрачається на деформацію матеріалу і визначається як робота деформації при роздавненні

$$A_0 = \frac{\sigma^2 V}{2E}, \quad (5)$$

де σ — руйнівна напруга при деформації [Н/м²]; V — об'єм матеріалу, [м³]; E — модуль пружності, [Н/м²].

Таким чином $A_{01}/A_{02} = V_1/V_2$.

Робота подрібнення рівна добутку сили P на деформацію Δl , згідно закону Гука пропорційна довжині зразка l .

$$\frac{A_{01}}{A_{02}} = \frac{P_1 \Delta l_1}{P_2 \Delta l_2} = \frac{P_1 l_1}{P_2 l_2} = \frac{V_1}{V_2} = \frac{l_1^3}{l_2^3} \Rightarrow \frac{P_1}{P_2} = \frac{l_1^2}{l_2^2} \quad (6)$$

По другій теорії зусилля подрібнення пропорційне квадратам лінійних розмірів, таким чином площам.

Згідно теорії П.А. Ребиндера, робота подрібнення складається із роботи на утворення нових поверхонь та роботи на деформацію матеріалу

$$\Sigma A = A_1 + A_0 = 3AD^2(i-1) + \frac{\sigma^2 V}{2E}; [\text{Нм}] \quad (7)$$

При грубому і середньому подрібненню роздавлюванням та ударом добре співпадає з експериментальними даними об'ємна теорія, а при мілкому і тонкому подрібненні розтиранням — поверхнева теорія.

Машина для грубого подрібнення

Для грубого подрібнення використовуються щоківі та конусні дробарки у яких діють роздавлюючі і розколюючі зусилля.

Тяга 7 та пружина 8 створює в рухомій системі натяг і сприяє холостому ходу рухомої щокі 2. При

допомозі регулюючого клину 9 регулюється ширина випускного отвору, а відповідно і ступень подрібнення.

Переваги щоківих дробарок: простота та надійність конструкції, широка сфера використання, компактність і легкість обслуговування.

Основні технологічні характеристики щоківих дробарок: кут захоплення; швидкість обертання ексцентрикового валу, продуктивність, витрачена потужність.

Кут α між площинами подрібнення при їх максимальному збільшенню називається кутом захоплення.

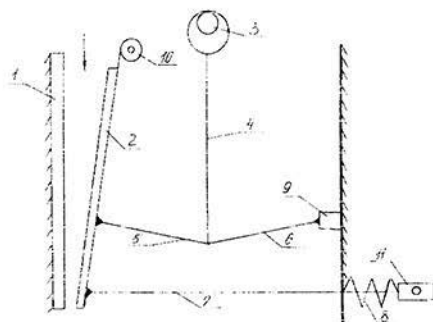


Рис. 2. Щоківі дробарки:

- 1 — нерухома щоківі; 2 — рухома щоківі;
- 3 — ексцентрик; 4 — шатун;
- 5, 6 — передня і задня розпірні плити;
- 7 — тяга; 8 — пружина; 9 — регулюючий клин; 10 — підвіс щоківі

$$F_1 = P_1 f; \quad F_2 = P_2 f, \quad f — \text{коефіцієнт тертя.}$$

Кусок не виштовхується коли $N < 0$

$$N = \Sigma P_i + F_i - 2fP \cos(\alpha/2) \geq 2P \sin(\alpha/2) \quad (8)$$

$$f \geq \tan(\alpha/2), \quad f = \tan(\varphi) \Rightarrow 2\varphi \geq \alpha$$

Кут захоплення складає $\alpha 15 \dots 25^\circ$

Хід щок $S = h \tan \alpha$

Час холостого ходу

$$\tau = \frac{1}{2} \frac{60}{n} = \frac{30}{n},$$

n — число обертів ексцентрикового валу.

Шлях вільного падіння

$$h = \frac{g\tau^2}{2} \Rightarrow h = g \left(\frac{30}{n} \right)^2 \frac{1}{2} = \frac{450g}{n^2} = \frac{S}{\tan \alpha} \Rightarrow n = \sqrt{\frac{450g \tan \alpha}{S}} = 66,5 \sqrt{\frac{\tan \alpha}{S}}$$

Приймаємо

$$n = (60 \dots 63) \sqrt{\frac{\tan \alpha}{s}} \quad (9)$$

Ширина випускної щілини s , то площа трапеції продукта, яка випускається

$$F = \frac{\ell + (\ell + s)}{2} h = \frac{2\ell + s}{2} \frac{s}{\tan \alpha} \quad (10)$$

То продуктивність дробарки: при ширині дробарки B :

$$\Pi = 60nV\mu = 60n\mu \frac{Bs(2\ell + S)}{2 \tan \alpha} = 30n\mu Bs(2\ell + S) \frac{1}{\tan \alpha} \quad (11)$$

μ — коефіцієнт розрихлення матеріалу при випуску, $\mu = 0,3 \dots 0,6$.

Ширина дробарки $B = (1,15 \dots 1,2)D$, D — діаметр найбільшого куса матеріалу.

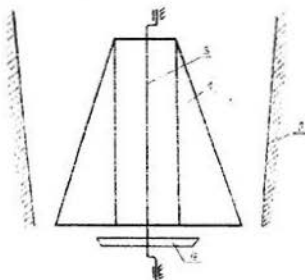


Рис. 3. Конусні дробарки:

- 1 — рухомий конус; 2 — нерухомий конус;
3 — ексцентриковий вал; 4 — шестерня

Потужність, яка використовується при подрібненні

$$N = (80 \dots 160)AB,$$

A, B — ширина і довжина завантажувального отвору, [м].

Конусні дробарки.

Матеріал в конусних дробарках подрібнюється роздавленням при зближенні поверхні внутрішнього рухомого і зовнішнього нерухомого конусів. Конусні дробарки по призна-

ченню класифікуються: грубого, середнього і мілкового подрібнення.

Регулювання ступеню подрібнення проводиться шляхом підймання або опускання рухомого конуса 1.

Недоліком конусних дробарок являється: більш складна і дорога конструкція, більш складне обслуговування, велика висота.

Кут захоплення $\alpha = \alpha_1 + \alpha_2 \Rightarrow \alpha \leq 2\varphi$

Величина ходу $S=2r$

По аналогії з щоговою дробаркою:

$$h = \frac{450q}{n^2} = \frac{S}{tg\alpha}; n = 66,5 \sqrt{\frac{tg\alpha_1 + tg\alpha_2}{S}} = 47 \sqrt{\frac{tg\alpha_1 + tg\alpha_2}{r}} \quad (12)$$

Продуктивність конусної дробарки визначається:

$$\Pi = \frac{340\mu n D r d}{tg\alpha_1 + tg\alpha_2} \text{ [м}^3/\text{год]} \quad (13)$$

$\mu = 0,3 \dots 0,5$; d — середній розмір подрібненого матеріалу, м.

Середнє та мілке подрібнення

Для середнього та мілкового подрібнення використовуються валкові і ударно-відцентрові машини, у яких матеріал подрібнюється від 100 мм до 10...12 мм.

Волкові дробарки

Валки бувають гладенькими або рифленими. Подрібнення відбувається за рахунок роздавлення і різання.

Кругова швидкість валків 2...4,5 м/с. Волкові дробарки бувають двох, чотирьох та шестивалковими. Волкові дробарки надійні в роботі, матеріал не подрібнюється і в ньому міститься мало дрібноти.

Кут захоплення визначається:

$$\cos\varphi = \frac{R + \frac{b}{2}}{R + r} = \frac{1}{\sqrt{1 + tg^2\varphi}}; \quad \alpha < \varphi; tg\alpha < tg\varphi \quad (14)$$

$$D_{min} = \frac{D - b}{1 - \cos\varphi} \quad (15)$$

Продуктивність дробарки:

$$\Pi = 60\pi n D L b \mu r, \text{ [кг/год]} \quad (16)$$

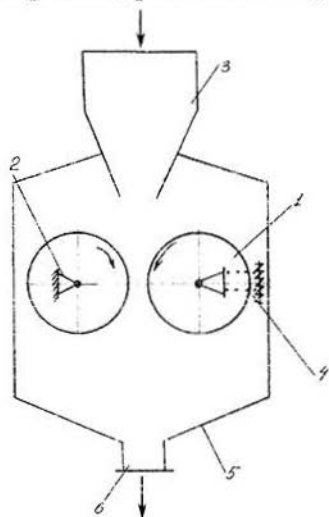


Рис. 4. Волкова дробарка:
1 — валок з рухомих підшипником; 2 — валок з нерухомих підшипником; 3 — бункер-живильник; 4 — пружина; 5 — корпус дробарки; 6 — патрубок відведення подрібненого продукту

μ — коефіцієнт розрихлення матеріалу, $\mu=0,2...0,3$

Мінімальна кількість обертів валків:

$$n \leq 616 \sqrt{\frac{f}{\rho D d}}; [x_{\text{в}}^{-1}]$$

де: D — діаметр валків, d — діаметр кусків матеріалів, які поступають на подрібнення, см.

Молоткові дробарки

Молотки обертаються зі швидкістю 30...60 м/с. Ступень подрібнення $i=10-15$. Випускаються дробарки з вільно та жорстко закріпленими молотками.

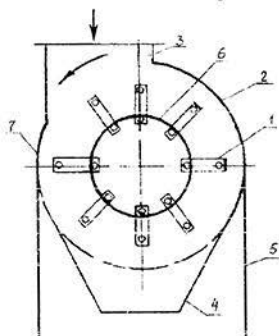


Рис. 5. Молоткові дробарки:
1 — молотки; 2 — сито; 3 — живильник; 4 — патрубок відведення подрібненого матеріалу; 5 — корпус зі стійками; 6 — диск; 7 — плита рифлена.

Недолік молоткових дробарок — значний знос молотків, плит та складність балансування ротора. Дробарки використовуються для подрібнення крихких, волокнистих, матеріалів помірної твердості та абразивності. При подрібненні глинистих і в'язких матеріалів дробарки працюють без сит.

Із закону кількості руху

$$m(v_2 - v_1) = P\tau \Rightarrow v_2 = \frac{P\tau}{m} \quad (17)$$

де P — сила удару, Н; v_2, v_1 — швидкість матеріалу після і до удару; τ — час удару, $\tau = 1 \cdot 10^{-5}$ с.

Продуктивність:

$$\Pi = \frac{kD^2 L n^2}{3600(i-1)}; [\text{т/год}] \quad (18)$$

$[n = x_{\text{в}}^{-1}]$; k — коефіцієнт, $k=4...6,2$

Необхідна потужність двигуна:

$$N = 0,15 \cdot \Pi i; [\text{кВт}] \quad (19)$$

Дезінтегратор та дісmembратор

Це дробарки ударної дії робочим органом яких являються два (дезінтегратор) або один дісmembратор обертаючий ротора.

Пальці на дисках ротора розміщені по концентричним колам. Швидкість зовнішніх пальців складає 20-40 м/с.

Пальцям дісmembратора, встановлених на статорі і роторі надають форму ножів для подрібнення матеріалу зрізом або розривом. Число обертів ротора дісmembратора в 2 рази перевищує число обертів дезінтег-

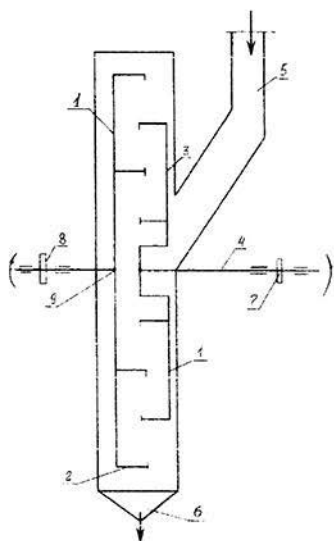


Рис. 6. Дезінтегратор:

1, 3 — обертаючі диски; 2 — пальці;
4, 9 — привідні вали; 5 — завантажувальний пристрій; 6 — розвантажувальний пристрій; 7, 8 — шків привідні

ратора. Переваги ударно - подрібнюючих машин: простота та компактність, простота обслуговування і надійність в роботі, висока продуктивність і ступень подрібнення, невелика вага.

Тонке подрібнення — відбувається в барабаних і кільцевих дробарках і матеріал подрібнюється від 10...2 мм до 2...0,075 мм.

Барабанні дробарки.

Матеріал подрібнюється в середині барабана під дією подрібнюючих тіл, або самоподрібненням. Тілами, що подрібнюють, служать металеві шари або стержні. Барабан 1 виконаний хвилеподібно з метою запобігання сковзанню матеріалу. Вивантаження відбувається під дією власної ваги, або шляхом відсмоктування повітря з барабану. Подрібнення у таких дробарках може бути сухим і мокрим. Барабан заповнюється шарами діаметром 25...150 мм на 50%.

На шар діє відцентрова сила P і сила ваги шару:

$$P = m\omega^2 R = m \left(\frac{\pi n}{30} \right)^2 R ; G = mg \quad (20)$$

$$P < G \quad n_{кр} = \sqrt{\frac{900}{R}} = \sqrt{\frac{1800}{D}} = \frac{42,4}{\sqrt{D}} \quad (21)$$

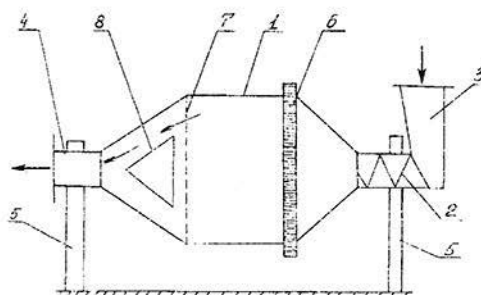


Рис. 7. Барабанна дробарка:

1 — барабан; 2 — шнековий живильник; 3 — завантажувальний бункер; 4 — патрубок для відведення подрібненого матеріалу; 5 — стійки з цапфами; 6 — привідне зубчасте колесо; 7 — сито; 8 — конус вивантажувач

Практично приймають

$$n = \frac{32}{\sqrt{D}}, [\text{хв}^{-1}]$$

Потужність двигуна шарової дробарки визначається:

$$N = 6,1 m_{\text{ш}} \sqrt{D}; [\text{кВт}] \quad (22)$$

де $m_{\text{ш}}$ — маса шарів, гр; $[D=\text{м}]$.

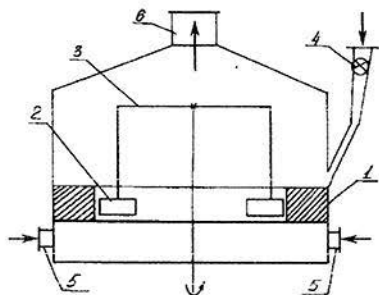


Рис. 8. Роликово-маятниковий млин:

- 1 — нерухоме кільце; 2 — ролики;
- 3 — хрестовина; 4 — живильний механізм (шлюзовий дозатор);
- 5 — патрубки для подачі повітря;
- 6 — відведення повітряної суміші;
- 7 — вертикальний вал

Вібраційні млини

Швидкість руху вібратора 1000-3000 хв^{-1} .

Мелючі тіла і матеріал планетарно рухається в сторону зворотну від напрямлення обертання вібратора. Корпус коливається по еліптичній траєкторії, а шари навколо своєї осі.

Перевага млина висока однорідність подрібнених частинок.

Струменеві млини.

Переваги струменевих млинів: висока ефективність подрібнення, відсутність обертаючих частин, можливість проведення інших процесів одночасно. Недоліки: значні енергетичні витрати і нестійкість аеродинамічних режимів.

Вісь сопла знаходиться під деяким кутом а до радіуса камери. Подача матеріалу на подрібнення відбувається при допомозі ежектора 4.

В кільцевих дробарках — матеріал подрібнюється за рахунок розтирання на поверхні рухомого або нерухомого кільця.

Роликово-маятниковий млин

Ролики підвішені до хрестовини 3. Ролики під дією відцентрових сил прижимаються до нерухомого кільця 1 і подрібнюють матеріал.

Надтонке подрібнення — відбувається шляхом високочастотної дії порівняно слабких ударів. Надтонке подрібнення відбувається у вібраційних, струменевих та колоїдних млинах. Розміри початкових тіл 10...0,1 мм, а подрібнених $(7...1) \cdot 10^{-4}$ мм.

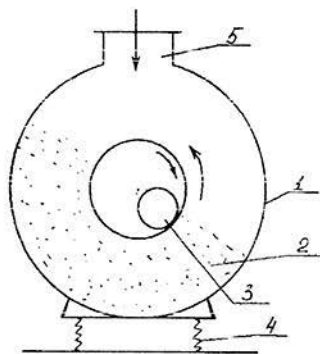


Рис. 9. Вібраційний млин:

- 1 — корпус; 2 — робочі мелючі шари;
- 3 — дебалансний вал (ексцентриковий); 4 — пружна опора

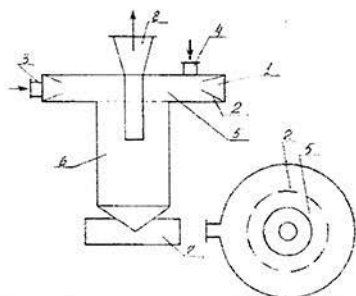


Рис. 10. Струменеві млини:

- 1 — колектор повітряносія; 2 — сопла;
3 — патрубок подачі повітря; 4 — патрубок
подачі матеріалу; 5 — камера подрібнення;
6 — циклон; 7 — ємкість для подрібненого
матеріалу; 8 — патрубок для відведення
відпрацьованого повітря

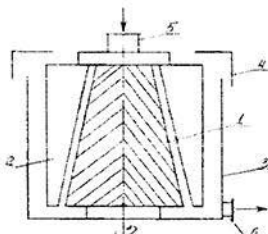
Подрібнення матеріалу відбувається за рахунок дії струменя повітря і співударів частинок між собою.

Колоїдні млини

Ротор і статор мають канавки які направлені в протилежні сторони. Статор кріпиться до корпусу при допомозі гайки 4, яка одночасно являється регулюючою. Ротор обертається зі швидкістю 100...120 м/с.

Рис. 11. Колоїдні млини:

- 1 — ротор; 2 — статор; 3 — корпус машини;
4 — накидна гайка; 5 — патрубок подачі
матеріалу; 6 — патрубок відведення под-
рібненого матеріалу



Різки — застосовуються для подрібнення матеріалу, коли йому потрібно придати визначену форму.

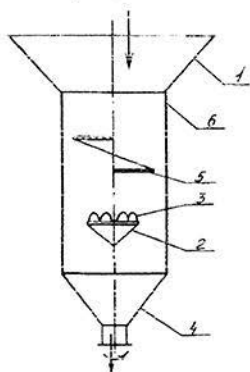


Рис. 12. Дискова різка:

- 1 — бункер-живильник; 2 — алюмі-
нієвий диск; 3 — сталі шипи;
4 — воронка відведення подрібненого
продукту; 5 — нерухомий одновитко-
вий шнек; 6 — кожух машини

Дискова різка

Шнек необхідний для запобіган-
ня обертання матеріалу на диску.

Продуктивність дробарки:

$$\Pi = 60\pi d_{\text{ш}} n_{\text{ш}} l_{\text{ш}} b m \varphi \quad (23)$$

$d_{\text{ш}}$ — діаметр шнека, м; $l_{\text{ш}}$ — висота
нерухомого шнека; b — зазор між шне-
ком та диском; m — число шнеків на
диску; $\varphi = 0,5$.

Ножова різка

Продуктивність ножової різки:

$$\Pi = 60\pi(D+h)hLn\varphi \quad (24)$$

h — висота виступу ножа, м; L — ши-
рина ножа; φ — коефіцієнт, $\varphi=0,15...0,6$

Колодки з відхиляються у випа-
дку попадання у різку сторонніх твер-
дих матеріалів.

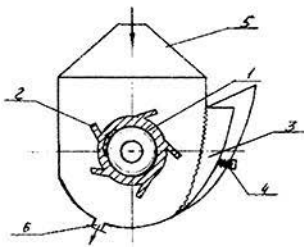


Рис. 13. Ножова різка:
1 — барабан; 2 — ножі; 3 — колодка;
4 — пружинний амортизатор; 5 — завантажувальний бункер; 6 — розвантажувальний пристрій

Тема 5

СОРТУВАННЯ (РОЗДІЛЕННЯ)

На фармацевтичних та мікробіологічних підприємствах виникає необхідність розділення сипучої суміші на фракції, які різняться такими чи іншими властивостями: формою та розміром часток, швидкістю осаджування в рідині або газовому середовищі, електричними, або магнітними властивостями.

Процес розділення сипучих сумішей на окремі фракції називається процесом *сортуння* (класифікацією або сепарування). На основі властивостей, за якими розподіляються фракції, розрізняють такі методи сортуння сипучих матеріалів:

- 1) розділення по розмірам та формі частинок з використанням ситових машин і трієрів;
- 2) розділення по швидкості осадження частинок в рідині або в газовому середовищі;
- 3) розділення по електромагнітним властивостям;
- 4) інші методи розділення (електростатичні).

Процес розділення сипучих матеріалів на класи по крупності шляхом пропускання через одне, або декілька сит називається *просіюванням*. Робоча поверхня сепараторів виготовляється у вигляді тканинних або дротяних сит сталених перфорованих листів-решіт. Тканинні сита виготовляються із шовку або капрону.

Шовкові тканини різняться:

- 1) по ваги — полегшені, поважчені.
- 2) по номеру — залежить від кількості отворів на одиницю довжини №7, 9, ..., 380.

Шовкові сита гігроскопічні.

Капронові сита поділяються на сита з ажурними та змішаним переплетенням. Вони не гігроскопічні.

Дротяні сита виготовляються з квадратними або прямокутними отворами розміром від 0,4...100 мм. Сита позначаються номером

відповідно розміру сторони отвору сітки на світло, вираженому у міліметрах. *Решета* — сталі листи товщиною 1-12 мм з проштампованими або просвердленими отворами розміром 5-50 мм.

Матеріал, який пройшов через сито під час просіювання називається *прохід*, а який залишився на ситі — *схід*. Робота просіювання оцінюється такими показниками: ефективність просіювання і продуктивність сепаратора.

Ефективність просіювання називається відношення маси підрешітного продукту до маси нижнього класу в початковому продукті:

$$E = \frac{C}{Q\alpha} \cdot 100 \cdot 100 = \frac{\alpha - v}{\alpha(100 - v)} 10^4 \quad (1)$$

де α — вміст нижнього класу в початковому матеріалі, %; Q — маса початкового матеріалу; C — маса підрешітного продукту; v — вміст нижнього класу в надрешітному продукті, %.

Продуктивність сепараторів визначається:

$$P = Bq, \text{ [кг/год]} \quad (2)$$

B — ширина сита, м; q — питомі навантаження сита [кг год/м²]

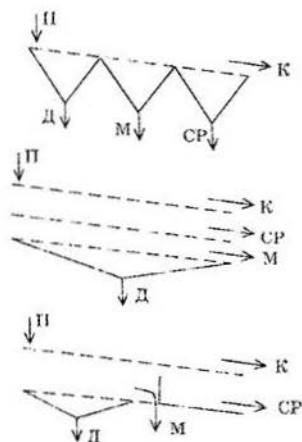


Рис. 14. Способи просіювання:
П — продукт; Д — дрібна фракція;
М — мілка фракція; СР — середня фракція; К — крупна фракція

Для виділення більше чим двох класів продуктів, що розподіляються, використовується багато кратно просіювання, яке відбувається по одному із трьох способів:

а) від дрібного до грубого — через послідовний ряд сит з збільшуючими розмірами отворів;

б) від грубого до дрібного через розміщено одне над другим сит з зменшуючими отворами;

в) комбінований.

Сепаратори для просіювання класифікуються:

а) по руху сит — нерухомі і рухомі;

б) по формі поверхні просіювання — циліндричні (барабани), плоскі;

в) в залежності від розміщення сит — нахилені та горизонтальні.

Барабанні сепаратори

Отвори в барабані збільшуються по напрямлені до розвантаження. Призматичні барабанні сепаратори називаються буротами.

Перевага барабанних сепараторів: простота конструкцій, рівномірність роботи. Недоліки: громіздкість, незначна питома продуктивність, низька ефективність.

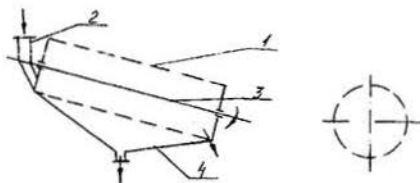


Рис. 15. Барабанні сепаратори:
1 — ситчатий барабан; 2 — завантажувальний пристрій; 3 — центральний вал; 4 — збірник проходу

Гойдаючий сепаратор

Сепаратор здійснює примусовий рух — гойдання.

Рис. 16. Гойдаючий сепаратор:
1 — кривошипно-шатунний механізм;
2 — сито; 3 — опірні стійки



Число обертів кривошипа визначаємо:

$$n = \frac{30}{\sqrt{r \operatorname{tg} \alpha}}, \quad (3)$$

де, r — радіус кривошипа; α — кут нахилу сита.

Вібраційні сепаратори

Вібраційні сепаратори в залежності від принципу роботи вібратора поділяються на інерційні та електромагнітні.

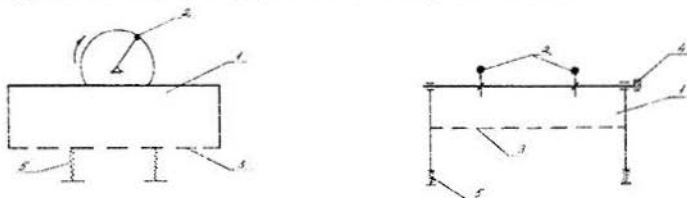


Рис. 17. Вібраційні сепаратори:

1 — корпус сепаратора; 2 — дебаланси; 3 — сито; 4 — привідний шків; 5 — пружини (амортизатори)

Вібрація корпусу 1 відбувається за рахунок обертання неурівноважених мас дисбалансів 2. Матеріал на ситі безперервно підкидається, а дрібні кусочки провалюються через отвори сит, а значні куски транспортуються до виходу із сит.

Переваги вібраційних сепараторів: висока продуктивність і ефективність, менша можливість закупорювання отворів сит, здатність сепарування мілкового помолу, компактність і легкість заміни сит, незначні витрати енергії.

Гідравлічна класифікація та повітряна сепарація.

Гідравлічною класифікацією називається процес розділення неоднорідних по величині твердого матеріалу на класи в залежності

від швидкості осідання частинок різного розміру в рідині або газовому (повітряному) середовищі. Гідравлічна класифікація відбувається в горизонтальних і висхідних потоках води, яка рухається в класифікаторі з такою швидкістю, що частинки менші за визначений розмір, не встигають осісти, виносяться з нею на злив, а частинки більшого розміру осідають в класифікаторі. До гідравлічних класифікаторів слід віднести усі апарати відстійного типу. Тут розглянемо тільки механічні класифікатори — апарати забезпечені механічним транспортним пристроєм для безперервного вилучення осівшого нижнього продукту і які використовуються в основному для класифікації. Класифікація можлива тільки для частинок розміром 5-0,05 мм.

Флотаційні миючі машини — призначені для миття і класифікації ягід.

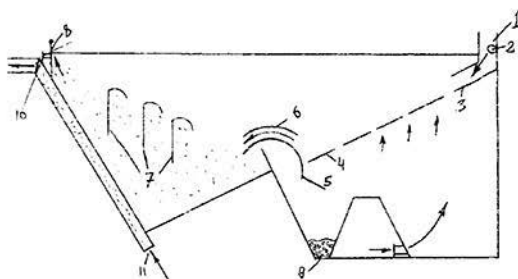


Рис. 18. Флотаційна миюча машина:

1 — бункер живлення; 2 — зрошувач; 3 — щитки; 4, 5 — регулюючі щитки; 6 — відбійник; 7 — перегородки; 8 — регулюєма заслінка води; 9 — ежектор; 10 — лоток для легких домішок; 11 — патрубок подачі води

Регулювання виведення легких домішок проводиться за рахунок заслонок 8. Ширина щілини над приймальником для важких домішок регулюється щитками 4 і 5, які мають можливість зміщатися. Підймальна сила руху води, що діє на тверду частинку, визначають по формулі

$$P = \varepsilon F \frac{\gamma_B v^2}{2g} \quad (1)$$

G_B — сила ваги зануреної частинки; P — сила опору середовища; ε — коефіцієнт, величина якого залежить від форми і стану частинки; F — міделеве січення; γ_B — питома вага води; v — швидкість падіння частинки. Рух твердої частинки описується

$$ma = G_B - P \quad (2)$$

$$G_B = G \frac{\gamma - \gamma_B}{\gamma} \quad (3)$$

G — сила тяжіння частинки; γ — питома вага частинки.

Відомо що, $m = \frac{G}{\gamma}$, $G = V \cdot \gamma$, V — об'єм частинки.

$$\text{Із рівняння (1)} \quad a = \frac{\gamma - \gamma_b}{\gamma} g - \varepsilon F \frac{v^2 \gamma_b}{2\gamma V} \quad (4)$$

$$F = \frac{\pi d^2}{4}; \quad V = \frac{\pi d^3}{6}; \quad \varepsilon = 2/3 \text{ — для шарової форми.}$$

$$a = \frac{\gamma - \gamma_b}{\gamma} g - \frac{\varepsilon v^2 \cdot \gamma_b}{2d\gamma}. \text{ При умові } a=0.$$

Швидкість падіння твердої частинки:

$$v \approx 4,5 \sqrt{\frac{(\gamma - \gamma_b)d}{\varepsilon \gamma_b}} \quad (5)$$

Для частинок однакової форми:

$$\frac{v_1}{v_2} = \sqrt{\frac{\rho_1 - \rho_b}{\rho_2 - \rho_b}}, \quad (6)$$

де, ρ_1, ρ_2 — густина твердих частинок; ρ_b — густина води.

Механічні класифікатори — використовуються головним чином для класифікації продукту подрібнення і працюють в замкненому циклі з дробарками. При цьому злив класифікатора являється готовим продуктом, а піски, які складаються з більш значних частинок повертаються на подрібнення.

Спіральний класифікатор

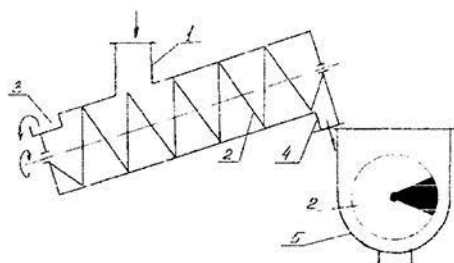


Рис. 18. Спіральний класифікатор:
1 — пристрій для завантаження суспензії; 2 — шнек; 3 — зливний поріг; 4 — пристрій вивантаження піску; 5 — корпус

Нахил корита $\alpha = 12-18^\circ$. Шнек обертається зі швидкістю 1,5-20 об/хв.

Чашкові класифікатори

Рама 1 з скребками 2 робить зворотньо-поступальний рух. Рама опускається на дно короба і переміщується на деяку відстань вгору, згрібаючи осівші піски, після чого підіймається над дном і переміщу-

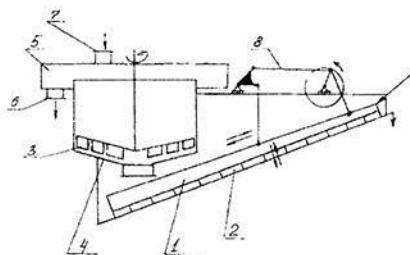


Рис. 19. Чашковий класифікатор:
1 — рама; 2 — скребки; 3 — гребки;
4 — конусна чаша; 5 — кільцевий
простір; 6 — патрубок зливу;
7 — патрубок подачі пульпи

ється в зворотній напрямок, при цьому не торкається до осівших пісків. Гребки обертаються і переміщують пісок до рейкового класифікатора 1. Недоліком механічних класифікаторів являється низький К.К.Д. так як в пісок попадає до 20% дрібного помолу. Висока ефективність досягається в відцентрових класифікаторах: гідроциклонах і центрифугах зі шнековим вивантажуванням.

Повітряні сепаратори — працюють в замкненому або відкритому циклах з дробарками сухого подрібнення. Класифікація твердого матеріалу відбувається внаслідок різних швидкостей осаджування частинок різного розміру в повітряному середовищі, у полі дії відцентрових сил і сил тяжіння. Сепаратори діляться на повітряно-прохідні та повітряно-циркуляційні.

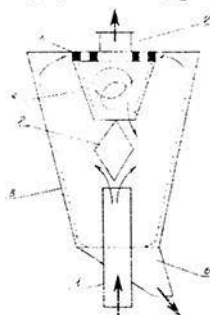


Рис. 20. Повітряно-прохідні сепаратори:
1, 7, 6 — патрубки для подачі початкової суміші, вилучення тонкої і грубої фракцій; 2 — відбійний конус; 3 — корпус сепаратора; 4 — внутрішній конус; 5 — завихрювачі

У повітряно-прохідному сепараторі потік повітряної суміші подається зі швидкістю 15-20 м/с. Лопатки завихрювача призначені для закручування потоку суміші у внутрішньому конусі. Швидкість суміші між корпусами 3 і 4 складає (4-6) м/с.

Повітряно-циркуляційні сепаратори.

Розділяємий матеріал по патрубку 1 посту-пає на обертальний диск 2. Відцентровою силою більш важкі частинки відкидаються до стінки конуса 3, спускається по ній і вилучається через патрубок 4. На валу 5 диску, закріплено вентиляторне колесо 6, яке створює потік повітря. Циркуляційний пилепо-

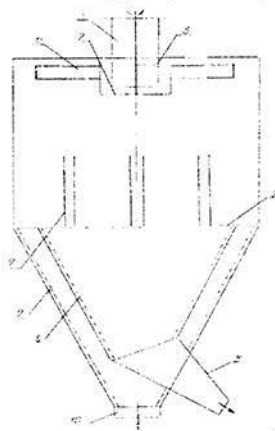


Рис. 21. Повітряно-циркуляційні сепаратори:

- 1 — патрубок для завантажування початкового матеріалу;
2 — обертальний диск; 3, 8 — внутрішній конус та циліндр;
4 — патрубок відведення грубого помолу; 5 — вал;
6 — вентиляторне колесо; 7 — завихрювач; 9 — зовнішній конус; 10 — патрубок відведення тонкої фракції

виртаний потік, проходячи між лопатками завихрювача 7, під дією відцентрових сил додатково вивільняється від важких частинок, які по внутрішній поверхні конуса 8 відводяться через патрубок 4. В корпусі 9 уловлюються частини дрібної фракції, які вилучаються через патрубок 10. Ці сепаратори більш ефективніші і у них витрачається менше енергії. У цьому сепараторі повітря не виноситься зовні із сепаратора.

Магнітна сепарація — використовується для вилучення із потоку продукту металевих домішок, які викликають зношення і поломку обладнання. Принцип їх дії заключається в тому, що матеріал пропускається близько від сильного магніту, який притягує металеві домішки. А потім ці домішки знімаються з утримуючого їх магніту.

Сепаратори з постійним магнітом.

Підймальна сила постійного магніту визначається:

$$P = B^2 F \cdot 3,98 \cdot 10^3, [H]$$

де B — магнітна індукція; F — поперечне січення магніту.

Переваги: простота їх будови. Недолік: невелика підймальна сила; ослаблення підймальної сили з часом.

Електромагнітні сепаратори — живляться постійним струмом

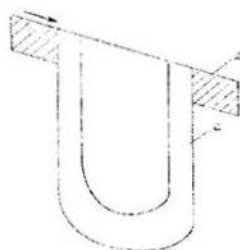


Рис. 22. Сепаратори з постійним магнітом:
1 — лоток; 2 — магніт (підковоподібний)

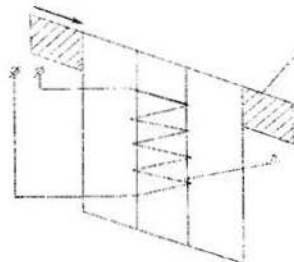


Рис. 23. Електромагнітний сепаратор:
1 — лоток; 2 — електромагніт

Сепаратор з електромагнітом та ручною очисткою мас більш значну підймальну силу і вони більше надійні в роботі.

Електромагнітні сепаратори з механічним вилученням домішок

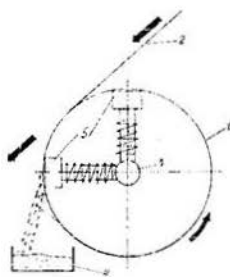


Рис. 24. Електромагнітний сепаратор з механічним вилученням домішок:
1 — латунний барабан;
2 — лоток; 3 — вісь барабана;
4 — ємкість для феромагнітних домішок; 5 — нерухомі електромагніти

Сепаратор представляє собою нерухому магнітну систему навколо якої обертається латунний барабан 1. Феромагнітні домішки утримуються на барабані 1 і відводяться в ємкість 4.

ПЕРЕМІШУВАННЯ РІДИН

Перемішування рідинних середовищ широко використовується в фармацевтичній та мікробіологічній промисловості для приготування емульсій, суспензій та отримання гомогенних розчинів, а також для інтенсифікації хімічних, теплових і дифузійних процесів.

У випадку гомогенізації, приготування суспензій, нагрівання або охолодження перемішуємої гомогенної рідини метою перемішування являється зниження концентраційних та температурних градієнтів по об'єму апарата.

Збільшення ступеня турбулентності системи, з метою інтенсифікації технологічних процесів, призводить до зменшення товщини граничного шару, збільшує і безперервно оновлює поверхню взаємодії фаз. Це суттєво прискорює тепло- і масообмінні процеси.

Способи перемішування і вибір апарату для його проведення визначаються метою перемішування та агрегатним станом перемішуваних матеріалів. Незалежно від того, яке середовище змішується з рідиною, - газ, рідина або тверда сипуча речовина, — різняться два основних способи перемішування в рідинних середовищах: механічний (за допомогою мішалок різноманітної конструкції) та пневматичний (стиснутим повітрям або інертним газом). Крім того можливе перемішування за допомогою сопел та насосів.

Важливими характеристиками перемішувачих пристроїв *являються*: ефективність перемішувачого пристрою і інтенсивність дії.

Ефективність перемішувачого пристрою характеризує якість процесу і може бути виражена:

при отриманні суспензії — ступенем рівномірності розподілення твердої фази по об'єму;

для теплових і дифузійних процесів — відношенням коефіцієнтів тепло- і масовіддачі при перемішуванні і без перемішування.

Інтенсивність перемішування визначається часом досягнення заданого технологічного результату, або числом обертів мішалки при фіксованому часу процесу.

Механічне перемішування рідин — відбувається за допомогою лопатевих, пропелерних, турбінних та спеціальних мішалок.

Лопатеві мішалки — використовуються для перемішування рідин з невеликою в'язкістю, для розчинення та суспензування твердих речовин з малою питомою вагою, а також для грубого змішування рідин з в'язкістю $\mu < 200000$ сп (сентипуаз).

Пропелерні мішалки — використовуються для інтенсивного перемішування малов'язких рідин, для скаламучування осадів, які містять до 10% твердої фази, а також для приготування суспензій і емульсій.

Турбінні мішалки — використовуються для інтенсивного перемішування та змішування рідин з в'язкістю (10^3 – $5 \cdot 10^5$) сп для тонкого диспергування, швидкого розчинення або вилучення осадів у великих об'ємах. Вони використовуються для скаламучування осадів, які містять до 60% твердої фази.

Спеціальні мішалки — використовуються у тих випадках, коли не прийнятні лопатеві, турбінні або пропелерні мішалки. Для перемішування пастоподібних матеріалів використовуються стрічкові мішалки, які при своєму обертанні очищують стінки апарату від наявності реакційної маси.

По типу створеного мішалкою потоку рідини в апараті різняться мішалки: тангенціального, радіального та осьового току. При тангенціальному руху рідини в апараті відбувається рух по концентричним колам, паралельних площині обертання мішалки. Перемішування відбувається за рахунок вихрів, що виникають на кінцях мішалки. Якість перемішування у даному випадку, найгірша. Радіальний рух характеризується направленим рухом рідини від мішалки до стінки апарату перпендикулярно осі обертання мішалки. Осьовий рух рідини направлений паралельно осі обертання мішалки. В промислових апаратах можливі різні поєднання основних типів руху рідини.

Для запобігання утворення воронки в апараті влаштовують відбивні перегородки, які сприяють виникненню вихрів і збільшується турбулентність системи.

Мішалки лопатного типу — пристрої які складаються із двох і більшого числа лопатей прямокутного січення, закріплених на обертаючому вертикальному або нахиленому валу.

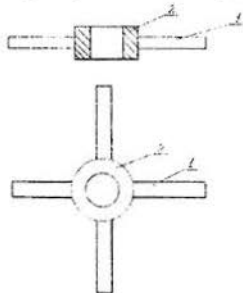


Рис. 25. Мішалки лопатного типу:
1 — лопатки; 2 — ступиця

Кількість лопаток буває 1-6. Лопатки можуть мати різний нахил до осі вала. Нахил лопаток до осі вала складає 30 – 45° .

З метою збільшення турбулентності середовища при перемішуванні лопатними мішалками з великим співвідношенням висоти до діаметру апарату використовують багаторядні двухлопатні мішалки з встановленими на валу декількох рядів мішалок, які повернуті одна від другої на 90° . Відстань між

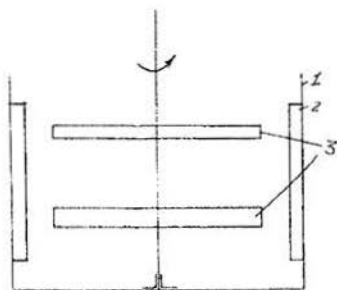


Рис. 26. Схема розташування мішалок:
1 — корпус апарата; 2 — відбійники;
3 — лопатні мішалки

окремими рядами вибираються в межах (0,3...0,8) діаметра мішалки.

Конструктивні розміри лопатних мішалок визначають із залежностей.

- ♦ Діаметр мішалки: $dm = (0,5 \dots 0,7)D$, D — діаметр апарата, м.
- ♦ Висота лопатки: $h = (0,08 \dots 0,12)D$.

Для перемішування рідин в апаратах, коли можливе випадання осаду або забруднення теплопередаючої поверхні, використовують якірні або рамні мішалки.

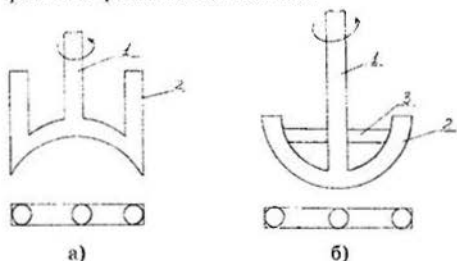


Рис. 27. Якірні та рамні мішалки:
а) якірна; б) рамна
1 — привідний вал; 2 — лопатки;
3 — рама

Якірні мішалки мають форму відповідну внутрішньому діаметру апарата. При обертанні вони очищують стінки апарату від забруднень.

Для перемішування високо в'язких середовищ використовуються решітчасті мішалки.

Листові мішалки використовуються для перемішування малов'язких середовищ, для інтенсифікації хімічних, технологічних процесів. Для розчинення твердих речовин у рідині використовуються листові мішалки з отворами. Листові мішалки мають лопатки більшої ширини чим лопатеві мішалки і забезпечують тангенціальний рух перемішуваного середовища.

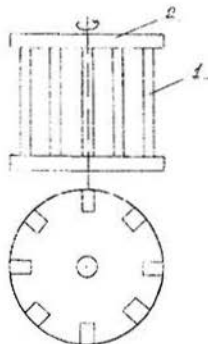


Рис. 28. Решітчасті мішалка:
1 — решітки; 2 — кільце привідне

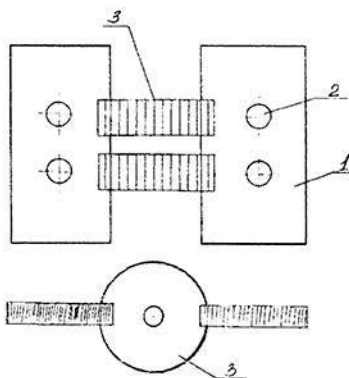


Рис. 29. Листові мішалки:
1 — лопатки; 2 — отвори; 3 — ступиця

Розміри листових мішалок обчислюються по таким співвідношенням:

$$dm=(0,30-0,5)D$$

$$h=(0,5-1,0)D$$

Висота рівня рідини в апараті:
 $H=(0,8-1,3)D$

Відстань від мішалки до дна апарату: $b=(0,2-0,5)D$

У апаратах з листовими мішалками обов'язкове встановлюються відбійні перегородки.

Недоліком лопатевих мішалок являються:

- 1) мала ефективність перемішування;
- 2) непридатність для перемішування розшарувючих рідин;
- 3) тихохідні і приводяться в рух через шківів або зубчаті передачі.

Пропелерні мішалки — це пристрій з декількома фасонними лопастями, вигнутими по профілю гребного гвинта. Найбільше поширення знайшли трьохлопатові пропелери. Вал мішалки може бути розташований: вертикально, горизонтально або похило. Залежно від висоти рідини в апараті встановлюють один або декілька пропелерів.

Переваги пропелерних мішалок: витрачається менша кількість енергій, відносно висока швидкість обертання і безпосередньо підключається до електродвигуна. Пропелерні мішалки створюють в основному ослові потоки середовища, що скорочує термін перемішування. Пропелерні мішалки реко-

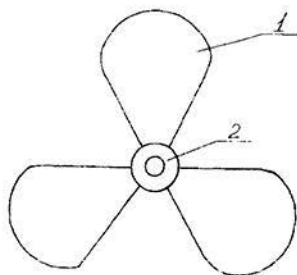


Рис. 30. Пропелерні мішалки:
1 — пропелер; 2 — ступиця

мендовано впроваджувати в апаратах з випуклим днищем. В інших типах апаратів (прямокутні, плоскими днищами) утворюються застійні зони.

Для поліпшення перемішування великих об'ємів і організації направленого руху рідини, в апаратах вста-

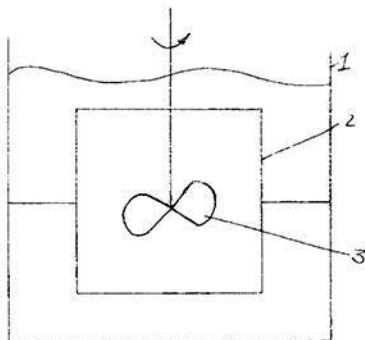


Рис. 31. Схема встановлення дифузора в апараті:
1 — апарат; 2 — дифузор; 3 — пропелерна мішалка

новлюється дифузор. Дифузор представляє собою короткий циліндр або конусний стакан, в середині якого знаходиться мішалка. При відсутності дифузора в апараті встановлюється відбійні перегородки.

Для пропелерних мішалок приймаються такі співвідношення основних розмірів:

- діаметр мішалки: $d_m = (0,2-0,5)D$;
- крок гвинта: $S = (1,0-3,0)D$;
- відстань від мішалки до дна апарата: $h = (0,5-1,0)d_m$;
- висота рівня рідини в апараті: $H = (0,8-1,2)D$;
- число обертів мішалки: $(400-1750) \text{ хв}^{-1}$.

Турбінні мішалки — мають форму коліс водяних турбін з плоскими, нахиленими або криволінійними лопатками, закріплених на вертикальному валу. Лопатки можуть бути: прямі, криволінійні і нахилені.

Закрита турбінна мішалка — має виражений радіальний потік рідини. Вони мають два диска з отвором в центрі для проходження рідини; диски зверху і знизу приварюються до плоских лопасти. Рідина поступає в мішалку паралельно осі валу, викидається мішалкою в радіальному напрямку і рідина досягає найбільш віддалених місць апарату. Турбіни мішалки забезпечують інтенсивне перемішування по всьому об'єму апарата.

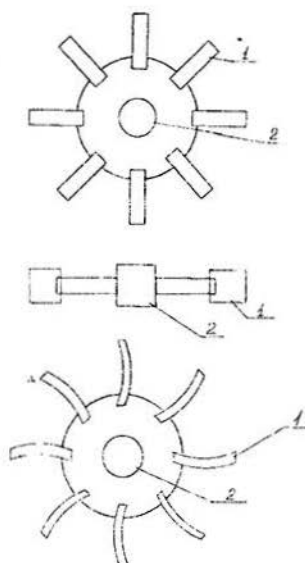


Рис. 32. Відкриті турбінні мішалки:
а) прямі лопатки; б) криволінійні лопатки
1 — лопатки; 2 — ступіця

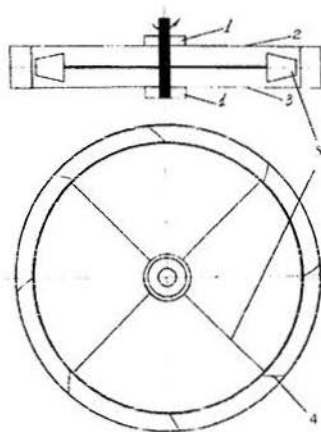


Рис. 33. Закриті турбінні мішалки:
1 — отвір для надходження рідини;
2, 3 — верхній та нижній диск;
4 — нерухомі криволінійні лопатки;
5 — рухомі прямі лопатки

При значних відношеннях висоти до діаметру апарата використовуються багаторядні турбінні мішалки. Цей тип мішалок застосовується для сумішей, в'язкість яких під час перемішування не змінюється. Вони використовуються для: утворення взвісей, розчиненню при проведенні хімічних реакцій, абсорбції газів та інтенсифікації теплообміну.

Основні співвідношення для турбінних мішалок:

- діаметр мішалки: $d_m = (0,15-0,65)D$,
- ширина кільцевого диску: $b = 0,25d_m$,
- лінійна швидкість лопастей мішалки $3-7$ м/с, $n = (2-5) \text{ с}^{-1}$.

Спеціальні мішалки

До спеціальних мішалок відносяться: дискові, вібраційні та інші типи мішалок.

Дискові мішалки представляють собою один або декілька гладеньких дисків, які обертаються з великою швидкістю на вертикальному валу. Рух рідини відбувається за рахунок сил тертя рідини по диску. Можливо вінець диска виготовити зубчатим. $d_m = (0,1 \dots 0,15)D$; $v = (5 \dots 35) \text{ м/с}$.

Вібраційні мішалки — мають вал з закріпленими на ньому одним або декількома перфорованими дисками.



Рис. 34. Спеціальні мішалки:
а) дискові мішалки; б) вібраційні мішалки
1 — диск; 2 — отвори; 3 — вал

Диск здійснює зворотно-поступальний рух, при якому відбувається інтенсивне перемішування. Ці мішалки виготовляються діаметром $d_m = 300$ мм і встановлюються в апаратах ємністю $< 3 \text{ м}^3$.

Розрахунок витрат енергії при механічному перемішуванні.

Для визначення витрат енергії при механічному перемішуванні використаємо метод аналізу розмірностей:

$$N = \varphi(\eta, \rho, n, d), \text{ або } N = C\eta^a \rho^b v^c d^n \quad (1)$$

$$m = 5 \quad n = 3 \quad m - n = 5 - 3 = 2$$

$$\left[N = Wt = \frac{H \cdot m}{c} = \frac{\text{кг} \cdot \text{м} \cdot \text{м}}{\text{с}^2 \cdot \text{с}} = \frac{\text{кг} \cdot \text{м}^2}{\text{с}^3} \right]; \left[\eta = \text{Па} \cdot \text{с} = \frac{\text{кг} \cdot \text{м} \cdot \text{с}}{\text{с}^2 \cdot \text{м}^2} = \frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}} \right];$$

$$\left[\rho = \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right]; \left[n = \frac{1}{\text{с}} \right]; [d = \text{м}]$$

$$\frac{\text{кг} \cdot \text{м}^2}{\text{с}^3} = \left(\frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}} \right)^x \left(\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right)^y \left(\frac{1}{\text{с}} \right)^z \text{м}^v$$

$$1 = x + y,$$

Виразимо всі величини через x

$$\begin{aligned} 2 &= -x - 3y + \mu, & y &= 1 - x, & 2 + x + 3 - 3x &= \mu \\ -3 &= -x - z, & z &= 3 - x, & \mu &= 5 - 2x \end{aligned}$$

$$N = c \eta^x \rho^{1-x} n^{3-x} d^{5-2x} = c \rho n^3 d^5 \cdot \left(\frac{\eta}{\rho n d^2} \right)^x \quad (2)$$

$$\frac{N}{\rho n^3 d^5} = c \left(\frac{\rho n d^2}{\eta} \right)^{-x}; \quad Eu = c Re_m^k \quad (3)$$

c, k — визначаються експериментально. Із побудованого графіка $Eu = f(Re_m) \Rightarrow$ обраховуємо N . Потужність N визначена для сталого режиму роботи. Для визначення пускового моменту розглянемо сили, які діють на мішалку

$$dF = h dx \quad (4)$$

При обертанні поверхня dx переміщує об'єм рідини:

$$dV = dF \omega, \text{ м}^3/\text{с} \quad dM = dV \rho \quad (5)$$

Лінійна швидкість мішалки визначається

$$\omega = 2\pi n \quad (6)$$

Потужність, яка витрачається на приведення в рух масу рідини:

$$dN = \frac{dM \omega^2}{2} = \frac{h dx \omega \rho \omega^2}{2} = \frac{(2\pi)^3 \rho n^3 h x^3 dx}{2}$$

$$N_2 = \frac{(2\pi)^3 \rho n^3 h r^4}{8} = 1,9 h d^4 n^3 \rho \quad (7)$$

В період пуску сумарна потужність на валу двигуна мішалки:

$$N_{\text{заг}} = N + N_2 \quad (8)$$

Для пропелерних та турбінних мішалок потужність двигуна повинна бути:

$$N_{\text{дв}} = (1, 1, 1, 2) N_{\text{заг}} \quad (9)$$

Потокове перемішування — безперервно діючі перемішувачі.

Пневматичне перемішування стиснутим інертним газом або повітрям використовується для перемішування рідин які мають велику хімічну активність і руйнується при використанні механічного перемішування. Витрати енергії при пневматичному перемішуванні біль-

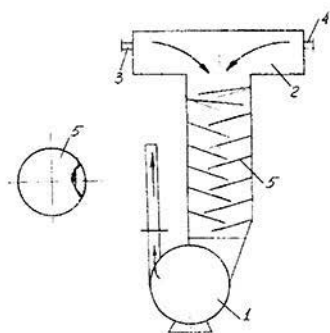


Рис. 35. Колонний перемішувач:
1 — насос; 2 — коробка змішування; 3,
4 — патрубки подачі рідин;
5 — нахилені тарілки; 6 — стакан для
проходження рідини

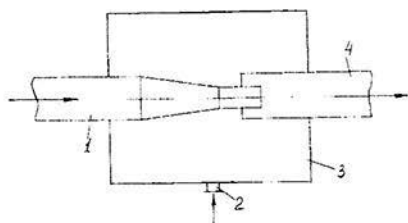


Рис. 36. Ежекторний перемішувач:
1 — патрубок подачі основної рідини;
2 — патрубок подачі другої рідини;
3 — вакуумна ємкість; 4 — труба
відведення суміші

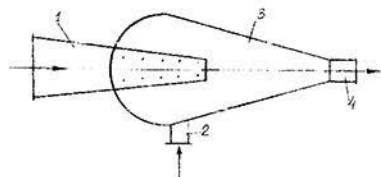


Рис. 37. Трубчатий перемішувач:
1, 2 — патрубки підведення рідин;
3 — змішувальна ємкість;
4 — патрубок відведення суміші

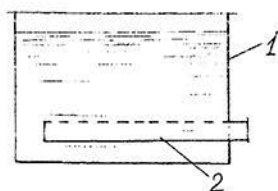


Рис. 38. Кільцевий барботер:
1 — апарат; 2 — барботер

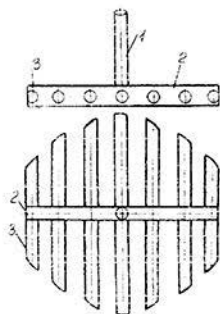


Рис. 39. Барботер з розподільною
системою:
1 — вертикальний повітропровід;
2 — горизонтальний повітропровід;
3 — повіторозподільвальні трубки з
отворами

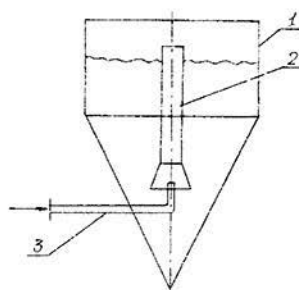


Рис. 40. Перемішувач ерліфтного типу:
1 — апарат; 2 — ерліфтна труба;
3 — труба для подачі стиснутого
повітря.

ші чим при механічному. Пневматичне перемішування не використовується при перемішуванні летучих рідин у зв'язку зі значними втратами продукту. Перемішування стиснутим газом проводиться в апаратах, які оснащені спеціальними пристроями — барботерами, або циркуляційними трубами.

Принцип дії перемішувача ерліфтного типу, слідуючий.

В трубі 2 утворюється суміш повітря і рідини густина якої менша рідини, що знаходиться в апараті 1. Рух суміші відбувається за рахунок різниці між густиною суміші в трубі та рідини в апараті.

Витрата енергії при пневматичному перемішуванні залежить від витрат газу (повітря) і величини тиску.

Тиск складається із:

- 1) тиску p_1 необхідний на переборювання тиску стовпа рідини в апараті;
- 2) тиску p_2 , який втрачається на проходження газу по системі трубопроводів.

Потужність, яка витрачається на пневматичне перемішування визначається:

$$N = \frac{V(p_1 + p_2)}{102\eta}$$

V — витрати повітря, $\text{м}^3/\text{с}$; p — тиск, Па ; η — К.К.Д. повітродувки.

Тема 7

ЗМІШУВАННЯ — ПРОЦЕС ПЕРЕМІШУВАННЯ ТВЕРДИХ СИПУЧИХ МАТЕРІАЛІВ

Змішувачі для сипучих матеріалів класифікуються:

- 1) по характеру здійснення процесу: періодичної та безперервної дії;
- 2) по швидкості обертання: швидкохідні та тихохідні;
- 3) по конструктивним особливостям: барабанні, шнекові, лопатеві, відцентрові та пневмозмішувачі.

До змішувачів тихохідного типу відносяться машини, для яких критерій Фруда:

$$Fr = \omega^2 / Rg < 30 \quad (1)$$

ω — кутова швидкість.

При змішуванні будь-якої кількості компонентів аналіз якості суміші проводять шляхом оцінки розподілення ключового компоненту в змішаній системі.

Змішувачі періодичної дії

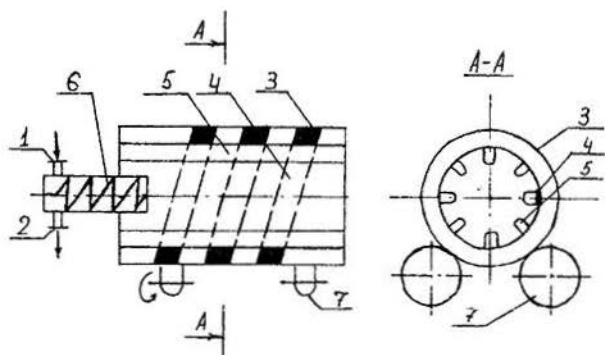


Рис. 41. Змішувальний барабан:

1 — патрубок для завантажування; 2 — патрубок для розвантажування; 3 — корпус барабана; 4 — гвинтова поверхня; 5 — поліщі; 6 — шнек; 7 — опорно-привідні ролики

Це апарат періодичної дії. Корпус барабана може бути: призматичної, циліндро-конусної та іншої форми. Вони прості по будові, але придатні тільки для змішування сухих порошкоподібних матеріалів і вимагають значного часу на змішування.

Змішувачі з обертаючими лопатними робочими органами и призначені для змішування сухих твердих матеріалів, а також для приготування густих та в'язких тістоподібних мас та паст.

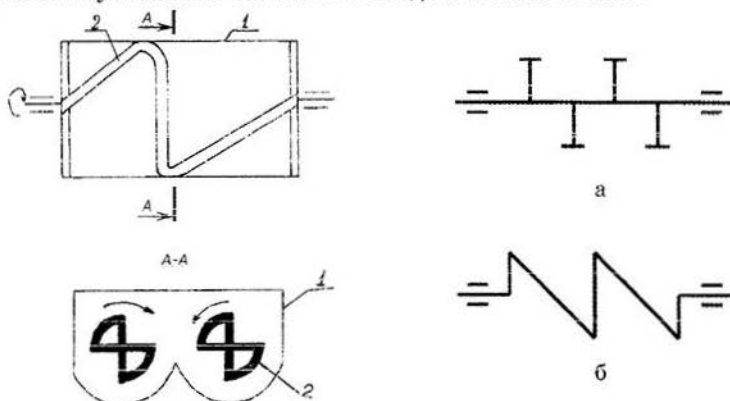


Рис. 42. Змішувачі з обертаючими лопатними робочими органами:

1 — корпус; 2 — вал з лопатками.

а, б) Z і T подібні змішувальні лопатки

Лопатки мають різноманітну форму, наприклад Z і T подібні.

Більшість шнекових лопатевих змішувачів мають один вал, який обертається в коритоподібному корпусі.

Двохвальний протитечійний змішувач безперервної дії

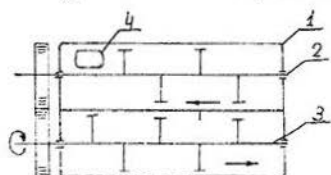


Рис. 43. Двохвальний протитечійний змішувач:

- 1 — корпус; 2, 3 — вали;
4 — вивантажувальний пристрій;
5 — лопатки

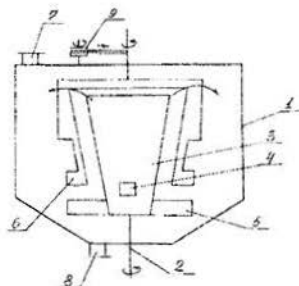
ми стрічками 2, які вигнуті по гвинтовій лінії.

Змішування в таких апаратах відбувається сумісно з іншими технологічними операціями. Число обертів валів лопатних змішувачів $n = 10-15 \text{ хв}^{-1}$.

Змішувач відцентрової дії — пристрій безперервної дії.

При обертанні конуса 3 частинки матеріалу під дією відцентрових сил рухаються по внутрішній поверхні конуса вгору, скидаються в простір між конусом і корпусом 1, через вікно 4 суміш знову поступає в конус 3. Мішалка 5 обертається сумісно з конусом 3. Для матеріалу з плохого сипучістю в корпусі встановлена рама 6, яка рухомим матеріалом приводиться в рух. Для регулювання швидкості і обертання встановлено гальмо 9. В апаратах такого типу досягається висока ефективність змішування, і ці апарати можна встановити послідовно.

Змішувач з псевдозріджуванням матеріалу — апарати періодичної дії дискового типу



Лопатки встановлені на валах 2 та 3 так, щоб лопатки на валу 2 подавали змішувальний матеріал до вивантажувального отвору 4, а вал 3 в зворотну сторону. $n_2 > n_3$.

Стрічковий змішувач

Робочими органами стрічкового змішувача являється обертаючий в циліндричному або коритоподібному корпусі вал, на яких змонтовані стержні 1 з закріпленими на їх вершинах плоскими

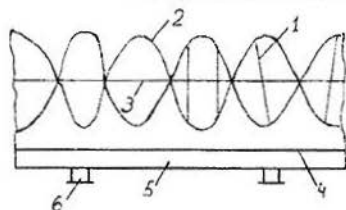


Рис. 44. Стрічковий змішувач:

- 1 — стержні; 2 — плоскі стрічки; 3 — вал;
4 — корпус змішувача; 5 — рубашка;
6 — патрубки для подачі і відведення тепло-холодоагенту

Нижній диск 4 загнутий до верху краями. Відбувається циркуляція матеріалу знизу до верху по периферії і зверху до низу — по центру апарата.

Рис. 45. Змішувач відцентрової дії:

- 1 — корпус; 2 — привід мішалки та конуса;
3 — конус полий; 4 — вікно (їх два); 5 — мішалка лопатна; 6 — рама; 7 — патрубок подачі матеріалів;
8 — патрубок відведення суміші; 9 — стрічкові гальма

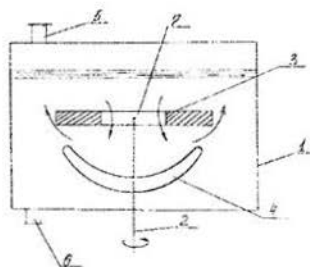
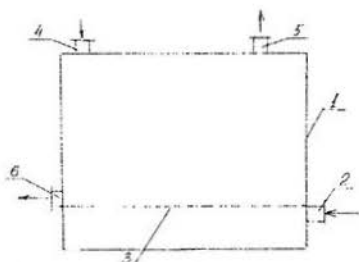


Рис. 46. Змішувач з псевдозріджуванням матеріалу:
1 — корпус; 2 — привідний вал; 3 — верхній диск;
4 — нижній диск; 5, 6 — завантажувальний і
розвантажувальний патрубки; 7 — отвір

Пневмозмішувач з розподільчою решіткою — апарат періодичної дії.

Рис. 47. Пневмозмішувачі з розподільчою решіткою:

- 1 — корпус; 2 — патрубок для підведення повітря; 3 — розподільча решітка;
- 4 — патрубок завантаження матеріалів;
- 5 — патрубок для відведення повітря;
- 6 — патрубок для вивантаження суміші



Пневмозмішувачу з розподільчою решіткою властивий такий недолік — необхідність очищення відпрацьованого повітря.

Тема 8

ПРЕСУВАННЯ. ОБРОБКА МАТЕРІАЛІВ ФАРМАЦЕВТИЧНИХ ТА МІКРОБІОЛОГІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ ТИСКОМ

Пресування — один із широко використовуємих в фармацевтичній та мікробіологічній промисловості механічний процес. Суть його полягає у тому, що обробляємий матеріал підлягає зовнішньому стиранню при допомозі спеціальних механічних пристроїв — пресів. При цьому рішення такі задачі:

1) відділення рідини від твердого тіла. Цей процес пов'язаний з фільтруванням віджимаємої рідини через капіляри залишку. Одночасно з вилученням рідини ущільнюється та брикетується залишок;

2) придання пластичним тілам визначеної геометричної форми (формування та штампування). У цьому випадку із складної системи рідина не відокремлюється, але обробляема маса сприймає необхідну по технологічним умовам форму;

3) зв'язування частинок зернистих сипучих матеріалів в значні агрегати визначеної форми при допомозі зв'язуючої рідини і відповідного тиску пресування.

Рідина в пресуємих продуктах може знаходитися у вільному, або зв'язаному стані. Вільна рідина легко відокремлюється від сухого залишку. Для відокремлення зв'язаної (молекулярної або абсорбованої) рідини потрібно затратити енергію на переборювання сил зціплення, на деформування структури залишку, та переборювання сил опору при русі рідини по каналам. При чому цей опір збільшується з підвищенням сили стискання внаслідок зменшення січення каналів. Мінімально можлива кількість рідкої фази, яка міститься в залишку після тривалого ізотермічного пресування при постійному тиску називається *рівноважною вологістю*.

Машини для обробки матеріалів тиском класифікуються:

- 1) по призначенню: віджимаючі, формуючі, пресуючі;
- 2) по структурі робочого циклу: безперервної та періодичної дії;
- 3) по способу створення тиску: механічні, пневматичні та гідравлічні;
- 4) по напрямленню створеного тиску: верхнє, нижнє, бокове, радіальне;
- 5) по розташуванню робочого органу: вертикальне, горизонтальне;
- 6) по конструкції робочого органу:
 - а) віджимаючі: корзинні, шнекові, ексцентрикові, стрічкові;
 - б) формуючі: штампуючі (ексцентрикові, ротаційні), прокатувальні (барабанні, стрічкові), нагнітаючі (шнекові, валкові);
 - в) пресуючі (ротаційні, з зворотно поступальним рухом).

Елементи теорії обробки продуктів тиском.

Віджимання рідини від твердого залишку тиском використовується у таких випадках:

- рідина складає більшу цінність чим залишок;
- рідина, яка залишається в твердому залишку, зменшує цю цінність.

Щоб зменшити опір структури пресуємої маси, відділенню із неї рідкої фази, перед віджиманням її піддають механічній, гідротермічній, силовій та електричній обробці. При обробках відбувається руйнування протоплазми клітини, яка не дозволяла виходу рідини із клітини.

Фактори які впливають на вихід рідини при стисканні:

- 1) тиск P , при якому відбувається віджимання;
- 2) якість матеріалу, який поступив на віджимання;
- 3) вміст рідкої фази X_0 в матеріалі, % мас;
- 4) термін процесу пресування та послідовність зміни тиску;
- 5) термічні умови, при яких відбувається віджимання;
- 6) товщина шару віджимаємого матеріалу.

Віджимаєма рідина повинна пройти значний шлях в масі скелету по складній системі капілярів, січення яких в процесі віджимання змінюється. Тому при віджиманні має місце явище, властиве процесу фільтрування і яке описується рівнянням Пуазейля для руху рідини по капілярам:

$$V = \frac{\pi r^4}{8} \cdot \frac{P n F \tau}{\eta l} \quad (1)$$

де P — падіння тиску по довжині капіляру l , Па; n — число капілярів; F — площа січення капіляра; η — в'язкість рідини, Па · с

Формування пластичних матеріалів відбувається шляхом їх витікання через визначені отвори матриці. Процес витікання не підлягає закону Ньютона. Бенгам запропонував для в'язких рідин рівняння:

$$\frac{P}{F} = \eta \frac{d\omega}{dy} + \tau_0 \quad (2)$$

де P — тангенціальна сила, яка викликає зсув двох стикаючих шарів площею F , Н; $d\omega/dy$ — градієнт швидкості; η — коефіцієнт в'язкості, Па · с; τ_0 — повздовжня напруга зсуву, Н/м².

При витіканні пластично — в'язких матеріалів відбувається процес релаксації. *Релаксація* — зменшення напруги у тілі при постійній, фіксованій деформації. Під періодом релаксації θ , розуміють час, на протязі якого напруга при постійній деформації падає в e раз. Для тіста вона складає 1,2...6 с. Період штампування не повинен перевищувати період релаксації так як малюнок штампу не встигає затянутися і отримується рельєфним. Напругу, яку потрібно створити при штампуванні можна знайти:

$$\sigma = \frac{\epsilon_{\text{зал}}}{\tau} \eta \quad (3)$$

де $\epsilon_{\text{зал}}$ — залишкова деформація; η — константа, яка має розмірність в'язкості; τ — час штампування, с.

$$\epsilon_{\text{зал}} = \delta / H \quad (4)$$

де δ — глибина штампуемого малюнку; H — товщина штампуемого виробу. Для тіста $\eta=1,2...9,9$.

Брикетування (пресування) — ущільнення сипучого матеріалу шляхом стискання в замкнутому просторі під дією зовнішнього тиску для отримання монолітного брикету, який не може самовільно руйнуватися. Отриманий брикет повинен мати необхідні розміри, масу і міцність, достатню для його послідовного транспортування і зберігання. Фактори, які визначають процес пресування диспергованого продукту, можна розділити на дві групи:

1) фактори, які характеризують фізико-механічні властивості продукту:

- модуль пресуємості — здатність продукту до ущільнення;
- коефіцієнт бокового тиску;
- вологість, температура та гранулометричний склад продукту.

2) фактори, які характеризують умови пресування:

- питомий тиск пресування;
- тертя продукту по стінкам пресувального інструмента;
- форма пресуємого брикету і співвідношення його розмірів;
- режим пресування (циклічний, безперервний);
- число поверхностей брикету, які підлягають дії тиску пресування (односторонній, двохсторонній, багатосторонній).

Об'єм брикету складається: V_r — об'єм газової фракції; V_p — об'єм рідинної фракції; V_t — об'єм скелету (твердої фази).

Коефіцієнт ущільнення:

$$\beta = \frac{V}{V_T} = \frac{h}{h_T} \quad (5)$$

Коефіцієнт порозності:

$$\varepsilon = \frac{V_P + V_T}{V_T} \quad (6)$$

Коефіцієнт порозності пов'язаний з коефіцієнтом ущільнення:

$$\varepsilon = \beta - 1$$

Коефіцієнт ущільнення можна виразити:

$$\beta = \gamma/\gamma_T = h/h_T \quad (7)$$

де γ, γ_T — об'ємна маса спресованого брикету та скелета речовини.

Індикаторна крива встановлює зв'язок між висотою брикету в матриці та тиском пресування, причому вона складається із лінії навантажування — стискування АО під дією зовнішнього тиску та лінії АВ — вивільнення стиснутого брикету від прикладеного до нього тиску.

В теорії дисперсних тіл:

$$d\sigma = \frac{dP}{dF} = -Kd\beta \quad (8)$$

де P — сила пресування; K — коефіцієнт; F — площа, яка нормальна до сили P .

Межа міцності і межа витікання дисперсних тіл, віднесених до одиниці січення не залежать від їх пористості:

$$\sigma_K = \frac{P}{F} \quad (9)$$

Процес ущільнення дисперсних речовин при неможливості його бокового розширення і відсутності втрат тиску на тертя описується рівнянням:

$$\psi \ln p/p_0 = \beta_0 - \beta \quad (10)$$

де p , p_0 — початковий та кінцевий тиск стискання; β_0 , β — початковий та кінцевий коефіцієнт ущільнення; ψ — модуль пресування.

Рівняння розподілення тиску пресування по висоті стиснутого брикету:

$$P_Z = P_e^{-\frac{\xi f \Pi Z}{F}} \quad (11)$$

де $\xi = \frac{P_{XZ}}{P_Z}$ — коефіцієнт бокового тиску; P_{XZ} , P_Z — боковий та вертикальний питомий тиск; f — коефіцієнт тертя речовини по матриці; Π — периметр брикету; F — площа січення брикету.

Ступень ущільнення продукту при пресуванні залежить від питомого тиску пресування, який змінюється по висоті брикету, в наслідок чого відносно ущільнення різне по висоті брикету.

Початкова щільність брикету по його висоті незмінна, то

$$\beta_0 - \beta_Z = \psi \ln \frac{P_Z}{P_0}$$

враховуючи значення P_Z із рівняння (11)

$$\beta_0 - \beta_Z = \psi \ln \frac{P_e^{-\frac{\xi f \Pi Z}{F}}}{P_0}; \quad \beta_Z = \beta_0 - \psi \ln P + \psi \ln P_0 + \psi \xi f \frac{\Pi}{F} Z \quad (12)$$

Середнє значення коефіцієнта ущільнення брикету

$$\beta = \frac{\int_0^h \beta_Z dz}{h} \Rightarrow \beta = \beta_0 - \psi \ln \frac{P}{P_0} + \psi \xi f \Pi \frac{h^2}{2F} \quad (13)$$

Для брикету з постійним січенням:

$$\beta = \frac{\gamma}{\gamma_T}; \quad \beta_0 = \frac{\gamma_0}{\gamma_T}; \quad h_K = \frac{G_T}{F \gamma_T}; \quad \gamma = \frac{\gamma_0 - \gamma_T \psi \ln \frac{P}{P_0}}{1 - \frac{\psi \xi f \Pi G_T^2}{2F^3 \gamma_T^2}} \quad (14)$$

де G_t — маса твердої фази в брикеті; γ_0 — початкова об'ємна маса продукту пресування.

Із рівняння (12) слідує, що при односторонньому пресуванні отримуємо брикет з нерівномірною щільністю по його висоті.

Двохстороннє пресування має такі переваги по зрівнянню з одностороннім:

- для отримання брикетів з рівними масами потрібний тиск на 10-20% менший, чим при односторонньому пресуванні;
- при двухсторонньому пресуванні отримуємо брикет з рівномірною щільністю, що покращує його якість;
- двухстороннє пресування зменшує подрібнення частинок продукту в процесі стискання.

Преси для формування пластичних мас — використовуються для надання оброблюємі масі потрібної форми без значної зміни її щільності. Машина, які використовуються для даної мети класифікуються на: нагнітаючі, прокочувальні та штампуєчі.

Нагнітаючий шнековий прес складається із нагнітаючого пристрою і формуючого пристрою — матриці.

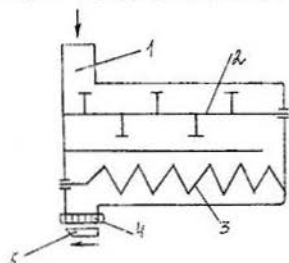


Рис. 48. Нагнітаючий шнековий прес:
1 — завантажувальний пристрій; 2 — перемішувальний пристрій; 3 — нагнітаючий шнек; 4 — матриця;
5 — різальний механізм з приводом

Матриця представляє собою плоский металевий диск з отворами, через які продавлюється пресуєма маса. Форма отвору визначає вид виробу.

Валковий нагнітаючий прес — машина безперервної дії

Шнекові і валкові преси створюють тиск в пресуємі камері у межах 0,6...0,9 МПа. Швидкість виходу виробу із отвору матриці (1-2) м/с.

Прокочувальні машини призначені для надання виробу круглої або циліндричної форми. Тиск створений у цих машинах значно менший, чим в нагнітаючих машинах.

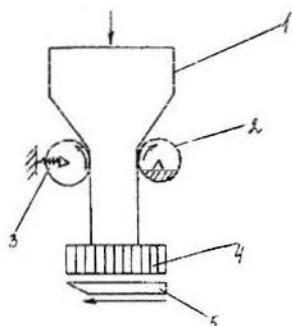


Рис. 49. Валковий нагнітаючий прес:
1 — завантажувальний пристрій; 2 — рухомий і нерухомий нагнітаючі валки; 3 — матриця; 4 — ніж

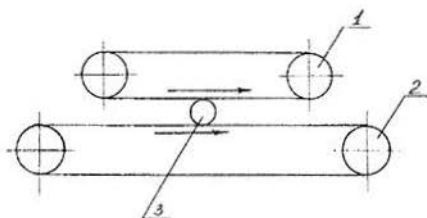


Рис. 50. Прокочувальні машини:
1, 2 — стрічкові транспортери;
3 — оброблюваний продукт

Швидкість стрічки транспортера 2 більша чим швидкість стрічки транспортера 1. Захватуваний кусок отримує обертальний та поступальний рух, внаслідок чого він отримує форму циліндра.

Преси для брикетування поділяються на: горизонтальні штемпельні; ротаційні; дискові та барабанні.

Штемпельні преса володіють великими інерційними силами при пресуванні, тому мають масивні фундаменти. У цих пресах матриця являється нерухомою, а зворотно-поступальний рух робить пуансон (штемпель).

Брикет пресується у довгому формуючому каналі 4, який відкритий з двох сторін. Штемпельні преса при брикетуванні розвивають тиск 80 МПа.

Продуктивність преса:

$$\Pi = 60 \frac{\pi d^2}{4} \rho n z, \left[\frac{\text{кг}}{\text{год}} \right] \quad (15)$$

де d , l — діаметр і довжина гранули; ρ — об'ємна маса гранули, кг/м^3 ; z — число пресуючих матриць.

Горизонтальний ротаційний прес використовується для брикетування матеріалу вологістю 10...15%. Брикети, які виходять з преса мають температуру 50...60°C.

Суміш продукту подається в шнековий живильник 2, а потім

в змішувач 3. Після підготовки суміші вона по трубі 4 поступає в матрицю 5, яка здійснює 213 хв^{-1} . Гранули зрізаються ножом 7. Для отримання гранул різного діаметру встановлюються матриці з відповідними отворами.

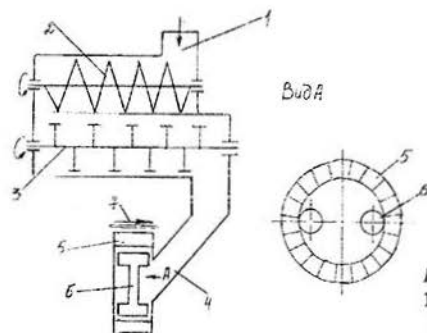


Рис. 52. Горизонтальний ротаційний прес:
1 — патрубок для завантаження продукту;
2 — живильник; 3 — змішувач; 4 — труба;
5 — матриця; 6 — пресуємі валки; 7 — ніж

Продуктивність ротаційного пресу:

$$\Pi = \frac{\pi d^2}{4} \rho k z \omega \psi, \left[\frac{\text{кг}}{\text{с}} \right]$$

де d , l — діаметр та довжина гранули, ρ — об'ємна маса гранули, $\text{кг}/\text{м}^3$; k — число отворів у матриці; z — число пресуючих валків; ω — кутова швидкість матриці, $1/\text{с}$; $w = \pi l / 30$; ψ — коефіцієнт заповнення матриці.

Вертикальний ротаційний прес — машина безперервної дії.

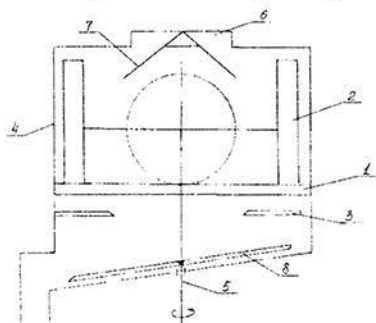


Рис. 53. Вертикальний ротаційний прес:
1 — матриця; 2 — пресуючі валки; 3 — ніж;
4 — корпус; 5 — вертикальний вал;
6 — завантажувальний пристрій; 7 — конусний розподільник; 8 — розвантажувальна мішалка

Матриця обертається при допомозі вертикального валу 5. Зазор між матрицею і ножем становить 0,5 мм. Кількість пресуючих валків і ножів 4. Товщина матриці 40-50 мм.

На робочих валках маютьяся рифлі.

Дисковий ротаційний прес — машина безперервної дії

Диск 2 обертається навколо осі. За

один оберт диск робить чотири зупинки, при яких відбуваються такі операції:

- 1) пуансон відведений вниз і матриця заповнюється речовиною;
- 2) пуансон підіймається вгору і роль верхнього пуансона виконує клин 4;
- 3) таблетка виштовхується пуансоном із матриці;
- 4) пуансон очищується від залишок і натирається мастикою.

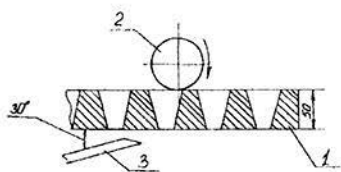


Рис. 54. Схема роботи пресуючих механізмів
1 — матриця; 2 — валок;
3 — ніж

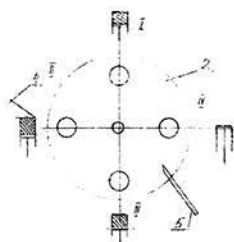
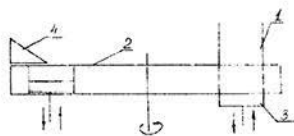


Рис. 55. Дисковий ротаційний прес:
1 — набивна коробка; 2 — диск; 3 — пуансон;
4 — упор; 5 — зіштовхувач таблеток

Продуктивність преса:

$$P = \frac{100mnp\phi}{100 + b}, [\text{кг/с}] \quad (17)$$

m — кількість пресувань за с; n — кількість таблеток в одній матриці; p — маса таблетки, кг; b — кількість поверхонь продукту при пресуванні, %; ϕ — експлуатаційний коефіцієнт.

Недоліки дискового пресу: циклічність пресування; механізм пресування здійснює зворотно-поступальний рух.

Ротаційно-барабанний прес — машина безперервної дії

В отворах матриці 5 знаходяться пуансони 7, траверси 8. Траверса на кінцях має підшипники які рухаються по пазах нерухокої кришки 10. Пази забезпечують виконання таких операцій: відтягування пуансонів під час наповнення матриці речовиною; підвід пуансонів до виступів кулачків для пресування; виштовхування відпресованих брикетів на касети 4; виведення пуансонів на рівень матриці для очищення щіткою 12 та змащення спеціальним розчином. Пресування таблеток

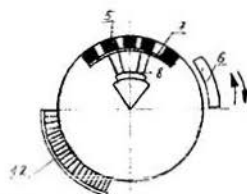
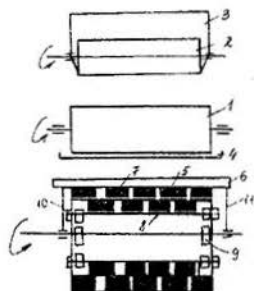


Рис. 56. Ротаційно-барабанний прес:

- 1 — барабан; 2 — живильник; 3 — бункер;
- 4 — касета для таблеток; 5 — матриця; 6 — плита;
- 7 — пуансони; 8 — траверса; 9 — кулачки;
- 10 — нерухома кришка з пазами; 11 — шатун;
- 12 — щітково-очисний механізм

відбувається при допомозі плити 6, яка при допомозі кулачків і важелів в період пресування щільно прижимається до ротора (барабана) 1 та обертається з ним з однією кутовою швидкістю. При набіганні ролика траверси 8 на кулачок 9 відбувається виштовхування брикетів із матриці на касету 4. У верхньому положенні матриці вона наповнюється пресуємою речовиною, яка поступає із живильника 2. При подальшому обертанні барабана 1, у зоні пресування, до нього приймається плита 6, яка обертається разом з барабаном з однією кутовою швидкістю. Кут пресування складас 40°. Потім плита 6 повертається в початкове положення.

У нижньому положенні матриці 5, коли блоки з пресуємими таблетками знаходяться над касетою 4, ролики траверси 8 пуансонів 7 набігають на кулачки 9 виштовхувального механізму і таблетки поступають на касету. Після цього пуансони 7 виводяться так, щоб їх

кінці складали одну поверхню з поверхнею барабана. В цей момент пуансони очищаються від пресуємої суміші при допомозі обертаючої нейлової щітки 12.

Продуктивність ротаційного барабанного преса :

$$\Pi = 60 \frac{\pi d^2}{4} \rho m n \varphi \quad (18)$$

d , l — діаметр та товщина таблетки, m ; ρ — питома вага спресованої суміші, кг/м^3 ; m — число отворів на барабані преса; n — число обертів барабана, $1/\text{хв}$; φ — експлуатаційний коефіцієнт.

Преса для віджимання рідини з твердого залишку

Класифікація пресів:

- по структурі робочого циклу: безперервної дії, періодичної дії;
- по способу утворення тиску пресування: шнекові (гвинтові), гвинтові механічні, гідравлічні, пневматичні;
- по напрямленню тиску: нижнього тиску, верхнього тиску.

Недоліком пресів періодичної дії являються:

- 1) низька продуктивність;
- 2) великі габарити та затрати на обслуговування;
- 3) пов'язання з безперервно діючими машинами.

Перевага: краща якість суслу по зрівняні з безперервно діючими пресами.

Вологість вчавок, які виходять із преса не повинні перевищувати 50-60%. Пресуванням витягується із продукту частини рідини, яка має з твердими частинами механічний або структурний зв'язок.

Гвинтові преса — машина періодичної дії

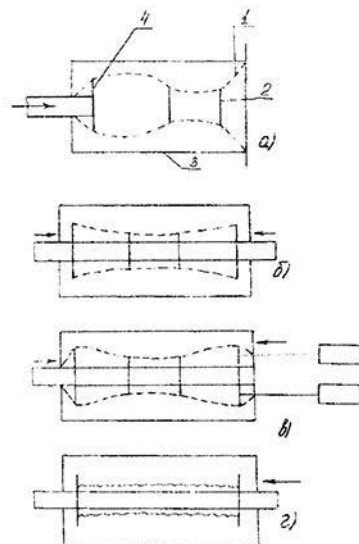
Гвинтові і гідравлічні преса складаються із: циліндричних корзин вставлених на плоскій платформі та пресуючого пристрою. Корзини встановлюють горизонтально або вертикально.

Зусилля пресування у гвинтових пресах 0,2-0,5 Мн/м^2 .

Рис. 57. Горизонтальні гвинтові преса:

- 1 — щіпок спущення; 2 — обручі; 3 — корзина;
4 — пресуючий механізм.

а) одностороннього тиску; б) двохстороннього тиску; в) з гідравлічним дотисканням; г) двохстороннього тиску і балансом постійного об'єму



Продуктивність гвинтового преса:

$$\Pi = \frac{\pi D}{4} H \rho \frac{T}{\tau}, [\text{кг}] \quad (19)$$

D — внутрішній діаметр корзини, м; H — висота корзини, м; ρ — об'ємна маса мезги, кг/м^3 ; T — тривалість роботи, год; τ — час одного циклу пресування.

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4$$

τ_1 — час заповнення корзини; τ_2 — час роботи нажимного механізму; τ_3 — час розпушення мезги; τ_4 — час розвантаження преса.

Завантаження і розвантаження мезги проводиться через два люка зі знімальними кришками. Під час пресування корзина обертається $4-9 \text{ хв}^{-1}$. Об'єм корзини $Q = 3,5 \text{ м}^3$, $H = 3000 \text{ мм}$, $D = 1200 \text{ мм}$.

Гідравлічні приводи пресів дозволяють створити значно більший питомий тиск і зусилля пресування.

Корисне зусилля пресування:

$$P_K = q \frac{\pi D^2}{4} \quad (21)$$

q — питомий тиск на пресуємий продукт, $q = 0,4 \text{ МПа}$.

Горизонтальний пневматичний прес періодичної дії (ГППД)

В основу конструкції преса закладено горизонтальний обертовий барабан з багаточисельними щілинами ($1,2 \times 20$) в середині якого знаходиться гумовий балон. Розпушення вижимок проводиться за рахунок обертання барабана.

Робочий цикл складає $\tau_u = 2 \text{ год}$.

Переваги преса:

- 1) висока якість сусла;
- 2) наявність механізму зупинки;
- 3) механізована операція вивантаження твердого залишку;

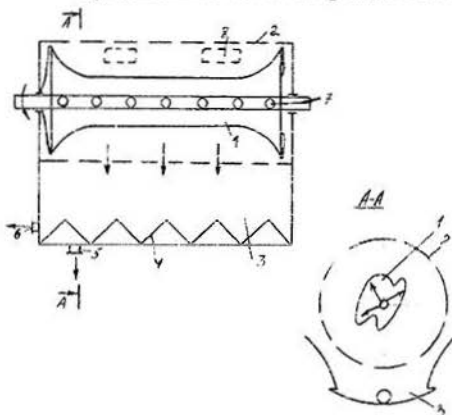


Рис. 58. Горизонтальний пневматичний прес періодичної дії ГППД:

- 1 — гумовий балон; 2 — корзина (барабан);
- 3 — піддон для сусла; 4 — шнек для вивантаження вищавок; 5 — штуцера сусла; 6 — кришка розвантаження;
- 7 — порожнинний вал; 8 — завантажувальні та розвантажувальні вікна

4) багатосторонність застосування.

Недоліки преса:

1) необхідність компресора;

2) гумова камера.

Продуктивність пневматичного преса:

$$P = \frac{15\pi}{\tau} (D^2 - d^2) L \rho \varphi, [\text{т/год}] \quad (22)$$

D, d — діаметр барабана і гумового балона, м; L — довжина барабана, м; φ — коефіцієнт заповнення робочої частини барабана, $\varphi=0,8\ldots 0,95$.

Тривалість циклу: $\tau_n = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4, [\tau_n = x \text{ в}]$

τ_1 — час заповнення; τ_2 — час пресування; τ_3 — час вивантаження;

τ_4 — час преса.

Шнекові преса безперервної дії (ПНД, ВПО-20).

На шнекових пресах проводиться віджимання мезги після стікачів чи кінцевого пресування мезги після попереднього віджиму на пресах періодичної дії. Шнекові преса бувають з одним чи двома шнеками.

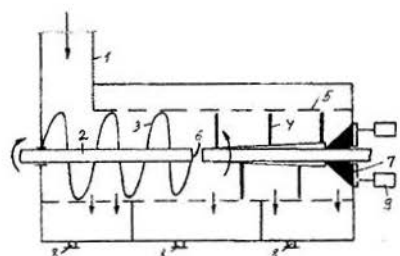


Рис. 59. Шнекові преса:

1 — завантажувальний бункер; 2 — порожнинний вал; 3, 4 — шнеки; 5 — перфорований циліндр; 6 — розрихлювач; 7 — запірний корпус; 8 — патрубки відведення рідини; 9 — гідроциліндр

Для регулювання тиску в камері стискування шнекових пресів запроваджено ряд пристроїв, одними з яких являються гідравлічний та гідромеханічний регулятори.

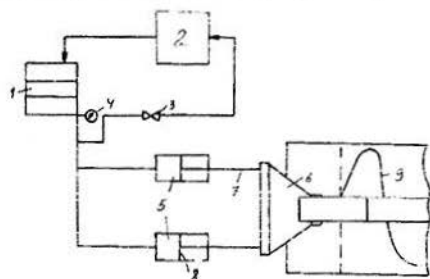


Рис. 60. Гідравлічний регулятор тиску:

1 — ілунжерний насос; 2 — резервуар для масла; 3 — регулятор тиску в системі; 4 — манометр; 5 — циліндри; 6 — запірний конус; 7 — шток; 8 — поршень; 9 — шнек

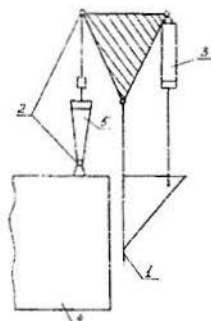


Рис. 61. Гідромеханічний регулятор тиску:

1 — замикаюча кришка; 2 — шарніри; 3 — гідроциліндр; 4 — прес; 5 — пристрій регулювання ступеня пресування

Прес безперервної дії ВПО-20 має два шнека, послідовно розташованих на одному валу і обертаються в різні сторони. Шаг шнеків — різний.

Основними недоліками шнекових пресів являються: 1) сильне перетирання мезги; 2) значна кількість взвісів.

Розрахунок пресів

Основними показниками роботи пресового обладнання являються:

1) кількість і якість сусла; 2) швидкість сусловідділення; 3) технологічні показники твердого залишку.

Вологість твердого залишку повина бути 55-56%. Оптимальний діаметр отворів 2 мм, живе січення 5-8%.

Продуктивність шнекових пресів:

$$P = F v_0 \rho \phi, \text{ [кг/с]} \quad (23)$$

F — площа поперечного січення внутрішньої порожнини камери пресування в місці розташування першого витка шнека; v_0 — швидкість поступального руху продукту вздовж шнека, м/сек; ρ — об'ємна маса мезги, кг/м³; ϕ — коефіцієнт заповнення січення шнека, $\phi = 0,25 \dots 0,8$.

Корисна потужність на валу шнека:

$$N_{\text{ш}} = 0,816 \cdot 10^{-4} \omega q D^3 \quad (24)$$

ω — кутова швидкість обертання шнека, с⁻¹; q — тиск на останньому витку шнека, Па; D — зовнішній діаметр шнека, м.

Для характеристики величини протитиску, яке створює гідро-система, необхідно знайти величину осевого тиску:

$$P_{\kappa} = T/F \quad (25)$$

T — сила притискання запірної конуса, Н; F — площа пресуемого каналу, м².

$$P_{\kappa} = 0,1 \dots 0,35 \text{ МПа.}$$

Ступень стиснення характеризується коефіцієнтом стиснення, який дорівнює відношенню об'єму продукту на першому витку до об'єму продукту на останньому витку шнека.

Коефіцієнт стиснення обчислюється по формулі:

$$K = V_1/V_2 = \omega_1/\omega_2 = t_1/t_2 \quad (26)$$

ω_1, ω_2 — вологість початкового і відпресованого продукту; t_1, t_2 — шаг гвинтової поверхні на початку і кінці шнека.

Можна прийняти, що $K = 3-6$.

Ексцентриковий прес — машина безперервної дії.

Вони можуть бути вертикальними і горизонтальними.

Стрічковий прес — машина безперервної дії

Мезга під час пресування на стрічковому пресі не перетирається і отримуємо якісну відпресовану рідину.

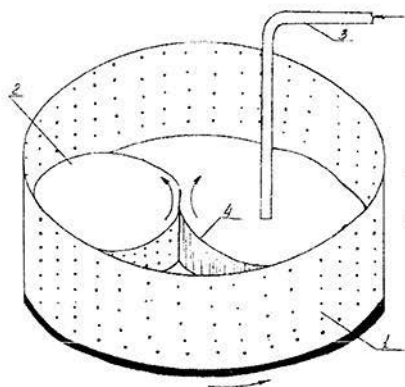


Рис. 62. Вертикальний ексцентриковий прес:
1, 2 — барабани, які обертаються в одну сторону із однакою швидкістю; 3 — штуцер подачі мезги; 4 — вивантажувальна стінка залишку

Рис. 63. Горизонтальний ексцентриковий прес:
1 — перфорований циліндр; 2, 3 — основний та допоміжний барабани; 4 — розподільчий шнек; 5 — шнек для відведення залишку; 6 — розпушувач; 7 — кожух; 8 — патрубки для відведення рідини; 9 — завантажувальний пристрій.

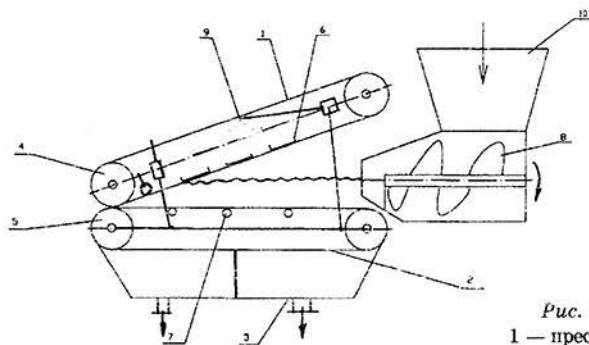
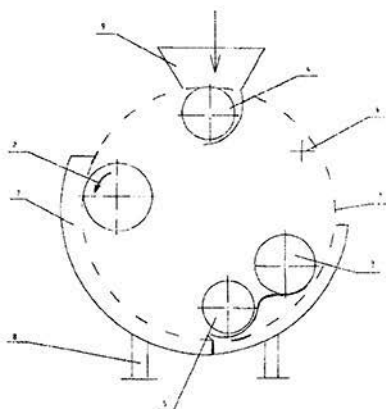


Рис. 64. Стрічковий прес:
1 — пресуюча стрічка стрічкового конвєса; 2 — перфорована стрічка стрічкового конвєса; 3 — збірник сусла;
4, 5 — привідні шківї; 6 — салазки;
7 — рухомі ролики; 8 — шнек;
9 — гвинтова пара.

ОСАДЖУВАННЯ

Неоднорідні системи та методи їх розділення

Неоднорідними, або гетерогенними системами називаються системи, які складаються із дисперсної (внутрішньої) фази і дисперсного середовища, або суцільної (зовнішньої) фази, в якій розподілені частинки дисперсної фази.

В залежності від фізичного стану фаз різняться системи: суспензії, емульсії, піна, пил, дим та туман.

Суспензії — неоднорідні системи, які складаються із рідини та взвішених у ній твердих частинок. Від розмірів частинок суспензії поділяються: на грубі ($\varnothing 100$ мкм), тонкі ($\varnothing 0,5-100$ мкм) та муті (0,1-0,5 мкм). Перехідну межу між суспензіями та справжніми розчинами (гомогенними системами) займають колоїдні розчини, у яких розміри частинок являються середніми між розмірами молекул та частинками взвісей.

Емульсії — системи, які складаються із рідини і розподіленими в ній капель другої рідини, яка незмішується з першою. Під дією сили тяжіння емульсії розшаровуються, але при добавленні стабілізатору вони стають стійкими. Зі збільшенням концентрації дисперсної фази з'являється можливість обертання фаз (інверсія).

Середня густина суспензії та емульсії $\rho_{\text{см}}$ [кг/м³] визначається:

$$\rho_{\text{см}} = \rho_d \varphi + \rho_c (1 - \varphi) \quad (1)$$

ρ_d, ρ_c — густина дисперсної та суцільної фаз, кг/м³; φ — об'ємна доля дисперсної фази.

В'язкість суспензії $\mu_{\text{см}}$ залежить від концентрації твердої фази:

$$\text{при } \varphi \leq 10 \% \quad \mu_{\text{см}} = \mu_c (1 + 2,5\varphi) \quad (2)$$

$$\text{при } \varphi > 10 \% \quad \mu_{\text{см}} = \mu_c (1 + 4,5\varphi) \quad (3)$$

μ_c — в'язкість суцільної фази [Нс/м²].

В'язкість емульсії:

$$\text{при } \varphi \leq 10 \% \quad \mu_{\text{ем}} = \mu_c \left[1 + 2,5\varphi \left(\frac{\mu_d + 0,4\mu_c}{\mu_d + \mu_c} \right) \right] \quad (4)$$

$$\text{при } \varphi > 50 \% \quad \mu_{\text{ем}} = \mu_c \frac{\sqrt[3]{1/\varphi}}{\sqrt{1-\varphi}} \quad (5)$$

Піна — система, яка складається із рідини та розподілених у ній бульбашок газу. Ці системи по своїм властивостям близькі до емульсій.

Пил і дим — системи, яка складається із газу і розподілених у них частинок твердих матеріалів. Розміри твердих частинок пилу складають 3...70 мкм. Дим отримують в процесах конденсації парів при переході їх в рідкий або твердий стан, при цьому утворюються тверді взвісені в газі частинки розмірами 0,3...5 мкм. При утворенні дисперсної фази із частинок рідини, такого ж розміру, виникають системи, які називаються туманами. Пил, дим та тумани являють собою аеродисперсні системи, або аерозолі.

В фармацевтичній та мікробіологічній технології широко поширені процеси, які пов'язані з розділенням рідинних та газових неоднорідних систем. Вибір методу їх розділення пов'язано з: розмірами взвісених частинок, різницею густини дисперсної та суцільної фаз, а також в'язкістю суцільної фази. Запроваджені такі основні методи розділення: 1) осаджування, 2) фільтрування, 3) центрифугування, 4) мокре розділення.

Осаджування — процес розділення взвісених в рідині або газі твердих або рідких частинок, які вилучаються з суцільної фази під дією сил тяжіння, сил інерції або електростатичних сил. Осаджування, яке відбувається під дією сил тяжіння, називається відстоювання. Відстоювання застосовується для попереднього, не значного розділення неоднорідних систем.

Матеріальний баланс процесу розділення

$$G_{\text{см}} = G_{\text{осв}} + G_{\text{ос}} \quad (6)$$

$$G_{\text{см}} x_{\text{сум}} = G_{\text{осв}} x_{\text{осв}} + G_{\text{ос}} x_{\text{ос}} \quad (7)$$

$G_{\text{см}}$, $G_{\text{осв}}$, $G_{\text{ос}}$ — маса початкової суміші, освітленої рідини, осаду, кг;
 $x_{\text{сум}}$, $x_{\text{осв}}$, $x_{\text{ос}}$ — масова доля речовини в суміші, освітненій рідині, осаді.

$$G_{\text{см}} x_{\text{сум}} = (G_{\text{см}} - G_{\text{ос}}) x_{\text{осв}} + G_{\text{ос}} x_{\text{ос}}$$

$$G_{\text{см}} (x_{\text{см}} - x_{\text{осв}}) = G_{\text{ос}} (x_{\text{ос}} - x_{\text{осв}})$$

$$G_{\text{ос}} = G_{\text{см}} \frac{x_{\text{см}} - x_{\text{осв}}}{x_{\text{ос}} - x_{\text{осв}}} = G_{\text{см}} \frac{x_{\text{ос}} - x_{\text{см}}}{x_{\text{осв}} - x_{\text{ос}}}$$

$$G_{\text{ос}} = G_{\text{см}} \frac{x_{\text{ос}} - x_{\text{см}}}{x_{\text{осв}} - x_{\text{ос}}} \quad (8)$$

Рух тіл в рідинах

При русі тіл в рідинах (або при обтіканні нерухомих тіл рухомою рідиною) виникає опір, для переборювання якого і забезпечується рівномірний рух тіл без затрати енергії. Виникаючий опір залежить головним чином від режиму руху та форми обтікаємого тіла. При ламинарному русі, який відбувається при незначних швидкостях та ма-

лих розмірах тіл, або при високій в'язкості середовища, тіло обгорну-
те приграничним шаром і плавно обтікається потоком. Енергії в та-
ких умовах витрачаються тільки на переборювання опору тертя. З роз-
витком турбулентності потоку все більше значення починають грати
сили інерції. При цьому лобовий опір стає переважаючим, а опором
тертя можна знехтувати.

Сила опору R середовища рухому тілу визначається:

$$R = \xi S \frac{\rho \omega^2}{2} \quad (9)$$

ξ — коефіцієнт опору середовища;

$$R/S = \Delta P [H/m^2]$$

Можна встановити, що

$$\xi \sim Eu = \frac{\Delta P}{\rho \omega^2}$$

Існує три режиму руху шароподібних тіл у рідині:

1) ламінарний при

$$Re < 2, \quad \xi = 24/Re \quad (10)$$

2) перехідний при

$$Re = 2-500, \quad \xi = 18,5/Re^{0,6} \quad (11)$$

3) автомодельний режим при

$$500 < Re < 2 \cdot 10^5, \quad \xi = 0,44 \quad (12)$$

При русі тіл, форма яких відрізняється від сфери: $\xi = f(Re, \Phi)$,
де Φ — фактор форми, $\Phi = F_m/F$, F_m — поверхня сфери з тим же об'ємом,
що і об'єм тіла F .

Лінійним розміром в критерії Re являється діаметр еквівалент-
ної сфери:

$$V = m/\rho_T = \pi d^3/6 \quad (13)$$

Швидкість рівномірного руху частинки в середовищі називаєть-
ся швидкістю осідання ω_{oc} .

Баланс сили, що діють на тверду рухому частинку

$$F = \frac{\pi d^3}{6} g(\rho_T - \rho) = R = \xi \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{\rho \omega^2}{2}$$

$$\omega_{oc} = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{g d (\rho_T - \rho)}{\xi \rho}} \quad (14)$$

Для ламінарної області:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2 g (\rho_T - \rho)}{18 \mu} \quad (15)$$

Максимальний розмір частинок, які осідають по закону Стокса:

$$\omega_{oc} = \frac{\mu Re}{d\rho}, Re = 2,$$

$$d_{max} = 3 \sqrt{\frac{36\mu^2}{\rho g(\rho_T - \rho)}} = 1,563 \sqrt{\frac{\mu^2}{\rho(\rho_T - \rho_0)}} \quad (16)$$

Для перехідного режиму:

$$\omega_{oc} \cong 0,78 \frac{d^{0,43}(\rho_T - \rho)^{0,715}}{\rho^{0,285} \mu^{0,43}} \quad (17)$$

Для автомодельного режиму:

$$\omega_{oc} \cong 5,46 \sqrt{\frac{d(\rho_T - \rho_0)}{\rho}} \quad (18)$$

Лященко П.В. запропонував ω_{oc} визначати через Re та підставити його у формулу (14):

$$\frac{Re^2 \mu^2}{d^2 \rho^2} = \frac{4}{3} \cdot \frac{gd(\rho_T - \rho)}{\xi \rho} \Rightarrow Re^2 \xi = \frac{4}{3} \cdot \frac{d^3 \rho^2 g}{\mu^2} \cdot \frac{\rho_T - \rho}{\rho} = \frac{4}{3} Ar \quad (19)$$

Для ламінарного режиму:

$$\frac{24}{Re} Re^2 = \frac{4}{3} Ar \Rightarrow Re = \frac{Ar}{18} \Rightarrow Ar_{кр} = 36 \quad (20)$$

Для перехідного режиму:

$$Re^{1,4} = \frac{4}{3} \cdot \frac{Ar}{18,5} \Rightarrow Re = 0,152 Ar^{0,715} \Rightarrow Ar_{кр} = 83000 \quad (21)$$

Для автомодельного режиму:

$$Re = 1,74 \sqrt{Ar} \quad (22)$$

Послідовність розрахунку процесу осаджування:

- 1) знаходимо критерій Ar;
- 2) визначаємо режими;
- 3) обраховуємо Re по формулам (20...22);

$$4) \text{ обраховуємо } \omega_{oc} = \frac{\mu Re}{d\rho}.$$

Для всіх режимів

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,575 \sqrt{Ar}} \quad (23)$$

Для частинок не сферичної форми: $\omega'_{\infty} = \phi \omega_{\infty}$, де ϕ — коефіцієнт форми. Для пластинчатих $\phi = 0,43$; кутоподібних $\phi = 0,66$; повздовжніх $\phi = 0,58$.

При відстоюванні неоднорідних систем спостерігається постійне збільшення концентрації диспергованих частинок в апараті по напрямленню зверху вниз. Над шаром осаду утворюється зона щільного осаджування частинок. Швидкість щільного осаджування менше швидкості вільного осаджування. Закономірності щільного осаджування визначаються рухом висхідного потоку рідини через шар взвішених в ньому частинок. При таких умовах $\omega_{\text{сгиснут}}$ рівна швидкості потоку середовища $\omega_{\text{п.с.}}$.

Об'ємна доля рідини в неоднорідній рідинній системі, об'єм якої рівний об'єму рідині V_p та частинок $V_{\text{ч}}$:

$$\varepsilon = \frac{V_p}{V_p + V_{\text{ч}}} \quad (24)$$

Об'ємні витрати рідини $v_{\text{сг}}$ рівні об'ємним витратам твердої фази $\omega_{\text{сг}}$ (1 - ε):

$$v_{\text{сг}} = \omega_{\text{сг}} (1 - \varepsilon) \quad (25)$$

Відносна швидкість рідини:

$$\omega_{\text{в}} = v_{\text{сг}} (-\omega_{\text{сг}}) = v_{\text{сг}} + \omega_{\text{сг}}$$

Тоді

$$\omega_{\text{в}} = \frac{\omega_{\text{сг}} (1 - \varepsilon)}{\varepsilon} + \omega_{\text{сг}} = \frac{\omega_{\text{сг}} - \omega_{\text{сг}} \varepsilon + \omega_{\text{сг}} \varepsilon}{\varepsilon} = \frac{\omega_{\text{сг}}}{\varepsilon} \quad (26)$$

Для того щоб сила опору рідини зрівноважилась вагою осідаючої частинки необхідно щоб

$$\omega_{\text{в}} = \frac{\omega_{\text{пс}}}{\varepsilon} \Rightarrow \omega_{\text{сг}} = \omega_{\text{пс}} \quad (27)$$

Загальна розрахункова залежність для визначення швидкості щільного осідання необхідно $\text{Re}_{\text{о.сг}} = f(\text{Ar}, \varepsilon)$.

Отримано

$$\text{Re}_{\text{о.сг}} = \frac{\text{Ar} \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{\text{Ar} \varepsilon^{4,75}}} \quad (28)$$

Але існують залежності:

$$\text{для } \varepsilon > 0,7 \quad \omega_{\text{сг}} = \omega_{\text{ос}} \varepsilon^2 \cdot 10^{-1,82(1-\varepsilon)} \quad (29)$$

$$\text{при } \varepsilon \leq 0,7 \quad \omega_{\text{сг}} = \omega_{\text{ос}} \frac{0,123 \varepsilon^3}{1 - \varepsilon} \quad (30)$$

Коагуляція частинок дисперсної фази

Для прискорення відстоювання частинок використовується укрупнення частинок дисперсної фази, яка називається коагуляція. Коагуляція відбувається шляхом добавлення в розділяему неоднорідну систему речовин, які руйнують сольову оболонку і зменшують подвійний дифузійний електричний шар твердих частинок. Коагулянти: сульфат і хлорид амонію.

Флокуляція заключається в абсорбції молекул флокулянта на твердих частинках та об'єднання їх в більш значні агрегати. Флокулянти: поліакриламід, активована кремнієва кислота.

Відстоювання використовується в якості первинного процесу розділення, яке дозволяє прискорити фільтрування або центрифугування суспензій. Відстоювання проводиться в апаратах, які називаються відстійниками або згущувачами.

Класифікація відстійників:

- 1) періодичної та безперервної дії;
- 2) одно- та багатоярусні.

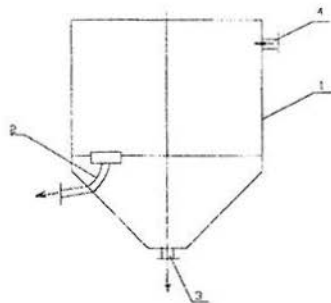


Рис. 65. Періодично діючий відстійник:
1 — корпус відстійника; 2 — декантатор;
3 — патрубок для вилучення осаду; 4 — патрубок завантаження суспензії

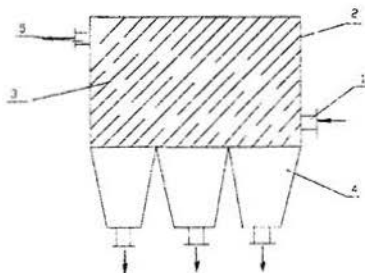


Рис. 66. Напівбезперервнодіючий відстійник:
1 — патрубок для підведення суспензії;
2 — корпус; 3 — нахилені перегородки;
4 — осадовий бункер; 5 — патрубок відведення освітленої рідини

Потік суспензії в напівбезперервній дії відстійнику направлений поперемінно вгору та вниз.

Мішалка робить $(0,02-0,5) \text{ хв}^{-1}$.

Осад концентрацією $(35-55\%)$ вилучається із резервуара діафраг-

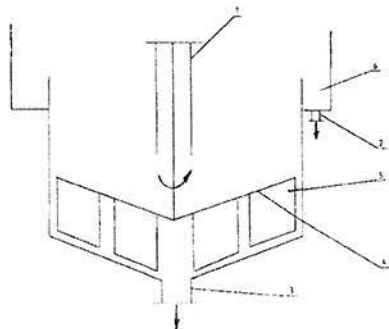


Рис. 67. Відстійник безперервної дії:

1 — патрубок подачі суспензії; 2 — патрубок відведення освітленої рідини; 3 — патрубок відведення осаду; 4 — мішалка; 5 — грибки; 6 — кільцевий жолобок

мовим насосом. Для вилучення потрібної рідини із осаду проводиться протітєчійне відмиття осаду.

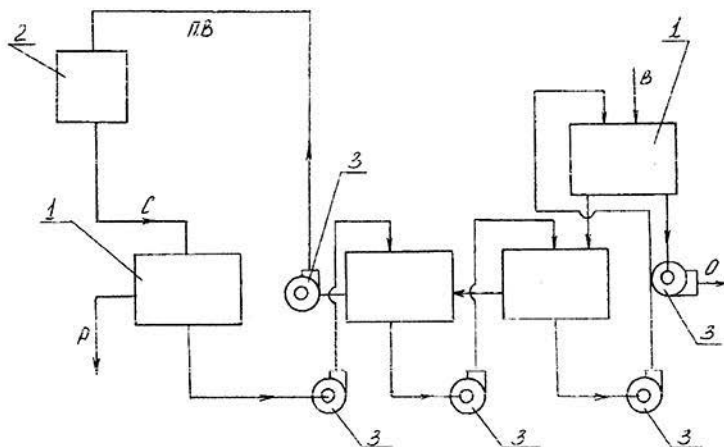


Рис. 68. Схема протітєчійного відмиття осаду:

1 — відстійники; 2 — напірна ємкість; 3 — насос.

О — осад; В — вода; Р — розчин; ПВ — промивна вода; С — суспензія.

Переваги грибоквих відстійників:

- 1) рівномірна густина осаду;
- 2) регулювання густини осаду шляхом зміни продуктивності;
- 3) ефективне зневоднення осаду при допомозі мішалки.

Недолік: громіздкість; діаметр відстійників буває $(1,8...30) \text{ м}$.

Для зменшення площі зайнятої відстійниками використовуються багатоярусні відстійники.

Багатоярусний відстійник закритого типу — машина безперервної дії.

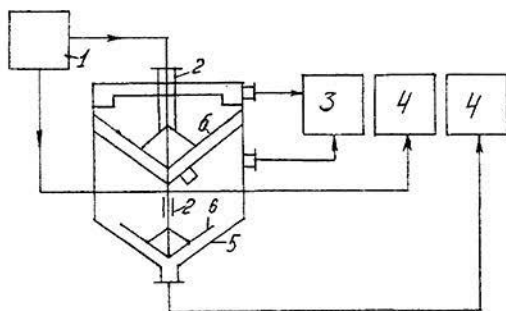


Рис. 69. Багатоярусний відстійник закритого типу:

1 — збірник суспензії; 2 — патрубки для подачі суспензії; 3 — збірник освітленої рідини; 4 — збірник бруду; 5 — корпус відстійника; 6 — мішалки з грибками

У відстійниках закритого типу зливання освітленої рідини та вивантаження осаду відбувається для кожного ярусу.

Багатоярусні відстійники збалансованого типу — машина безперервної дії.

У таких відстійниках яруси з'єднані між собою по осаду. Стакан для вилучення шламу

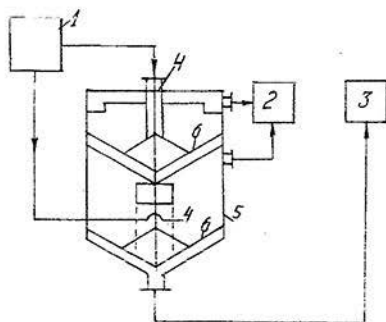


Рис. 70. Багатоярусний відстійник збалансованого типу:

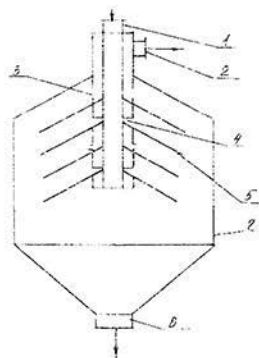
1 — ємкість з суспензією; 2 — ємкість освітленої рідини; 3 — збірник осаду; 4 — патрубок введення суспензії; 5 — корпус відстійника; 6 — мішалки; 7 — патрубок введення осаду

верхнього ярусу опущений нижнім кінцем в шар згущеного шламу нижнього ярусу.

Безперервно діючі відстійники з конусними полицями.

Рис. 71. Безперервно діючий відстійник з конусними полицями:

1 — патрубок подачі суспензії; 2 — патрубок відведення освітленої рідини; 3 — вікно для відведення освітленої рідини; 4 — вікно подачі суспензії; 5 — конусні полиці; 6 — патрубок відведення бруду; 7 — корпус відстійника



Подача суспензії відбувається по каналам 4 на конусні полиці через одну. Освітлена рідина відводиться по вікнам 3 через штуцер 2. Перевага цих відстійників — відсутність обертаючих елементів та простота обслуговування.

Безперервно діючий відстійник для емульсій

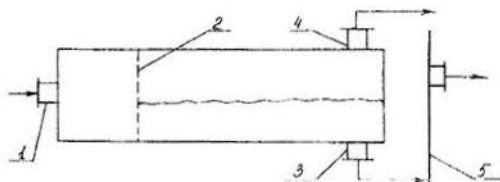


Рис. 72. Відстійник для емульсій:

1 — патрубок підведення емульсії; 2 — перфорована перегородка; 3, 4 — патрубки відведення важкої та легкої фаз; 5 — сифон

Перфорована перегородка 2 попереджує збурення рідини течією поступаючої емульсії. Швидкість руху рідини в апараті — ламінарна. Сифон 5 запобігає спорожненню апарата від емульсії.

Розрахунок відстійників

Відстійники проектується із розрахунку осідання самих дрібних частинок початкової суміші.

Продуктивність:

$$Q_{\text{осв.}} = \omega_{\text{н}} F = \omega_{\text{н}} b h, [\text{м}^3/\text{с}] \quad (31)$$

де h — висота освітленої рідини.

Час знаходження суспензії в відстійнику:

$$\tau = 1/\omega_{\text{н}} \quad (32)$$

За цей час частинка осідає

$$\tau = h/\omega_{\text{осв}} \Rightarrow h/\omega_{\text{осв}} = 1/\omega_{\text{н}} = l b h / Q_{\text{осв.}} \quad (33)$$

$$Q_{\text{осв.}} = \omega_{\text{осв}} F \quad (34)$$

де F — поверхня осідання, м^2 .

Висота відстійника рівна (1,8-4,5) м.

Для освітленої рідини, масові витрати

$$G_{\text{осв}} = Q_{\text{осв}} \rho_{\text{осв}}$$

$$\text{то } f = \frac{G_{\text{осв}}}{\omega_{\text{осв}} \rho} = G_{\text{см}} \frac{x_{\text{ос}} - x_{\text{см}}}{x_{\text{ос}} - x_{\text{осв}}} \cdot \frac{1}{\rho_{\text{осв}} \omega_{\text{ос}}} \quad (35)$$

В розрахунках поверхня осідання відстійника, обрахована по формулі (35) збільшується на (30-40)%.

При розрахунку багатоярусних відстійників загальну поверхню осідання ділять рівномірно між ярусами.

ОСАДЖУВАННЯ У ВІДЦЕНТРОВОМУ ПОЛІ

Центрифугування — процес розділення неоднорідних систем у полі відцентрових сил з використанням суцільної або перфорованої перегородок. Під дією відцентрових сил суспензія поділяється на осадок і рідку фазу — фугат. Осад залишається в машині (центрифузі), а рідина вилучається із неї. Центрифуги поділяються на відстійні та фільтруючі. У відстійних центрифугах з суцільними стінками, відбувається розділення неоднорідних систем по принципу відстоювання, при чому дія сил тяжіння замінюється на дію відцентрових сил. У фільтрувальних центрифугах з перфорованими стінками відбувається процес розділення суспензії по принципу фільтрування, при чому замість різниці тисків використовується дія відцентрових сил.

Розділення емульсій у відстійних центрифугах називається сепарацією, а пристрій, у якому відбувається цей процес — сепаратором. При розділенні суспензій у відстійних центрифугах різняться процеси відцентрового освітлення і відцентрового відстоювання. При відцентровому освітленні із рідини вилучаються тверді домішки, які містяться у ній в малій кількості. Відцентрове відстоювання — розділення суспензії яка містить більшу частину твердої фази чим початкова суспензія.

Процеси центрифугування відбуваються періодично, або безперервно.

Відцентрові сили і фактор розділення

Відцентрова сила виражається рівнянням

$$C = \frac{m\omega^2}{r} = \frac{G\omega^2}{gr} \quad (1)$$

Кругова швидкість:

$$\omega = vr = \frac{2\pi n}{60} r \quad (2)$$

$$C = \frac{G}{gr} \cdot \left(\frac{2\pi n}{60} r \right)^2 \approx \frac{Grn^2}{900} \quad (3)$$

Співвідношення відцентрового прискорення ω^2/r до прискорення сил тяжіння g , називається фактором розділення:

$$K_p = \frac{\omega^2}{rg} \quad (4)$$

Розрахунок швидкості осідання в полі відцентрових сил виражається:

ламінальний режим

$$\xi Re^2 = \frac{4}{3} Ar K_p \Rightarrow Re = \frac{Ar K_p}{18}, \quad (5)$$

перехідний режим

$$Re = 0,152 (Ar K_p)^{0,715} \quad (6)$$

турбулентний режим

$$Re = 1,74 \sqrt{Ar K_p} \quad (7)$$

Процеси розділення суспензій у відстійних центрифугах

Розділення суспензій у відстійних центрифугах складаються із стадій: осідання твердих частинок на роторі; ущільнення утвореного осаду.

Розділяюча здатність відстійних центрифуг характеризується індексом продуктивності Σ , який являється множителем площі циліндричної поверхні осідання F в роторі на фактор розділення K_p :

$$\Sigma = F \cdot K_p \Rightarrow K_p = \Sigma / F \quad (8)$$

Індекс продуктивності Σ відображає вплив усіх конструктивних особливостей осаджувальної центрифуги, які визначають її розділюючу здатність.

Для відстійної центрифуги

$$K_p = \frac{(D - 2h)n^2}{1800} = \frac{rn^2}{900}$$

Площа поверхні осаджування:

$$F = \pi(D - 2h)L \Rightarrow \Sigma = F K_p = \pi L \frac{(D - 2h)^2 n^2}{1800} \quad (8a)$$

Індекс продуктивності залежить від режимів:

$$\text{перехідний режим} \quad \Sigma = F K_p^{0,715}, \quad (9)$$

$$\text{турбулентний режим} \quad \Sigma = F K_p^{0,5}. \quad (10)$$

Із рівності (9) та (10) слідує, що площа відстійника, еквівалентна по продуктивності центрифугі, росте менш чим ріст фактора розділення. Тому вводиться поняття коефіцієнт ефективності відстійних центрифуг:

$$\xi_{\text{ef}} = Q_{\text{д}} / Q_{\text{т}}, \quad (11)$$

$Q_{\text{д}}$ – продуктивність [$\text{м}^3/\text{с}$]

Процеси розділення суспензій у фільтруючих центрифугах

У загальному випадку розділення суспензій у фільтруючих центрифугах складається із таких стадій: утворення, ущільнення, промивка та механічне сушіння осаду. При аналізі стадії утворення

осаду необхідно враховувати значні стискаючі зусилля (1,5 МПа). При цьому пористість значно зменшується. На центрифугах не завжди можливе розділення суспензій, які дають сильно стискаємі осади.

Класифікація центрифуг

По значенню величини фактора розділення центрифуги поділяються: нормальні центрифуги, $K_r < 3500$; надцентрифуги, $K_r > 3500$.

По способу вивантаження осаду: вручну, при допомозі ножів або скребоків, шнеків або поршнів, які рухаються зворотно-поступально, під дією сил тяжіння та відцентрових сил.

По розположенню осі обертання: вертикальні, горизонтальні та нахилені.

В залежності від організації процесу: періодичної дії, безперервної дії.

Нормальні центрифуги застосовуються: для розділення різних суспензій, для вилучення вологи із поштучного матеріалу.

Надцентрифуги застосовуються: для розділення емульсій та тонкодисперсних суспензій.

Нормальні центрифуги бувають: відстійні і фільтруючі.

Надцентрифуги бувають: трубчаті, які використовуються для розділення тонкодисперсних суспензій; рідинні сепаратори, які використовуються для розділення емульсій. Вони бувають тільки відстійними.

Трьохколонна центрифуга — відстійна або фільтруюча центрифуга періодичної дії з ручним вивантажуванням осаду.

Використовується для відділення рідкої фази від суспензії, у невеликих виробництвах. Вони бувають з верхнім вивантаженням осаду з суцільним або перфорованим барабаном діаметром 600, 800, 1000 мм. Значення фактору розділення $K_r = 800-970$.

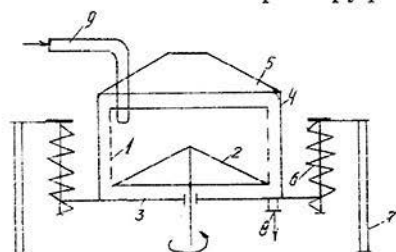


Рис. 73. Трьохколонна центрифуга:
1 — перфорований ротор; 2 — опорний конус; 3 — станина; 4 — нерухомий кожух; 5 — кришка; 6 — тяга з пружиною; 7 — колона; 8 — патрубок відведення фугату; 9 — подача суспензії

В трьохколонних центрифугах відбуваються відокремлення рідини від механічних домішок і розділення середньо- і грубодисперсних суспензій, які вимагають значного часу центрифугування. В фільтрувальних і відстійних центрифугах живлення суспензії безперервне з переливанням або фільтруванням фугату до накопичення барабану осадом. Фугат відводиться через патрубок 8.

Недоліки цих центрифуг: ручне вивантаження осаду; плоха доступність до підшипників.

Перфорований ротор 1 покривається фільтрувальною тканиною або металевою сіткою. Осад вивантажується через кришку 5.

Підвішені центрифуги — призначені для розділення суспензій, які вимагають короткого циклу центрифугування. В таких конструкціях забезпечується стійкість і деяка вільність коливання барабану, порівняно легке і швидке вивантаження осаду. Привід машини не піддається корозії при стиканні з рідиною. При барабані $\varnothing 1000$, $\varnothing 1200$ мм, $K_p = 1180$, $K_p = 615$.

Осадок вивантажується під дією сил тяжіння, він сам сповзає при зупинці барабану.

Недоліки: непродуктивні затрати енергії і часу, пов'язано з частими зупинками машини для вивантажування осаду.

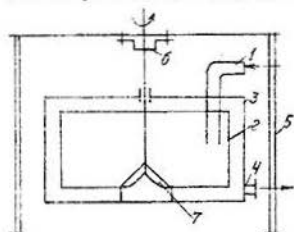


Рис. 74. Підвішена центрифуга:

- 1 — патрубок подачі суспензії; 2 — ротор з суцільними стінками; 3 — нерухомий кожух; 4 — патрубок відведення фугату; 5 — стійки; 6 — підвіска ротора; 7 — конусна кришка

Підвішені центрифуги відносяться до нормальних відстійних або фільтрувальних центрифуг періодичної дії і ручним вивантажуванням осаду. Через конусну кришку 7 відводиться осад.

Горизонтальна центрифуга з ножовим пристроєм для вилучення осаду.

Дані центрифуги випускаються з суцільним або перфорованим ротором 1. Вони нормалізовані $\varnothing 800$, 1200 , 1800 мм, при $K_p = 1300$ і $K_p = 810$, $K_p = 520$.

Ніж 5 рухається періодично під дією гідравлічного поршня. При повертанні ножа в попередній стан відкривається автоматичний клапан тру-

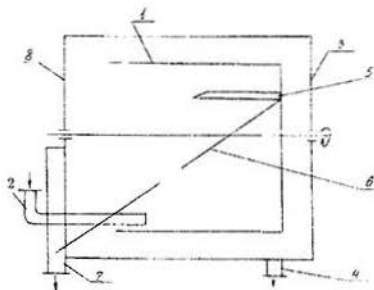


Рис. 75. Горизонтальна центрифуга з ножовим пристроєм:

- 1 — перфорований ротор; 2 — патрубок підведення суспензії; 3 — кожух; 4 — патрубок відведення фугату; 5 — ніж; 6 — нахилений жолоб; 7 — патрубок відведення осаду; 8 — кришка

би живлення 2. В конструкції центрифуги закладена можливість промивки осаду. Усі типи центрифуг оснащені гальмом.

Центрифуги даної конструкції являються нормальними відстійними або фільтрувальними періодичної дії з автоматизованим управлінням. Всі операції центрифугування виконуються автоматично. Центрифуга має з'ємну кришку 8. Ніж 5 підіймається за допомогою гідравлічного пристрою, який не показано. Центрифуга призначена для розділення середньо - грубодисперсних суспензій.

*Центрифуга з пульсуючим поршнем
для вивантажування осаду*

При кожному ході поршня 3 вперед осад з довжиною рівною ходу поршня, викидається із ротора зовні. Фугат фільтрується через утворений шар осаду і виводиться через патрубок 4.

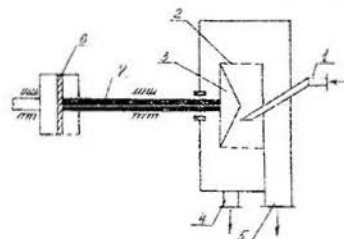


Рис. 76. Центрифуга з пульсуючим поршнем:
1 — патрубок подачі суспензії; 2 — перфорований ротор; 3 — поршень; 4 — патрубок відведення фугату; 5 — патрубок відведення осаду; 6 — гідроциліндр; 7 — порожнинний вал; 8 — шток

Це фільтруюча центрифуга безперервної дії з горизонтальним ротором. Ход поршня $1/10$ довжини ротора. Частота його ходу $10-16 \text{ хв}^{-1}$. В центрифугах з пристроєм для промивання осаду ротор 2 розділений на дві секції, через одну із яких відводиться промивна рідина. Центрифуга використовується для обробки грубодисперсних легко-розділяємих суспензій. Її недоліки: захоплення твердих частинок фугатом після вилучення осаду; складність конструкції, значні витрати енергії на переміщення осаду; зношення перфорованого ротора.

*Центрифуги зі шнековим пристроєм
для вилучення осаду*

Ці центрифуги являються нормальними відстійними або фільтрувальними центрифугами безперервної дії з горизонтальним або вертикальним валом.

Суцільний ротор і шнек обертаються в одному напрямку, але з різною частотою $n_m = 20-30 \text{ хв}^{-1}$, $n_p = 3500 \text{ хв}^{-1}$.

Ці центрифуги використовуються для розділення тонкодисперсних суспензій з великою концентрацією твердої фази, а також для класифікації твердих частинок по розміру та густині. Недоліком таких центрифуг являється високі витрати енергії на переміщення осаду та його подрібнення.

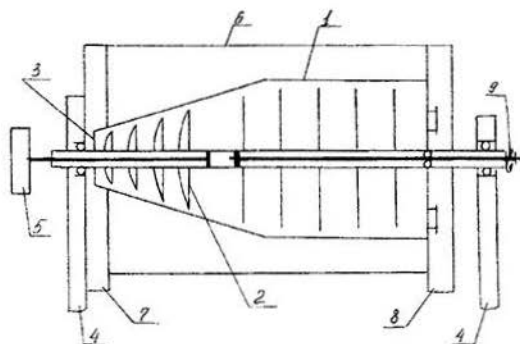


Рис. 77. Горизонтальна відстойна центрифуга:

- 1 — циліндро-конусний ротор; 2 — шнек; 3 — вікна вивантажування осаду; 4 — опори; 5 — привод шнека; 6 — кожух; 7 — камера осаду; 8 — камера фугату; 9 — патрубок подачі суспензії

Центрифуги з інерційним вивантажуванням осаду — представляють собою нормальні фільтруючі центрифуги безперервної дії з вертикальним конусним ротором. Кут нахилу ротора складає $17-23^{\circ}$.

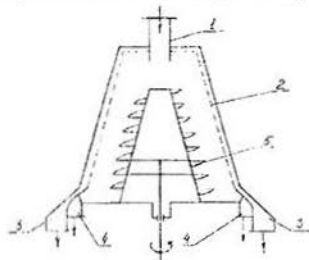


Рис. 78. Центрифуги з інерційним вивантажуванням осаду:

- 1 — патрубок подачі суспензії; 2 — перфорований ротор; 3 — патрубки відведення фугата; 4 — патрубок вилучення осаду; 5 — шнек

Центрифуги з інерційним вивантажуванням осаду застосовуються для розділення суспензій значних зернистих матеріалів.

Рідинні сепаратори — відстійні центрифуги безперервної дії з вертикальним ротором. Сепаратори призначені для розділення емульсії, а також для освітлення рідини.

Класифікація сепараторів

По призначенню: роздільники, освітлювачі і комбіновані.

По типу барабана: тарільчатий, камерний.

По способу вивантаження осаду: ручний, відцентровий.

По структурі робочого циклу вивантаження осаду: періодичний, безперервний, пульсуючий.

По конструкції механізму вивантаження осаду: сопло, клапан, рухомий затворний елемент.

По способу подачі і відведення продукту: відкриті, напівзакриті, герметичні.

Кінематична схема рідинного сепаратора зображен на рис. 79.

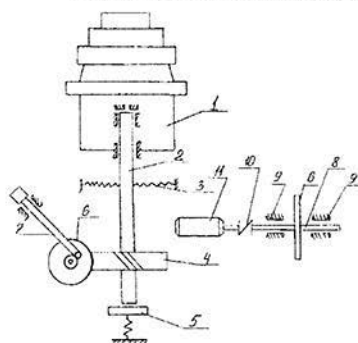


Рис. 79. Кінематична схема рідинного сепаратора:

- 1 — ротор; 2 — вертикальний вал (веретено); 3 — пружна опора; 4 — черв'як; 5 — нижня опора; 6 — черв'ячне колесо; 7 — рахівник обертів; 8 — горизонтальний вал; 9 — підшипники; 10 — муфта; 11 — електродвигун

Привід сепаратора здійснюється від горизонтального вала через черв'ячну передачу, при чому черв'як безпосередньо нарізається на веретені, а на горизонтальний вал насаджено черв'ячне колесо, яке передає обертання веретену. Горизонтальний вал з'єднаний з електродвигуном при допомозі відцентрової фрикційної муфти.

Схеми сепаруючих пристроїв

Багатокамерний сепаратор закритого типу циліндричними вставками використовується для освітлення соків рис. 80.

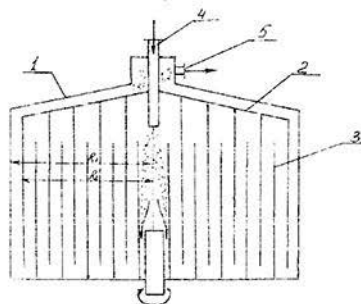


Рис. 80. Ротор з вертикальними

- циліндричними вставками:
1 — корпус; 2 — барабан; 3 — циліндричні перегородки; 4 — підвідний штуцер; 5 — відвідний штуцер

Осад накопичується в камерах на вставних циліндрах шаром від 50-60 мм. Перед пуском сепаратор заповнюється сепаруємою рідиною. При накопиченні осаду сепаратор зупиняється, розбирається, виділяється осад, всі деталі миються. Продуктивність сепаратора 200-400 дкл/год.

Продуктивність обраховується по формулі:

$$Q = \frac{2v_0\omega\pi L}{3g} \left[\frac{R_1^3 - R_2^3}{R_1 - R_2} + \frac{R_3^3 - R_4^3}{R_3 - R_4} + \frac{R_5^3 - R_0^3}{R_5 - R_0} \right] \quad (12)$$

v_0 — швидкість осідання частинок в полі тяжіння, м/с; ω — кутова швидкість барабана, 1/с; L — довжина барабана, м.

Для фармацевтичного та мікробіологічного виробництва використовуються сепаратори з конусними тарілками, який являється освітлювачем з пульсуючим вивантаженням осаду рис. 81.

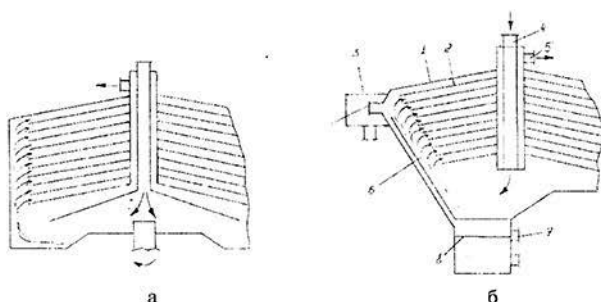


Рис. 81. Ротор з конусними тарілками:

а — Ротор з ручним вивантаженням осаду;

б — Ротор з пульсуючим вивантаженням осаду

1 — барабан; 2 — тарілка; 3 — приймальник шламу; 4 — штуцер для підведеного продукту; 5 — штуцер для відведення фугата; 6 — шламовий простір; 7 — штуцер буферної рідини; 8 — поршень; 9 — розвантажувальний канал для шламу

Після заповнення брудового простору барабана процес сепарування зупиняється, проводиться вивантаження шламу, при цьому подача суслу на сепарування зупиняється. Для опускання і підймання поршня використовують буферну рідину.

Дріжджеві сепаратори називаються згущувачами, вони розділяють сильно розбавлені суспензії на освітлену рідину і на суспензію з більшою кількістю осаду рис. 82.

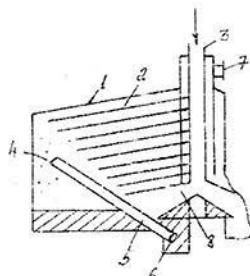


Рис. 82. Ротор тарільчатого згущувача:

1 — барабан; 2 — тарілки; 3 — розподільча труба; 4 — дріжджева камера; 5 — труба для відведення дріжджів; 6 — мундштук; 7 — патрубок відведення відсепарованої бражки; 8 — канали для поступлення бражки.

Мундштуки служать для регулювання ступеня концентрації відведення дріжджевої суспензії.

Теоретична продуктивність сепараторів визначається:

$$Q = \frac{4\pi r_0^2 \omega^2 z \Delta \rho (R_2^3 - R_1^3) \operatorname{tg} \alpha}{27\mu} \quad (13)$$

r_0 — розрахунковий радіус частинки, м; α — кут нахилу дотичної тарілки до основи, град; z — число міжтарілочних просторів в барабані; μ — коефіцієнт динамічної в'язкості, Па·с; ω — кутова швидкість обертання барабана, с⁻¹; R_1, R_2 — min і max розрахункові радіуси тарілок; $\Delta \rho$ — різниця густини частини і рідини, кг/м³.

$$Q_{\text{дійсн}} = \beta Q \quad (14)$$

Встановлено, що $\beta = 0,2 \dots 0,7$.

Фактична продуктивність сепараторів з пульсуючим вивантаженням осаду:

$$Q_{\text{ф}} = Q \left(1 - \frac{\operatorname{tg} \tau}{\tau} \right) \quad (15)$$

Q — визначається за формулою (10); t — час вивантаження осаду, $t = 60 \dots 120$ с; n — кількість вивантажень за годину.

$$n = \frac{Q k_1 3600}{100V} \quad (16)$$

k_1 — вміст взвісей в початковій суспензії, %; V — об'єм шламового простору, м³.

Енергія, яка підводиться до сепаратора, витрачається на придання кінетичної енергії викинутої рідини, переборення тертя ротора по повітрю, переборення тертя в підшипниках, втрати в редукторі.

Потужність, необхідна для придання кінетичної енергії викидаємої рідини:

$$N_1 = \varphi \cdot \frac{Q 4\pi^2 r^2 \rho}{2 \cdot 1000}, \text{ кВт} \quad (17)$$

Q — продуктивність, м³/с; n — число обертів ротора, с⁻¹; r — відстань від осі обертання до вихідного отвору, м; ρ — густина рідини, кг/м³; φ — коефіцієнт, $\varphi = 1,1 \dots 1,2$.

Потужність, необхідна для переборення тертя ротора по повітрю:

$$N_2 = 1,8 \cdot 10^{-6} \rho_{\text{в}} g F v^3, \text{ кВт} \quad (18)$$

$\rho_{\text{в}}$ — густина повітря, кг/м³; F — бокова поверхня ротора, м²; v — крутова швидкість ротора, м/с.

Потужність, необхідна для переборювання тертя в опорах підшипниках ротора:

$$N_3 = \frac{c\omega}{110} \cdot \Sigma g_i d_i, \text{ кВт} \quad (19)$$

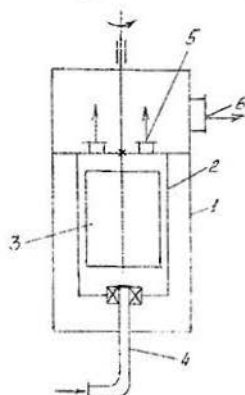
ω — кутова швидкість обертання ротора, с^{-1} ; g_i — навантаження на підшипник, Н; d_i — діаметр цапфи, м; C — коефіцієнт, $C = 0,002$.

ККД редуктора: $\eta = 0,4 \dots 0,6$.

Сумарна потужність:

$$N_0 = (N_1 + N_2 + N_3) / \eta \quad (20)$$

Трубчаті надцентрифуги — відносяться до надцентрифуг



Число обертів ротора 45000 хв^{-1} , $K_p = 15000$. Відбувається розділення тонкодисперсних систем. Осад накопичується на вертикальній стінці ротора 2. Радіальні лопатки 3 призначені для приведення в обертальний рух суспензії, що подається на центрифугування.

Рис. 83. Трубчатая центрифуга:

1 — кожух; 2 — ротор; 3 — радіальні лопатки;
4 — патрубок подачі суспензії; 5 — отвори для відведення фугату; 6 — патрубок відведеної рідини

Розрахунок відстійних центрифуг

Продуктивність відстійної центрифуги по освітленій рідині:

$$Q_T = \omega_{oc} \Sigma \quad (21)$$

Дійсна продуктивність центрифуги:

$$Q_d = \xi Q_T \quad (22)$$

де ξ — коефіцієнт ефективності.

Розрахунок фільтруючих безперервно діючих центрифуг

Теоретична продуктивність:

$$Q_T = \frac{P_u S_{cp}}{\mu r_0 h_{oc}} \quad (23)$$

де P_u — тиск від дії відцентрових сил, Па; S_{cp} — середня поверхня фільтрування; h_{oc} — товщина осаду, м; r_0 — питомий опір осаду.

$$Q_T = V / \tau \quad (24)$$

Елементарна маса осаду:

$$d_m = \rho_p 2\pi r L dr,$$

де ρ_p — густина рідини; L — довжина центрифуги.

Відцентрова сила:

$$dc = \frac{G}{rg} \cdot \left(\frac{2\pi n}{60} r \right)^2 = \rho_p \cdot 2\pi r L \cdot \frac{1}{r} \cdot \frac{\pi^2 n^2 r^2}{900}, \quad (25)$$

Так як $2\pi r L = S$;

$$\frac{dc}{S} = \rho_p \cdot \frac{\pi^2 n^2}{900} \cdot r dr = dP_{II} \quad (26)$$

Проінтегруємо

$$P_{II} = \rho_p \cdot \frac{\pi^2 n^2}{1800} \cdot (r_p^2 - r_0^2) \quad (27)$$

Товщина осаду:

$$h_{oc} = \frac{r_p - r_0}{b} \quad (28)$$

Підставим значення в (23):

$$Q_T = \rho_p \cdot \frac{\pi^2 n^2 (r_p^2 - r_0^2)}{1800} \cdot \frac{S_{cp} b}{\mu r_0 (r_p - r_0)} \quad (29)$$

Позначимо: $k = 1/\mu \cdot r_0$ — величина, що характеризує питомий опір осаду.

$$\theta_{CP} = \rho_p \cdot \frac{\pi^2 \cdot n^2 \cdot r_{CP}}{900}; \quad r_{CP} = \frac{r_p^2 - r_0^2}{2 \cdot (r_p - r_0)} = \frac{r_p + r_0}{2}.$$

$$\text{Тоді} \quad Q_T = b \cdot k \cdot \theta_{CP} \cdot S_{CP} \quad (30)$$

Розрахунок періодично діючих фільтруючих центрифуг.

Визначимо умовну середню продуктивність центрифуги по фугату за один цикл:

$$Q_{YM} = \frac{V_1}{\tau_P + \tau_D} \quad (31)$$

$$\tau_D = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3,$$

де τ_1 — час віджимання осаду, с; τ_2 — час промивання; τ_3 — час вивантаження осаду, с.

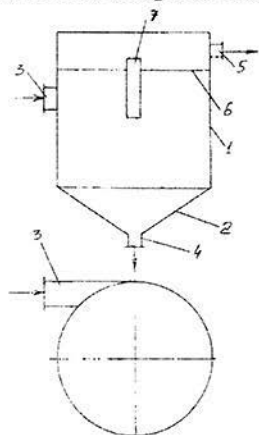
Продиференціюємо (31) по τ_P

$$\frac{dV_1}{d\tau_P} = \frac{V_{OIII}}{\tau_{OPT} + \tau_D} \Rightarrow Q_{YM} = \frac{dV_1}{d\tau_P} \quad (32)$$

Оптимальний цикл центрифугування досягається коли виконується умова (32). Можна записати:

$$\tau_{\text{ОПТ}} = \frac{V_{\text{ОПТ}}}{dV_1/d\tau_P} - \tau_{\text{ДОП}} \Rightarrow \tau_P = \tau_{\Phi} - \tau_{\text{ДОП}}$$

Гідроциклон — апарат для розділення неоднорідних систем під дією відцентрових сил.



Гідроциклони широко використовуються для освітлення, або збагачення суспензій, а також для класифікації твердих частинок розмірами від 5-150 мкм. Добре розділення відбувається з кутом конусності 10–15°.

Рис. 84. Гідроциклон:

- 1 — циліндрична частина; 2 — конусна частина;
3 — патрубок подачі суспензії; 4 — патрубок відведення бруду; 5 — патрубок відведення фугату; 6 — перегородка;
7 — центральна труба

Продуктивність гідроциклона: $Q = 3,19 \cdot d_{\text{зл}} \cdot D \cdot \sqrt{\Delta P}$,
де $d_{\text{зл}}$ — діаметр зливного патрубку, м; D — діаметр циліндричної частини, м; ΔP — перепад тисків в гідроциклоні, Па.

Переваги гідроциклона: висока продуктивність, відсутність рухомих частин, компактність, простота і легкість обслуговування невелика собівартість, значна область використання.

Тема 11

ФІЛЬТРУВАННЯ

Це процес розділення суспензій з використанням перфорованих перегородок, які затримують тверду фазу і пропускають рідку фазу. Фільтр — посудина розділена фільтрувальною перегородкою на дві частини. Можливі випадки коли тверді частинки проникають у пори фільтрувальної перегородки і затримують там не утворюючи осаду. Такий процес називається фільтрування з закупорюванням пор. Процес фільтрування може проходити:

1) при постійній різниці тисків і змінній швидкості фільтрування: $P = \text{const}, \omega = \text{var}$;

2) при змінній різниці тисків і постійній швидкості фільтрування: $P = \text{var}, \omega = \text{const}$.

Процес фільтрування з закупорюванням фільтрувальної перегородки при розділенні суспензій концентрації $< 0,1\%$ називається освітленням.

При розділенні суспензій з невеликою концентрацією тонкодисперсної фази відбувається добавлення допоміжних фільтрувальних речовин (діатоміт, перліт, азбест, целюлоза).

Осади, отримані на фільтрувальній перегородці при розділенні суспензій, поділяються на нестискаємі і стискаємі. Під нестискаємими розуміють такі, у яких пористість, відношення об'єму пор до об'єму осаду, не зменшуються при збільшенні різниці тисків.

У виробничих умовах під фільтруванням розуміють не тільки операцію розділення суспензій на фільтрат та осадок при допомозі пористої перегородки, але й операції промивки та сушки осаду на фільтрі.

Промивку осаду виконують способом витискування або розбавлення. Спосіб *витискування* полягає в тому, що промивну рідину заливають на поверхню осаду у вигляді шару, через розпилюючі пристрої і промивна вода під дією різниці тисків проходить крізь пори осаду витискаючи із них рідку фазу і змішується з нею. Спосіб *розбавлення* характеризується тим, що знімається осадок з фільтрувальної перегородки і перемішується в посудині з промивною рідиною, після чого утворена суспензія розділяється на фільтрі. Такий спосіб застосовується тоді, коли осад промивається важко. *Продувку* осаду проводять з метою витискання із його пор залишеної промивної рідини. Використовують при цьому повітря, або інертні гази (азот, двооксид вуглецю). *Сушку* осаду на фільтрі нагрітим повітрям використовують коли бажано отримати на фільтрі осад з кінцевою вологістю менше чим рівноважна.

Рівняння фільтрування

Фільтрування відбувається в ламінарному режимі. Швидкість фільтрування можна виразити в диференціальній формі:

$$W = \frac{dV}{Sdt} = \frac{\Delta P}{\mu(R_{oc} + R_{фп})} \quad (1)$$

опір $R_{oc}, R_{фп}$ виражається в м^{-1} .

Позначимо співвідношення об'єму осаду до об'єму фільтрату x_0 . Об'єм осаду:

$$x_0 V = h_{oc} S \Rightarrow h_{oc} = x_0 \frac{V}{S} \quad (2)$$

Опір шару осаду:

$$R_{oc} = r_o h_{oc} = r_o x_o \frac{V}{S},$$

де r_o — питомий об'ємний опір осаду, m^{-2} , характеризує опір, який чинить потоку рідини, рівномірний шар осаду товщиною 1 м.

$$\frac{dV}{Sd\tau} = W = \frac{\Delta P}{\mu(r_o x_o \frac{V}{S} + R_{фп})} \quad (3)$$

при $R_{фп} = 0$ $r_o = \frac{\Delta P}{\mu h_o W},$

при $r_o = 0 \Rightarrow R_{фп} = \frac{\Delta P}{\mu W} \quad (4)$

Рівняння фільтрування при $\Delta P = const$

Проінтегруємо рівняння (1):

$$\int_0^V \mu \left(r_o x_o \frac{V}{S} + R_{фп} \right) dV = \int_0^\tau \Delta P S d\tau \quad (5)$$

$$\mu r_o x_o \frac{V^2}{2S} + \mu R_{фп} V = \Delta P S \tau \quad (6)$$

розділимо на $\frac{\mu r_o x_o}{dS} :$

$$V^2 + 2 \frac{R_{фп} S}{r_o x_o} V = \frac{2 \Delta P S^2}{\mu r_o x_o} \tau \quad (7)$$

Із рівняння (7) слідує, що при $P = const$, збільшення об'єму фільтрату, а також терміну фільтрування, приводить до зменшення швидкості фільтрування.

Рівняння фільтрування при $W = const$

Із рівняння (7):

$$\Delta P = \mu r_o x_o \frac{V^2}{S^2 \tau} + \mu R_{фп} \frac{V}{S \tau} \quad (8)$$

$$\Delta P = \mu r_o x_o W^2 \tau + \mu R_{фп} W \quad (9)$$

При $W = const$ різниця тисків збільшується по мірі збільшення терміну фільтрування.

Рівняння фільтрування при $\Delta P = \text{const}$ і $W = \text{const}$ — режим промивання осаду.

$$\text{Приймаємо: } h_{\text{ос}} = x_0 \frac{V}{S}, \quad \frac{dV}{d\tau} = \frac{V}{\tau} \text{ із рівняння (3)}$$

$$V = \frac{\Delta P S \tau}{\mu(r_0 h_0 + R_{\text{фп}})} \quad (10)$$

Для підвищення продуктивності фільтра необхідно прямувати до швидкого вилучення осаду з фільтрувальної перегородки (дивися знаменник рівняння (3)). Для фільтрів періодичної дії цикл роботи складається: операція підготування фільтру, завантажування суспензії, фільтрування, промивка осаду, продувка його та вилучення. Для збільшення продуктивності періодично діючого фільтру доцільно, як можна частіше повторювати цикл його роботи, подаючи на фільтр невеликі порції суспензії. Розглянемо фільтр періодичної дії.

$$\Delta P = \text{const}, R_{\text{фп}} = 0, \tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{дод}}, q = \frac{V}{S}.$$

Із рівняння (7)

$$V^2 = \frac{2\Delta P}{\mu r_0 x_0} S^2 \tau_{\text{ф}} \Rightarrow q = \sqrt{A \tau_{\text{осн}}} \quad (11)$$

Середня швидкість фільтрування:

$$W_{\text{ув}} = \frac{\sqrt{A \tau_{\text{ф}}}}{\tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{дод}}} \quad (12)$$

Знайдемо оптимум:

$$\frac{dW_{\text{ум}}}{d\tau_{\text{ф}}} = \frac{\sqrt{A}(\tau_{\text{дод}} - \tau_{\text{ф}})}{2\sqrt{\tau_{\text{ф}}}(\tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{дод}})^2} \quad (13)$$

Необхідно, щоб $\tau_{\text{дод}} = \tau_{\text{ф}}$, друга похідна від'ємна

Таким чином необхідно, щоб $\tau_{\text{дод}} = \tau_{\text{ф}}$. (14)

Рекомендація: для досягнення максимальної продуктивності фільтра при змінному опорі фільтрувальної перегородки необхідно за один цикл отримувати такий об'єм фільтру, який відповідав максимальній продуктивності фільтра при опорі фільтрувальної перегородки рівному нулю.

Питомий опір осаду, розмір частинок яких порядку 1 мм:

$$r_0 = 150 \cdot \frac{\varphi_{\Phi} \cdot (1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3 \cdot d^2} \quad (15)$$

де φ_{Φ} — коефіцієнт форми; ε — пористість шару.

Фільтрувальні перегородки класифікуються:

1) по принципу дії: поверхневі та глибинні. *Поверхневі* різняться тим, що тверді частинки суспензії при її розділенні затримуються на її поверхні, не проникаючи в пори. *Глибинні* перегородки використовуються для освітлення рідин, невеликої концентрації і частинки суспензії при розділенні проникають в пори і затримуються там.

2) по матеріалу із якого виготовлені перегородки: хлопчатопереві, шерстяні, синтетичні, скляні, керамічні та металеві.

3) по структурі фільтрувальної перегородки: гнучкі і негнучкі. *Гнучкі* використовуються для хімічних агресивних рідин в умовах значних механічних напруг. На фільтрах безперервної дії реалізується режим фільтрування при постійній різниці тисків.

4) по способу утворення різниці тисків фільтрувальне обладнання поділяється на фільтри, які працюють під вакуумом і фільтри, які працюють під надлишковим тиском.

5) По взаємному направленню сил тяжіння і рухом фільтрату: з протилежним $\alpha = 180^\circ$; співпадаючим $\alpha = 0^\circ$; перпендикулярним $\alpha = 90^\circ$ направленням сил тяжіння та руху фільтрату.

Класифікація фільтрів

1) По режиму роботи: періодичної і безперервної дії.

2) По принципу дії: вакуум — фільтри і працюючі під тиском.

3) По характеру фільтруючої перегородки: з наливними фільтруючими перегородками; матерчаті; пластинчаті.

4) По призначенню: освітлювачі і стерилізатори.

Нутч фільтр — апарат періодичної дії працює під вакуумом або

тиском, у яких направлення сил тяжіння та руху фільтрату співпадають. Осад вилучається вручну. Надлишковий тиск $\Delta P = 0,3$ МПа. Висота кільцевої перегородки 7 рівна 150 мм, яка підтримує осад під час вивантажування.

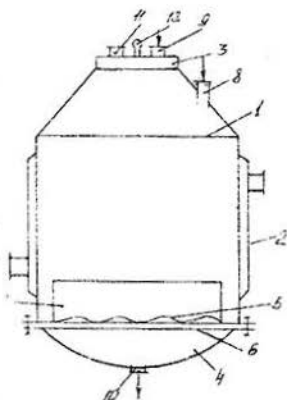


Рис. 85. Нутч фільтр:

- 1 — корпус; 2 — рубашка; 3 — з'ємна кришка;
- 4 — відкидне днище; 5 — фільтрувальна перегородка;
- 6 — опірня перегородка; 7 — кільцева перегородка;
- 8 — патрубок подачі суспензії; 9 — патрубок подачі стиснутого повітря; 10 — патрубок відведення фільтрату; 11 — запобіжний клапан; 12 — манометр

Переваги нутців: рівномірна та повна промивка осаду. Недоліки: велика займасма площа виробничого приміщення.

Матерчатий фільтр

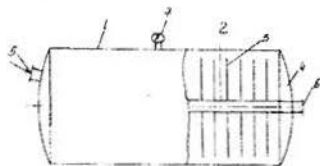
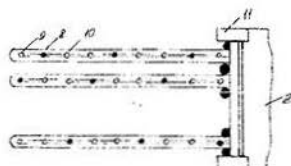


Рис. 86. Матерчатий фільтр:

- 1 — циліндр; 2 — труба; 3 — фільтруючий елемент; 4 — днище (кришка); 5 — патрубок для подачі суспензій; 6 — патрубок для відведення фільтрату; 7 — манометр; 8 — фільтруючий мішок; 9 — ситчата-котушка; 10 — бронзові кільця; 11 — зажим; 12 — гумові кільця; 13 — патрубок для відведення промивної води



Промивка проводиться водою без розбирання фільтра. І направлення води у зворотному напрямку руху фільтрату. Робоча поверхня фільтрувальних мішків 20...100 м². Продуктивність 3,5...8,0 м³/год.

Пластинчатий фільтр — апарат періодичної дії

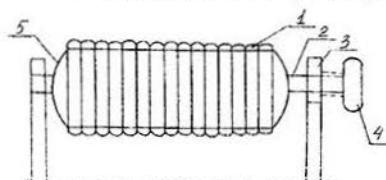


Рис. 87. Пластинчатий фільтр:

- 1 — пластини; 2 — стержень; 3 — гвинт; 4 — штурвал; 5 — плити

На рис. 88 зображено принцип дії фільтрувальних елементів. Розміри зажимних плит 600×600; 400×400.

Камери утворені плитами і картонними або азбестовими перегородками. Плити і фільтруючі перегородки прижаті одна до другої створюють добре ущільнені камерами з круглими отворами в виступах. Всі камери під час роботи фільтра можна розділити на парні і не парні камери, одні з яких заповнені фільтратом, а другі — суспензією.

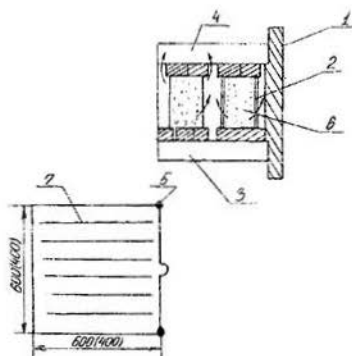
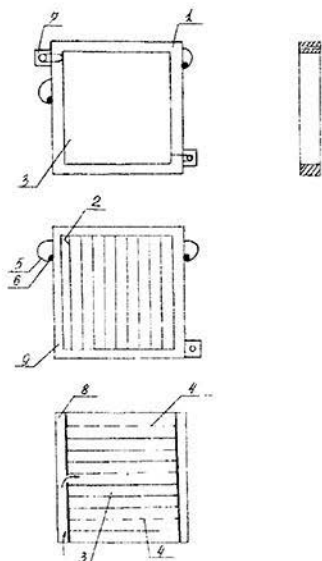


Рис. 88. Схема роботи фільтрувальних пластин:

- 1 — плита зажимна; 2 — фільтруючі пластини; 3 — канал подачі рідини; 4 — канал відведення рідини; 5 — виступи

Матерчаті фільтр-преса призначені для попереднього фільтрування більш грубих суспензій. Металева рама обтягнута з двох сторін серветкою і встановлюється між двома рифленими металевими плитами. В середині рами створена порожнина, яка обгорнута серветкою.

Розміри рам 800×800; 1400×1400; $n = 10-60$; $P = 0,25-0,3$ МПа. Продуктивність 10...60 м³/год.



Недоліки: необхідність в ручному обслуговуванні, швидке зношення фільтрувальної тканини, недосконалість процесу промивки осаду.

Рис. 89. Елементи та принципи дії матерчатого фільтр-преса:

- 1 — рама; 2 — плита; 3 — порожнина;
- 4 — серветки; 5 — приливи; 6 — опорний брус;
- 7 — приливи для нагнітання; 8 — канал;
- 9 — канал виведення

Автоматичний фільтр-прес з горизонтальними камерами ФПАКМ

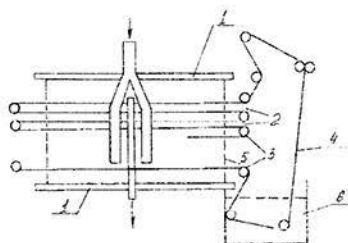


Рис. 90. Загальний принцип дії ФПАКМа:

- 1 — підтримуючі плити; 2 — фільтруючі рами; 3 — направляючі рамки (ролики);
- 4 — фільтруюча тканина; 5 — вертикальні стержні; 6 — пристрій для очищення і миття тканини

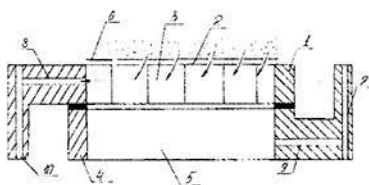
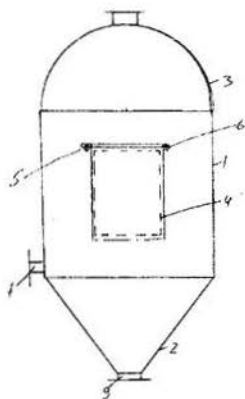


Рис. 91. Принцип дії фільтруючих елементів ФПАКМа:

- 1 — плита; 2 — перфорований лист;
- 3 — простір для приймання фільтрату;
- 4 — рама; 5 — камера для суспензії;
- 6 — фільтруюча тканина; 7 — колектор для подачі суспензії; 8, 9 — канали;
- 10 — колектор для відведення фільтрату

ФПАКМ призначений для розділення тонкодисперсних суспензій. Фільтруюча тканина 6 (рис. 91) розміщена на перфорованому листі 2. ФПАКМ складається із фільтрувальних плит 3, які розташовані одна над другою. Ці плити знаходяться між крайніми підтримуючими плитами 1 (рис. 90), які зв'язані між собою чотирма вертикальними стержнями 5. Між плитами 3 при допомозі направляючих роликів 3 протягнута фільтрувальна тканина 4. Осад при періодичному русі фільтрувальної тканини знімається з неї пожами, розташованими біля роликів. Тканина очищається і мисться у пристрої 6. Робота фільтра автоматизована.

Листові фільтри — фільтр періодичної дії, працює під тиском, напрямлення сил тяжіння і руху фільтрату перпендикулярні. Особливості фільтра — велика поверхня фільтрування віднесена до зайнятої площі виробничого приміщення. Бруд вилучається через патрубок 9 шляхом подачі стиснутого повітря або води.



Фільтрувальний лист представляє собою сталю гумовану раму, у яку вставлена рифлена з двох сторін дошка із дерева твердої породи, при цьому рама та дошка обтягнуті тканиною, наприклад понівінілхлорідною.

Недоліки фільтру: неможливість контролювати товщину осаду, необхідність перемішування суспензії шляхом її рециркуляції, складна заміна тканини.

Рис. 92. Листовий фільтр:

- 1 — циліндричний резервуар; 2 — коїчне днище;
- 3 — з'ємна кришка; 4 — площинний фільтрувальний лист; 5 — опірня планка; 6 — колектор для фільтрату;
- 7 — патрубок подачі суспензії; 8 — патрубок відведення фільтрату; 9 — патрубок відведення осаду

Патронні фільтри — апарати періодичної дії, працюють під тиском, у яких напрямлення сил тяжіння та руху фільтрату перпендикулярні. Фільтрувальні патрони встановлені у вертикальному положенні в циліндричному кожусі з конусним днищем та з'ємною кришкою.

Пористе кільце виготовляється з кераміки, з пресованого діатоміту або вугілля. Ці фільтри також використовуються для згущення суспензії.

Переваги фільтру: при рівних умовах патронні фільтри більш продуктивні чим листові.

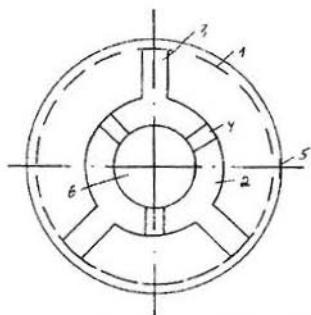
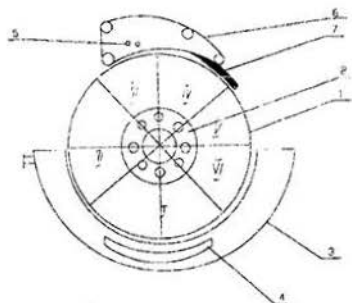


Рис. 93. Фільтрувальний патрон:
1 — пористе кільце; 2 — вертикальна труба;
3 — повздовжні ребра жорсткості; 4 — радіальні отвори; 5 — шар осаду; 6 — вертикальний канал

Барабанный фільтр — апарат безперервної дії, працює під вакуумом і характеризується протилежним напрямом сил тяжіння та рухом фільтрату.

Рис. 94. Барабанный фільтр:
1 — барабан; 2 — розподільчий пристрій;
3 — резервуар для суспензії; 4 — коливальна мішалка; 5 — форсунок; 6 — нескінченна стрічка; 7 — ніж для знімання осаду



Барабан 1 перфорований і зовні покритий фільтрувальною тканиною. Поверхня барабана розділена по його твірній на ряд прямокутних комірок, які ізолювані одна від другої. Комірки при русі приєднуються у визначеній послідовності до джерела вакууму або стиснутого повітря. Кожна комірка з'єднана з різними порожнинами нерухокої частини розподільчого пристрою 2. При цьому комірка проходить зони: 1 — фільтрування; 2 — зневодження; 3 — промивки; 4 — другого зневодження; 5 — вилучення осаду; 6 — регенерації тканини.

Фільтрат і промивні води збираються в окремі ємкості.

Переваги фільтра: безперервність, зручність обслуговування, добрі умови промивання осаду. Фільтр призначений для розділення суспензії зі значним вмістом твердих часток і осадок яких утворюється має хорошу проникність.

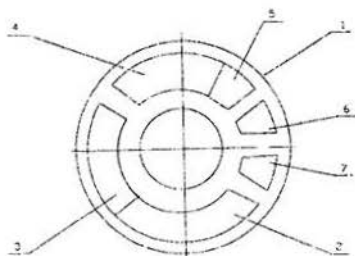


Рис. 95. Розподільчий пристрій вакуум-фільтра:
1 — нерухома шайба; 2-7 — прорізи в шайбі відповідно зонам.

Стрічковий фільтр — апарат безперервної дії, працює під вакуумом і в якому сили тяжіння та руху фільтрату співпадають.

На нижній частині фільтрувальна тканина промивається або очищується щітками.

Переваги стрічкового фільтру: простота конструкції, безперервність дії, чітке розділення фільтрату і промивної води.

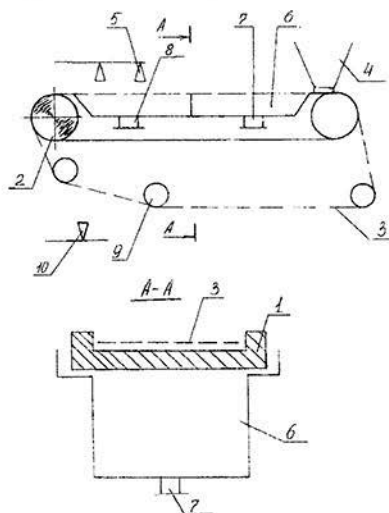


Рис. 96. Стрічковий фільтр:

- 1 — опірня перфорована гумова стрічка;
- 2 — привідний барабан; 3 — фільтрувальна тканина; 4 — лоток подачі суспензії;
- 5 — форсунки; 6 — вакуум камери для фільтрату; 7 і 8 — патрубки відведення фільтрату і промивної води; 9 — підтримуючі та натяжні ролики; 10 — ємкість для осаду.

Фільтри для тонкодисперсних суспензій

До звичайних пластинчатих фільтрів додаються фільтрувальні рами КГ, покриті з двох сторін матерчатими серветками, на які наноситься шар діатоміту. Рами встановлюються поперемінно з плити в пакет. Перед фільтруванням прес заряджають. Зарядка складається в наміті без доступу повітря шару діатоміту на матерчаті серветки. Витрати діатоміту на створення фільтруючого шару для рами 400×400 складає 100...200 гр.

Стерилізуючі фільтри.

Стерильне фільтрування ведеться на пластинчатих фільтр — пресах зі спеціальними пластинами, які не пропускають мікроорганізми. ЕК — пластини товщиною 3 мм виготовлену із суміші двох частин целюлози і однієї частини азбесту. Заряджений пластинами фільтр стерилізується паром $P = 49$ КПа терміном 35-45 хв.

Допоміжне обладнання фільтраційного відділення

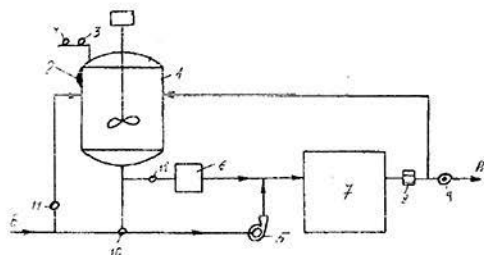


Рис. 97. Схема фільтраційної установки з дозатором фільтраційного матеріалу:

- 1 — дозатор-змішувач; 2 — люк;
- 3 — манометр; 4 — повітряник;
- 5 — насос; 6 — мембранний насос для добавки матеріалу; 7 — фільтр;
- 8 — витратомір; 9 — клапан.

Серветкомийюча машина — призначена для миття серветок.

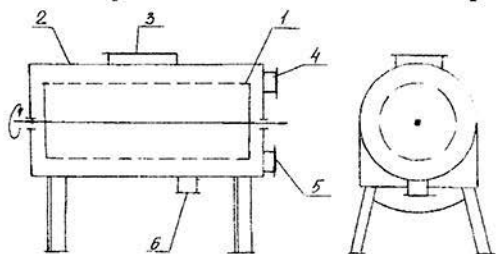


Рис. 98. Серветкомийюча машина:
1 — ситчатий барабан; 2 — корпус;
3 — завантажувальний і розвантажувальний люк; 4, 5, 6 — патрубки для води, пара і випускання води

Частота обертання ситчатого барабана $16-20 \text{ хв}^{-1}$. Термін миття серветок $45...50 \text{ хв}$.

Інтенсифікація роботи фільтрів — визначення оптимальних умов розділення суспензій, які досягаються: конструктивними, технологічними та фізико-хімічними способами.

До *конструктивних способів* відносяться: автоматизація процесів фільтрування, реверсивне (при малій товщині осаду), динамічне (безперервний змив осаду), неоднорідне (утворення осаду на циліндричних поверхнях з малим радіусом кривизни) знімання осаду.

Технологічний спосіб заключається в тім, що вибирають оптимальні значення товщини осаду, різниці тисків, концентрації суспензії, класифікація суспензій на тонко- і грубодисперсні.

До *фізико-хімічних способів* відносяться всі ті дії, які зменшують питомий опір осаду.

Розрахунок періодично діючих фільтрів — це визначення продуктивності одного фільтру і встановлення їх кількості.

Послідовність розрахунку:

1. По рівнянню

$$\tau_{\text{ф}} = \tau_{\text{доп}} + 2 \sqrt{\frac{\mu R_{\text{фп}}^2}{2 \Delta P r_0 x_0}} \tau_{\text{доп}} \quad (16)$$

знаходимо час фільтрування.

2. По рівнянню

$$V^2 + 2 \frac{R_{\text{фп}} S}{r_0 x_0} V = 2 \frac{\Delta P S^2}{\mu r_0 x_0} \tau_{\text{ф}} \quad (17)$$

визначаємо об'єм фільтрату V , отриманий за один цикл.

3. Кількість циклів роботи фільтра за добу:

$$n_{\text{заг}} = Q_{\text{заг}} / V, [Q_{\text{заг}} = \text{м}^3 / \text{добу}] \quad (18)$$

4. Число циклів роботи одного фільтра n_1 за добу:

$$n_1 = \frac{24 \cdot 3600}{\tau_{\phi} + \tau_{\text{доп}}} \quad (19)$$

5. Необхідна кількість N_{ϕ} фільтрів:

$$N_{\phi} = n_{\text{заг}} / n_1 \quad (20)$$

Розрахунок безперервно діючих фільтрів включає розрахунок швидкості переміщення фільтрувальної тканини та число фільтрів, при заданій поверхні фільтрування. Хід розрахунку:

1) Приймаємо товщину осаду $h_{\text{ос}} = 5$ мм.

2) Знаходимо

$$x_0 = h_{\text{ос}} S / V \Rightarrow V = \frac{h_{\text{ос}} S}{x_0} \quad (21)$$

3) Приймає $R_{\phi, \Pi} = 0$ із рівняння

$$V^2 + 2 \frac{R_{\phi \Pi} S}{r_0 x_0} V = 2 \frac{\Delta P S^2}{\mu r_0 x_0} \tau_{\phi} \Rightarrow 2 \frac{h_{\text{ос}}^2 \mu r_0 x_0}{x_0^2 \Delta P} = \tau_{\phi} = \frac{\mu r_0 h_{\text{ос}}^2}{2 \Delta P x_0} \quad (22)$$

4) Встановлюємо $\tau_{\text{промив.}}$

5) Термін окремих зон обраховуємо:

$$\tau'_{\text{зневодж}} = (\tau_{\phi} + \tau_{\Pi}) \frac{n'_{\text{заг}}}{n_{\phi \Pi}} \quad (23)$$

$n_{\phi \Pi} = n - (n'_{\text{зневодж}} + n''_{\text{зневодж}} + n_{\text{вил}})$ — число секцій барабана які знаходяться в зоні фільтрування і промивання.

$$\tau'_{\text{зн.}} = (\tau_{\phi} + \tau_{\Pi}) \frac{n'_{\text{заг}}}{n_{\phi \Pi}}; \quad \tau_{\text{вил}} = (\tau_{\phi} + \tau_{\Pi}) \frac{n_{\text{вил}}}{n_{\phi \Pi}} \quad (24)$$

6) Термін циклу:

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\phi} + \tau'_{\text{зн}} + \tau_{\Pi} + \tau''_{\text{зн}} + \tau_{\text{вил}} \quad (25)$$

7) Частота обертання барабану:

$$N = \frac{60}{\tau_{\text{ц}}} \quad (26)$$

8) Продуктивність фільтра по фільтрату:

$$Q = 3600 \cdot 24 \frac{V}{\tau_{\text{ц}}} \quad (27)$$

9) Кількість барабаних вакуум — фільтрів визначаємо:

$$N_{\phi} = \frac{Q_{\text{заг}}}{Q} \quad (28)$$

МЕМБРАННІ ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ

Мембранні методи розділення використовуються для розділення вуглеводів, суміші високомолекулярних та низькомолекулярних з'єднань, азеотропних сумішей, зміщення рівноваги хімічних реакцій шляхом вилучення через мембрану одного із її продуктів; концентрування розчинів, вилучення кисню із повітря і т.д.

В фармацевтичній та мікробіологічній промисловості мембранні методи використовуються для виділення та очистки біологічно активних речовин, вакцин, ферментів, вірусів, очистки крові і інші.

До основних мембранних методів відносяться: зворотній осмос, ультрафільтрування, мікрофільтрування, випарювання через мембрану, діаліз, електродіаліз, дифузійне розділення газів. В будь-якому із цих процесів рідка або газова суміш вводиться в зіткнення з напівпроникаємою мембраною з однією з її сторін. Через мембрану пройде один, або декілька компонентів і відбудеться збагачення, або збіднення початкової суміші.

Рухомою силою того чи іншого мембранного процесу може бути градієнт: тиску, температури, концентрації, електричного потенціалу, або їх поєднання.

Відмінною особливістю всіх мембранних методів являється простота конструкції установки, можливість проведення процесу при температурі навколишнього середовища, безреагентність, економічність.

Мембранним методам розділення властиво явище *концентраційної поляризації* — збільшення концентрації розчиненої речовини біля поверхні мембрани із-за переносу розчинника через мембрану. При цьому зменшується проникність та селективність, зменшення терміну її служби. Для знищення явища концентраційної поляризації необхідно турбулізувати прилеглий до поверхні мембрани шар рідини. При розділенні газів явище концентраційної поляризації, із-за конвекції біля поверхні мембрани, відсутнє.

У загальному випадку масовий потік M речовини, який проникає через мембрану визначається кінематичним рівнянням:

$$M = K_M F_M \Delta t, \quad (1)$$

де K_M — коефіцієнт масопередачі через мембрану; Δ — рухома сила процесу мембранного розділення.

Коефіцієнт масопередачі речовини через мембрану:

$$K_M = \frac{1}{\frac{1}{\beta_1} + \frac{\delta}{\lambda_a} + \frac{1}{\beta_2}} \quad (2)$$

де β_1 — коефіцієнт масовіддачі від потоку розділюваної суміші до поверхні мембрани; β_2 — коефіцієнт масовіддачі від мембрани до потоку; λ_m — коефіцієнт масопровідності мембрани; δ — товщина мембрани.

Наприклад, при дифузійному розділенні газів основний опір процесу міститься у самій мембрані $r_m > r_1 + r_2$,

де, $r_m = \delta / \lambda_m$; $r_1 = 1 / \beta_1$; $r_2 = 1 / \beta_2$;
при зворотному осмосі та ультрафільтруванні нехтують величиною r_2 ;
при випарюванні через мембрану значимі всі величини: r_1 , r_m , r_2 .

При вивченні та аналізі механізму любого мембранного процесу необхідно враховувати основні фактори і їх взаємозв'язок:

- 1) структуру мембрани (пориста, непориста, ізотропія по товщині);
- 2) фізико-хімічні властивості розділюваної суміші;
- 3) взаємодія розділюваної суміші з матеріалом мембрани.

Зворотній осмос і ультрафільтрація.

Суть зворотного осмосу складає фільтрування розчинів під тиском, яке перевищує осмотичне, через напівпроникну мембрану, яка пропускає розчинник і повністю або частково затримує молекули, іони розчиненої речовини.

Рухомою силою зворотного осмосу:

$$\Delta P = P - \pi_1 \quad (3)$$

де P — надлишковий тиск над початковим розчином, π_1 — осмотичний тиск розчину, так як мембрана не ідеально напівпроникна. То частина розчиненої речовини переходить через мембрану у фільтрат. Тому

$$\Delta P = P - (\pi_1 - \pi_2) = P - \Delta \pi \quad (4)$$

де π_2 — осмотичний тиск фільтрату.

Ультрафільтрація — мембранний метод розділення рідинних сумішей під дією градієнта тиску через напівпроникну мембрану, оснований на різній молекулярній масі і різним молекулярним розміром компонентів розділюваної суміші.

Ультрафільтрація використовується для розділення рідких сумішей, у яких молекулярна маса розчиненого компонента на багато більше молекулярної маси розчинника. Ультрафільтрація проводить при тиску (0,3-0,8) МПа, а зворотній осмос при тиску (5-7) МПа. Рухомою силою ультрафільтрації: $\Delta P = P - \pi_1$.

Зворотній осмос і ультрафільтрація мають значні відмінності від звичайного фільтрування. При зворотному осмосі та ультрафільтрації утворюються два розчини, один із яких збагачений розчиненою речовиною. Селективність ϕ процесу визначається:

$$\phi = \left(\frac{x_1 - x_2}{x_1} \right) \cdot 100 = \left(1 - \frac{x_2}{x_1} \right) \cdot 100\% \quad (5)$$

де x_1, x_2 — концентрація розчиненої речовини в початковому розчині та фільтраті.

Питома продуктивність, або проникливість G визначається:

$$G = V/F\tau \quad (6)$$

де V — витрати фільтрату; F — поверхня мембрани; τ — час.

Процес селективної проникливості зворотноосмотичних мембран може бути розглянута таким чином (Рис. 99).

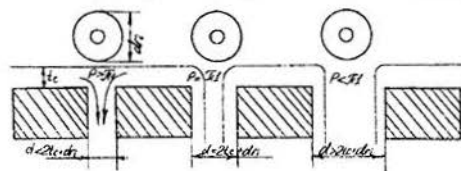


Рис. 99. Механізм селективної проникливості мембран

На поверхні і всередині капіляра ліофільної мембрани, яка занурена в розчин електроліта, виникає шар змащеної води.

Товщина шару зв'язаної води t_e . Зв'язана вода втрачає розчинні здатність. Діаметр гідратованого іона $d_{гi}$. Коли діаметр пор мембрани:

- 1) $d \leq 2t_e + d_{гi}$ — проходить тільки вода,
- 2) $d > 2t_e + d_{гi}$ — проходять іони розчину.

Так як діаметр пор мембрани різні, то селективність не досягає 100%.

При розділенні зворотнім осмосом можливі ще два випадки:

1) матеріал мембрани притягує розчинник (воду) і розчинну речовину з однаковою силою таким чином, що ні вода, ні розчинена речовина не сорбує. У такому випадку розділення не відбувається.

2) матеріал мембран притягує розчинену речовину сильніше чим воду. При цьому переважно сорбує розчинена речовина і спостерігається негативна селективність, так як фільтрат збагачується розчиненою речовиною.

Причиною переважної сорбції можуть бути полярні, сферичні і інші параметри складових частин розділяємої системи. Розглянуті випадки розділення зворотнім осмосом можна поширити і на ультрафільтрацію. На ультрафільтрацію значно впливає сорбція розчинених частинок на поверхні мембрани.

Напівпроникливі мембрани, повинні відповідати вимогам:

- висока розділяема здатність (селективність);
- висока питома продуктивність (проникливість);
- хімічна стійкість до дії середовища розділяємої системи;
- незмінність характеристик в процесі експлуатації;
- достатня механічна міцність при монтажу, транспортуванні і зберіганні;
- низька собівартість.

Для отримання напівпроникних мембран використовуються: полімерна плівка, пористе скло, металева фольга. Мембрани із полімерів: ацетатцелюлоза, поліамідні.

Напівпроникливі мембрани поділяються: пористі і непористі (дифузійні). Пористі використовуються для осмосу, ультрафільтрації, мікрофільтрації. Дифузійні — для розділення рідинних сумішей випаровуванням через мембрану та дифузійного розділення газів. Пористі мембрани складаються із тонкого 0,25-0,5 мкм поверхневого шару та мікропористої підкладки товщиною 100-200 мкм. Розділення проходить тільки на поверхневому шарі, активному і практично весь перепад тиску приходить на цей шар.

Діаметр пор зворотного осмотичних мембран 2-4 нм, $(2-4) \cdot 10^{-9}$ м; ультрафільтраційних — (4-300) нм, $(4-300) \cdot 10^{-9}$ м; мікрофільтраційних — 0,2-10 мкм, $(0,2-10) \cdot 10^{-6}$ м.

Різновидністю тонких напівпроникних мембран являються порожнотілі волокна при зовнішньому діаметрі 50-200 мкм і при товщині стінки 10-50 мкм.

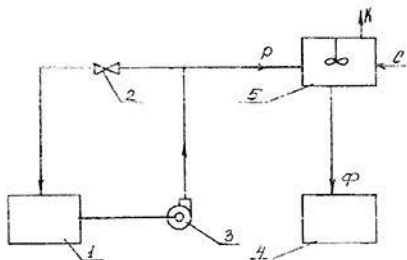
Мікрофільтрація — мембранний метод розділення великих колоїдних частинок, або взвішених мікрочастинок розміром 0,1-10 мкм. Мікрофільтрація - перехідний процес від мембранних методів розділення до звичайної фільтрації. Використовуються при цьому пористі мембрани. Мікрофільтрація використовується для розділення емульсій, латексів, для попередньої обробки води та отримання стерильних розчинів.

Діафільтрація — це спосіб проведення мембранного процесу розділення рідинних сумішей (ультрафільтрацією, або зворотнім осмосом), використовується у випадках, коли мембрана володіє різною селективністю по відношенню до розділяємих компонентів розчину. Діафільтрація використовується для очистки високомолекулярних з'єднань від низькомолекулярних. При діафільтрації в розчин вводиться розчинник, витрати якого дорівнюють відбираемому об'єму фільтрату. Погано затримуючий компонент вмісті з розчинником переходить у фільтрат.

Розчинник подається насосом 3 із ємкості 1 в мембранний апарат 5. Тиск в апараті 5 підтримується по постійному рівні за допомогою вентиля 2.

Рис. 100. Установка для проведення діафільтрації:

- 1 — ємкість; 2 — клапан; 3 — насос;
4 — збірник фільтрату; 5 — мембранний апарат
Р — початковий розчин; Ф — фільтрат;
К — котцентрат; С — середовище



Діафільтрація не супроводжується фазовими та хімічними перетвореннями і проводиться при невисоких температурах.

Апарати для зворотного осмосу і ультрафільтрації — повинні мати велику щільність упакування - площа напівпроникних мембран в одиниці об'єму апарата, прості у збірці та експлуатації. По способу укладання мембран апарати для зворотного осмосу і ультрафільтрації поділяються на чотири основних типа:

- 1) плоскорамні або апарати типу «фільтрпрес»;
- 2) трубчаті апарати;
- 3) рулонні;
- 4) апарати з мембранами у вигляді порожнинних волокон.

Апарати типу «фільтрпрес» з плоскопарамними фільтруючими елементами знайшли впровадження в установках невеликої продуктивності. Основою цих апаратів являється фільтруючий елемент, який складається із двох мембран. Уміщених по двом сторонам дренажного матеріалу. Пакет фільтрувальних елементів зажимається фланцями і стягується болтами. Розділюєий розчин послідовно проходить через всі фільтруючі елементи концентрується і виводиться із апарата

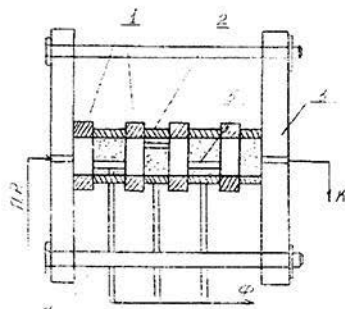


Рис. 101. Апарат типу «фільтр-прес»:
1 — плити; 2 — мембрани; 3 — стяжні плити;
4 — болти; 5 — канали.
ПР — початковий розчин, К — концентрат,
Ф — фільтрат

та, фільтрат який пройшов через мембрану виходить через дренаж в радіальному напрямку.

Переваги апарату типу «фільтрпрес»: простота виготовлення і збирання, можливість заміни мембрани. Товщина плит 0,5-3 мм. Для виключення концентраційної поляризації в зазор між мембранами монтують сітку - турбулізатор.

Недолік цих апаратів: невелика питома поверхня мембран 60-300 м²/м³ об'єму апарата, ручна зборка і заміна мембран.

Апарати з трубчатими фільтруючими елементами - представляють собою змінний, нероз'ємний елемент апарата, який складається із напівпроникної мембрани та дренажного каркасу - труби діаметром 5-20 мм.

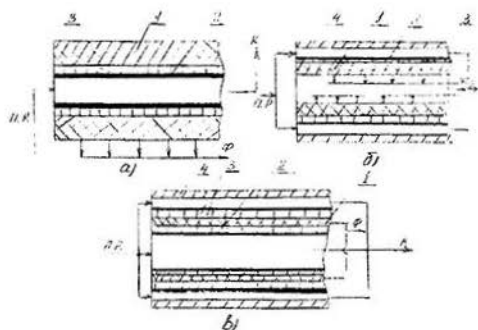


Рис. 102. Трубчаті фільтруючі елементи:

1 — трубка; 2 — мембрана; 3 — підложка; 4 — корпус

а) напівпроникна мембрана знаходиться в середині трубки; б) напівпроникна мембрана знаходиться зовні трубки; в) комбіноване розміщення мембрани

За допомогою мілкопористій підкладки 3 запобігається вдавнення мембрани 2 в дренажні канали труби 1 при дії робочого тиску суміші.

Переваги апаратів з трубчатими фільтруючими елементами:

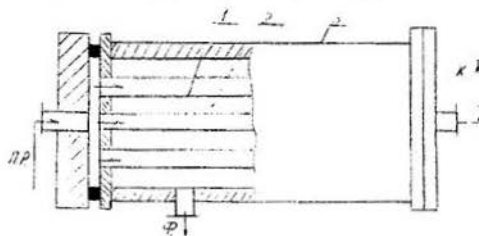


Рис. 103. Апарат з трубчатими фільтруючими елементами:

1 — мембрана; 2 — дренаж; 3 — корпус

- 1) мала металосмкість;
- 2) незначний гідравлічний опір;
- 3) добрі гідравлічні умови роботи мембрани (рівномірність потоку);
- 4) можливість механічного очищення мембрани без розбирання.

Недоліки:

- 1) мала питома поверхня мембрани $50\text{-}200\text{ м}^2/\text{м}^3$;
- 2) відсутність візуального контролю формування мембрани.

Трубчаті фільтруючі елементи з комбінованим розміщенням мембран мають в 1,6-1,8 рази більшу питому поверхню по зрівнянню з іншими. Апарати з трубчатими фільтруючими елементами в основну використовуються для проведення ультрафільтрації.

Апарати з фільтруючими елементами рулонного типу мають щільність упакування мембрани 300 800 м²/м³.

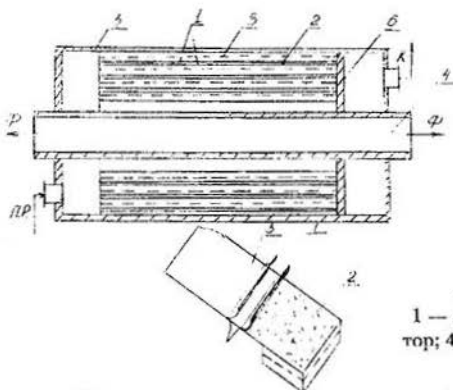


Рис. 104. Апарати рулонного типу:
1 — мембрана; 2 — дренаж; 3 — сітка-сепаратор; 4 — фільтровідвідна трубка; 5 — корпус;
6 — фіксатор.

Пакет складається із двох мембран 1, розділених дренажем 2, навивається у вигляді спіралі на фільтровідвіднику труби 4. Для створення зазору між мембранами і турбулізації розчину, вкладається сітка-сепаратор 3. Край пакета склеюються. Потім пакет поміщають в жорсткий корпус 5. Для попередження зсуву шарів в рулоні, задній торець впирається у фіксатор 6, який представляє собою перфорований диск.

Недоліки рулонних апаратів: складний монтаж; необхідність заміни усього елемента при руйнації мембрани; важкість забезпечення герметизації.

Переваги рулонних апаратів: велика щільність упакування мембран; мала металоємкість; механічна обробка фільтруючих елементів.

Апарати з порожнистими волокнами — призначені для проведення зворотного осмосу та ультрафільтрації.

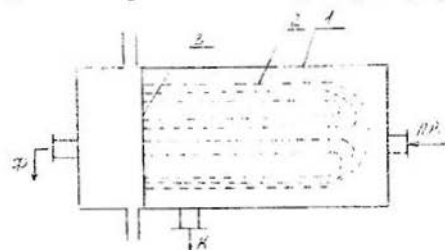


Рис. 105. Апарати з порожнистими волокнами:
1 — корпус; 2 — пучок волокон;
3 — трубна решітка з відкритими кінцями волокон

Щільність упакування досягає до $20000 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Діаметр волокна 50-200 мкм.

Дані апарати впроваджуються у великотоннажні виробництва, наприклад для опріснення води, або для отримання води особливої чистоти, очистки крові, зневоднення соків та сиропів.

Апарати з порожнистими волокнами по формі розміщення фільтруючих елементів можна розділити:

— апарати з волокнами, розміщені паралельно осі апарата;

— апарати з U подібним розміщенням волокон.

Можлива подача розділяемого розчину як із зовнішньої сторони волокон так і в середину порожнинного волокна.

Недоліки апаратів з порожнинними волокнами: ретельна попередня очистка розділяемого розчину, невисока питома продуктивність порожнинних волокон.

Концентраційна поляризація — явище утворення на поверхні мембрани приграничного шару з концентрацією речовини більшою чим в основному об'єму розчину. Поляризація призводить до зменшення швидкості процесу так і його селективності. Товщина приграничного шару визначається інтенсивністю перемішування та швидкістю руху потоку розчину, та фізичними властивостями розчинника і розчиненої речовини. Перенесення розчиненої речовини в приграничному шарі відбувається за рахунок молекулярної дифузії та конвекції

$$G_2 = -D \frac{dx}{dy} - G_1 x \quad (7)$$

де G_1, G_2 — проникливість мембрани по розчиннику і розчиненій речовині; x — концентрація розчиненої речовини.

Дійсна селективність φ_d , селективність з врахуванням явища концентраційної поляризації

$$\varphi_d = \frac{x_3 - x_2}{x_3} \quad (8)$$

де x_3 — концентрація розчиненої речовини на поверхні мембрани.

При допущенні, що потік розчиненої речовини по всій довжині приграничного шару постійний

$$G_2 = - (1 - \varphi_d) x_3 G_1 \quad (9)$$

Тоді

$$D \frac{dx}{dy} + G_1 x = (1 - \varphi_d) x_3 G_1 \quad (10)$$

Граничні умови: при $y = 0$, $x = x_3$, при $y = \delta_r$, $x = x_1$, δ_r — товщина приграничного шару.

Порінтегруємо рівняння (10)

$$\frac{x_3}{x_1} = \frac{\exp\left(G_1 \frac{\delta_r}{D}\right)}{\varphi_d + (1 - \varphi_d) \exp \frac{G_1 \delta_r}{D}} \quad (11)$$

Коефіцієнт масовіддачі

$$\beta = D/\delta_r \quad (12)$$

$$\frac{x_3}{x_1} = \frac{\exp \frac{G_1}{\beta}}{\varphi_d + (1 - \varphi_d) \exp \frac{G_1}{\beta}} \quad (13)$$

У випадку

$$\varphi_d = 1; \quad \frac{x_3}{x_1} = \exp \frac{G_1}{\beta} \quad (14)$$

Для плоских мембран запропоновано рівняння визначення коефіцієнта масовиддачі:

$$Nu' = 0,04 Re^{3/4} (Pr')^{1/3} \quad (15)$$

$$Nu' = \frac{\beta \cdot de}{D}; \quad Re = \frac{\varpi \cdot de}{\nu}; \quad Pr' = \frac{\nu}{D};$$

de — еквівалентний діаметр каналу.

Товщина приграничного шару $\delta_r = 100-300$ мкм, а $\frac{x_3}{x_1} \approx 10$.

Вплив концентраційної поляризації на процес ультрафільтрації набагато більший чим на процес зворотного осмосу. Тому швидкість руху потоку над мембраною складає 3-5 м/с.

Для мембран трубчатого типу, для турбулізації потоку, використовуються перфоровані і гофровані пристрої. Другим можливим способом турбулізації потоку являється введення в потік 5-40% тонко подріблених часток, або шариків діаметром до 0,5 мм і їх густина до рівнює густині розчину (полімери, скло, деякі метали).

В апаратах з плоскими мембранами використовуються турбулізатори у вигляді пластмасових шарів діаметром 0,3-0,5 мм. При пульсації розчину 60 хв⁻¹ і використанні шариків продуктивність апарату збільшується в 1,5-2 рази.

Підвищення температури початкового розчину теж призводить до збільшення продуктивності мембран.

Випарювання через мембрану — метод розділення рідинних розчинів оснований на різній швидкості переноса компонентів розчину через мембрану із - за різних значень коефіцієнтів їх дифузій. Початковий розчин вводиться в контакт з мембраною з однієї сторони.

Прониклі через мембрану 4 пари відводяться потоком інертного газу в конденсатор 6. В якості прониклих мембран використовуються полімерні плівки: целофанів, політеленів, пропіленів.

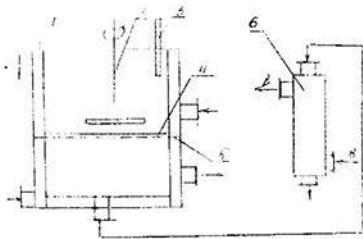


Рис. 106. Установка для випарювання розчину через мембрану:

- 1 — корпус апарата; 2 — мішалка;
- 3 — термопара; 4 — мембрана;
- 5 — опірня решітка; 6 — конденсатор.

Процес розділення випарюванням через мембрану включає слідує стадії:

- розчинення речовини в матеріалі мембрани (сорбція);
- проникання молекул через мембрану (дифузія);
- відведення речовини з іншої сторони мембрани (десорбція) в паровій фазі.

Процес переносу речовини через мембрану описується:

$$\frac{dM}{dt} = -DdF \frac{dx}{dn} \quad (16)$$

де n — довжина шляху дифузії (товщина мембрани).

Для збільшення швидкості процесу розділення суміші випарюванням через мембрану початкова суміш нагрівається до температури 30-60°C, а в паровій зоні утворюється вакуум.

Мембрану виготовляють із полімерного матеріалу. Найбільша селективність і проникливість спостерігається в ліофільних системах, коли полярність мембрани і компонента розділюваної суміші співпадають.

Для розділення випарюванням через мембрану можливе використання мембранних апаратів, які використовуються як при зворотньому осмосі так і для ультрафільтрації. Метод приміняється для розділення азеотропних сумішей вуглеводів різних класів, водяних розчинів органічних кислот, катонів і ін.

Діаліз оснований на різних швидкостях дифузії речовини через напівпрониклу мембрану, яка розділяє концентрований і розбавлений розчини. Внаслідок виникнення градієнту концентрацій між розчинами розчинені речовини з різними швидкостями дифундують через мембрану в сторону розбавленого розчину. Розчинник (вода і ін.) переміщується в зворотньому напрямку, тим саме зменшує швидкість переносу розчинених речовин. Швидкість дифузії визначається:

$$\frac{dM}{dt} = -DdF \frac{dx}{dn} \quad (17)$$

Діаліз проводиться в мембранних апаратах плоскокамерного типу, або в апаратах з порожнинними волокнами. Кількість речовини M , яка пройшла через мембрану визначаємо:

$$M = K_d \cdot F \cdot \Delta x_{cp} \cdot \tau \quad (18)$$

Коефіцієнт масопередачі виражається:

$$K_d = \frac{1}{\frac{1}{\beta_1} + \frac{\delta}{D} + \frac{1}{\beta_2}} \quad (19)$$

В якості напівпроникних мембран для діалізу використовується целофан, плівки із нітратів і ацетатів целюлози, макропористий понівінілхлорид і ін. Діаліз використовується для вилучення із розчину низькомолекулярних з'єднань, для виробництва біохімічних препаратів і ін.

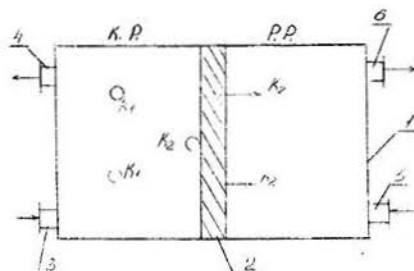


Рис. 107. Апарат мембранного діаліза:

1 — корпус; 2 — мембрана; 3, 4, 5, 6 — патрубки.

КР, РР — концентрований, розбавлений розчин; K_1 , K_2 — компоненти розчину

Електродіаліз — мембранний метод розділення іонізованих розчинів при допомозі електрорушійної сили, створеної по двум сторонам розділюваної його перегородки — мембрани. Електродіаліз можна проводити з використанням неселективних мембран (проникливих для іонів), та селективних — проникливих тільки для катіонів або аніонів.

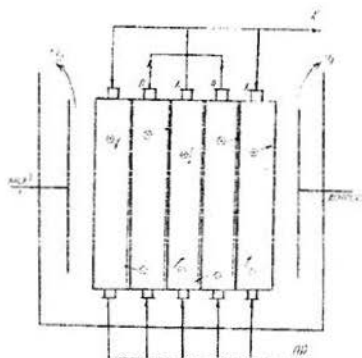


Рис. 108. Апарат мембранного електродіаліза

Катіони — позитивно заряджені частинки. *Аніони* — негативно заряджені частинки.

А — іонообмінні мембрани; К — катіонообмінні мембрани.

Катіонообмінні мембрани пропускають катіони, а іонообмінні — тільки аніони. Отримуємо: З.Р — знесолений розчин (між А-К) і концентрований (між К-А і стінка — А, К — стінка). Окрім розділення електролітів по знаку зарядів їх іонів електродіаліз можна використовувати для розділення одноіменно заряджених іонів на основі різних швидкостей їх перенесення через мембрану.

Найбільш розпоширеною конструкцією електродіалізаторів являється плоскорамний апарат.

Для електродіалізатора, який складається із «п» одиничних комірок визначається:

1) продуктивність:

$$G = \frac{I \cdot S \cdot n}{26,454}, \text{ г} \cdot \text{екв/год} \quad (20)$$

2) загальний перепад потенціалів:

$$\Delta E = E_D + I(R_M + R_P) \cdot n, \text{ кВт} \quad (21)$$

3) питома споживана потужність:

$$N_{\text{пит}} = 0,0265 \cdot I \cdot (R_M + R_P), \text{ кВт/г.екв} \quad (22)$$

де I — густина струму, А/см²; S — площа мембрани, см²; E_D — сума потенціалів розпаду та перенапруги на електродах; R_M, R_P — опір мембрани і розчина для проходження струму, Ом/см².

Електродіаліз використовується для знесення і концентрування електролітів, вилучення мінеральної сировини із природних соляних вод.

Дифузійне розділення газвих сумішей — засновано на різних швидкості проникнення окремих газів через мембрану. В якості матеріала для виготовлення газорозподільних мембран використовуються метали, скло, полімери і ін. Вимоги до матеріалу мембран:

- висока абсолютна проникливість для виділяемого газу;
- велика селективність;
- стабільність і хімічна інертність при роботі;
- однорідність структури мембрани.

Процес проникнення газа через мембрану складається із наступних стадій:

- 1) сорбція газа на одній стороні поверхні мембрани;
- 2) дифузія газа через мембрану;
- 3) десорбція газа з другої сторони поверхні мембрани.

Процес дифузії газів описується рівнянням:

$$G = -D \frac{dc}{dx} \cdot F \quad (23)$$

Проінтегрував (23). Отримуємо:

$$G = D \frac{C_1 - C_2}{\delta} \cdot F, \quad (24)$$

G — кількість газу, який пройшов через мембрану; δ — товщина мембрани, C_1 — концентрація газу

По закону Генрі:

$$C_1 = SP_1; C_2 = SP_2 \quad (25)$$

де S — коефіцієнт розчинення; P_1, P_2 — тиск на одній та другій стороні поверхні мембрани (парціальний тиск).

Після підстановки в рівняння (24):

$$G = DS \cdot \frac{P_1 - P_2}{\delta} F, \quad (26)$$

де $A = D \cdot S$ — коефіцієнт газопроникнення.

Коефіцієнт дифузії в основному залежить від розміру, форми, молекулярної маси, полярності і деяких інших властивостей дифундуючих молекул. Прихильність полярних високомолекулярних речовин через неполярні плівки дуже мала, так як розчинність в таких випадках менша, чим для повністю полярних, або навпаки, неполярних систем. Газопроникнення пропорційна квадрату об'ємної долі аморфної фази.

Коефіцієнт дифузії D залежить від температури T та енергії активації дифузії E_D :

$$D = D_0 \exp(-E_D / RT).$$

Мембранний метод розділення газових сумішей примінюється для виділення гелію із природнього газу. Після трьох ступеней концентрування отримуємо:

I ступень 5%; II ступень 25%; III ступень 72%, при початковій концентрації гелію $P_k = 0,45\%$.

Для проведення процесу розділення газових сумішей за допомогою полімерних мембран використовуються: плоскокамерні, трубчаті, рулонні та порожнисті волокна.

У наш час для розділення таких газів як O_2 , N_2 , He та інших використовується криогенна технологія.

РОЗДІЛЕННЯ ГАЗОВИХ СИСТЕМ ОЧИСТКА ГАЗІВ

Промислова очистка газів від звішених у них твердих або рідких частинок проводиться з метою зменшення забрудненості повітря, уловлення із газу цінних продуктів, або шкідливих домішок, негативно впливаючих на послідовуючу обробку газу чи роботу обладнання. Пил утворюється при:

- механічному подрібненню твердих тіл; (діаметром 3-70 мкм);
- при горінні палива (зольний залишок); (0,001-1) мкм;
- при конденсації парів, та хімічній взаємодії газів при утворенні твердого продукту.

Різняться такі способи очистки газів:

- 1) осадження під дією сил тяжіння (гравітаційна очистка);
- 2) осадження під дією відцентрових сил;
- 3) фільтрування;
- 4) мокра очистка;
- 5) осаджування під дією електричних сил.

Ступень очистки η , % визначається:

$$\eta = \frac{G_1 - G_2}{G_1} \cdot 100 = \frac{V_1 x_1 - V_2 x_2}{V_1 x_1} \cdot 100 \quad (1)$$

G_1, G_2 — маса звішених частинок в початковому і очищеному газі;
 x_1, x_2 — концентрація звішених частинок, кг/м³.

Гравітаційна очистка газів — описується тими же залежностями, що й осадження твердих частинок у рідині під дією сил тяжіння:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2 g (\rho_m - \rho_f)}{18\mu} \quad (2)$$

Очистку газів від пилу під дією сил тяжіння проводять в пилоосадних камерах.

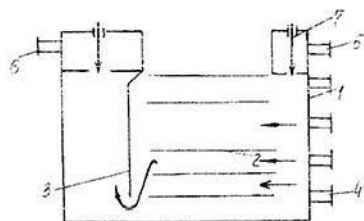


Рис. 109. Пилоосадна камера:

- 1 — камера; 2 — горизонтальні полиці;
- 3 — відбивна перегородка; 4 — дверцята;
- 5, 6 — патрубки для підведення і відведення газу; 7 — регулюючі клапани

Швидкість руху газу в камері 0,1-0,4 м/с. Дверцята 4 призначені для вивантаження пилу із полиць. Розрахунок аналогічний розрахунку відстійників і приймають $\chi_{oc} = 1$. Пилеосадні камери використовуються для попередньої, грубої очистки газів. Ступень очистки складає 30...40 %.

Очистка газів під дією інерційних та відцентрових сил

Інерційні пиловловлювачі ґруновані на використанні інерційних сил, які виникають при різкій зміні напрямлення газового потоку, яке супроводжується значною зміною його швидкості.

Для ефективного уловлення пилу швидкість потоку газу перед перегородками складає 5-15 м/с.

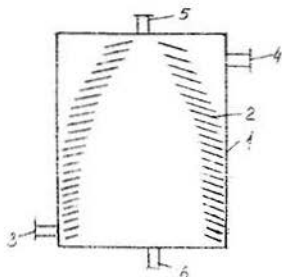


Рис. 110. Жалюзійні пиловловлювачі:
1 — корпус; 2 — жалюзі; 3,4 — патрубки для підведення і відведення газу; 5 — патрубок підключення до циклу; 6 — патрубок вивантажування пилу

Жалюзі — набір нахилених кілець, які встановлені з зазором 2-3 мм. Жалюзі мають конусну форму, для того щоб швидкість газу у різних поперечних січеннях апарату залишалась постійною. Ступень очистки складає 60%.

Недолік: великий гідравлічний опір, швидке зношення та забивання перегородок.

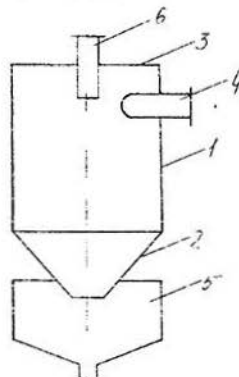


Рис. 111. Циклони:
1 — корпус; 2 — конусне днище; 3 — кришка;
4 — вхідний патрубок; 5 — пилезбірник; 6 — вивідна труба

Швидкість газу на вході в циклон $\omega = 20-30$ м/с. Циклони можна встановлювати як вертикально так і горизонтально. Діаметр цик-

лонів 100-1000 мм. Ступень очистки газів (30-85)%, при діаметрі твердих частинок $\varnothing$ 5 мкм.

Циклони розраховуються по гідравлічному опору:

$$\Delta P = \xi \frac{\rho \omega^2}{2} \quad (3)$$

Для циклонів

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 500 - 700 \text{ м}^2/\text{с}^2.$$

Діаметр циклона визначається:

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi \omega}} \quad (4)$$

Інші розміри знаходяться по D. Ступінь очистки газів у циклоні залежить від фактору розділення:

$$K_p = \frac{\omega^2}{rg}.$$

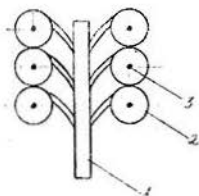


Рис. 112. Батарея циклонів:
1 — вхідний патрубок;
2 — циклони; 3 — вихідні патрубки.

Для очищення значної кількості газів замість циклона великого діаметра використовують декілька (батарею) циклонів меншого діаметра.

Мультициклони нормалізовані і випускаються діаметром 100...250 мм і вони розраховані на очистку газів концентрацією (0,05-0,1) кг/м³ їх ступень очистки для діаметра твердих частинок 20 мкм становить 90...95%.

Переваги циклонів: простота конструкції, використовуються для очищення хімічно активних газів при високих температурах.

Опір циклонів складає $\Delta P = 400...700$ Па.

Очищення газів фільтруванням відбувається шляхом пропускання їх через пористі перегородки, які пропускають газ і затримують на своїй поверхні тверді частинки. В залежності від фільтрувальної перегородки різняться такі фільтри для газів:

а) з гнучкими пористими перегородками із природних синтетичних та мінеральних волокон (матерчаті матеріали), нематерчатих волокнистих матеріалів (войлок, капрон), пористих листових матеріалів (губчаста гума, пінополіуретан), металотканини;

б) з напівжорсткими пористими перегородками (шар волокон, стружки, сітки);

с) з жорсткими пористими перегородками із зернистого матеріалу (пориста кераміка, пластмаси, запечені або спресовані порошки металів і інші);

д) з зернистими шарами із коксу, гравію, кварцового піску і інші.

Вибір пористої перегородки залежить від: хімічної властивості газу, температури, гідравлічного опору, розміру частинок твердих матеріалів.

Фільтри із гнучкими пористими перегородками називаються рукавними фільтрами.

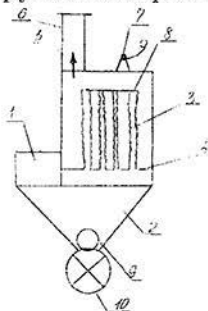


Рис. 113. Рукавний фільтр:

- 1 — вхідний газохід; 2 — конусна камера для осівного пилу;
3 — матерчаті рукава; 4 — розподільча решітка;
5 — регулюючий клапан; 6 — патрубок відведення очищеного повітря; 7 — встряхуючий механізм; 8 — рама; 9 — шнек; 10 — шлюзовий затвор

Матерчатий фільтр складається із декількох секцій. Одна із секцій може очищуватися, а інші працюють. При очищенні закривається клапан 5, включається встряхуючий механізм і подається газ для продувки рукавів. Швидкість фільтрування (0,007...0,017) м/с. Гідравлічний опір фільтрувальних тканин складає (2...2,5) КПа. Ступень очистки газів складає (98...99)%.

Недолік фільтрів: порівняно швидке зношення тканини та закупорювання пор.

Вибір матерії фільтра залежить від температури фільтрувального газу: вовна — 110 °С, поліамідні волокна — 130-140 °С, скловолокно — 400 °С.

Фільтр з тканиною Петрянова — призначені для тонкої бактеріальної очистки повітря.

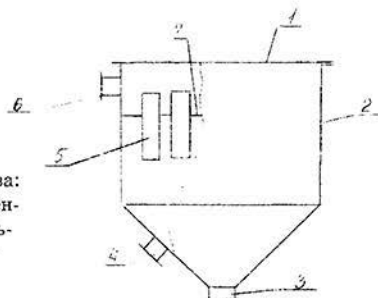


Рис. 114. Рукавний фільтр з тканиною Петрянова:
1 — кришка; 2 — корпус; 3 — патрубок відведення повітря; 4 — патрубок подачі парів формальдегіду; 5 — перфорований циліндр з фільтрувальним матеріалом; 6 — патрубок подачі повітря; 7 — труба решітка.

Тканина Петрянова представляє собою надтонкі безпорядно сплетені на марлевій основі волокна товщиною 1,5-2,5 мкм перхлоринілу, ацетат целюлози, полістиролу, поліфторстиролу. Ці матеріали мають обмежену теплову стійкість і тому стерилізація відбувається глухим паром, або газоподібним формальдегідом. Перфоровані циліндри 5 закріплені в трубній решітці 7 за допомогою різьби.

Продуктивність фільтра $Q = 1000 \text{ м}^3/\text{год}$; швидкість фільтрування $0,016 \text{ м/с}$; поверхня фільтрування $17,5 \text{ м}^2$.

Сумісні фільтри — призначені для бактеріального очищення повітря

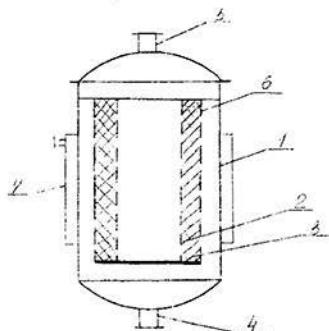


Рис. 115. Сумісні фільтри:

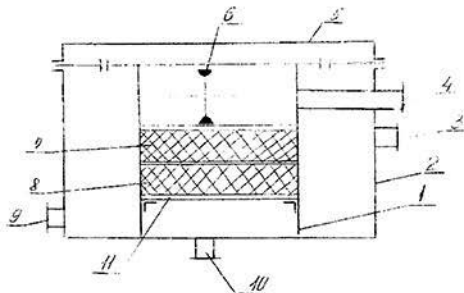
- 1 — корпус; 2 — сітка; 3 — фільтруючий матеріал;
- 4, 5 — патрубки підведення і відведення повітря;
- 6 — перфорований каркас; 7 — парова рубашка

Фільтр має парову рубашку. Фільтрувальна тканина складається із двох шарів: шар скловолокна і шар чесаної бавовни. Скловата служить як попередній фільтр, і запобігає карамелізації бавовни при стерилізації фільтра. В апараті відбувається двохступенева очистка повітря. Стерилізують фільтр паром надлишковим тиском $0,4 \text{ МПа}$ на протязі 2 годин. Після стерилізації проводиться сушіння фільтру стерильним повітрям. При товщині фільтруючого шару 500 мм гідравлічний опір складає 204 КПа .

Фільтри з напівжорсткими пористими перегородками — складаються із коміркових касет, в яких між сітками затиснений шар: скловолокна, шлакової вати, металевої тирси і призначені для біологічної очистки повітря. Швидкість фільтрування $0,1-0,3 \text{ м/с}$.

Рис. 116. Фільтр конструкції ВНДФСа:

- 1 — корпус фільтра; 2 — рубашка;
- 3 — патрубок для підведення пари;
- 4 — патрубок відведення повітря;
- 5 — кришка рубашки; 6 — зажимний гвинтовий пристрій; 7 — шар вати, скловолокна; 8 — решітка;
- 9 — патрубок відведення конденсату;
- 10 — патрубок підведення повітря



Висота фільтруючого шару 6-10 см. Ефективність очистки повітря 99,999%. Використовуються фільтруючі волокнисті матеріали із супер-ультратонкого базальтових волокон.

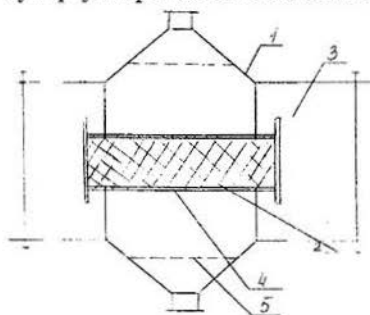


Рис. 117. Фланцевий фільтр:
1 — корпус; 2 — фільтрувальний матеріал;
3 — фланці; 4 — перфоровані диски;
5 — фільтруюча сітка

Недоліком фільтрів з напівжорсткими пористими перегородками глибинного типу являється невідтворення укладання фільтрувального матеріалу і ущільнення його в процесі експлуатації, каналування, часта заміна набивного матеріалу.

Фільтри з жорсткими пористими перегородками — використовуються для надтонкої очистки газів. Жорсткі перегородки виготовляються із: керамічних, металокерамічних, пластмасових пористих матеріалів із мільковічкових металевих сіток та перфорованих листів. Повна очистка газу у них досягається внаслідок хвилястості та багаточислості розміщених пор у фільтруючому матеріалу.

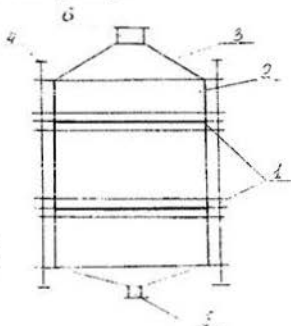


Рис. 118. Касетний фільтр:
1 — фільтрувальні пластини; 2 — фланці; 3 — корпус;
4 — шпилька; 5, 6 — патрубки підведення і відведення повітря

Необхідну ступінь біологічної очистки повітря можна досягти при використанні в якості фільтруючого матеріалу фторопластових пластин, дисків або втулок товщиною 4 мм, отриманих із порошку методом спікання.

Очистка фільтруючих елементів від осівного пилу проводиться періодичною зворотною продувкою стиснутим повітрям, який поступає через патрубок 6. При допомозі металокерамічних фільтрів можна виді-

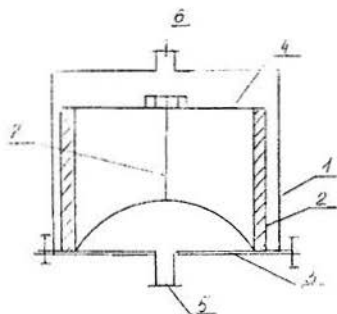


Рис. 119. Фільтр з фторопластовими елементами:
1 — корпус; 2 — фільтруючий елемент;
3 — кришка; 4 — кришка фільтруючого елемента;
5, 6 — патрубки підведення і відведення повітря;
7 — ущільнений пристрій

ляти тверді частини розміром від 0,5 мкм. Гідравлічний опір металоке-
рамічного фільтра при швидкості повітря 1 см/с складає 14,7 Па. Стери-
лізація фільтра проводиться паром при $t = 150^{\circ}\text{C}$ на протязі 40...50 хв.

Мокра очистка газів використовується для тонкої очистки га-
зів. Взаємодія між рідиною і запиленним повітрям відбувається в мок-
рих пилеуловлювачах, або на поверхні рідинної плівки збігаємої по
вертикальній чи нахиленій поверхні площини, (плівкові чи насадко-
ві скрубери), або на поверхні капель(порожнинні скрубери, скрубери
Вентурі), або бульбашок газу (барботажні пилоуловлювачі). Мокра
очистка газів найбільш ефективна тоді, коли допустиме зволоження
та охолодження очищуваного газу. Коли тверді частинки високодис-
перговані і зовсім не змочуються водою, то очистка газів в мокрих
пилеуловлювачах малоефективна.

Для підвищення економічності мокрої очистки і вилучення уло-
влених шкідливих або цінних речовин, воду чи іншу промивну ріди-
ну сумісно зі шламом направляють із пилеуловлювача у відстійник
для освітлення з подальшим його використанням. Охолодження газів
відбувається водою, яка попередньо охолоджується в градирнях або
холодильниках.

Недолік мокрої очистки газів: утворення великої кількості сті-
чних вод, які в подальшому розділяються або очищаються.

Порожнинні і насадкові апарати виготовлені круглого або пря-
мокутного січення. Швидкість руху газу по скрубери 0,8-1,5 м/с. Роз-
пилювачі форсунки встановлені по всій висоті апарату. Січення апа-
рату перекривається розпилюваною рідиною. В якості насадки для скру-
бера використовують хордову або кільцеву насадку. Можливе вико-
ристання кускового коксу, кварцу. Ступінь очистки газів: у поро-
жнинних скруберах 60-75%, насадкових 75-85%, при цьому гідравліч-
ний опір складає (150-200) Па і відповідно (200-300) Па.

У відцентровому скрубери стінки корпусу зрошуються розпи-
лювачем 3. Ступінь очистки у відцентровому скрубери досягається 95%
для частинок діаметром 5-30 мкм.

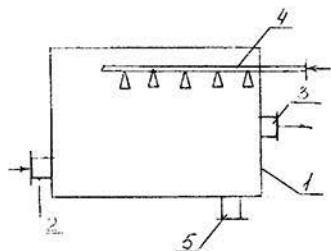


Рис. 120. Порожнинний скруббер:
1 — корпус; 2, 3 — патрубки підведення і відведення повітря; 4 — розпилювач

Рис. 121. Відцентровий скруббер:
1 — корпус; 2 — вхідний патрубок; 3 — сопла (розпилювач); 4 — корпусне днище; 5, 6 — патрубки для виводу шламів та очищеного повітря

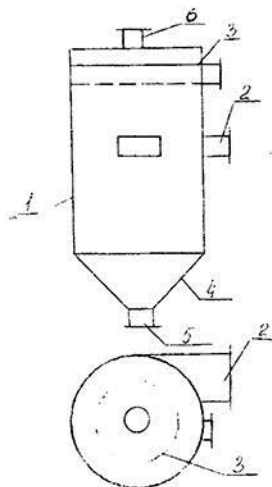
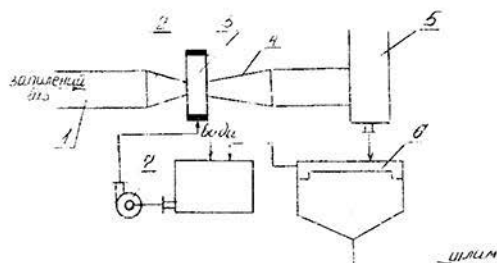


Рис. 120. Скрубер Вентурі:
1 — конфузор; 2 — горловина;
3 — отвори для введення рідини;
4 — дифузор; 5 — циклон;
6 — відстійник; 7 — насос

Скрубери Вентурі призначені для тонкої очистки газів від високодисперсного пилу. Швидкість в горловині 2 досягає 60-150 м/с. Рідина подрібнюється на дрібні каплі діаметром 10 мкм. При співударюванні частинок пилу з каплями води, вони поглинають їх і укрупнюються. В циклоні швидкість газу зменшується до 4...5 м/с і каплі під дією відцентрових сил відділяються від газу і сумісно зі шламом виводяться у відстійник. Скрубер Вентурі уловлює частинки 1-2 мкм або тумани — 0,2-1,1 мкм і досягається очистка 99%. Гідравлічний опір скрубера Вентурі 1,5-7,5 КПа.

Призначення барботажних пилеуловлювачів для очистки дуже запилених газів — технологічних, вихлопних і димових, вентиляцій-

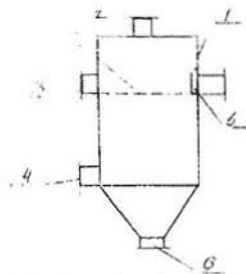


Рис. 122. Барботажні пилоуловлювачі:

- 1 — корпус пилоуловлювача; 2 — барботажна тарілка;
3 — патрубок подачі води; 4 — патрубок подачі запиленого газу; 5 — поріг; 6, 7 — патрубок відведення шламу і повітря

ного повітря та інших виробництв. Взаємодія рідини та газу відбувається в стані рухомої піни, що забезпечує високу поверхню контактування фаз. В таких апаратах можливо використання декількох перфорованих тарілок при чому їх число залежить від ступеню очистки газу. Ступень уловлювання пилу в барботажних апаратах складає 95-99% при низьких капітальних затратах та експлуатаційних витратах.

Електрична очистка газів — основана на іонізації молекул газу електричним розрядом. Іонізація молекул газу — розщеплення на позитивно заряджені іони та електрони, які розпочинають рухатися по напрямленню силових ліній. Швидкість і напрямлення руху частинок визначаються знаком та напругою зовнішнього електричного поля. Для виключення пробоя та короткого замикання електродів необхідно створити необхідне електричне поле, шляхом будови електродів у вигляді дроту, натягнутого по осі труби, або дроту натягнутого між паралельними пластинами. Дріт приєднується до негативного полюсу джерела струму, а труба — до позитивного. Частинки пилу та тумани осідають на трубці. Ступень очистки газів в електрофільтрі в значній мірі залежить від провідності пилу. Для виключення пристінного ефекту осівших твердих частинок на електродах вдаються до періодичного встряхування електродів, або збільшують провідність пилу шляхом зволоження газу водою перед входом до електрофільтру;

при цьому не зменшуючи температури газу нижче її точки роси. Електрофільтри працюють тільки на постійному струму.

Осаджувальні електроди виконані із сталі та других металів, а також із графіту та пластмас.

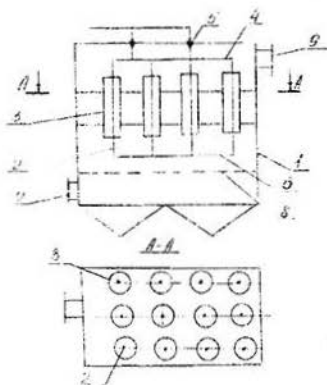


Рис. 123. Трубчаті електрофільтри:

- 1 — корпус; 2 — осаджувальний електрод;
3 — трубчатий електрод; 4 — рама; 5 — ізолятор;
6 — рама; 7 — патрубок для надходження газу;
8 — розподільча решітка; 9 — патрубок відведення очищеного газу

Електрофільтри поділяються на: вертикальні і горизонтальні; дво-полюсні та багатопольові; сухі та мокрі.

Діаметр трубчатого електроду 150-300 мм, довжина 3-4 м.

В сухих електрофільтрах пил вилучається при допомозі різних ударних механізмів, струшувальних механізмів, молоткового та магнітно-імпульсних механізмів. У мокрих електрофільтрах осівші частинки видаляються періодично, або безперервно промивкою внутрішньої поверхні осадкових електродів розпилюємою водою.

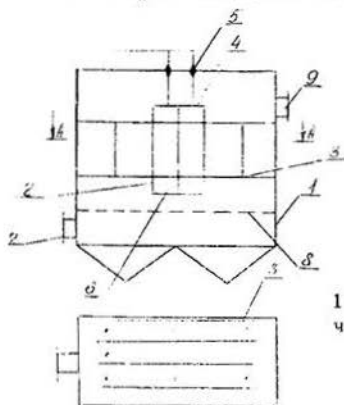


Рис. 124. Пластинчаті електрофільтри:
1 — корпус; 2 — осаджувальний електрод; 3 — пластинчатий електрод; 4, 6 — рами; 5 — ізолятор; 7 — вхідний патрубок для газу; 8 — розподільча решітка; 9 — патрубок відведення очищеного газу

Пластинчаті електрофільтри більш компактні, вимагають менших витрат металу і різняться простотою монтажу. Ступень очистки у електрофільтрах можна виразити:

$$\eta_e = \frac{x_1 - x_2}{x_1} = 1 - e^{-wf} \quad (5)$$

де x_1 , x_2 — вміст твердих частинок до і після очистки, кг/м^3 ; w — швидкість руху заряджених частинок, м/с ; f — питома поверхня осаджування, $\text{м}^2/\text{м}^3/\text{с}$.

Для трубчатих електрофільтрів

$$f = \frac{2l}{rv},$$

а для пластинчатих електрофільтрів

$$f = \frac{l}{hv} \quad (6)$$

де l , r — довжина та радіус осаджувальної труби; h — відстань від пластини до осаджувального електроду; v — швидкість газу в електрофільтрі.

Коагуляція та укрупнення частинок при газоочистці

Для укрупнення звішених частинок за запроваджена акустична коагуляція — дія на забруднений газ пружних акустичних коливань звукової та ультразвукової частоти. Акустична коагуляція пилу та туманів використовується лише перед очисткою їх під дією сил тяжіння або інерційних сил.

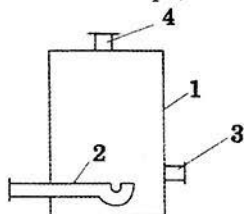


Рис. 125. Установки для акустичної коагуляції частинок:

- 1 — сепараційна камера; 2 — свисток або вібратор;
- 3 — патрубок відведення конденсату; 4 — патрубок відведення очищеного газу.

Рівень звуку при використанні свистка складає 145-150 дБ при частоті коливання 2-50 кГц.

Недоліком роботи апаратів для акустичної коагуляції звішених частинок являються важкі умови праці обслуговуючого персоналу.

Укрупнення звішених в газі частинок можна виконати також шляхом конденсації на них водяних парів. Це досягається перенасиченням газу: шляхом швидкого його охолодження в холодильниках або введенням в потік гарячого газу тонко розпиленої холодної води чи подача водяного пару в потік холодного газу.

Література

1. Быков В.А. и др. Расчёт процессов микробиологических производств. – К.: Техніка, 1985. – 245 с.
2. Бобылёв Р.В. и др. Технология лекарственных форм. – М.: Медицина, 1991. – 544 с.
3. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.; Химия, 1981. – 812 с.
4. Калунянц К.А. и др. Оборудование микробиологических производств. – М.: Агропромиздат, 1987. – 398.
5. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.; Химия, 1973 – 752 с.
6. Новиков Е.Д. и др. Автоматы для изготовления лекарственных форм фасовки. – М.: Медицина, 1980. – 296 с.
7. Стабников В.Н. и др. Процессы и аппараты пищевых производств. – М.: Пищевая пр-ть, 1976 – 662 с.
8. Ярош М. Машины и оборудование для фармацевтического производства. ВЦП. – К. 198. – 216 с.

Навчальне видання

Процеси та обладнання фармацевтичної
та мікробіологічної промисловості

КОНСПЕКТ ЛЕКЦІЙ

з дисципліни
для студентів спеціальності 6.090200
*“Обладнання фармацевтичної
та мікробіологічної промисловості”*
денної форми навчання

Частина I
Механічні процеси та обладнання

Укладачі: Прохоров Олександр Миколайович
Шутюк Віталій Володимирович

Комп'ютерна верстка Д.М. Невідомський

Підп. до друку 07.02.01р. Обсяг 5,7. Наклад 70 прим.
Вид. № 20/01. Зам. № 124

РВЦ УДУХТ, 01033 Київ-33, вул. Володимирська, 68