

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

Кафедра машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв

Конспект лекцій
з кредитного модуля
«Процеси та апарати галузі – 2. Гідромеханічні та механічні процеси»
для студентів напряму 6.050503 Машинобудування

Київ – 2017

Конспект лекцій з дисципліни «Процеси та апарати галузі – 2. Гідромеханічні та механічні процеси для студентів напряму 6.050503 Машинобудування [Електронний ресурс] Укладач: Корнієнко Я.М., К.: НТУУ "КПІ ім. Ігоря Сікорського", 2017 – 205 с.

*Гриф надано Вченою радою НТУУ
«КПІ ім. І. Сікорського»
(Протокол №2 від 27 березня 2017р.)*

Для студентів інженерно-хімічного факультету

Відповідальний редактор: Степанюк Андрій Романович, доцент, к.т.н.

Рецензент: Сівецький Володимир Іванович, професор, к.т.н.

Навчальне видання

Корнієнко Ярослав Микитович, д.т.н., завідувач кафедри МАХНВ

Конспект лекцій з дисципліни «Процеси та апарати галузі – 2. Гідромеханічні та механічні процеси» для студентів напряму 6.050503 Машинобудування.

РОЗДІЛ І. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ

При розрахунку процесів та апаратів хімічної технології необхідно враховувати гідродинамічні умови в апаратах, які суттєво впливають на ці процеси. В подальшому буде розглянуто методи визначення рушійної, сили гідродинамічних положень і розрахунку гідравлічного опору апаратів, які, в значній мірі, визначають витрати енергії на здійснення технологічних процесів.

Глава 1. Розділення неоднорідних газових і рідких систем

1.1. Загальні положення

Всі неоднорідні системи називають *дисперсіями*. Дисперсія складається з *дисперсійного середовища* та *дисперсної фази*.

Залежно від агрегатного стану дисперсійного середовища (ДС) та дисперсної фази (ДФ) дисперсії поділяють:

1. ДС – рідина, ДФ – тверді частинки – *суспензія*. Якщо діаметр частинок d :

- а) $d > 100$ мкм – *груба суспензія*;
- б) $0,5 \leq d \leq 100$ мкм – *тонка суспензія*;
- в) $0,1 \leq d \leq 0,5$ мкм – *муті*;
- г) $d \leq 0,1$ мкм – *колоїдні системи*.

2. ДС – рідина, ДФ – рідина з розміром часток $d \leq 0,5$ мкм – *емульсія*.

3. ДС – газ, ДФ – тверді частинки розмір яких:

- а) $d > 1$ мкм – *пил*;
- б) $d < 1$ мкм – *дим*.

4. ДС – газ, ДФ – рідина з частинками $d < 1$ мкм – *туман*.

5. ДС – рідина; ДФ – газ – *піна*.

Метою розділення є:

- а) вловлювання цінних продуктів;
- б) видалення шкідливих домішок, які призводять до корозії апаратів;
- в) зменшення викидів в навколишнє середовище.

Перший етап вивчення процесів розділення розглянемо на прикладі розділення неоднорідних газових систем з розміром частинок більше 1 мкм, тобто вловлювання пилу. Апарати, призначені для вилучення пилу з газових дисперсій, називаються пиловловлювачами.

Орієнтовна класифікація пиловловлювачів проводиться:

А. За принципом дії:

- а) Механічні.
- б) Електричні.

Б. За способами:

1. Механічні:

- а) Сухі;
- б) Гравітаційні;
- в) Інерційні;
- г) Відцентрові.

2. Фільтруючі:

- а) Волокнисті фільтри;
- б) Тканинні фільтри;
- в) Зернисті фільтри.

3. Мокрі:

- а) Крапельні;
- б) Плівкові;

в) Барботажи.

4. Електричні:

а) Однозонні:

— Сухі горизонтальні;

— Сухі вертикальні;

— Мокрі.

б) Двохзонні.

Основні властивості пилу.

1. *Густина частинок:* розрізняють дійсну, насипну та уявну густину.

2. *Дисперсний склад частинок пилу.* В процесі розділення первинні частинки пилу можуть об'єднуватись у великі агломерати за рахунок коагуляції. Тому в техніці пилеочищення більше значення набуває так званий стоксівський діаметр.

Більшість пилу має логарифмічно нормальне розподілення (ЛНР) маси за розмірами. Аналітичний вираз інтегральної кривої розподілу маси частинок за розмірами має вигляд:

$$D(d_{\pm}) = \frac{100}{\lg \sigma_{\pm} \sqrt{2} \pi} \int_{-\infty}^{\lg d_{\pm}} e^{-\frac{\lg^2(d_{\pm}/d_m)}{2 \lg^2 \sigma_{\pm}}} d \lg d_{\pm},$$

де d_{\pm} – відносний вміст часток менше заданого розміру, %; $\lg \sigma_{\pm}$ – середнє квадратичне відхилення даного розподілення; $\lg(d_{\pm}/d_m)$ – логарифмічне відношення поточного значення d_{\pm} до медіанного (це таке значення, при якому число часток більше d_m дорівнює числу часток менше d_m); $\lg \sigma_{\pm}$ – середнє квадратичне відхилення даного розподілення.

При підстановці до попередньої формули виразу:

$$t = \frac{\lg(d_{\pm}/d_m)}{\lg \sigma_{\pm}},$$

одержимо

$$D(d_{\pm}) = \frac{100}{\sqrt{2} \pi} \int_{-\infty}^t e^{-t^2/2} dt.$$

Окрім стоксівського діаметра розрізняють ще і *аеродинамічний діаметр частинки* $d_{\text{ча}}$. Цей діаметр характеризує діаметр сфери, швидкість осадження (седиментації) якої відповідає швидкості осадження частинки з густиною 1000 кг/м³.

Величина $d_{\text{ча}}$ може бути визначена за формулою:

$$d_{\text{ча}} = d_{\pm} (\rho_{\pm} C_{\delta})^{1/2},$$

де ρ_{\pm} – густина частинки, кг/м³; C_{δ} – поправка Кенінгема-Мілікена.

3. Адгезійні властивості пилу:

а) незлипаючі;

б) слабозлипаючі;

в) середньозлипаючі;

г) сильнозлипаючі.

4. Абразивність пилу.

5. Змочуваність:

а) гідрофільні (добре змочувані: кальцій, кварц, силікат);

б) гідрофобні (погано змочувані водою: графіт, вугілля, сірка).

6. Гігроскопічність та розчинність частинок.

7. Питомий електричний опір (ПЕО):

1) Низькоомні – ПЕО = 10⁴ Ом·м – миттєво розряджаються, спричиняють вторинний винос;

2) Середньоомні – 10⁴ ≤ ПЕО ≤ 10¹⁰ Ом·м – добре вловлюються в електрофільтрах;

3) Високоомні ПЕО > 10¹⁰ ÷ 10¹³ Ом·м – важко вловлюються в електрофільтрах.

8. Здатність частинок до самозаймання та створення вибухонебезпечних сумішей з повітрям.

8.1. Якщо 1 г пилу має поверхню 1 м², то пил здатен до самозаймання та утворення

вибухових сумішей з повітрям.

Мінімальна вибухонебезпечна концентрація пилу в повітрі – $20 \div 50 \text{ г/м}^3$, максимальна – $700 \div 800 \text{ г/м}^3$.

Чим більший вміст кисню в газовій суміші, тим вірогідніший вибух та більша його сила.

При вмісті кисню менше 16% пиловидна суміш *не вибухає*.

1.2 Застосування методів теорії подібності до вивчення хіміко-технологічних процесів

При використанні в розрахунковій практиці кінетичних рівнянь передбачається, що кінетичні закономірності процесу вивчені в об'ємі, що дозволяє знайти коефіцієнт швидкості цього процесу, тобто знайдено рівняння зв'язку між коефіцієнтом швидкості процесу і величинами, що визначають перебіг цього процесу.

Процеси хімічної технології дуже складні; для математичного опису більшості їх вдається скласти лише складні диференціальні рівняння, які, як правило, лише наближено відображають перебіг цих процесів. Тому виникає необхідність дослідного вивчення процесів.

Плідне вивчення процесів дослідним шляхом можливо тільки при наявності теорії постановки дослідів і обробки їх результатів. Такою теорією є теорія подібності, що базується на уявленні про подібність процесів. Вона відповідає на питання, як потрібно організувати дослід і обробити отримані дані, щоб їх можна було обґрунтовано поширити на процеси, що протікають в умовах, відмінних від умов досліду.

Перші поняття про подібність (механічну) були дані Ньютоном у 1686 р. Основи теорії подібності в сучасному розумінні були закладені відомим російським вченим В. Л. Кирпичовим ще в 1874 р. Його ідеї пізніше були розвинені в працях ряду вчених, в тому числі В. Нуссельта, М. В. Кирпичова, Г. К. Дьяконова, І. Бекінгема і ін. Їх роботи дали можливість широко і плідно використовувати уявлення про подібність в різних галузях науки і техніки. За висловом М. В. Кирпичова, теорія подібності «стала основою експерименту; вона здійснює синтез теорії і дослідів».

Уявлення про подібність процесів дозволяє: 1) встановити умови експериментальних робіт, при яких число необхідних дослідів буде мінімальним; 2) визначити найменше число величин, які потрібно вимірювати при проведенні дослідів, і правильно обробити результати дослідів; 3) встановити області, на які можна поширити дані, отримані в результаті проведеного експерименту.

З викладеного випливає, що уявлення про подібність процесів необхідно не тільки дослідникам, але і конструкторам хімічних машин і апаратів. Воно дозволяє інженерам-конструкторам при розрахунку хімічної апаратури свідомо застосовувати числові рівняння, що поєднують теорію з результатами дослідів.

Висновки теорії подібності ґрунтуються на підставі особливих форм, дослідження диференціальних рівнянь, що описують проходження досліджуваного процесу.

При складанні диференціального рівняння процес розглядають не в усьому досліджуваному об'ємі і не за весь досліджуваний проміжок часу, а в довільно виділеному елементарному об'ємі протягом довільно обраного малого інтервалу часу. Виділений елементарний об'єм настільки малий у порівнянні з усім досліджуваним об'ємом, що його лінійні розміри можуть бути прийняті за диференціали довжини. Стосовно до досліджуваного в елементарному об'ємі процесу дається математичне формулювання відповідного загального закону фізики.

Математичний вираз (або вирази), що формулює таким способом загальний закон (або закони) фізики, представляє собою диференціальне рівняння, що описує протікання досліджуваного процесу в будь-якому елементарному об'ємі в будь-який момент часу.

При складанні диференціального рівняння відволікаються від часткових особливостей процесу, тому воно описує цілий клас процесів, в межах якого діють застосовувані фізичні закони. Диференціальне рівняння по суті не може описувати якийсь одиничний процес, воно описує множину однорідних процесів.

Щоб описати одиничний процес, потрібно доповнити диференціальне рівняння даними, що характеризують цей процес. Ці додаткові дані називають умовами однозначності.

Умови однозначності включають особливості процесу, що не належать всьому розглянутому класу процесів. До них відносяться:

- 1) геометричні розміри і форма об'єму, в якому протікає процес;
- 2) фізичні властивості середовища, які є важливими для процесу, що розглядається;
- 3) граничні умови, що характеризують взаємодію середовища з тілами, що обмежують об'єм, в якому протікає процес;
- 4) початковий стан системи, тобто її стан в момент, коли починається вивчення процесу.

Умови однозначності, задані у вигляді конкретних числових значень, в поєднанні з диференціальним рівнянням виділяють з усього класу один конкретний процес. В цьому випадку рішення диференціального рівняння, якщо його вдається отримати, справедливо тільки для заданих числових умов однозначності.

При проведенні досліду процес протікає в апараті, що має конкретні розміри і форму, в середовищі, області, яка має певні фізичні властивості, при конкретних граничних і початкових умовах. Отримані в досліді дані відповідають конкретним умовам однозначності і дають практичне вирішення питання для одиничного процесу точно так же, як чисельне рішення диференціального рівняння при конкретних значеннях величин, що визначаються умовами однозначності.

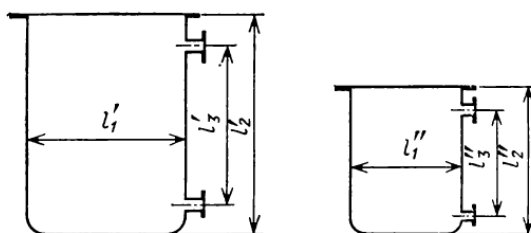


Рис. 1.1 – Геометрично подібні апарати

Переносити результати одиничного досліду на цілий клас процесів практично невірно, так як в межах одного класу з огляду на різке відмінності умов однозначності є зовсім різні процеси.

Теорія подібності дозволяє поширити дані одиничного досліду на певну групу подібних процесів в межах розглянутого класу шляхом особливого способу завдання умов однозначності. Це дає можливість переносити дослідні результати з моделі на подібний промисловий об'єкт. Для виділення з класу групи подібних процесів умови однозначності задаються не у вигляді певних числових значень окремих параметрів, а в формі добутку відповідних параметрів на постійні числові множники. У виділеній таким чином групі подібних процесів окремі процеси настільки схожі один на одного, що їх можна розглядати, як одиничний процес, що протікає зі зміною параметрів, що відрізняються тільки масштабом.

Подібність умов однозначності включає геометричну подібність систем, часову подібність, подібність фізичних величин, що характеризують процес, подібність граничних і початкових умов.

Геометрична подібність апаратів (систем), в яких протікає досліджуваний процес, дотримується, якщо відношення всіх сідних розмірів двох порівнюваних апаратів є величиною постійною (при цьому відповідні кути повинні бути рівні), тобто, рис. 1.1.

$$l_1''/l_1' = l_2''/l_2' = l_3''/l_3' = \dots = K_l$$

або

$$l_1'' = K_l l_1'; \quad l_2'' = K_l l_2'; \quad l_3'' = K_l l_3',$$

де l_1', l_2', l_3' – геометричні розміри, що характеризують перший апарат; l_1'', l_2'', l_3'' – геометричні розміри, що характеризують другий апарат, подібний до першого; K_l – множник лінійного (геометричного) перетворення, що зберігає постійне значення для двох подібних апаратів (при переході до третього апарату, подібного до першого, множник перетворення K_l отримує інше значення).

Часова подібність дотримується, якщо відношення між подібними інтервалами часу процесу зберігає стале значення. Подібними інтервалами часу процесу вважають інтервали, протягом яких завершуються аналогічні стадії розглянутих процесів.

Часова подібність характеризується співвідношенням

$$\tau_1''/\tau_1' = \tau_2''/\tau_2' = \tau_3''/\tau_3' = \dots = K_\tau$$

або

$$\tau_1'' = K_\tau \tau_1'; \quad \tau_2'' = K_\tau \tau_2'; \quad \tau_3'' = K_\tau \tau_3',$$

де $\tau_1', \tau_2', \tau_3'$ – інтервали часу в першому процесі; $\tau_1'', \tau_2'', \tau_3''$ – інтервали часу в другому процесі, подібному першому; K_τ – множник часового перетворення, що зберігає постійне значення для двох подібних процесів.

Часову подібність може бути пояснено на наступному прикладі. У двох апаратах протікають за різні інтервали часу аналогічні стадії процесу: завантаження в апарат матеріалу, що переробляється, за час відповідно $\tau_1' \text{ }^3 \tau_1''$, нагрівання його ($\tau_2' \text{ }^3 \tau_2''$), перемішування ($\tau_3' \text{ }^3 \tau_3''$). Охолодження ($\tau_4' \text{ }^3 \tau_4''$) і вивантаження з апарату готового продукту ($\tau_5' \text{ }^3 \tau_5''$). Загальна тривалість процесу в першому апараті – $\tau' = 2 \text{ } \hat{a} \text{ } \hat{a}$, в другому $\tau'' = 1 \text{ } \hat{a} \text{ } \hat{a}$. Тоді $K_\tau = \tau''/\tau' = 1/2 = 0,5$. Кожна з аналогічних стадій процесу в першому і другому апаратах відбувається за різні інтервали часу, проте співвідношення між інтервалами часу протікання двох подібних стадій зберігається постійним:

$$K_\tau = \tau''/\tau' = \tau_1''/\tau_1' = \tau_2''/\tau_2' = \tau_3''/\tau_3' = \dots = \tau_5''/\tau_5' = 0,5$$

Часову подібність процесів називають гомохронністю (однорідністю в часі).

Одночасність протікання процесів, що є частковим випадком гомохронності (при $K_\tau = 1$), називають синхронністю, в цьому випадку подібні моменти часу співпадають.

Подібність фізичних величин, що характеризують процес, дотримується, якщо відношення значень цих величин для подібних процесів в подібні моменти часу є постійною, тобто

$$\rho_1''/\rho_1' = \rho_2''/\rho_2' = \rho_3''/\rho_3' = \dots = K_\rho$$

або

$$\rho_1'' = K_\rho \rho_1'; \quad \rho_2'' = K_\rho \rho_2'; \quad \rho_3'' = K_\rho \rho_3',$$

де $\rho_1', \rho_2', \rho_3'$ – значення фізичних величин в першому процесі; $\rho_1'', \rho_2'', \rho_3''$ – їх значення у другому процесі, подібному першому; K_ρ – множник перетворення значень фізичних величин.

Якщо значення фізичних величин не завжди в повному обсязі, охопленому процесом, то для подібних процесів повинна дотримуватися подібність полів фізичних величин.

Поле фізичної величини називають сукупність миттєвих значень фізичної величини у всьому об'ємі, що охоплюється процесом.

Подібність полів фізичних величин дотримується, якщо відношення значень цих величин для подібних процесів в подібних точках об'єму в подібні моменти часу є величиною постійною. Якщо розглядаються векторні фізичні величини, то для подібних процесів напрямки їх повинні збігатися.

Слід зазначити, що множники перетворення K_l , K_τ , K_ρ за величиною відрізняються один від одного, тобто для кожної змінної, що характеризує процес, існує свій множник перетворення.

Подібність граничних умов визначається тим, що всі значення величин, що характеризують ці умови на границях системи, для подібних точок в подібні моменти часу знаходяться в постійних співвідношеннях.

Подібність початкових умов означає, що в момент, коли починається вивчення процесу (початковий момент), зберігається подібність полів всіх фізичних величин у всьому об'ємі, охопленому досліджуваним процесом.

Умови однозначності є індивідуальними ознаками різних процесів одного і того ж класу. За цим індивідуальним ознаками і розрізняють між собою процеси. Якщо всі індивідуальні ознаки подібні, то процеси також подібні, тобто подібні процеси представляють собою один процес, що протікає в різних масштабах, так як індивідуальні ознаки подібних процесів також відрізняються тільки масштабами.

Поняття подібності процесів значно ширше, ніж поняття подібності умов однозначності. Подібність процесів розповсюджується на весь об'єм і на весь період їх протікання. Подібність умов однозначності поширюється на весь об'єм тільки в початковий момент, а в наступні моменти умови однозначності визначають подібність тільки на границі.

Процеси подібні, якщо вони описуються одним і тим же диференціальним рівнянням (або системою диференціальних рівнянь) при подібних умовах однозначності.

У двох подібних процесах зміна змінних, що обумовлюють процес, протікає подібно, тобто змінюючись, вони відрізняються тільки постійним множником перетворення. Подібні процеси належать до одного класу і описуються одним і тим же диференціальним рівнянням, що встановлює функціональну залежність між змінними, істотними для процесу. Цю функціональну залежність можна записати в загальному вигляді:

для першого процесу:

$$F(l', \tau', \rho', \dots) = 0; \quad (1.1)$$

для другого процесу, подібного першому:

$$F(l'', \tau'', \rho'', \dots) = 0 \quad \text{àà} \quad F(K_l l', K_\tau \tau', K_\rho \rho' \dots) = 0. \quad (1.2)$$

Рівняння (1.1) і (1.2) описують подібні процеси і не повинні відрізнятися один від іншого. Отже, для збереження подібності потрібно знайти і витримати умови, при яких множення змінних на постійні множники не міняло б рівняння.

Зазначені умови легко знайти, аналізуючи будь-яку конкретну функціональну залежність, наприклад, рівняння (1.3), що виражає другий закон механіки (сила дорівнює добутку маси на прискорення). Права і ліва частини рівняння (1.3) мають одну і ту ж розмірність. Це справедливо для всіх правильно складених фізичних рівнянь. Розділимо обидві частини цього рівняння на праву частину; тоді обидві частини стануть безрозмірними величинами – рівняння (1.4):

$$f = m \frac{d\omega}{d\tau}; \quad (1.3) \quad \frac{fd\tau}{md\omega} = 1; \quad (1.4)$$

де f – сила, m – маса, ω – швидкість, τ – час.

Застосуємо рівняння (1.4) для двох подібних процесів. Тоді для першого процесу отримаємо рівняння (1.5), а для другого процесу, подібного до першого, – рівняння (1.6):

$$\frac{f'd\tau'}{m'd\omega'} = 1; \quad (1.5) \quad \frac{f''d\tau''}{m''d\omega''} = 1. \quad (1.6)$$

Оскільки перший і другий процеси розвиваються подібно, змінні рівняння (1.6) можна виразити через змінні рівняння (1.5) шляхом множення їх на відповідні множники перетворення:

$$\frac{K_f f' dK_\tau \tau'}{K_m m' dK_\omega \omega'} = 1.$$

Вносячи постійні K_τ і K_ω з-під знака диференціювання, отримаємо:

$$\frac{K_f K_\tau}{K_m K_\omega} \frac{f' d\tau'}{m' d\omega'} = 1. \quad (1.7)$$

Рівняння (1.5) і (1.7) описують подібні процеси і тому не повинні відрізнятися один від іншого. Однак вони відрізняються комплексом з твору постійних величин. Очевидно, ці рівняння будуть однакові тільки в тому випадку, якщо комплекс з творів постійних величин (множників перетворення), що входить до рівняння (1.7), дорівнює одиниці:

$$\frac{K_f K_\tau}{K_m K_\omega} = 1. \quad (1.8)$$

Співвідношення (1.8) виражає умову, при якій множення змінних в рівнянні на постійні множники не змінює цього рівняння, тобто це співвідношення обумовлює подібність процесів.

Співвідношення (1.8) показує, що вибір множників перетворення для величин в подібному процесі не є довільним. Комплекс з добутку множників перетворення дорівнює одиниці. У розглянутому випадку рівняння (1.8) пов'язує чотири незалежних множника перетворення, тому довільно можна вибирати тільки три з них, значення четвертого визначається з рівняння (1.8).

Якщо замінити множники перетворення в рівнянні (1.8) відповідними співвідношеннями змінних, отримаємо іншу форму рівняння, що виражає подібність процесів:

$$\frac{(f''/f')(\tau''/\tau')}{(m''/m')(\omega''/\omega')} = 1.$$

або

$$\frac{f' \tau'}{m' \omega'} = \frac{f'' \tau''}{m'' \omega''} = \text{idem}. \quad (1.9)$$

Позначення *idem* слід розуміти як «одне й те саме». Це поняття не рівносильно поняттю сталості отриманого безрозмірного комплексу для подібних процесів. У кожному з цих процесів комплекси змінюються в просторі і в часі. Але зміни ці відбуваються так, що для будь-яких подібних точок обсягу в подібні моменти часу комплекси у всіх подібних процесах беруть одне і те ж значення.

Безрозмірні комплекси, складені за типом комплексу в співвідношенні (1.9), відіграють велику роль в теорії подібності і отримали назву чисел подібності.

Числа подібності зазвичай позначають двома першими літерами прізвищ вчених, відомих своїми роботами у відповідній галузі наук. Отримане число (1.9) називається числом Ньютона, воно визначає механічну подібність:

$$Ne = f\tau/(m\omega). \quad (1.10)$$

Аналіз диференціального рівняння (1.3) показує, що отримання числа подібності Ne з цього рівняння може бути зведене до наступних операцій: 1) запис диференціального рівняння; 2) отримання безрозмірного комплексу діленням обох частин рівняння на праву частину; 3) викреслювання символів диференціювання:

$$1) f = m \frac{d\omega}{d\tau}; \quad 2) \frac{fd\tau}{md\omega} = 1; \quad Ne = \frac{f\tau}{m\omega}.$$

У теорії подібності показується, що аналогічним шляхом числа подібності отримують з диференціальних рівнянь будь-якого ступеня складності за наступною схемою:

- 1) запис диференціального рівняння, що описує досліджуваний процес;
- 2) отримання з диференціального рівняння безрозмірного комплексу діленням обох частин рівняння на праву або ліву частину; при наявності в диференціальному рівнянні кількох доданків безрозмірні комплекси отримують діленням всіх доданків на одне з них (слід мати на увазі, що в правильно складеному рівнянні всі складові мають одну і ту ж розмірність);
- 3) викреслювання символів диференціювання, включаючи символи порядку диференціювання; символи, що показують ступені диференціалів, зберігаються; символи підсумовування аналогічних членів диференціального рівняння і індексів, що характеризують напрямки, викреслюються.

Зазначена схема отримання чисел подібності з диференціальних рівнянь застосовується у всіх розділах курсу.

Крім чисел подібності, одержуваних з диференціальних рівнянь, застосовують числа подібності, що характеризують умови задачі дослідження. Наприклад, при дослідженні руху рідини по зміювику задають діаметр труби і радіус зміювика. Очевидно, що процеси, що відбуваються при русі рідини, в цьому випадку будуть залежати від співвідношення:

$$d/R = \text{idem}$$

що характеризує дану групу явищ.

Числа подібності, що представляють собою відношення двох однойменних величин і виходять безпосередньо з умов завдання дослідження, називають параметричними числами подібності.

Фізичні величини, що характеризують процес, можуть мати різне значення для різних точок обсягу, охопленого процесом. В цьому випадку зазвичай користуються усередненими значеннями фізичної величини. Числа подібності, складання з усереднених значень фізичних величин, називають усередненими числами подібності.

Якщо в вираз числа подібності входить лінійний розмір, то вибирають той розмір, який найбільш повно характеризує систему, охоплену процесом (наприклад, діаметр – при розгляді процесу руху рідини по трубі).

Лінійний розмір, що включається в число подібності та є найбільш характерним для даної системи, називають визначальним, чи характерним лінійним розміром.

У подібних процесах всі числа подібності, що характеризують процеси, змінюються так, що для будь-якої подібної точки обсягу в подібні моменти часу вони приймають одне і те ж значення.

Відомо, що при русі рідини в каналі різні шари рідини внаслідок внутрішнього тертя мають різні швидкості. По закону Ньютона сила тертя f на одиницю площі пропорційна зміні швидкості по товщині шару і виражається, як

$$\tau = \mu \frac{w}{l}$$

де μ – коефіцієнт динамічної в'язкості, Па·с; w – зміна швидкості, м/с; l – товщина заданого шару, м.

Припустимо що є рух двох шарів рідини. Виділимо з одного шару експериментальний об'єм у вигляді куба зі стороною l . Тоді сила, що діє на всю площу визначиться:

$$f = \tau l^2 = \mu \frac{w}{l} l^2 = \mu w l$$

Отриманий вираз підставимо до рівняння критерію Ne з урахуванням того, що $m = \rho l^3$, а $\tau = \frac{l}{w}$, тоді:

$$Ne = \frac{\mu w l}{\rho l^3 w} \frac{l}{w} = \frac{\mu}{\rho l} = \frac{1}{Re},$$

якщо кінематичну в'язкість записати, як $\nu = \frac{\mu}{\rho}$, тоді число Рейнольдса запишеться у вигляді

$$\text{Re} = \frac{wl}{\nu},$$

де w – швидкість потоку (рідини газу), м/с;

l – визначальний геометричний розмір системи (наприклад, діаметр труби);

ν – кінематична в'язкість середовища, м²/с.

Величина критерію Рейнольдса характеризує режим руху рідини. Якщо $\text{Re} \leq 2200$, то режим руху – ламінарний, при $\text{Re} \geq 10000$ – турбулентний, при $2200 \leq \text{Re} \leq 10000$ – режим руху – перехідний.

Як впливає з викладеного, критерій подібності можливо одержати з аналізу будь-якого фізичного явища, для цього необхідно скласти залежність між змінними величинами, що характеризують відповідне явище.

Засади теорії подібності формулюються у вигляді трьох теорем, в яких відповіді на такі запитання:

- 1) які величини необхідно визначити при проведенні експерименту?
- 2) як представляти результати в узагальненій формі?
- 3) на які випадки поширюються результати експериментів?

Перша теорема подібності

Подібні між собою явища мають чисельно рівні критерії подібності (тобто, в дослідах необхідно визначати тільки ті величини, які входять до критеріїв подібності).

Друга теорема подібності

Будь-яку залежність між змінними, що входять до диференціальних рівнянь, можна подати у вигляді залежності між критеріями подібності, складеними з тих самих змінних

$$\psi(K_1, K_2, K_3, \dots) = 0,$$

які називаються критеріальними рівняннями.

Третя теорема подібності

Подібними називають явища, які відбуваються в геометрично подібних системах, мають однакові рівняння розв'язку та умови однозначності й рівні визначальні критерії подібності, складені з цих умов однозначності.

1.3 Механічне очищення газів

1.3.1 Розділення неоднорідних газових систем в полі сил тяжіння

Фізична модель

Якщо тверду сферичну частину розмістити в газовому середовищі, то її рух відбувається під дією таких сил (рис. 1.2):

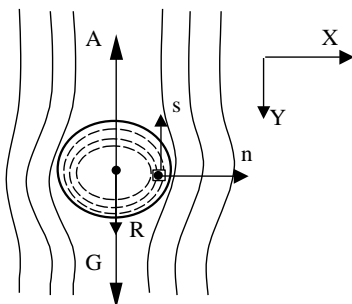


Рис. 1.2 Схема дії сил на тверду частинку

при осіданні під дією сил тяжіння

- сили тяжіння G , прикладеної до центра мас і направленої вертикально вниз;
- сили Архімеда A , прикладеної до центра мас і направленої вертикально вгору;
- сили тертя S , прикладеної до поверхні частинки і направленої вертикально вверх, в сторону, протилежну напрямку вектора швидкості осідання.

Проекція цих сил на вісь Y :

$$G - A - S = R. \quad (1.11)$$

Якщо $R > 0$, то частинка рухається рівноприскорено;

Якщо $R=0$, то частинка рухається рівномірно (ламінальний режим);

Якщо $R<0$, цього випадку не може бути при наявності нерухомого газового середовища;

Виразимо ці сили. Силу тяжіння, як:

$$G = V \rho_0 g = \frac{\pi d^3}{6} \rho_0 g = c_1 l^3 \rho_0 g. \quad (1.12)$$

Позначимо l – визначальний розмір. Для сферичної частинки $l = d$.

Силу Архімеда:

$$A = V \rho_a g = \frac{\pi d^3}{6} \rho_a g = c_1 l^3 \rho_a g. \quad (1.13)$$

Силу тертя:

$$S = \mu F \frac{dw}{dl} = \mu \pi d^2 \frac{dw}{dl} = c_2 l^2 \mu \frac{dw}{dl}, \quad (1.14)$$

де F – поверхня частинки і, відповідно, для сферичної частинки:

$$F = \pi d^2.$$

Рівнодійна сила в загальному випадку, ґрунтуючись на другому законі Ньютона, запишеться:

$$R = ma = V \rho_0 \frac{dw}{d\tau} = \frac{\pi d^3}{6} \rho_0 \frac{dw}{d\tau} = c_1 l^3 \rho_0 \frac{dw}{d\tau}. \quad (1.15)$$

Виконавши підстановку виразів (1.12)-(1.15) до рівняння (1.11), одержимо:

$$c_1 l^3 g (\rho_0 - \rho_a) - c_2 \mu l^2 \frac{dw}{dl} = c_1 l^3 \rho_0 \frac{dw}{d\tau}. \quad (1.16)$$

Це диференціальне рівняння осадження частинки під дією сили тяжіння.

З метою одержання критеріального рівняння для інженерних розрахунків поділимо всі члени рівняння (1.16) на праву частину:

$$\frac{c_1 l^3 (\rho_0 - \rho_a)}{c_1 l^3 \rho_0} \cdot g \cdot \frac{d\tau}{dw} - \frac{c_2}{c_1} \cdot \frac{l^2 \mu}{l^3 \rho_0} \cdot \frac{dw}{dl} \cdot \frac{d\tau}{dw} - 1 = 0. \quad (1.17)$$

Помножимо всі члени рівняння (1.17) на безрозмірний комплекс відношення густини частинки та газу ρ_τ / ρ_Γ :

$$\frac{\rho_0}{\rho_a} \cdot \frac{(\rho_0 - \rho_a)}{\rho_0} \cdot g \cdot \frac{d\tau}{dw} - \frac{c_2 \mu}{c_1 l \rho_0} \cdot \frac{dw}{dl} \cdot \frac{d\tau}{dw} \cdot \frac{\rho_0}{\rho_a} - \frac{\rho_0}{\rho_a} = 0. \quad (1.18)$$

Розглянемо другий доданок (1.18). Згідно теорії подібності вилучаємо символи диференціювання, і, виконавши відповідні перетворення, виразивши $[\tau/l] = [1/w]$, одержимо:

$$\frac{c_2 \mu}{c_1 l \rho_a} \cdot \frac{\tau}{l} = \frac{c_2}{c_1} \cdot \frac{\mu}{\rho_a w l} = \frac{c_2}{c_1} \cdot \frac{1}{\text{Re}}$$

Тобто отримуємо критерій Re . Постійна c_2/c_1 залежить тільки від форми частинок і називається *коефіцієнтом форми* $\psi = c_2/c_1$.

Критерій Рейнольдса Re є відношенням сил інерції та молекулярного тертя.

Перший доданок рівняння (1.18) домножимо на l/l , враховуючи те, що $l/\tau = w$:

$$\frac{(\rho_0 - \rho_a)}{\rho_a} \frac{\tau \cdot g}{w} = \frac{\tau \cdot gl (\rho_0 - \rho_a)}{wl \rho_a} = \frac{gl (\rho_0 - \rho_a)}{w^2 \rho_a}. \quad (1.19)$$

Помножимо тепер вираз (1.19) на Re^2 :

$$\frac{gl}{w^2} \cdot \frac{(\rho_0 - \rho_a)}{\rho_a} \cdot \frac{w^2 l^2}{v^2} = \frac{gl^3 (\rho_0 - \rho_a)}{v^2 \rho_a} = \text{Ar}. \quad (1.20)$$

Вираз (1.20) є числом Архімеда. Критерій Архімеда характеризує взаємодію в'язкого тертя та підйомної сили.

Тоді запишемо критеріальну залежність в загальному вигляді:

$$Re = A(\varphi Ar)^n,$$

де $\varphi = F_{\text{нб}} / F_{\text{і}}$ – фактор форми, $F_{\text{сф}}$ – поверхня сферичної частинки, $F_{\text{сф}} = \pi D_{\text{сф}}^2$, $F_{\text{м}}$ – поверхня даної частинки, $F_{\text{м}} = \pi D_{\text{е}}^2$, $V_{\text{і}} = \pi D_{\text{е}}^3 / 6$, $D_{\text{е}} = \sqrt[3]{6V_{\text{і}} / \pi}$.

Постійні A і n визначені дослідним шляхом, а саме:

- при ламінарному режимі осадження частинок, якщо $Re < 1,85$ або $\varphi Ar < 33$, то критерій Рейнольдса розраховується за виразом:

$$Re = \frac{1}{18} \varphi Ar.$$

- при турбулентному режимі осадження, якщо $Re > 500$ або $\varphi Ar > 83000$, тоді:

$$Re = 1,74(\varphi Ar)^{0,5}.$$

- при перехідному режимі осадження, якщо $1,85 < Re < 500$, $33 < \varphi Ar < 83000$:

$$Re = 0,152(\varphi Ar)^{0,715}.$$

Порядок розрахунку швидкості осадження в полі сил тяжіння:

1. Визначаємо критерій Ar :

$$Ar = \frac{gd^3}{\nu^2} \cdot \frac{(\rho_{\text{б}} - \rho_{\text{а}})}{\rho_{\text{а}}}.$$

2. Розраховуємо критерій Re .

3. Розраховуємо швидкість осадження:

$$w_{\text{іп}} = \frac{Re \mu}{d \rho}$$

Практично для частинок форми кулі коефіцієнт форми $\varphi = 1$, для округлої форми $\varphi = 0,77$, для форми куба $\varphi = 0,66$, для продовгуватої форми $\varphi = 0,58$, для пластинчатої $\varphi = 0,43$.

Швидкість частинок сферичної форми з $\varphi = 1$ при ламінарному осадженні (діаметр частинок < 100 мкм) можна розрахувати із залежності:

$$Re = \frac{1}{18} Ar.$$

Підставивши відповідні значення, одержимо:

$$\frac{w_{\text{іп}} d}{\nu} = \frac{gd^3}{18 \nu^2} \cdot \frac{(\rho_{\text{б}} - \rho_{\text{а}})}{\rho_{\text{а}}}.$$

Тоді швидкість осадження розраховується за виразом:

$$w_{\text{іп}} = \frac{g}{18} \cdot \frac{d^2 (\rho_{\text{б}} - \rho_{\text{а}})}{\mu}. \quad (1.21)$$

З іншої сторони для ламінарного руху при $R = 0$ рівняння (1.11) набуває вигляду:

$$G - A - S = 0, \text{ а́а́ } G - A = S, \quad (1.22)$$

де $S = 3\pi d w_{\text{ос}} \mu$ – сила Стокса.

Тоді рівняння (1.12) набуває вигляду:

$$\frac{\pi d^3}{6} (\rho_{\text{б}} - \rho_{\text{а}}) g = 3 \pi d w_{\text{ос}} \mu,$$

звідки

$$w_{\text{ос}} = \frac{gd^2}{18 \mu} (\rho_{\text{б}} - \rho_{\text{а}}). \quad (1.23)$$

Тобто, рівняння (1.21) і (1.23) є ідентичними, що відповідає фізичній сутності процесу.

Розрахунок продуктивності газових відстійників.

Газовий відстійник являє собою паралелепіпед (рис. 1.3). Запиленний газ подається через передню вертикальну грань, що має площу $f_{\text{вх}} = H \times B$. Тоді продуктивність газового відстійника розраховується за виразом:

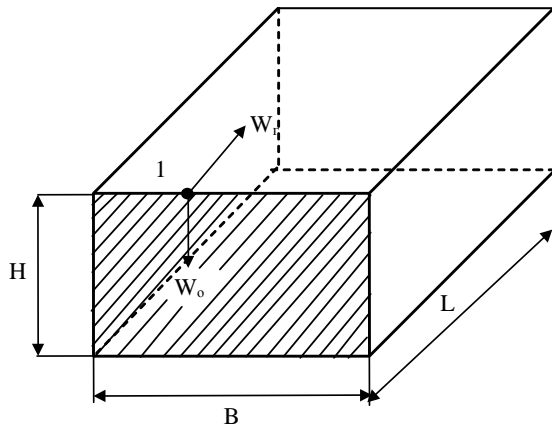


Рис. 1.3 Схема газового відстійника

$$V = W_a f_{\text{ào}}. \quad (1.24)$$

Розглянемо частину, яка знаходиться в точці 1 і має горизонтальну складову швидкості W_1 та вертикальну W_0 – швидкість осадження.

Фізична модель процесу осадження сформулюється: час осадження $\tau_{\text{ос}}$ повинен дорівнювати часу перебування $\tau_{\text{пер}}$.

$$\tau_{\text{ос}} = \tau_{\text{ào}}. \quad (1.25)$$

Відповідно ці величини можна виразити, як:

$$\tau_{\text{ос}} = \frac{H}{W_0}, \quad \tau_{\text{ào}} = \frac{L}{W_a}.$$

Після підстановки в рівняння (1.25)

одержимо:

$$\frac{H}{W_0} = \frac{L}{W_a}, \quad \text{çà³àèè} \quad W_a = \frac{W_0}{H} L. \quad (1.26)$$

Підставляючи вираз (1.26) до формули (1.24) одержимо:

$$V = \frac{W_0}{H} L \cdot f_{\text{ào}} = \frac{W_0}{H} LHB = W_0 LB.$$

Позначивши $F_0 = L \times B$ – площу осадження одержимо:

$$V = W_0 F_0.$$

Продуктивність газового відстійника дорівнює площі осадження, помноженій на швидкість осадження і не залежить від висоти камери H.

Такі пилоосаджувальні камери використовуються для попереднього очищення. Ступінь очищення в них до 70%.

1.3.2 Огляд базових конструкцій

Відстійний газохід.

В газоході (рис. 1.4), є перегородки I і збірники пилу 2.

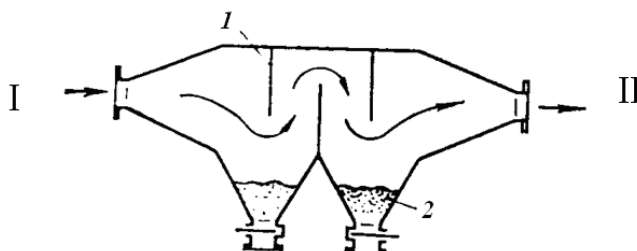


Рис. 1.4 Схема відстійного газоходу

I – відбійники; 2 – бункер для вловлювання пилу;
I – вхід запиленого газу; II – вихід очищеного газу

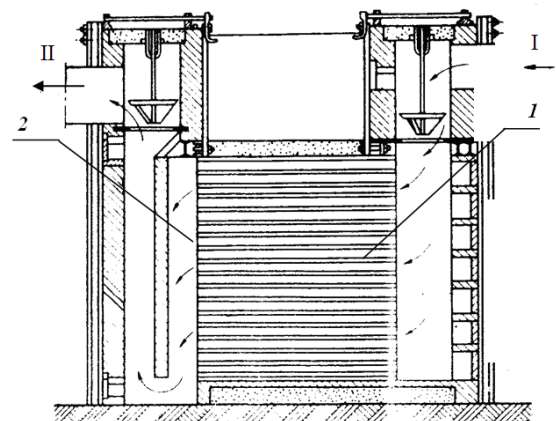


Рис. 1.5 Схема пилоосаджувальної камери:

I – вхід запиленого газу; II – вихід очищеного газу; I – полиці; 2 – відбійник

Пилоосаджуюча камера.

Запиленний газ надходить до камери, що має множинну горизонтальних полиць (рис. 1.5), проходячи вздовж горизонтальних полиць 1 відбувається осадження твердих частинок. Полиці розташовані на відстані 40-100 мм. Потім газ рухається вздовж вертикального відбійника 2 вниз. В кінці каналу розвертається на 180° і відводиться з камери.

Проти кожної полиці є дверцята, через них пил вигрібається скребками. Камеру виготовляють цегляною і вона застосовується для вловлювання частинок більше 100 мкм, тобто для попереднього очищення газів. Апарат періодичної дії.

Інерційні пиловловлювачі.

Якщо в пилоосаджувальних камерах для зміни руху газів встановлюють перегородки, (рис. 1.6а), то разом із силою тяжіння діють і сили інерції. Пилі частки, прагнучи зберегти напрямку руху після зміни напрямку руху потоку газів, осаджуються у бункері. Газ в інерційні апарати надходить зі швидкістю 5-15 м/с. Ці апарати відрізняються від звичайних більшим гідравлічним опором та високим ступенем очистки газу.

Загальна ефективність очищення газу у жалюзійних пиловловлювачах визначається добутком коефіцієнтів очищення решітки η_p та циклона $\eta_{ц}$: $\eta_0 = \eta_p \eta_{ц}$.

Оптимальна швидкість газу поблизу решітки знаходиться в межах 12...20 м/с і залежить від конструкції решітки, та приблизно дорівнює швидкості газу в газоходах. Оптимальна швидкість всмоктування газу в циклон приблизно на 25 % більше швидкості підходу газу до решітки.

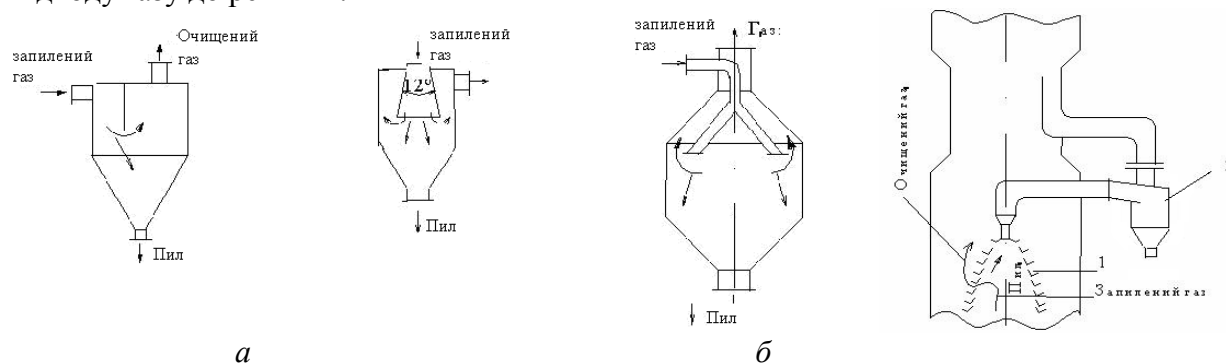


Рис. 1.6 Базові конструкції пиловловлювачів:
 а інерційний (з різними способами подачі газового потоку);
 б жалюзійний пиловловлювач системи ВТІ (1 - жалюзійні решітки, 2 – циклон)

З промислових жалюзійних пиловловлювачів найбільш відомий апарат системи ВТІ (рис. 1.6б), в якому решітка виконана з сталі кутового профілю. Пиловловлювач ВТІ може ефективно вловлювати тільки крупний пил розміром більш 30 - 40 мкм, тому загальна ефективність його невисока. Витрата металу на виготовлення жалюзійних пиловловлювачів незначна і складає 40 - 50 кг при продуктивності 1000 м³/год. газу. Коефіцієнти очищення димових газів у жалюзійному пиловловлювачі в залежності від розміру частинок, що містяться в них, наведені в табл. 1.1 (кількість газу, що надходить до циклона, становить 10%, гідравлічний опір решітки 400 - 500 Па).

Таблиця 1.1. Коефіцієнти очищення димових газів у жалюзійному пиловловлювачі

$d_{ч}$, мкм	5	10	15	20	25	30	40	50	60	100
η , %	2	47	63	76	86,5	91,3	94,8	96,5	97,7	100

1.3.3 Розділення неоднорідних газових систем в полі відцентрових сил

1.3.3.1 Загальні положення

Осадження під дією відцентрових сил застосовують для розділення неоднорідних газових систем, суспензій та емульсій. Для здійснення цього процесу до частинок, що

складають дисперсну фазу, необхідно прикласти відцентрову силу, що здійснюється введенням дисперсійного середовища в поле відцентрових сил.

Поле відцентрових сил в техніці створюється двома методами:

- потік неоднорідної системи рухається по криволінійному каналу в нерухомому апараті – циклонний процес;
- потік неоднорідної системи надходить до апарату, що обертається, внаслідок чого відбувається обертання разом з обертним апаратом – процес центрифугування.

Розглянемо циклонний процес (рис. 1.7).

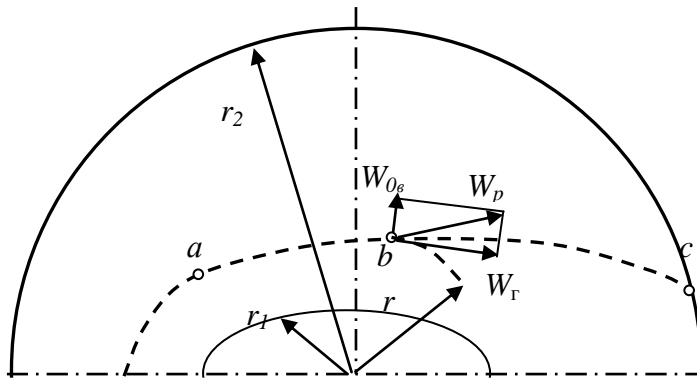


Рис. 1.7 Схема осадження твердих частинок в полі відцентрових сил

$$W_{0a} = \frac{dr}{d\tau},$$

і час осадження:

$$\tau_{ia} = S = \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{W_{ia}}.$$

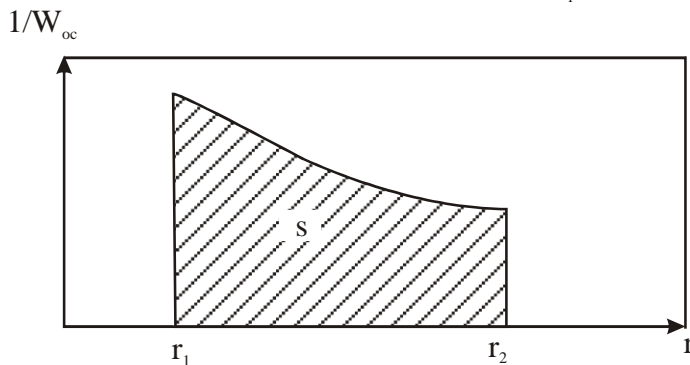


Рис. 1.8 Графічний метод визначення часу осадження

По аналогії з попереднім, виразимо масу m , як:

$$m = C_1 l^3 \rho_0. \quad (1.28)$$

Виконавши підстановку (1.28) до виразу (1.27), одержимо:

$$C = \frac{C_1 l^3 \rho_0 W_a^2}{r}.$$

Згідно наведеного рівняння (1.12), сила тяжіння визначиться:

$$G = C_1 l^3 \rho_0 g.$$

Відношення відцентрової сили до сили тяжіння називається *фактором розділення*:

$$\hat{O}_p = \frac{\tilde{N}}{G} = \frac{C_1 l^3 \rho_0 W_a^2}{r C_1 l^3 \rho_0 g} = \frac{W_a^2}{rg}. \quad (1.29)$$

Тобто, фактор розділення показує, у скільки разів сила відцентрова більше сили

Неоднорідний газовий потік рухається за криволінійною траєкторією в каналі. Відцентрова сила, що діє на тверду частинку в точці b , спричинює швидкість осідання W_{0b} , перпендикулярно до радіусу – W_r , і, як наслідок, частинка рухається за криволінійною траєкторією зі швидкістю W_p .

Швидкість осадження в полі відцентрових сил розраховується за виразом:

Рушійною силою процесу, що визначає швидкість осадження, є відцентрова сила C , яка знаходиться за виразом:

$$C = \frac{m W_a^2}{r}, \quad (1.27)$$

де m – маса твердої частинки;

W_r – лінійна швидкість газового потоку;

r – радіус кривизни траєкторії в даній точці.

тяжіння, або у скільки разів прискорення відцентрової сили перевищує прискорення сили тяжіння.

У циклонних апаратах фактор розділення більше 100. Тоді по аналогії з попереднім, нехтуючи величиною дії сили тяжіння, запишемо диференціальне рівняння осадження твердих частинок в полі відцентрових сил:

$$\tilde{N}_1 l^3 (\rho_{\delta} - \rho_{\bar{a}}) \frac{W_{\bar{a}}^2}{r} - \tilde{N}_2 l^2 \mu \frac{dw}{dl} = \tilde{N}_1 l^3 \rho_{\delta} \frac{dw}{d\tau} \quad (1.30)$$

З цього рівняння одержимо модифікований критерій Архімеда:

$$Ar_{\bar{a}\delta} = \frac{W_{\bar{a}}^2 l^3}{\nu^2 r} \cdot \frac{(\rho_{\delta} - \rho_{\bar{a}})}{\rho_{\bar{a}}} \quad (1.31)$$

Модифікований критерій Архімеда легко отримати із звичайного критерію Ar , помноживши його на фактор розділення:

$$Ar_{\bar{a}\delta} = \frac{gl^3}{\nu^2} \cdot \frac{(\rho_{\delta} - \rho_{\bar{a}})}{\rho_{\bar{a}}} \cdot \frac{W_{\bar{a}}^2}{rg} = \frac{l^3}{\nu^2} \cdot \frac{(\rho_{\delta} - \rho_{\bar{a}})}{\rho_{\bar{a}}} \cdot \frac{W_{\bar{a}}^2}{r} \quad (1.32)$$

Тобто з рівняння (1.29) після відповідних перетворень одержуємо залежність:

$$Re = A(\hat{O}_{\delta} Ar)^n.$$

Число Рейнольдса розраховується за виразами, якщо:

$$\left. \begin{array}{l} 1) \hat{O}_{\delta} Ar < 36, \quad \delta \hat{a}^3 Re = \frac{1}{18} \hat{O}_{\delta} Ar \\ 2) 36 \leq \hat{O}_{\delta} Ar \leq 84000, \quad \delta \hat{a}^3 Re = \left(\frac{\hat{O}_{\delta} Ar}{13.9} \right)^{1/1.4} \\ 3) \hat{O}_{\delta} Ar > 84000, \quad \delta \hat{a}^3 Re = 1,71(\hat{O}_{\delta} Ar)^{0.5} \end{array} \right\} \quad (1.33)$$

Для ламінарного режиму осадження сферичних частинок, коли $\Phi_p Ar < 36$:

$$Re = \frac{1}{18} \hat{O}_{\delta} Ar,$$

тобто:

$$\frac{W_{o\bar{a}} d}{\nu} = \frac{1}{18} \cdot \frac{W_{\bar{a}}^2}{r} \cdot \frac{d^3 (\rho_{\delta} - \rho_{\bar{a}})}{\nu^2 \rho_{\bar{a}}}.$$

Тоді швидкість осадження в відцентровому полі виразиться:

$$W_{o\bar{a}} = \frac{W_{\bar{a}}^2 d^2 (\rho_{\delta} - \rho_{\bar{a}})}{r 18 \mu}.$$

Записавши відношення швидкостей осадження твердих частинок в полі відцентрових сил і сил тяжіння одержимо фактор розділення:

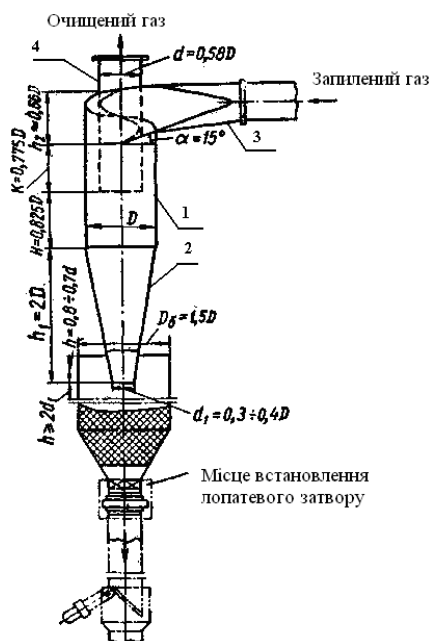
$$\frac{W_{o\bar{a}}}{W_{oc}} = \frac{W_{\bar{a}}^2 d^2 (\rho_{\delta} - \rho_{\bar{a}}) 18 \mu}{r 18 \mu g d^2 (\rho_{\delta} - \rho_{\bar{a}})} = \frac{W_{\bar{a}}^2}{gr} = \hat{O}_{\delta}, \quad (1.34)$$

тобто

$$W_{o\bar{a}} = W_{oc} \hat{O}_{\delta}.$$

1.3.3.2 Огляд конструкцій циклонів

В промисловості використовують різноманітні конструкції. Найбільш поширеними є циклони конструкції “НИИОГАЗ”, які відрізняються тим що вхідний патрубок, через який вводиться запылений газ, розташований під кутом $10-12^\circ$ і має прямокутний переріз. Циклон конструкції НИОГАЗ наведено на рис. 1.9. Та обставина, що газ набуває спірально направлений рух вже на вході до циклона сприяє зменшенню гідравлічного опору апарата та запобігає збуренню газового потоку при виконанні одного оберту.



- 1 – циліндричний корпус; 2 – конічне дно;
3- патрубок введення запыленого газу; 4 –
труба виведення очищеного газу; 5 –
бункер

Рис. 1.9 Схема циклона конструкції
“НИИОГАЗ”

Ступінь очистки газів від пилу в циклонах становить 70-85% для частинок діаметром 5 мкм, діаметром 20 мкм – 95–97%.

Циклон складається з вертикального циліндричного корпусу 1 з конічним дном 2. Газ, який містить тверді частинки, вводять через патрубок 3 по дотичній до циліндра (тангенціально) із швидкістю 15–25 м/с. В центрі циклона встановлена труба 4 для виведення очищеного газу. Потік газу закручується і рухається по гвинтовій лінії. Під час обертання газ робить декілька обертів.

Під дію відцентрової сили тверді частинки відкидаються на периферію і осідають на внутрішній поверхні корпусу циклона. Під дію результуючої сили вони рухаються вниз до конічного днища і через патрубок надходять до бункера 5. Очищений потік виводиться через вивідну трубу 4.

Перевагами циклонів є: простота конструкції (відсутність деталей, що обертаються) та обслуговування, компактність і низька вартість.

Недоліками циклонів є:

- низька ефективність вловлювання частинок менше 5 мкм;

- незадовільне вловлювання частинок у вологих

газах та при зменшенні робочої швидкості в циклоні більше ніж 20%.

Ступінь очистки газу зростає із збільшенням фактора розділення $\Phi_p = W_{вх}^2 / (r \cdot g)$, це можна досягнути шляхом зменшення радіуса кривизни траєкторії руху газового потоку, або збільшенням швидкості запыленого газу у вхідному патрубку. Але збільшення швидкості газу призведе до збільшення аеродинамічного опору та турбулентності, що значно погіршує процес осадження твердих частинок через перемішування очищеного газу із запыленням.

Аеродинамічний опір циклона визначається за формулою:

$$\Delta P_{\text{в}} = \zeta \frac{W_{\text{в}}^2}{2} \rho_{\text{г}},$$

де $W_{\text{вх}}$ – швидкість газу у вхідному штуцері; $\rho_{\text{г}}$ – густина газу при даній температурі; ζ – коефіцієнт гідравлічного опору, віднесений до $W_{\text{вх}}$.

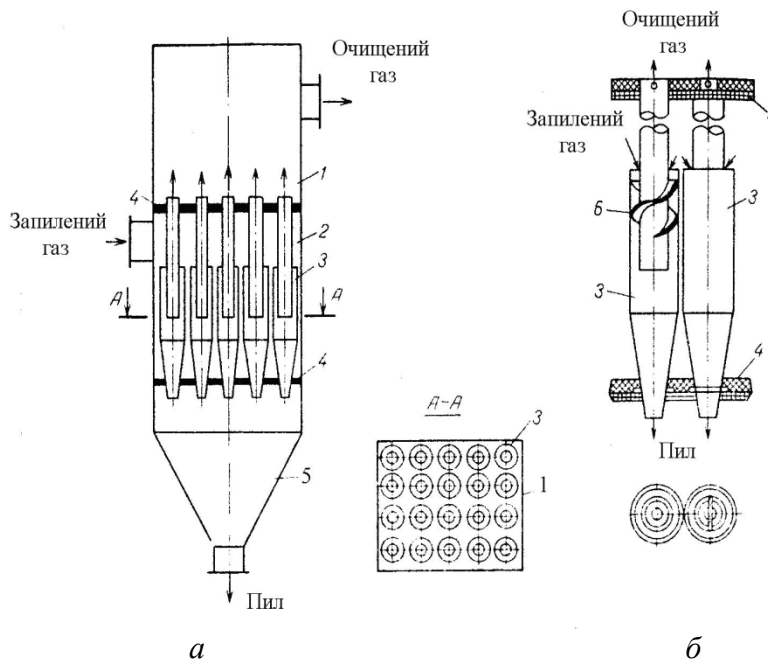


Рис. 1.10 Батарейний циклон (а) та його елементи (б):
 1 – корпус; 2 – газорозподільна камера; 3 – корпуса циклонних елементів; 4 – трубні решітки; 5 – бункер для пилу; 6 – лопатеві пристрої для завихрювання газового потоку всередині елементів

3 та патрубком для відведення очищеного газу. В цьому просторі розміщені лопатеві пристрої 6, які надають газовому потоку обертовий рух. Пил під дією відцентрових сил відводиться до стінок, рухається вниз по спіралі та вивантажується із всіх елементів до спільного бункеру 5. Очищений газ виходить з циклонних елементів по трубам в спільну камеру і відводиться з апарата через верхній штуцер.

Діаметр циклонних елементів змінюється від 150 до 250 мм.

У батарейних циклонах ступінь очистки газу менше залежить від розмірів частинок: для вказаних вище розмірів (5, 10 і 20 мкм) цей параметр відповідно становить 65-85, 85 – 90, 90 – 95%. Більша ступінь очистки газів досягається в циклонах з більшим гідравлічним опором.

Ефективність очищення в циклонах визначається за виразом:

$$\eta = \frac{C_{\text{в}} - C_{\text{в}}}{C_{\text{в}}} 100 \% ,$$

де $C_{\text{в}}$ і $C_{\text{к}}$ – об'ємна концентрація пилу на вході та виході із циклона, кг/м³ (г/м³).

Порівняльний огляд конструкцій циклонів.

За способом підводу і відводу газу циклони можна розділити на протиточні і прямоточні, які в свою чергу можуть бути: зі спіральним (рис. 1.11а), тангенційним (рис. 1.11б), гвинтоподібним (рис. 1.11в), розеточним (рис. 1.11г,д) введенням газу. У протиточних циклонах газовий потік при русі від входу до виходу змінює свій напрямок на 180°. У прямоточних циклонах газовий потік свого напрямку не змінює, його гідравлічний опір значно менший, ніж у протечійних, однак ступінь очищення (вловлення) значно нижча.

Разом з тим, зменшення радіуса циклона призводить до зменшення його продуктивності. Тому для забезпечення заданої продуктивності замість циклона великого діаметра застосовують декілька циклонних елементів, об'єднаних в одному корпусі. Такі апарати називають батарейними циклонами або мультициклонами (рис. 1.10).

В спільному корпусі 1 (рис. 1.10) розташовані циклонні елементи 3, які герметично закріплені в трубних решітках 4. Запилений газ через вхідний штуцер надходить до газорозподільної камери 2 і далі до циклонних елементів, а саме в кільцевий простір між корпусом елемента

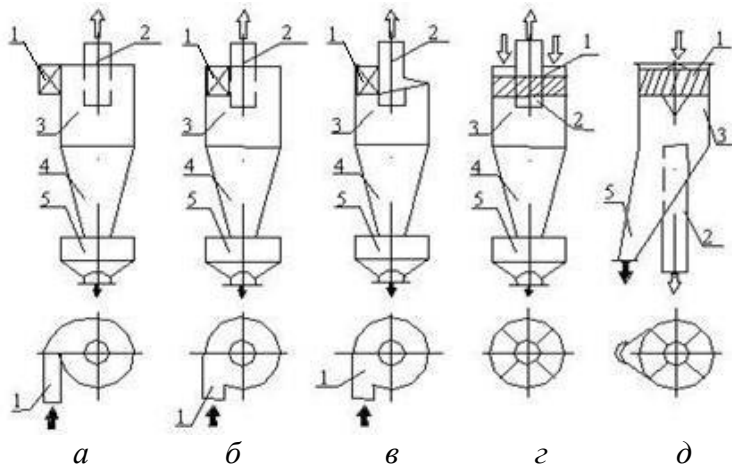


Рис. 1.11 Основні типи конструкцій циклонів:
 а спіральний; б тангенційний; в гвинтоподібний;
 г, д розеточний; 1 – введення запиленого газу,
 2 – вивід очищеного газу; 3– циліндрична камера;
 4 – конічна камера; 5 – пилезбірник

В окремих випадках для вловлювання частинок розміром більше 50 мкм на першій ступені очищення застосовують прямоочні циклони, які більш компактні, мають невелику металоємність, велику пропускну здатність по газу. Ці типи конструкцій добре зарекомендували себе при створенні компактних апаратів псевдозрідженого шару для сушіння термолабільних матеріалів, наприклад, сушіння казеїну в агрегатах ВС-150-КПІ і ВС-300-КПІ, що серійно випускались в Україні. Автор розробки – Марчевський В.М.,

професор кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв.

У промисловості застосовують циклони різних типів: «НІОГАЗ», «ЦКТИ», «ЛІОТ», «СІОТ», «ВЦНІІОТ». Найбільше розповсюдження отримали циліндричні та конічні циклони «НІОГАЗ». До циліндричних циклонів НІОГАЗ відносяться апарати типу ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24 (рис. 1.13), (табл. 1.2). Відмінною особливістю цих апаратів є видовжена циліндрична частина корпусу, кришка та вхідний патрубок розташовані відповідно під кутом 11°, 15° і 24°. Циклони ЦН-15У мають меншу висоту та більш низькі техніко-економічні показники у порівнянні з іншими апаратами типу ЦН. До конічних циклонів «НІОГАЗ» відносять апарати типів СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34 і СК-ЦН-34М (рис. 1.14), (табл. 1.2). Вони відрізняються від циклонів типу ЦН довжиною конічної частини, наявністю спірального вхідного патрубку та малим співвідношенням діаметрів вивідної труби та корпусу циклона (відповідно 0.334, 0.340, 0.22). Циклон СК-ЦН-34М застосовують для вловлення пилу з високими абразивними властивостями або з високою адгезією. Втрати тиску в цьому циклоні значно більші, ніж в інших конічних циклонах.

Циліндричні циклони відносяться до високопродуктивних, а *конічні* - до високоефективних апаратів. Діаметр циліндричних циклонів, зазвичай, не перевищує 2000 мм, а діаметр циліндричної частини конічних - 3000 мм.

12.2.3.3. Методика розрахунку циклонів

Методика розрахунку циклона за фізичною моделлю.

Припущення:

- 1) вільне осадження частинок;
- 2) ступінь вловлювання частинок розрахункового діаметра – 100%.

Вихідні дані:

Задають швидкість газу на вході до циклона $W_{вх}=18 - 25$ м/с і швидкість газу у вивідній трубі $w_{вих}=4 - 8$ м/с.

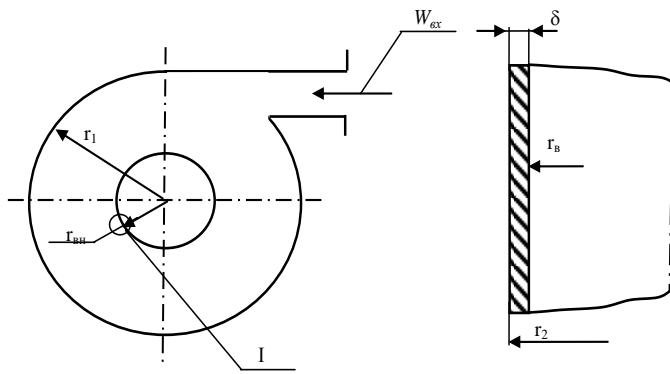


Рис. 1.12 Схема до розрахунку циклона

$$r_2 = r_1 + \delta.$$

3. Визначаємо внутрішній радіус циклона r_1 з умови осадження твердої частинки: час осадження частинки дорівнює часу перебування газу в циклоні:

$$\tau_{\text{ос}} = \tau_{\text{пер}}.$$

Час осадження визначається за виразом:

$$\tau_{\text{ос}} = \frac{r_1 - r_2}{w_{\text{ос}}},$$

де $(r_1 - r_2)$ – найбільша відстань для здійснення процесу осадження, м;
 $w_{\text{ос}}$ – швидкість осадження частинки в полі відцентрових сил, м/с.

Відповідно, час перебування газу розраховується, як:

$$\tau_{\text{пер}} = \frac{l}{w_{\text{г}}},$$

де $l = 2\pi r_1 n$ – довжина лінії, на якій ефективно діє відцентрова сила;
 $n = 1,5$ – число обертів газу в циклоні;
 $w_{\text{г}}$ – швидкість газу в корпусі циклона $w_{\text{г}} = 10 \div 12$ м/с.

$$\tau_{\text{пер}} = \frac{2\pi r_1 n}{w_{\text{г}}}. \quad (1.35)$$

Тоді рівняння (1.35) набуває вигляду при $n = 1,5$:

$$\tau_{\text{ос}} = \frac{2\pi r_1 n}{w_{\text{ос}}} = \frac{2\pi r_1 1,5 r_1}{w_{\text{ос}}} \approx \frac{10 r_1}{w_{\text{ос}}}.$$

З урахуванням умови $\tau_{\text{ос}} = \tau_{\text{пер}}$, одержимо:

$$\frac{r_1 - r_2}{w_{\text{ос}}} = \frac{10 r_1}{w_{\text{г}}},$$

звідки

$$r_1 = \frac{r_2}{1 - 10 \frac{w_{\text{ос}}}{w_{\text{г}}}}.$$

5. Визначаємо висоту циліндричної частини циклона, H .

З рівняння продуктивності відстійника:

$$V_{\text{на}} = F_0 W_{\text{ос}}.$$

Поверхня осадження в циклоні – це внутрішня поверхня циліндра:

$$F_0 = 2 \cdot \pi r_1 H,$$

продуктивність циклона можна виразити, як:

$$V_{\text{на}} = 2 \pi r_1 H w_{\text{ос}}.$$

1. За заданою продуктивністю циклона визначаємо радіус внутрішньої вивідної труби:

$$V_{\text{на}} = f \cdot w_{\text{ос}} \cdot \pi r_1^2.$$

$$V_{\text{на}} = \pi r_1^2 w_{\text{ос}}.$$

звідки

$$r_1 = \sqrt{\frac{V_{\text{на}}}{\pi w_{\text{ос}}}}.$$

2. Вибираємо товщину стінки вивідної труби δ і визначаємо зовнішній радіус труби r_2 :

звідси висота циліндричної частини виразиться як:

$$H = \frac{V_{\text{нає}}}{2 \pi r_1 w_{\text{іа}}}$$

Методика проектного розрахунку циклонів.

Для розрахунків конструкції циклонів НІОГАЗ необхідні такі вихідні дані:

- 1) витрати газу, що очищується при робочих умовах V_r , м³/с;
- 2) густина газу при робочих умовах ρ , кг/м³;
- 3) динамічна в'язкість газу при робочій температурі μ , Па·с;
- 4) дисперсний склад пилу, що задається двома параметрами: dm і $lg\sigma_{\eta}$ (dm – медіанний діаметр, при якому маса всіх частинок пилу менше або більше dm складає 50%; $lg\sigma_{\eta}$ – стандартне відхилення величини lgd ;
- 5) початкова запиленість газу $C_{\text{вх}}$, г/м³;
- 6) густина частинок $\rho_{\text{ч}}$, кг/м³;
- 7) задана ефективність очищення газу η .

Конструкцію циклона розраховують методом послідовних наближень у такому порядку.

1. Вибирають тип циклона з табл. 1.2, рис. 1.13 і 1.14, і визначають оптимальну швидкість газу в апараті $W_{\text{опт}}$.

Таблиця 1.2– Параметри, що визначають ефективність циклонів

Параметр	Тип циклона						
	ЦН-24	ЦН-15У	ЦН-15	ЦН-11	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
d_{50}^T , мкм	8,50	6,00	4,50	3,65	2,31	1,95	1,13
$lg\sigma_{\eta}$	0,308	0,283	0,352	0,352	0,364	0,308	0,340
$W_{\text{опт}}$, м/с	4,5	3,5	3,5	3,5	2,0	1,7	2,0

Примітки.

1. d_{50}^T - діаметр частинок, що вловлюються на 50% в стандартних умовах; значення d_{50}^T відповідає таким умовам роботи циклонів: середня швидкість газу у циклоні $W = 3,5$ м/с; діаметр циклона $D = 0,6$ м; густина частинок $\rho_{\text{ч}} = 1930$ кг/м³; динамічна в'язкість газу $\mu_r = 22,2 \cdot 10^{-6}$ Па·с.
2. σ_{η} - величина, що характеризує дисперсію ($lg^2\sigma_{\eta}$) величини $lg\sigma_{\eta}$ у функції фракційної характеристики.

2. Визначають загальну площу перерізу циклонів, м²:

$$F = \frac{V_{\text{а}}}{W_{\text{ііо}}}$$

3. Визначають діаметр циклона, задаючись кількістю циклонів N , м:

$$F = \frac{\pi D}{4} N,$$

звідки

$$D = \sqrt{\frac{F}{0,785N}}$$

Діаметр циклона округлюють до величин 200, 300, 400, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2400, 3000 мм.

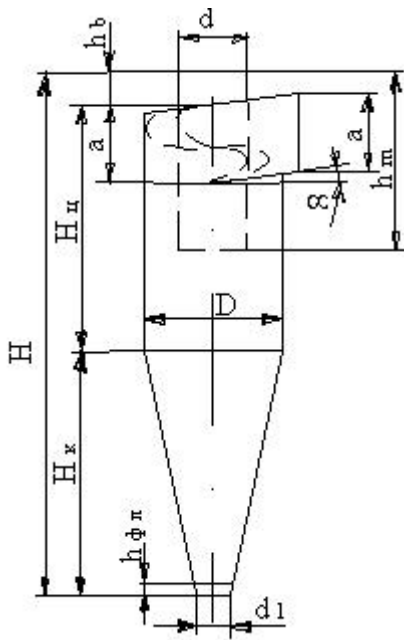


Рис. 1.13 Конструкція циклона типу ЦН

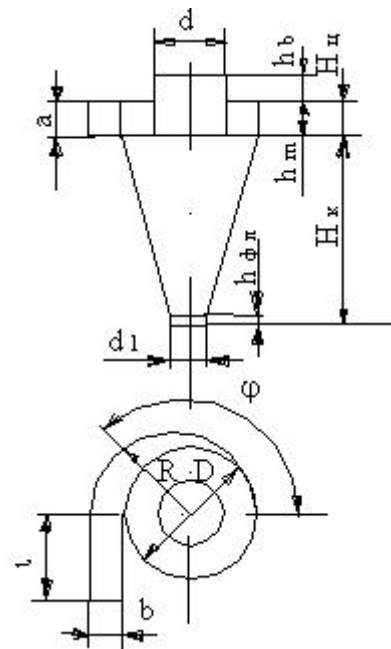


Рис. 1.14 Конструкція циклона типу СК-ЦН

4. Обчислюють дійсну швидкість газу в циклоні:

$$W = \frac{V_a}{0,785ND^2}$$

Швидкість газу в циклоні не повинна відхилитися більш ніж на 15% від оптимальної швидкості.

5. Визначають коефіцієнт гідравлічного опору циклона або групи циклонів:

$$\xi = K_1 K_2 \xi_{500}^m + \hat{E}_3,$$

де ξ_{500}^m – коефіцієнт гідравлічного опору одиночного циклона діаметром 500 мм, що визначається з табл. 12.5;

K_1 – поправочний коефіцієнт, що залежить від діаметра циклона, табл. 12.6;

K_2 – поправочний коефіцієнт, що враховує запиленість газу, табл. 12.7.;

K_3 – коефіцієнт, що враховує додаткові втрати тиску, що пов'язані з компонуванням циклонів в групу (для одиночних циклонів $K_3 = 0$).

Таблиця 1.3 Співвідношення розмірів у частках від внутрішнього діаметру D для циклонів типу ЦН

Показник	Тип циклона			
	ЦН-11	ЦН-15	ЦН-15У	ЦН-24
Внутрішній діаметр вивідної труби, d	0,59	0,59	0,59	0,59
Внутрішній діаметр пилевипускного отвору, d_1	0,3-0,4	0,3-0,4	0,3-0,4	0,3-0,4
Ширина вхідного патрубку у циклоні (внутрішній розмір), b	0,2	0,2	0,2	0,2
Ширина вхідного патрубку на вході (внутрішній розмір), b_1	0,26	0,26	0,26	0,26
Довжина вхідного патрубку, l	0,6	0,6	0,6	0,6
Діаметр середньої лінії циклона, $D_{\text{сер}}$	0,8	0,8	0,8	0,8
Висота установки фланця, $h_{\text{фл}}$	0,1	0,1	0,1	0,1
Кут нахилу кришки і вхідного патрубку циклона, α , град	11	15	15	24
Висота вхідного патрубку, a	0,48	0,66	0,66	1,11
Висота вивідної труби, $h_{\text{Г}}$	1,56	1,74	1,5	2,11
Висота циліндричної частини, $H_{\text{ц}}$	2,06	2,26	1,51	2,11
Висота конічної частини, $H_{\text{к}}$	2,0	2,0	1,5	1,75
Висота зовнішньої частини вивідної труби, $h_{\text{в}}$	0,3	0,3	0,3	0,4
Загальна висота циклона	4,38	4,56	3,31	4,26

Таблиця 1.4 Співвідношення розмірів від діаметру для циклонів СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34, СК-ЦН-34М

Показник	Тип циклона		
	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
Внутрішній діаметр циліндричної частини, D	До 3000 м		До 4000 м
Висота циліндричної частини, $H_{\text{ц}}$	0,535	0,515	0,4
Висота конічної частини, $H_{\text{к}}$	3,0	2,11	2,6
Внутрішній діаметр вивідної труби, d	0,334	0,34	0,220
Внутрішній діаметр пилевипускного отвору, d_1	0,334	0,229	0,18
Ширина вхідного патрубку у циклоні (внутрішній розмір), b	0,264	0,214	0,18
Висота зовнішньої частини вивідної труби, $h_{\text{в}}$	0,2-0,3	0,515	0,3
Висота установки фланця, $h_{\text{фл}}$	0,1	0,1	0,1
Висота вхідного патрубку, a	0,535	0,2-0,3	0,4
Довжина вхідного патрубку, l	0,6	0,6	0,6
Висота вихлопної труби, $h_{\text{Г}}$	0,535	0,515	0,4
Поточний радіус завитка, r	$D/2 + b\varphi/2\pi$		$D/2 + b\varphi/\pi$

Таблиця 1.5 Коефіцієнти опору циклонів $D=500$ мм ($W=3$ м/с)

Тип циклона	D/d	Без додаткових пристроїв		Із кільцевим дифузором		Із вихідним завихрювачем	Із відводом під кутом 90° , $R/d=1,5$	
		ξ_{6500}^n	ξ_{6500}^i	ξ_{6500}^n	ξ_{6500}^i	ξ_{6500}^n	$l/d=0-12$ ξ_{6500}^n	$l/d>12$ ξ_{6500}^i
ЦН-11	0,59	245	250	207	215	235	245	250
ЦН-15	-	155	163	132	140	150	155	160
ЦН-15У	-	165	170	140	148	158	165	170
ЦН-24	-	75	80	64	70	73	75	80
СДК-ЦН-33	0,33	520	600	-	-	-	-	-
СК-ЦН-34	0,34	1050	1150	-	-	-	-	-
СК-ЦН34М	0,22	-	2000	-	-	-	-	-

Примітка.

Індекс “с” означає, що циклон працює у гідравлічній мережі; а індекс “п” - циклон працює на викид до атмосфери.

Таблиця 1.6 Поправочний коефіцієнт K_1 , що залежить від діаметра циклона

D , мм	Тип циклона		
	ЦН-11	ЦН-15, ЦН-24, ЦН-15У	СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34, СК-ЦН-34М
150	0,94	0,85	1,0
200	0,95	0,90	1,0
300	0,96	0,93	1,0
450	0,99	1,0	1,0
500	1,0	1,0	1,0

Таблиця 1.7 Поправочний коефіцієнт K_2 , що враховує запиленість газів ($D = 500$ мм)

Тип циклона	Запиленість, $C \cdot 10^3$, кг/м ³						
	0	10	20	40	80	120	150
ЦН-11	1	0,96	0,94	0,92	0,90	0,87	0,5
ЦН-15	1	0,93	0,92	0,91	0,90	0,87	0,86
ЦН-15У	1	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87
ЦН-24	1	0,95	0,93	0,92	0,90	0,87	0,86
СДК-ЦН-33	1	0,81	0,785	0,78	0,77	0,76	0,745
СК-ЦН-34	1	0,98	0,947	0,93	0,915	0,91	0,90
СК-ЦН-34М	1	0,99	0,97	0,95	-	-	-

6. Визначають втрати тиску в циклоні (Па):

$$\Delta P = \xi_{\delta} \frac{\rho W^2}{2}$$

Якщо втрати тиску ΔP виявилися прийнятними (до 1200 Па), то переходять до розрахунку повного коефіцієнту очищення газу в циклоні.

7. Визначають діаметр часток, що вловлюються на 50%:

$$d_{50} = d_{50}^{\delta} \sqrt{\frac{D_{\delta}^{\delta} \rho_{\pm}^{\delta} \mu W^{\delta}}{D_{\delta}^{\delta} \rho_{\pm}^{\delta} \mu^{\delta} W^{\delta}}}$$

де індекс “т” означає стандартні умови роботи циклона.

8. Визначають параметр X за формулою:

$$\tilde{O} = \frac{\lg(d_m/d_{50})}{(\lg^2\sigma_{\eta} + \lg^2\sigma_{\pm})^{0,5}}$$

9. Визначають функцію розподілу $\Phi(x)$ за табл. 1.9 та повний коефіцієнт очищення газу за формулою:

$$\eta_{\delta} = 50[1 + \hat{O}(\tilde{o})].$$

При встановленні циклонів необхідно також враховувати початкову концентрацію пилу в газах. Допустима запиленість газів залежить від діаметру циклона і для пилу, що слабо злипається, орієнтовні значення наведені в (табл. 1.8).

Для пилу, що злипається, середня припустима концентрація частинок в газах повинна бути в 4 рази менше.

Таблиця 1.8. Допустима концентрація пилу в газах

Діаметр циклона, мм	800	600	500	400	300	200	100
Припустима концентрація часток, кг/м ³	2,5	2,0	1,5	1,2	1,0	0,8	0,6

Таблиця 1.9. Значення нормальної функції розподілу $\Phi(x)$

x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$
-2,70	0,0035	-0,90	0,1841	0,90	0,8159
-2,60	0,0047	-0,80	0,2119	1,00	0,8413
-2,50	0,0062	-0,70	0,2420	1,10	0,8643
-2,40	0,0082	-0,60	0,2743	1,20	0,8849
-2,30	0,0107	-0,50	0,3085	1,30	0,9032
-2,20	0,0139	-0,40	0,3446	1,40	0,9192
-2,10	0,0179	-0,30	0,3821	1,50	0,9332
-2,00	0,0228	-0,20	0,4207	1,60	0,9452
-1,90	0,0288	-0,10	0,4602	1,70	0,9554
-1,80	0,0359	0,00	0,5000	1,80	0,9641
-1,70	0,0446	0,10	0,5398	1,90	0,9713
-1,60	0,0548	0,20	0,5793	2,00	0,9772
-1,50	0,0668	0,30	0,6179	2,10	0,9821
-1,40	0,0808	0,40	0,6554	2,20	0,9861
-1,30	0,0968	0,50	0,6915	2,30	0,9893
-1,20	0,1151	0,60	0,7257	2,40	0,9918
-1,10	0,1357	0,70	0,7580	2,50	0,9938
-1,00	0,1587	0,80	0,7881	2,60	0,9953

Згідно з ДСТУ 9617 для циклонів прийнятий наступний ряд діаметрів: 200, 300, 400, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2400, 3000 мм. Для всіх одиночних циклонів бункера виконують циліндричної форми. Рекомендовані діаметри бункерів: $D_{\delta} = 1,5D$ (для циліндричного циклона), $D_{\delta}=1,1 - 1,2D$ (для конічного циклона). Висоту циліндричної частини бункера приймають рівною $0,8D$. Днище бункера виконують за ДСТУ 1260 з кутом нахилу стінок 60° .

Огляд базових конструкцій батарейних циклонів.

Батарейний циклон являє собою пиловловлюючий апарат, що містить велику кількість циклонних елементів малого діаметру, з'єднаних в одному корпусі, споряджений спільним підведенням і відведенням газів, та бункер-збірником пилу, що вловлюється. Камери для

підведення та відведення газу в апаратах звичайно встановлюють клиноподібної форми. У циклонних елементах можуть встановлюватись такі пристрої для закручування потоку газу: двоходовий гвинт з лопатями, розташованими під кутом 25° до горизонту, розетку з восьми лопатей, розташованих під кутом 25° або 30° до горизонту; патрубок для тангенційного підведення газу. Вісь циклонних елементів може бути вертикальною або під нахилом. Діаметр окремих циклонів в апаратах приймають у межах 150 - 250 мм. Оптимальна швидкість газів в елементі знаходиться в межах 3,5 - 4,75 м/с, для прямоточних циклонних елементів вона становить 11 - 13 м/с. Гідравлічний опір батарейних циклонів можна розрахувати при таких значеннях коефіцієнтів гідравлічного опору: $\xi_0 = 90$ для типу елемента “розетка” ($\alpha = 25^\circ$); $\xi_0 = 65$ - “розетка” ($\alpha = 30^\circ$); $\xi_0 = 85$ - “гвинт” ($\alpha = 25^\circ$); $\xi_0 = 85$ прямоточний (ЦКТИ).

Ступінь очищення газів в елементі батарейного циклона визначається за співвідношенням для одиночного циклона із врахуванням таких параметрів (табл. 12.10).

Таблиця 1.10 Ступінь очищення газів в елементі одиночного батарейного циклона

Параметри	“Гвинт”, $\alpha = 25^\circ$	“Розетка”, $\alpha = 25^\circ$	“Розетка”, $\alpha = 30^\circ$	Прямоточний (ЦКТИ)
d_{50}^T , мкм	4,5	3,85	5,0	4,0
$\lg \sigma_\eta$	0,46	0,46	0,46	0,535

Дані для всіх елементів, крім елементів для прямоточного циклона, отримані при $D_{ц}=250$ мм, $W_{гц}=4,5$ м/с, $\mu_r=23,7 \cdot 10^{-6}$ Па·с, $\rho_c=2200$ кг/м³.

Ефективність батарейного циклона звичайно на 20 – 25 % нижче ефективності окремих елементів. В батарейних циклонах з елементами діаметром 250 мм запиленість газів, що пропускається, при очищенні від пилу, що слабо злипається, складає 100 г/м³ (для завихрювача типу “гвинт”) та 75 г/м³ (для завихрювача типу “розетка”). Для очищення газу від пилу, що сильно злипається, не рекомендується застосовувати батарейні циклони.

Промислові батарейні циклони типу БЦ-2 застосовують для вловлення неволокнистого пилу та пилу, що не злипається. Для закручення потоку застосовують елементи типу “розетка”. Коефіцієнт гідравлічного опору, віднесений до швидкості в горизонтальному перерізі циклонних елементів, дорівнює $\varepsilon = 65$. Ефективність очищення газу від золи при $d_{50} = 10$ мкм складає близько 80%. Для різноманітних типорозмірів БЦ-2 витрати газу змінюється в межах $(15,0 - 4 \cdot 2,2) \cdot 10^3$ м³/год при гідравлічному опорі 4,5 кПа та $(17,4 - 49) \cdot 10^3$ м³/год при гідравлічному опорі 6 кПа. Корпуси циклонних елементів виконані з сірого чавуну, а вихлопні труби - з вуглецевої сталі. Верхня межа температури газу, що очищується, дорівнює 400° С.

Батарейні циклони ПБЦ застосовують для очищення технологічних газів та повітря установок для сушіння, також в системах аспірації вуглезабачувальних фабрик та підприємств хімічної промисловості. Вони мають циклонні елементи з напівспіральними завихрювачами потоку. Коефіцієнт гідравлічного опору дорівнює 150, ступінь очищення газу при $\rho_c = 1500$ кг/м³ та $d_{50} = 30$ мкм складає 95%. Верхня межа температури 120° С. Витрата газу в залежності від типорозміру $(12 - 60) \cdot 10^3$ м³/год. Розрахунковий тиск до 0,04 МПа.

Батарейні циклони з частковим регулюванням газу БЦРН є найбільш ефективними апаратами. Циклонні елементи БЦРН мають спіральний підвід та забезпечені конусними розкручувачами для зниження гідравлічних втрат.

Розрахункові витрати газу при 140°С складають 140 та 280 тис. м³/год при гідравлічному опорі 8,5 та 9 кПа відповідно. Ступінь очищення газів від золи з $d_{50}=18 - 20$ мкм дорівнює 95%.

Батарейні циклони БЦУ-М з вертикальним та нахиленим (під кутом 45°) розташуванням напівравликових елементів застосовують для очищення газів в енергетичних установках. Витрата газу в таких апаратах складає $(47 - 860) \cdot 10^3$ м³/год.

1.3.3.4 Апарат із зустрічними закрученими потоками

Апарати з ЗЗП мають більш високу ефективність у порівнянні з циклонами.

Апарат ЗЗП (рис. 12.14) являє собою циліндричну камеру 4, встановлену вертикально, яка має штуцери для підведення запиленого газу 7, 3, а також штуцери для відводу очищеного газу 1, вловленої пилу, з'єднаного з бункером 8. Запилений газ надходить в апарат через штуцер 7 (первинне повітря) і, пройшовши завихрювач 5, закручується. Відцентрові сили, які виникають відтискують тверді частинки до стінки апарата 4. В штуцер 3 подається вторинне повітря, яке зумовлює рух осадження на стінці апарата пилу в нижню його частину з наступним вивантаженням в бункер 8. Для запобігання винесення пилу з бункера встановлене відбійне кільце 6, при цьому тиск вторинного повітря може досягати 0,3 МПа. Основною відмінністю апаратів ЗЗП від циклонів є наявність допоміжного потоку газу, що закручує.

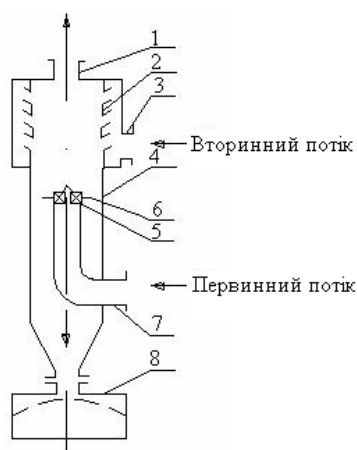


Рис. 1.15 Пилевловлювач ЗЗП з розподіленим введенням газового потоку:

- 1 – виведення очищеного газу, 2 - система тангенціальних сопел для введення вторинного потоку,
3 - введення вторинного потоку, 4 – камера, 5 - завихрювач первинного потоку, 6 – диск,
7 - введення первинного потоку, 8 - пиловий бункер

Основні конструкції введення вторинного повітря показані на (рис. 1.16).

Вторинне повітря може подаватися системою тангенційно встановлених сопел в чотири ряди під кутом 30° .

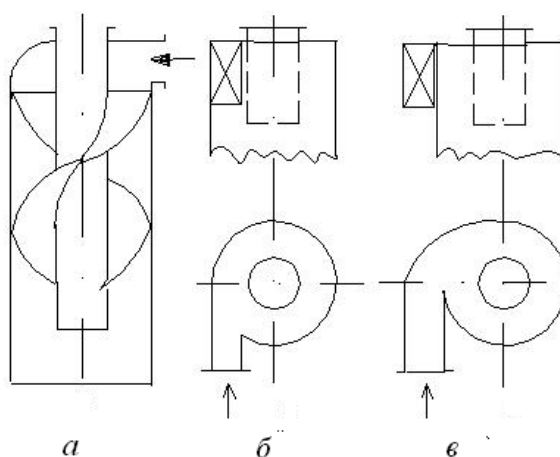


Рис. 1.16 Варіанти введення вторинного потоку

- а* – через лопатевий завихрювач, *б* – через тангенціальний завихрювач,
в – через спіральний завихрювач

В апаратах ЗЗП може здійснюватися зосереджене введення, коли вторинний газ подається через лопатевий завихрювач (рис. 1.16*а*), через тангенціальний (рис. 1.16*б*) або через спіральний завихрювач (рис.1.16*в*). В економічному відношенні найбільш вигідно

використовувати як вторинний потік запилені газу, оскільки при цьому значно підвищується продуктивність апарата. Детальні дослідження роботи апаратів ЗЗП показали, що при співвідношенні витрати вторинного газу до первинного, рівного 3:1, в апаратах з зосередженим введенням (рис. 1.16) граничний розмір частинок, що вловлюються, дорівнює 1,3 мкм при загальній ефективності вловлювання 96,5%. Більш висока ефективність – 98,45% спостерігається, коли при співвідношенні 1:3 по вторинному каналі подається чистий газовий потік, однак при цьому значно зростають витрати на реалізацію процесу у зв'язку зі збільшенням кількості чистого повітря. Тому доцільно проводити розрахунок економічно вигідних апаратів, тобто з подачею.

1.3.4 Мокра газоочистка

При мокрій газоочистці відбувається контакт газу з рідиною, що зумовлює зволоження твердих частинок. При цьому можлива коагуляція дрібних частинок і утримання їх рідиною або утворення відносно великих агломератів з підвищеним вмістом рідкої фази (шлам).

Цей метод застосовують, якщо:

- допускається охолодження та зволоження газу;
- коли зважені частинки мають невелику цінність, тому що вони виводяться з апарату у вигляді шламу.

Мокрі пиловловлюючі апарати.

По принципу роботи мокре очищення газів поділяються на такі групи:

- а) порожнисті;
- б) насадкові;
- в) барботажні;
- г) пінні;
- д) апарати ударно-інерційного типу;
- є) динамічні та турбулентні промивачі.

1.3.4.1 Огляд конструкцій апаратів для мокрої газоочистки

Порожнисті та насадкові промивачі.

До порожнистих газопромивачів відносяться скрубери, зрошувані рідиною, що подається через форсунки, ділянки газопроводів, промивні камери, пустотілі форсункові колони. Найпоширеніше застосування з таких газопромивачів має пустотілий форсунковий скрубери (рис. 1.17) з протитечійним рухом фаз газ-рідина. Рідина, що зрошує, подається до скрубера під тиском $P_p=300 - 400$ кПа. Висота циліндричної частини протитечійного порожнистого скрубера $H=2,5D$. Швидкість газу складає $W_T=0,6-1,5$ м/с. Питома витрата рідини $m=10$ л/м³. Ці форсункові скрубери можуть забезпечити високий ступінь очищення $\eta =90-92\%$ при вловленні часток пилу розміром $d_{ch}>10$ мкм.

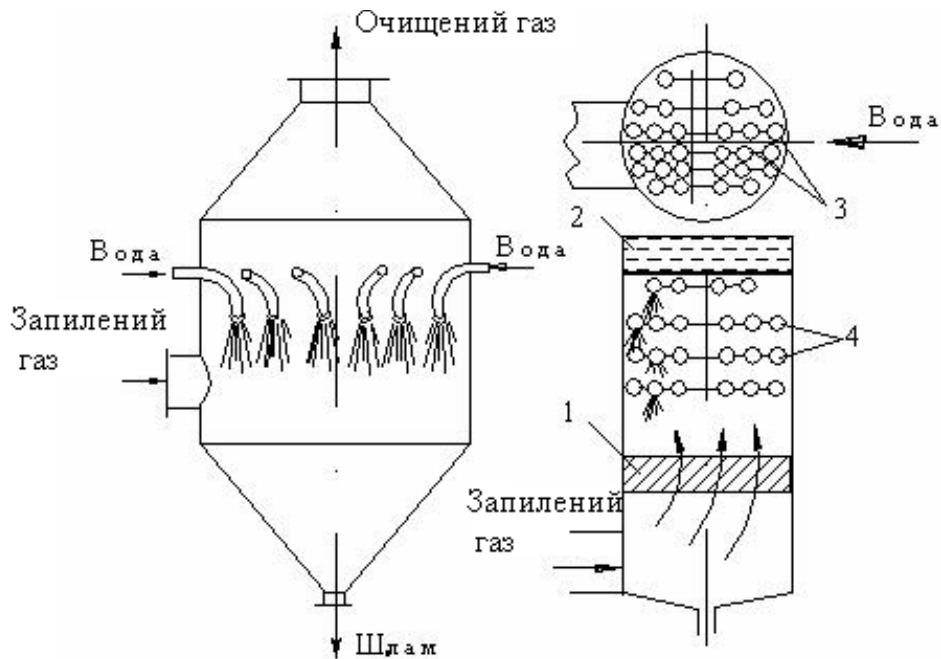


Рис. 1.17 Порожнистий форсунковий скрублер:

1 газорозподільна решітка, 2 - краплевловлювач, 3 – підведення рідини, 4 - форсунки

Залежність фракційного очищення газів від пилу наведена на рис. 1.18. Гідравлічний опір пустотілого скрубера (в відсутності краплевловлювача та газорозподільної решітки) не перевищує 250 Па. Порожністі форсункові скрубери застосовують не тільки для пилевловлення, але й для охолодження газів. Ці скрубери, зазвичай, застосовують для попереднього очищення газів та підготування їх до подальшого очищення в наступних апаратах.

Насадкові скрубери з кільцевою, сідлоподібною, шматковою, хордовою, блочною, кутовою насадками мало застосовуються для вловлення пилу, що обумовлено частим забиванням насадки осадженими твердими частинками.

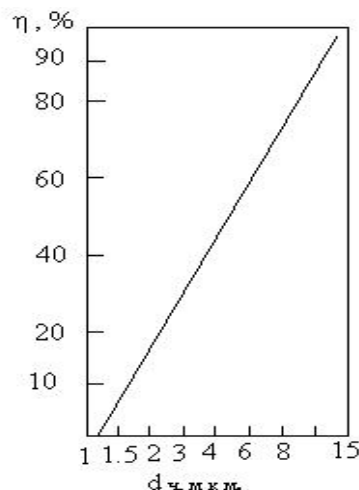


Рис. 1.18 Залежність коефіцієнта очищення газів від пилу в порожнистому скрублері для частинок з густиною $\rho_s = 2700 \text{ кг/м}^3$

Барботажні апарати мокрої газоочистки

В основі роботи тарілчатих газопромивачів ґрунтується на взаємодії газу з рідиною на тарілках різної конструкції, причому характер взаємодії в значній мірі визначається

швидкістю газового потоку. При малих швидкостях (~до 1 м/с) гази проникають через шар рідини у вигляді бульбашок - відбувається барботаж.

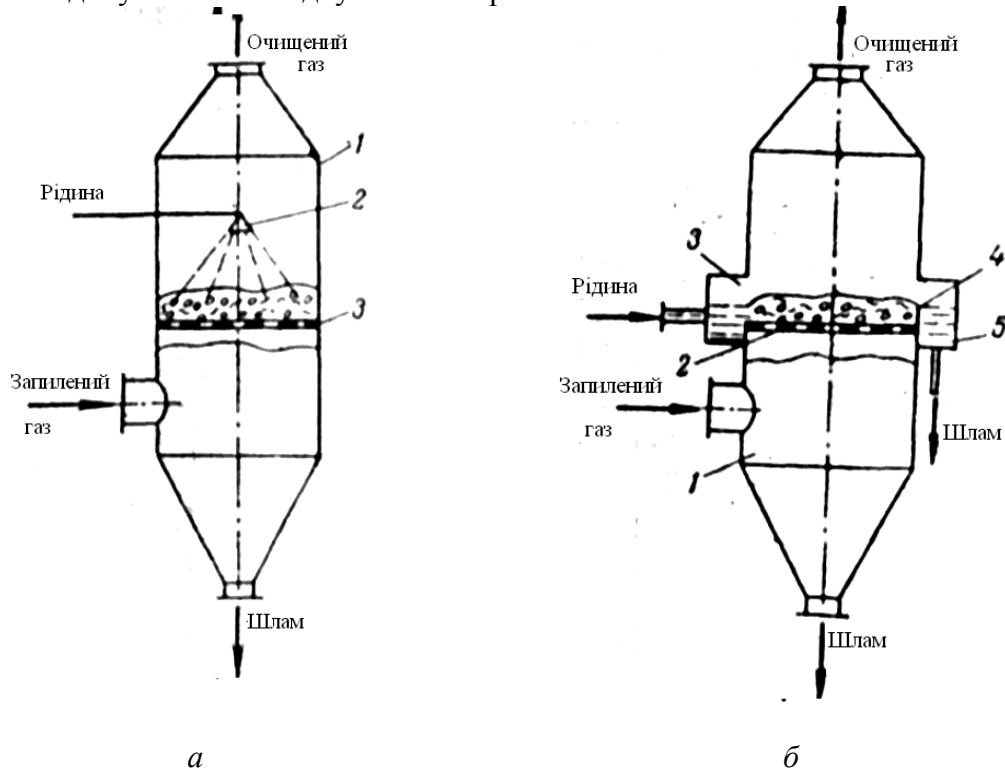


Рис. 1.19 Пінні пиловловлювачі:

- a* – із провальною тарілкою: 1- корпус; 2 – зрошувальний пристрій; 3 - тарілка.
б – пінний пиловловлювач із переливною тарілкою: 1- корпус; 2 - тарілка; 3 - прийомна камера;
 4 – переливний поріг; 5 – камера відводу шламу

Ефективність пиловловлювання у цьому випадку може розраховуватися за формулами, що характеризує осадження часток на поверхні бульбашок. При вловлюванні часток розміром більше 5 мкм вона досить невелика. Внаслідок цього, а також невисокої продуктивності барботажні пиловловлювачі в цей час у промисловості практично не застосовуються.

З ростом швидкості газів взаємодія газового й рідинного потоків здійснюється більш інтенсивно й супроводжується утворенням високо турбулізованої піни, у якій відбувається безперервне руйнування, злиття й утворення нових бульбашок. Тому газопромивачі даного типу часто називають пінними апаратами.

Зі зміною характеру контакту газів і рідини суто барботажний механізм вловлювання часток пилу переходить у більш інтенсивний турбулентно-інерційний механізм, завдяки якому можливо ефективне вловлювання часток пилу розміром $d_p > 2$ мкм.

Існує цілий ряд конструкцій тарілчастих (пінних) газопромивачів: апарат із провальними тарілками (рис. 1.19а), апарат з переливними тарілками (рис. 1.19б).

Схема скрубера з ударно-відбивними тарілками на рис. 1.20.

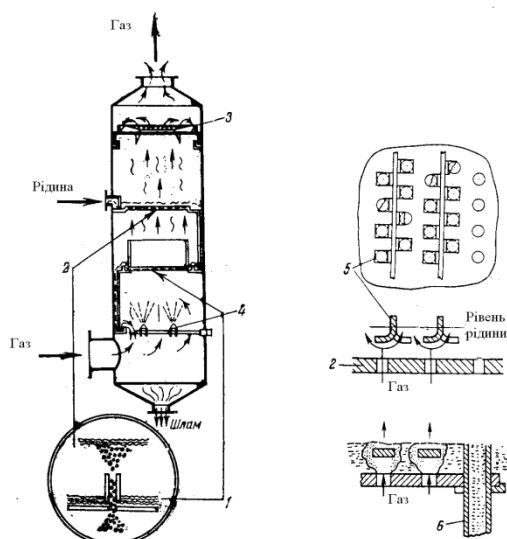


Рис. 1.20 Схема скрубера з ударно-відбивними тарілками:
1 – коагуляційна плита (підготовча стадія); 2 – ударно-відбивна плита; 3 – краплевлловач;
4 – форсунки грубого розпилювання; 5 – відбивні пластини; 6 – труба для зливу рідини

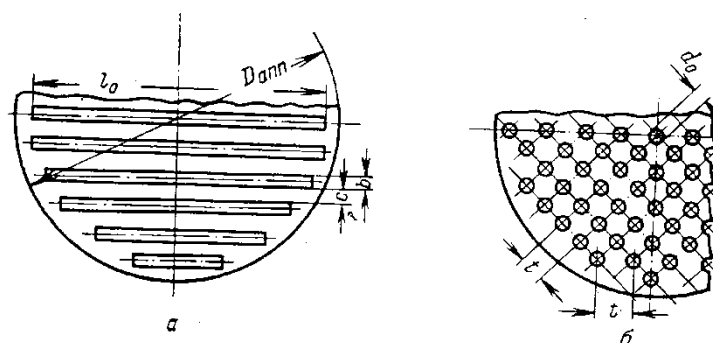


Рис. 1.21 Конструкції провальних тарілок:
а – щілинна ; б – перфорована

В апараті з провальними тарілками застосовуються два типи тарілок – перфоровані та щілинні (рис. 1.21). Інколи щілинні тарілки зварюються з трубок або пластин. З метою вибору раціонального гідравлічного опору тарілка повинна мати товщину 4-8 мм, ширина щілини 4-5 мм, коефіцієнт живого перетину знаходиться в межах 20÷25% в окремих випадках може збільшуватись до 40-50%.

Гідравлічний опір в зоні контакту, тобто провальної тарілки разом з шаром піни, визначається за виразом:

$$\Delta P_p = A_\sigma^2 \frac{V_\tau^2 \rho_\tau}{2S_0^2} + \Delta P_\sigma,$$

де ΔP_σ - гідравлічний опір, що виникає за рахунок дії сил поверхневого натягу, Па;
 A_τ – параметр, який залежить від режиму взаємодії газу з рідиною на тарілці.

Значення параметра A_τ для різних типів тарілок та режимів їх роботи визначається в табл. 1.11 за наведеними формулами.

Величина ΔP_σ для щілинних тарілок розраховується за формулою:

$$\Delta P_\sigma = \frac{2\sigma}{b},$$

де σ - поверхневий натяг на межі розділу фаз газ-рідина, Н/м.

Для перфорованих тарілок визначається за виразом:

$$\Delta P_\sigma = \frac{4\sigma}{1.3d_0 + 0.08d_0^2}.$$

Таблиця 1.11 Формули для розрахунку параметра A_r

Тип тарілки	Живий перетин тарілки	Гідродинамічний режим або швидкість у вільному перетині апарату, м/с	Формули для розрахунку
Перфоровані та щілинні	0,15	Пінний	$38,8\omega_{\text{ж}}^{-0,57} \left(\frac{\omega_{\text{ж}}}{\omega_{\text{г}}}\right)^{0,7} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{0,35}$
	0,25	Хвильовий	$54,8\omega_{\text{ж}}^{-0,43} \left(\frac{\omega_{\text{ж}}}{\omega_{\text{г}}}\right)^{0,56} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{0,28}$
Трубчасті	0,3-0,4	$v_{\text{г}} = 0,8 - 5,0$	$90,6 \left(\frac{\omega_{\text{ж}}}{\omega_{\text{г}}}\right)^{1,2} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{0,6}$
	0,3-0,5	$v_{\text{г}} = 1,0 - 3,5$	$53,43\omega_{\text{ж}}^{-0,66} \left(\frac{\omega_{\text{ж}}}{\omega_{\text{г}}}\right)^{0,92} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{0,46}$

Швидкість газу в апараті при коефіцієнті живого перетину $S_0 = 0,15 - 0,2 \text{ м}^2/\text{м}^2$ відповідає переходу від пінного режиму до хвильового, $V_{\text{кр}}$ (м/с) визначається методом послідовних наближень за виразом:

$$\lg V_{\text{кв}} = 1350 \frac{S_0^2 d_e}{A_0} + 0,154.$$

При вловлюванні пилу оптимальним вважається пінний режим взаємодії газу і рідини на тарілці. Питоме зрошення (при проведенні процесу без охолодження газу) приймається $0,4 \div 0,5 \text{ л}/\text{м}^3$. В цих випадках величина $W_{\text{кр}}$ становить $2,0 \div 2,3 \text{ м}/\text{с}$.

Гранична швидкість газів в апараті з провальними тарілками $W_{\text{гр}}$ (м/с) відповідає початку захлинання і може бути розрахована за формулою:

$$W_{\text{кв}} = 0,416 \sqrt{\frac{\rho_{\delta} - \rho_{\bar{a}}}{\rho_{\bar{a}}}} \cdot S_0 \varphi.$$

Величина φ - частка тарілки, що зайнята газом, розраховується за формулою:

$$\varphi = 1 - \frac{\left[\left(\frac{W_{\text{п}}}{W_{\bar{a}}} \right)^2 \cdot \frac{\rho_{\bar{a}}}{\rho_{\delta} \mu^2 \xi_{\bar{n}}} \right]^{1/3}}{1 + \left[\left(\frac{W_{\text{п}}}{W_{\bar{a}}} \right)^2 \cdot \frac{\rho_{\bar{a}}}{\rho_{\delta} \mu^2 \xi_{\bar{n}}} \right]^{1/3}},$$

де μ - коефіцієнт витрат при течії рідини через отвір ($\mu \approx 0,62$)

ξ_c - коефіцієнт гідравлічного опору сухої тарілки (при товщині тарілки $\delta = 4-6 \text{ мм}$ величина $\xi_c = 1,6 - 1,7$).

Діаметр пилевловлювача з провальними тарілками не може перевищувати $2,5 \text{ м}$, що впливає з умов рівномірного розподілення газу.

Висота піни на тарілці $H_{\text{п}}$ (м) в апаратах може бути визначена за формулою:

$$H_{\text{п}} = 4,35 \cdot 10^{-5} \frac{h_0^{0,6} V_{\bar{a}}^{0,5}}{\sigma^{1,3} \cdot v_{\delta}^{0,25}},$$

де h_0 - висота початкового шару рідини на тарілці, м.

В пінних пилевловлювачах з переливними тарілками встановлюються перфоровані тарілки з діаметром отворів $3-8 \text{ мм}$ і коефіцієнтом живого перетину $0,15 \div 0,25 \text{ м}^2/\text{м}^2$. Швидкість газу у живому перетині $1-3 \text{ м}/\text{с}$.

Максимальний розмір перетину апарату перед тарілкою визначається можливістю рівномірного розподілу газу і становить 5-8 м²; витрати рідини на зрошення апарату становлять 0,2-0,3 л/м³; висота піни при цьому становить 80-100 мм.

Гідравлічний опір тарілки з товщиною 4-6 мм із шаром піни визначиться за виразом:

$$\Delta P_p = 1.65 \frac{\rho_a V_a^2}{2S_0^2} + 11,8\rho_p \left(\frac{H_u^2}{V_a} \right) + 1,96 \cdot 10^4 \sigma.$$

В промислових пінних апаратах величина ΔP становить від 300 до 1000 Па.

Для забезпечення заданої висоти піни апарати споряджуються стабілізатором пінного шару. Відмінність цього апарату від газопромивача із провальною тарілкою полягає в встановленні на тарілці стабілізатора, що являє собою сотову решітку з вертикально розташованих пластин, що розділяють перетин апарату й пінний шар на невеликі комірочки (рис. 1.22). Стабілізатор піни запобігає виникненню хвильового режиму на тарілці аж до швидкості газів 4,0 м/с, тобто істотно розширює швидкісний інтервал пінного режиму. Завдяки стабілізатору відбувається значне нагромадження рідини на тарілці й, отже, збільшення висоти піни в порівнянні із провальною тарілкою без стабілізатора. Застосування стабілізатора дозволяє істотно скоротити витрати води на зрошення апарату.

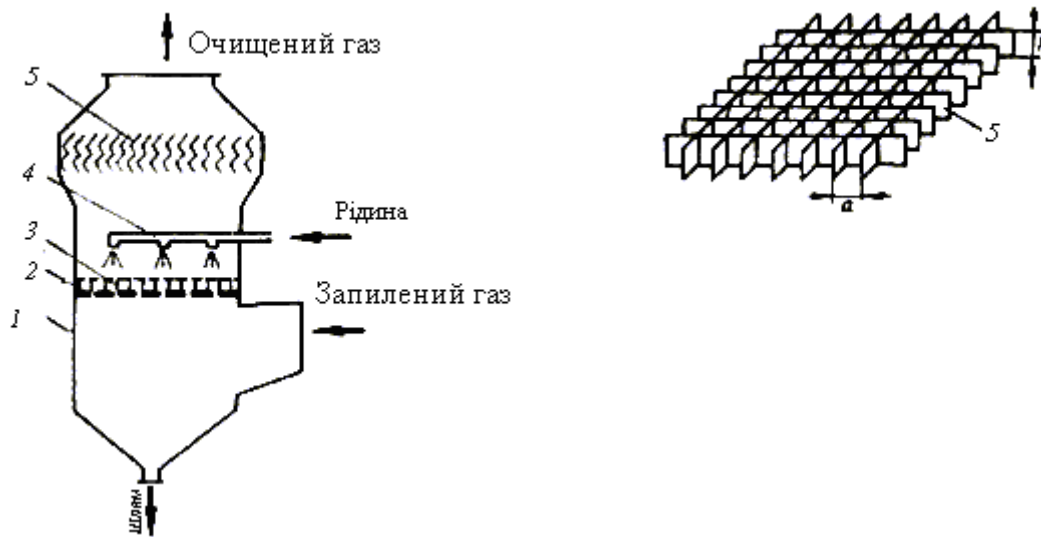


Рис. 1.22 Пінний апарат зі стабілізатором шару піни:

1 - корпус; 2 - провальна тарілка; 3 - стабілізатор піни; 4 - зрошувач; 5 - бризговловлювач

Рекомендуються такі розміри стабілізатора: висота пластинки 60 мм; розмір осередків від 35x35 до 40x40 мм.

Оптимальними умовами роботи апарату є: $H_i = 100-120$ мм; $W_a = 2,5-3,5$ м/с; $m = 0,05-0,1$ л/м³; $d_0 = 5-6$ мм при $s_0 = 0,18-0,20$ м²/м², $\eta > 95\%$.

При зрошенні апарату водою висота шару піни може бути розрахована по емпіричній формулі:

$$H_i = \frac{4,8 \cdot v_a^{0,79} \cdot m^{0,2}}{d_0^{0,14} \cdot s_0^{1,9}},$$

а гідравлічний опір зони контакту, тобто тарілки, стабілізатора й шару піни за формулою:

$$\Delta p_\delta = \frac{\xi_c \cdot \rho_a \cdot v_a^2}{2 \cdot s_0^2 \cdot \phi^2} + 2,3 \cdot 10^{-3} \frac{g \cdot v_a^{0,26} \cdot m^{0,2} \cdot \rho_a}{s_0^{1,9} \cdot d_0^{0,14}} + \frac{4 \cdot \sigma}{1,3 \cdot d_0 + 0,08 \cdot d_0^2}.$$

Газопромивачі з рухомим шаром кульової насадки

Апарати з рухомим шаром кульової насадки (рис. 1.23) з'явилися відносно недавно. В якості насадки використовуються порожнисті й суцільні кулі з полімерних матеріалів, а також скла й пористої гуми. Запропоновано використання як насадки тіл й іншої форми, наприклад кілець. Для забезпечення вільного переміщення насадки в газорідинній суміші густина куль $\rho_{\text{к}}$ (кг/м³) не повинна перевищувати густини рідини ($\rho_{\text{к}} \leq \rho_{\text{р}}$).

Оптимальним гідродинамічним режимом роботи газопромивача при пилевловленні вважається режим повного псевдозрідження. Швидкість газів $W_{\text{а}}$ (м/с), що відповідає початку режиму повного псевдозрідження, визначається з виразу:

$$\frac{(W_{\text{а}})^2}{g \cdot d_{\text{к}}} = c \cdot s_0 \cdot \exp[-12,6 \cdot (V_{\text{ж}} / V_{\text{а}})^{0,25}],$$

де $d_{\text{к}}$ – діаметр кульової насадки, м;

c - коефіцієнт (при ширині щілини в опорній тарілці $b=2\text{мм}$, c дорівнює $2,8 \cdot 10^3$; при $b>2\text{мм}$ – $c=4,6 \cdot 10^3$).

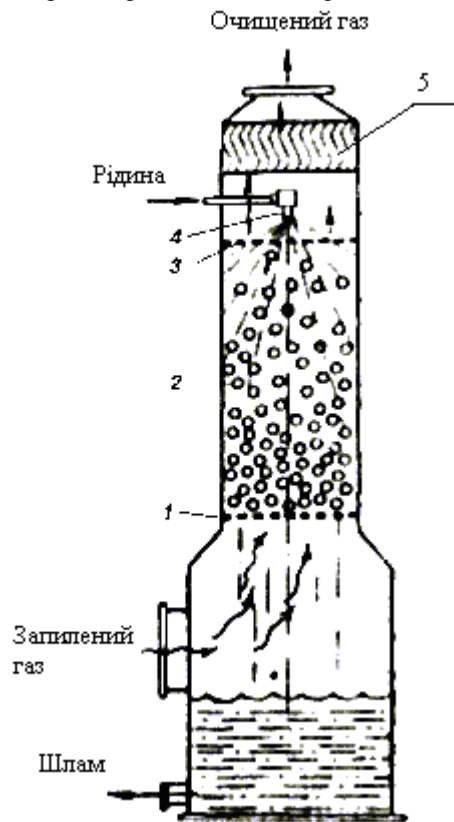


Рис 1.23 Апарат з рухомою кульовою насадкою:

1 - опорна тарілка; 2 - кульова насадка; 3 - обмежувальна тарілка; 4 - зрошувач; 5 — краплевловлювач

Гранично припустима швидкість газів $W_{\text{а}}''$, також віднесена до повного перетину апарата, не залежить від ширини щілини й розраховується за емпіричною формулою:

$$W_{\text{а}}'' = 2,9 \cdot s_0^{0,4} \cdot (V_{\text{ж}} / V_{\text{а}})^{-0,15}.$$

При пилевловленні рекомендується приймати швидкість газів у межах до 5-6 м/с, а питоме зрошення - у межах 0,5—0,7 л/м³. Частка живого перетину опорної тарілки s_0 приймається рівною 0,4 м²/м² при ширині щілин 4—6 мм. При очищенні газів, що містять смолисті речовини, а також пил, схильний до утворення відкладень, застосовуються щілинні тарілки з більшою часткою вільного перетину (0,5—0,6 м²/м²).

При виборі діаметра куль необхідно дотримувати співвідношення:

$$D_{\text{аі}} / d_{\text{к}} \geq 10.$$

Оптимальними є кулі діаметром 20–40 мм і щільністю 200–300 кг/м³.

Мінімальна статична висота шару насадки $H_{\text{н0}}$ (м) становить 5–8 діаметрів куль, а максимальна визначається зі співвідношення $H_{\text{н0}}/D_{\text{аі}} \leq 1$.

Висота секції (відстань між тарілками) $H_{\text{н\text{а}е\text{0}}}$ (м) визначається з виразу

$$I_{\text{н\text{а}е\text{0}}} = I_{\text{аеі}} + I_{\text{н\text{а}і}},$$

де $I_{\text{аеі}}$ — динамічна висота шару псевдозрідження кульової насадки, м;

$I_{\text{н\text{а}і}}$ — висота зони сепарації, м.

Величина $I_{\text{аеі}}$ може бути визначена за формулою:

$$I_{\text{аеі}} = 0,118 \cdot \omega_{\text{р}}^{0,3} \cdot H_{\text{ст}}^{0,6} \cdot \left(\frac{v_{\text{а}}}{s_0} \right)^{0,93},$$

а величина $I_{\text{н\text{а}і}}$ може бути прийнята рівною (0,1–0,2) $I_{\text{аеі}}$.

Гідравлічний опір зони контакту (опорної тарілки й псевдозрідження шару кульової насадки) розраховується за формулою:

$$\Delta p_{\text{д}} = \Delta \delta_{\text{о}} + \Delta \delta_{\text{о}} + \Delta \delta_{\text{е.і.}} + \Delta \delta'_{\text{о\text{0}}},$$

де $\Delta \delta_{\text{о}}$ - гідравлічний опір опорної тарілки із шаром рідини, що утримується, Па;

$\Delta \delta_{\text{о}}$ — гідравлічний опір шару сухої насадки, Па;

$\Delta \delta_{\text{е.і.}}$ — гідравлічний опір шару рідини, яка утримується шаром насадки, Па;

$\Delta \delta'_{\text{о\text{0}}}$ — гідравлічний опір обмежувальної тарілки, Па.

Величина $\Delta p'_{\text{от}}$ може бути визначена за формулою для провальних тарілок з більшим перетином. Величина $\Delta p'_{\text{от}}$ також визначається за цією формулою, якщо зрошувач установки розташований вище тарілки. Якщо ж зрошувач розташований нижче тарілки, то $\Delta p'_{\text{т}}$ визначається за даними, наведеними у відповідній літературі.

Значення $\Delta p_{\text{о}}$ знаходиться з виразу:

$$\Delta p_{\text{о}} = \rho_{\text{о}} \cdot H_{\text{ст}} \cdot (1 - \varepsilon_0) g,$$

де $\rho_{\text{о}}$ – ефективна густина куль, кг/м³;

ε_0 – порозність нерухомого шару сухої кульової насадки, прийнята рівною, $\varepsilon_0 = 0,4$.

$$\Delta p_{\text{е.і.}} = 128 \cdot g \cdot v_{\text{а}}^{0,24} \cdot v_{\text{е}}^{0,17} \cdot H_{\text{ст}}^{0,92} \cdot g \cdot \gamma_{\text{о}}^{-0,1},$$

де $v_{\text{е}}$ – швидкість рідини, що зрошує, у розрахунку на вільний перетин апарата, м/с.

За даними багатьох авторів характер осадження часток пилу в апаратах з рухомою насадкою аналогічний їхньому осадженню в пінних пиловловлювачах. Тут також можна виділити три стадії: 1) інерційне осадження часток у підтарільчастому просторі; 2) вловлювання часток при вході газового потоку в шар піни на тарілці («механізм удару»); 3) осадження часток у шарі піни, що являє собою трифазну систему: насадка-рідина-газ.

Найбільш інтенсивне осадження часток й у цьому випадку відбувається за рахунок «механізму удару». Апарати з рухомою насадкою, як вказано вище, працюють при швидкостях 5–6 м/с, тобто в 2–3 рази перевищуючу швидкість газів у пінних апаратах.

Визначальним параметром на третій стадії осадження є динамічна висота шару піни $H_{\text{аеі}}$. Більш висока швидкість газів в апаратах з рухомою насадкою й турбулізуюча дія псевдозрідження куль приводять до значного збільшення шару. Крім того, кульова насадка, що циркулює в робочому об'ємі апарата, внаслідок безперервної зміни відстані між кулями і їхніми зіткненнями сприяє деякій інтенсифікації осадження частини пилу в шарі піни.

Залежність загальної ефективності пиловловлення в апараті з рухомою насадкою від динамічної висоти шару піни для режимів проміжного й повного псевдозрідження добре апроксимується виразом:

$$\eta = B'' \cdot H_{\text{пін}}^{0,075},$$

де B'' - коефіцієнт, що залежить в основному від дисперсності пилу, а також від факторів, що впливають на ефективність на попередніх стадіях.

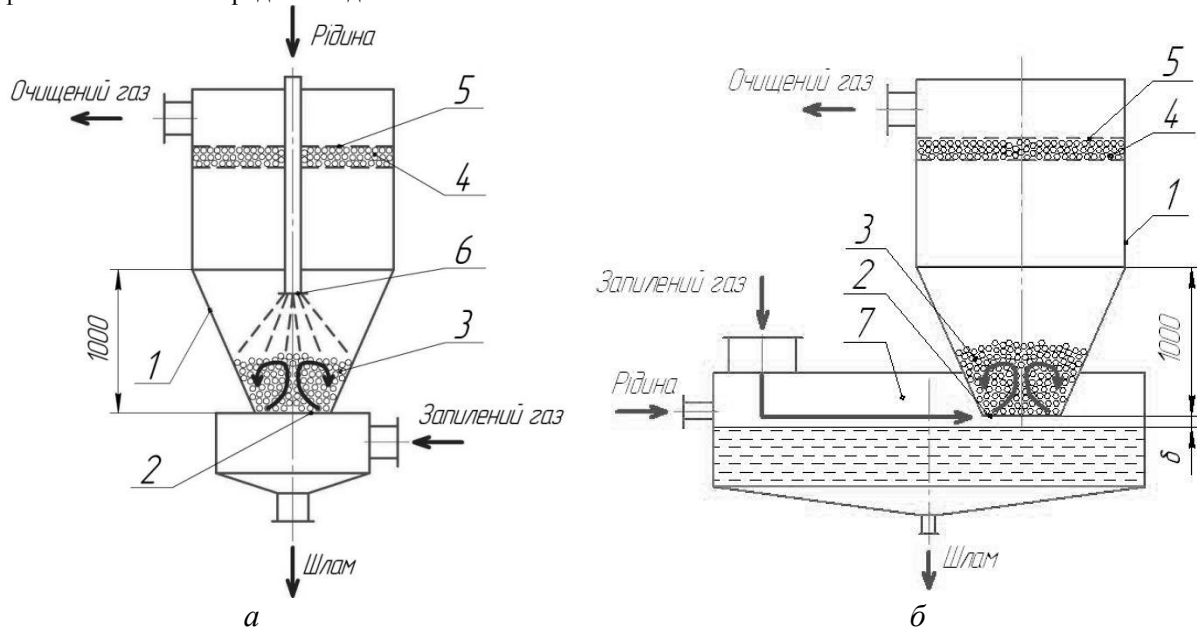


Рис. 1.24 Конічний скруббер з рухомою кульовою насадкою (а - форсуночний; б - ежекційний):

1 - корпус; 2 - опорна тарілка; 3 - зрошуваний шар куль; 4 - краплевловлювальний шар куль; 5 - обмежувальна тарілка; 6 - форсунка; 7 - ємність із постійним рівнем рідини

Конічні скрубери з рухомою кульовою насадкою. Для поліпшення розподілу рідини й зменшенні краплєвиносу були запропоновані апарати конічної форми з рухомою кульовою насадкою.

Було розроблено два варіанти таких апаратів: форсуночний (рис. 1.24а) і ежекційний (рис. 1.24б). В апаратах рекомендується застосовувати, поліетиленові кульки діаметром 30 - 40 мм із насипною щільністю 110-120 кг/м³. Статична висота шару кульок становить 650 мм. Швидкість газів на вході в шар коливається в межах 6-10 м/с і зменшується на виході з нього до 1-2 м/с. Висота конічної частини в обох варіантах прийнята рівною 1 м. Внутрішній кут розкриття конічної частини залежить від продуктивності апаратів, причому практика показала, що нормальний режим псевдозрідження здійснюється при значеннях цього кута від 10 до 60°.

Для вловлювання крапель у циліндричній частині апаратів розміщується незрошуваний шар кульок висотою ~150 мм.

У форсуночному скруббері питомі витрати рідини складають 4-6 л/м³ газів. При ежекційному варіанті, зрошення кульок здійснюється рідиною, що всмоктується з ємності постійного рівня газами, які підлягають очищенню. Величина зазору δ між нижньою основою конуса й рівнем рідини залежить від продуктивності апарата, (рис. 1.25).

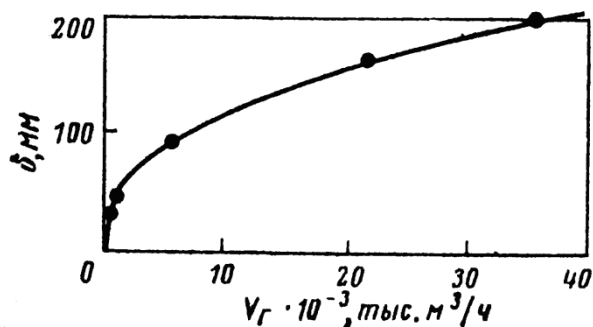


Рис. 1.25 Залежність величини зазору між нижньою підставою конуса й рівнем рідини від продуктивності по газу

Гідравлічний опір форсуночного варіанта становить від 900 до 1400 Па, а ежекційного - від 800 до 1400 Па.

У промисловості застосовуються конічні скрубери з рухомою насадкою продуктивністю по газу від 3000 до 40000 м³/год.

Скрубери з коливною насадкою. в багатьох країнах світу знаходять застосування апарати, у яких елементи насадки під впливом газового потоку не псевдозріджуються, а коливаються. При цьому кулі труться одна об одну й у такий спосіб самоочищаються. На (рис. 1.26) показаний протитечійний скрубер подібного типу. Запилені гази проходять спочатку через струмені рідини, а потім уже через шар насадки зі скляних кульок висотою 155 мм. Швидкість газів у вільному перетині апарата – 2,4—3,0 м/с. Гідравлічний опір апарата становить 1000–1500 Па, при питомих витратах рідини від 0,25 до 0,55 л/м³ газу.

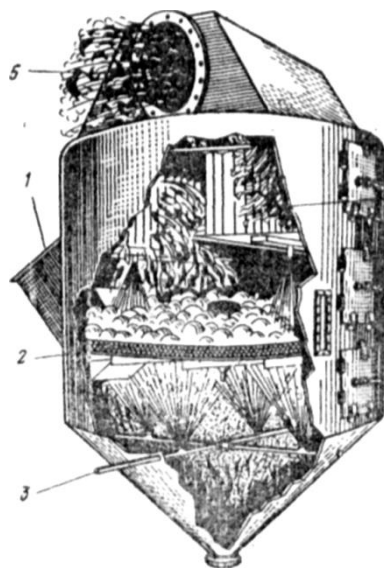


Рис 1.26. Скрубер з коливною насадкою:

1 - пристрій для введення газів; 2 - насадка; 3 - форсунки, 4 - краплевловлювач; 5 - пристрій для відводу газів

Скрубер такого типу дозволяє, згідно наведеним у літературі даним, вловлювати до 99% часток розміром 2 мкм.

Практично в апараті є дві зони контакту газів з рідиною: перша у вигляді крапель утвориться до шару насадки, друга формується у вигляді піни безпосередньо в шарі й над шаром насадки.

Ефективність скрубера з коливною насадкою визначається, як:

$$\eta = 1 - \exp\left(-38 \cdot \frac{H}{d_H} \cdot S_{tk}\right).$$

Швидкість газів у критерії S_{tk} в цьому випадку відноситься до вільного перетину шару насадки.

Апарати ударно-інерційної дії

До апаратів ударно-інерційної дії відноситься більша група мокрих пиловловлювачів, у яких контакт газів з рідиною здійснюється за рахунок удару газового потоку об поверхню рідини з наступним рухом газорідинної суміші через отвори різної конфігурації. У результаті такої взаємодії утворюються краплі діаметром 300 - 400 мкм. Особливістю апаратів ударної дії є повна відсутність засобів переміщення рідини, і тому вся енергія, необхідна для створення поверхні контакту, підводиться через газовий потік. У зв'язку із цим газопромивачі іноді називають апаратами із внутрішньою циркуляцією рідини.

Незважаючи на велику кількість різних конструкцій апаратів цього типу, що знайшли застосування в промисловості, особливо за кордоном, скільки-небудь надійного теоретичного методу їхнього розрахунку поки немає. С. Калверт проводить аналогію між осадженням часток пилу в цих апаратах й у трубах Вентурі, тобто пропонує розглядати як основний механізм інерційне осадження часток на краплях за рахунок різниці швидкостей односпрямованих потоків запиленних газів і рідини. Очевидно така модель процесу осадження часток в цьому випадку є досить спрощеною.

Найбільш типовим представником газопромивачів ударно-інерційного типу є *ротоклон типу N* (рис. 1.27).

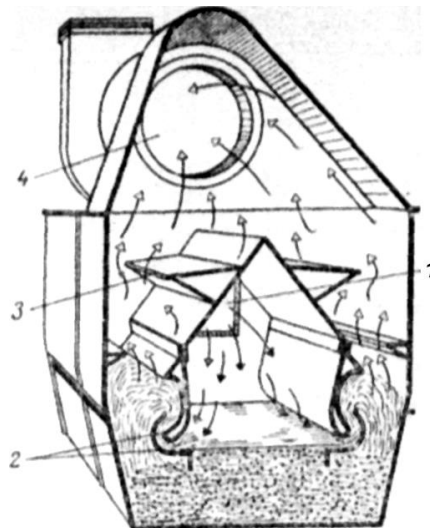


Рис. 1.27 Ротоклон типу N:

1 - пристрій для підведення газів; 2 - направляючі лопаті; 3 – краплевідбійник;
4 - пристрій для виведення газів

Важливе значення для нормальної експлуатації газопромивачів цього класу відіграє підтримка постійного рівня рідини в апараті. Навіть незначна зміна рівня рідини може привести до різкого зниження ефективності або значного збільшення гідравлічного опору.

Відсутність дрібних отворів для диспергування рідини й механічних обертових частин дозволяє працювати при значній запиленості газів. Видалення шламу з відстійника здійснюється періодично або безперервно (іноді за допомогою скребкового транспортера). Підживлення води відбувається тільки для компенсації її втрат за рахунок випаровування й відведення зі шламом.

Тому ротоклони доцільно встановлювати для очищення холодних або попередньо охолоджених газів.

Пиловловлювач типу ПВМ. Вентиляційний мокрий пиловловлювач, (рис. 1.28), розроблений «ЦНИИПромзданий» і відрізняється від ротоклона типу N більш простим по конфігурації каналом.

Пиловловлювачі тину ПВМ мають дві модифікації: зі зливом шламової води (додатковий індекс С) і механізованим скребковим видаленням шламу (додатковий індекс К). Апарат обладнаний також пристроєм для автоматичного водопідживлення й підтримки рівня води у ванні.

Гідралічний опір пиловловлювача $\Delta p_{\text{АП}}$ розраховується за формулою:

$$\Delta p_{\text{АП}} = g \cdot (10^{-3} \cdot \delta + 90 \cdot \sqrt{V_{\text{А}}}),$$

де δ - висота верхнього рівня води від нижньої крайки верхньої перегородки, м;

$V_{\text{А}}$ - витрата газів на 1 м довжини перегородки, м³/с.

При вловлюванні середньодисперсного пилю значення δ приймають у межах від 20 до 60 мм, а дрібнодисперсних - від 60 до 200 мм і більше.

Витрата газів на 1 м довжини перегородки приймається в межах від 2000 до 7500 м³/год і більше.

Значення фракційних коефіцієнтів очищення залежно від аеродинамічного діаметра частини при різних рівнях води наведені на рис. 1.29.

Саморегулюючий газопромивач. Апарат розроблений у "НИИОГазі" і відрізняється від звичайних ротоклонів тим, що щільний контактний канал змонтований у стінках плаваючої камери, що одночасно служить камерою забрудненого газу (рис. 12.29). Відношення кількостей рідини й газів, що проходять через контактний канал, змінюється залежно від швидкості газів у перетині каналу й від статичної висоти стовпа рідини над нижнім порогом каналу.

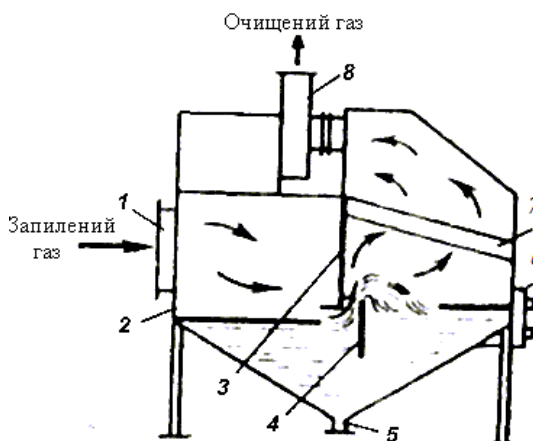


Рис. 1.28 Схема пиловловлювача типу ПВМ:

1- вхідний патрубок; 2 - корпус; 3 - верхня перегородка; 4 - нижня перегородка; 5 - зливний патрубок; 6 - пристрій для підтримки рівня води; 7 - крапельловлювач; 8 - вентилятор

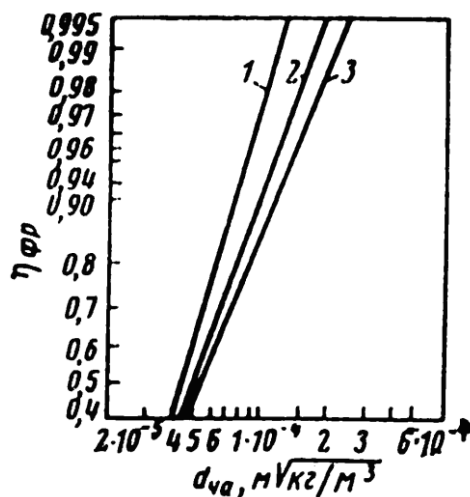


Рис. 1.29 Фракційні коефіцієнти очищення для пиловловлювача типу ПВМ при різних рівнях води δ (мм): 1 – 40; 2 – 80; 3 – 200

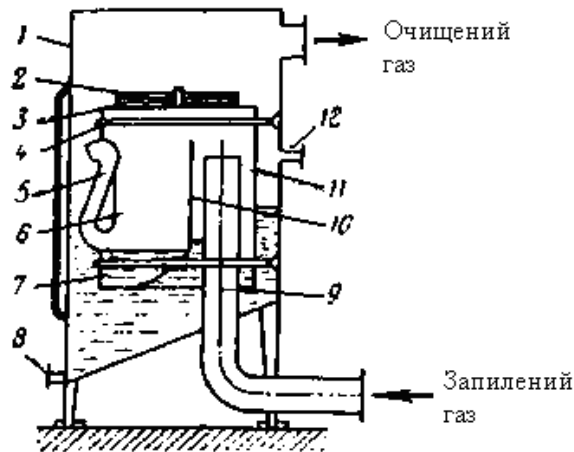


Рис. 1.30 Саморегулювальний газопромивач:

- 1 - корпус; 2 - баластировочний вантаж; 3 - плаваюча камера; 4 - тяги; 5 - контактний канал (імпелер);
 6 - імпелерний відсік; 7 - вікно для проходу промивної рідини; 8 - штуцер для зливу рідини,
 9 - газохід для підведення газів в апарат; 10 - перегородка; 11 – газохідний відсік;
 12 - штуцер для заливання промивної рідини й підживлення

На відміну від звичайних ротоклонів, у яких зі зміною співвідношення газ-рідина в зоні контакту відбувається зміна гідравлічного опору апарата, саморегулювальний газопромивач забезпечує автоматичну підтримку гідравлічного опору на постійному рівні при зміні витрат газу у широкому діапазоні - до $\pm 30\%$ від номінального. Функції регулювального органа виконує при цьому плаваюча камера. Рівень гідравлічного опору контактного каналу визначається вантажною характеристикою цієї камери, що змінюється шляхом баластировки останньої. Це дозволяє відкоригувати величину гідравлічного опору й довести її до необхідного рівня в період налагодження апарата, після чого вона вже буде підтримуватися автоматично весь період експлуатації. Гідравлічний опір газопромивача залежно від ваги баластировочного вантажу коливається в межах від 2500 до 3500 Па. Автоматична підтримка необхідного гідравлічного опору є важливою перевагою саморегулювального газопромивача, однак громіздкість плаваючої камери, з одного боку, збільшує металоемність апарата, з іншого боку, обмежує його можливості щодо продуктивності.

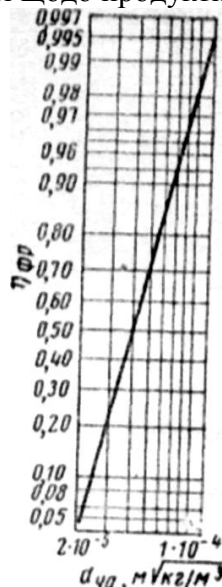


Рис. 1.31 Фракційна ефективність саморегулюючого газопромивача, обладнаного циклоном-крапельловлювачем

Дослідження апарата дозволили одержати залежність фракційної ефективності газопромивача (обладнаним прямоточним циклоном-краплевловлювачем) при загальному гідравлічному опорі 4300 Па, що приведена на рис. 1.31.

Гідродинамічний пиловловлювач типу ПВ-2. Принцип роботи гідравлічного пиловловлювача із внутрішньою циркуляцією води ПВ-2 (рис. 1.32). Запилені гази надходять у камеру 1 і захоплюють рідину в канал (імпелер) між похилими лопатками 2. Газорідинна суміш, проходячи між нижніми крайками криволінійних пластин 3, відкидається на перегородки 4 і додатково відхиляється V-подібною направляючою 5. Проїшовши краплевловлювач 6, очищені гази викидаються в атмосферу, а вода разом з вловленим пилом стікає у ванну 7, звідки шлам виводиться через пристрій 8. Необхідний рівень рідини в апараті підтримується за допомогою регулятора 9.

Гідравлічний опір газопромивача може змінюватися в межах 400-3000 Па, витрата води (при очищенні холодних газів) складає 0,005 л/м³ газу.

У результаті досліджень були визначені оптимальні значення деяких геометричних параметрів апарата (рис. 1.32): $a = 250$ мм; $b = 60$ мм; $c = 40$ мм; $\gamma = 45^\circ$. Оптимальна величина газового навантаження на 1 м імпелера становить 5000 м³/год.

Апарат досить ефективний при вловлюванні часток пилу більше 3 – 5 мкм.

СПКИ розроблений типорозмірний ряд пиловловлювачів ПВ-2 на продуктивність від 5000 до 40000 м³/год.

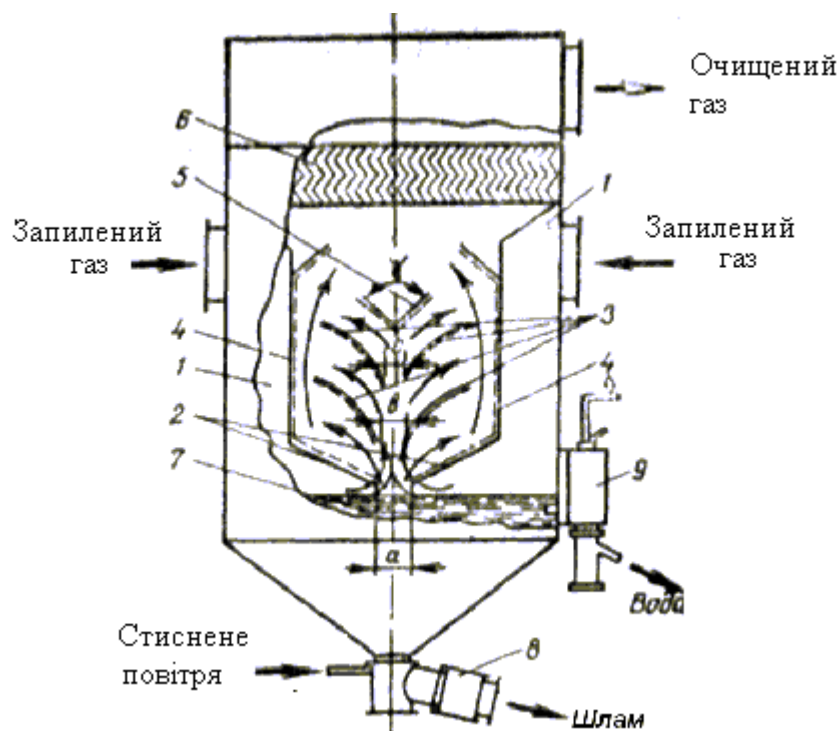


Рис. 1.32 Гідродинамічний пиловловлювач ПВ-2:

- 1 - камера; 2 - лопатки; 3 - пластина; 4 - перегородка; 5 - направляючі; 6 - краплевловлювач; 7 - ванна;
8 - пристрій для виводу шламу; 9 - регулятор

Скрубер Дойля. Апарати цього типу знайшли широке поширення за кордоном. Принципова схема роботи апарата показана на рис. 1.33. Газовий потік надходить через труби, у нижній частині яких установлені конуси, що збільшують швидкість газів у вільному перетині труби. Безпосередньо в щілині на виході із труби швидкість газів становить 35-55 м/с. Рухаючись із цією швидкістю, газовий потік ударяється об поверхню рідини, створюючи завісу із крапель рідини. Рівень рідини в скрубєрі (у статичному стані) на

2-3 мм нижче крайки труби. Гідралічний опір газопромивача від 500 до 1000 Па, а питомі витрати рідини становлять близько $0,13 \text{ л/м}^3$ газу.

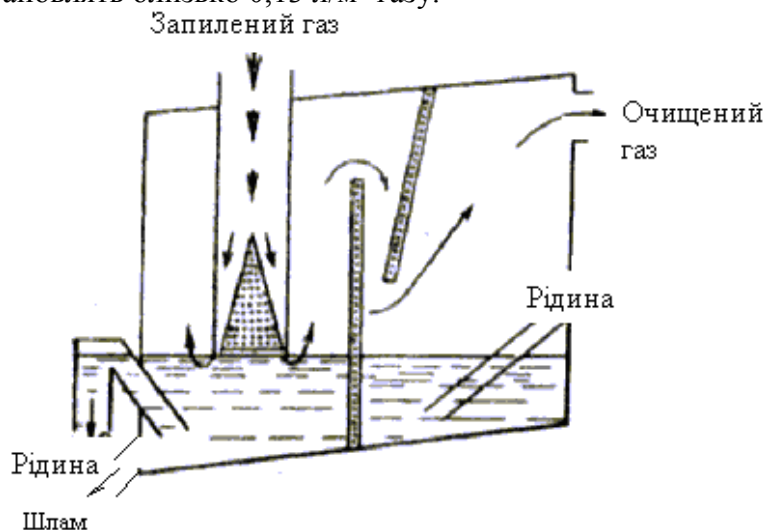


Рис. 1.33 Схема роботи скрубера Дойля

Відцентрові газопромивачі

Принцип використання відцентрової сили для вловлювання часток пилу знайшов застосування й у цілому ряді апаратів для мокрої газоочистки.

До мокрих відцентрових пиловловлювачів відносяться й циклон з мокрою плівкою. Як показують дослідження, зрошення внутрішніх стінок циклона перешкоджає вторинному віднесенню газом осілих на них часток пилу.

Крім циклонів з мокрою плівкою відомі інші конструкції мокрих відцентрових пиловловлювачів, які звичайно називаються мокрими відцентровими скруберами. Ефективність пиловловлення цих апаратів вище, ніж звичайних скруберів за рахунок збільшення відносної швидкості краплі й газового потоку, що досягається при використанні відцентрових сил обертового газового потоку.

Була розрахована ефективність осадження часток на краплях різних розмірів під дією відцентрової сили $F_{\text{ц}}/m_{\text{ч}} = 100 \text{ g}$ (рис. 1.34). Як видно з рисунка, при розмірі крапель близько 100 мкм забезпечується найбільша ефективність при відцентровому пиловловленні; більш дрібні краплі виносяться газовим потоком. З рис. 1.34 також випливає, що ефективність відцентрових скруберів значно вище, ніж гравітаційних, особливо при вловлюванні часток розміром 1-10 мкм.

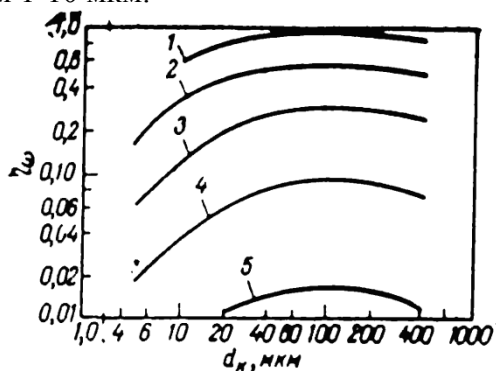


Рис. 1.34 Оптимальний розмір крапель при вловлюванні часток у відцентровому скрубери (під дією відцентрової сили $F_{\text{ц}}/m_{\text{ч}}=100\text{g}$) при різному діаметрі часток (мкм):

1 - 5; 2 - 2; 3 - 1; 4 - 0,5; 5 - 0,2

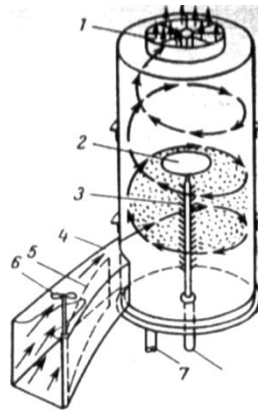


Рис. 1.35 Відцентровий скрублер з тангенціальним підведенням газів:

1 - лопаті для вирівнювання потоку; 2 - центральний диск; 3 - система зрошення; 4 - пристрій для введення газів; 5 - поворотна заслінка на вході; 6 - шток; 7 - патрубок для шламу; 8 - патрубок для підведення рідини для зрошення

Відцентрові скрубери, які застосовуються на практиці, конструктивно можна розділити на два види: апарати з тангенціальним підведенням газів (рис. 1.35) і апарати, у яких обертання газового потоку здійснюється за допомогою спеціальних направляючих лопатей (рис. 1.36).

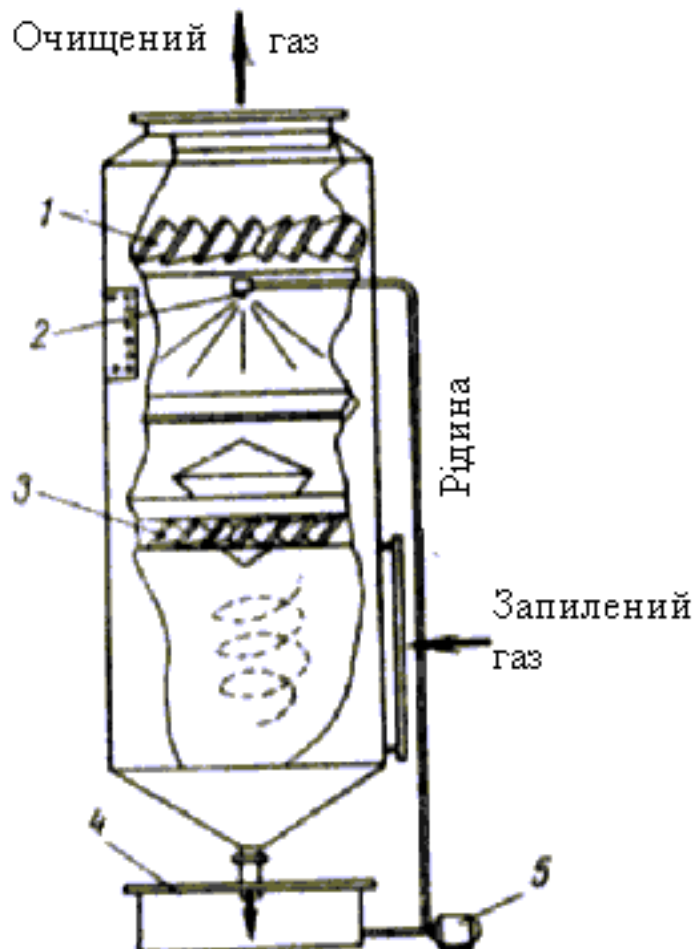


Рис. 1.36 Відцентровий скрублер із внутрішніми завихрювачами:

1 - розкручувач для вирівнювання потоку; 2 - зрошувач; 3 - завихрювач; 4 - ємність для збору рідини; 5 - насос

Над форсунками у відцентрових скруберах перебуває вільна від подачі зрошення зона, що дає можливість краплям досягти стінок апарата, перш ніж газовий потік вийде з апарата. Таким чином, відцентрові сили дозволяють різко зменшити, винесення рідини з апарата.

Відцентрові газопромивачі широко застосовуються для очищення вентиляційного повітря, найбільш відомі з них апарати: ЦВП і "СИОТ".

Циклон з водяною плівкою (ЦВП). По внутрішній поверхні стінки циклона постійно стікає плівка води, що тангенційно підводиться до апарату через низку трубок, розташованих у його верхній частині.

В залежності від площі вхідного отвору в корпусі циклони можуть мати два виконання: основне (рис. 1.37а), розмір A , і із удвічі зменшеною площею входу шляхом установки у вхідному патрубку перегородки (рис. 1.37б); розмір A_1 . Коефіцієнти гідравлічного опору циклонів, віднесені до швидкості повітря в горизонтальному перетині, досягають таких значень: для першого виконання $\zeta = 30$, для другого - $\zeta = 74$.

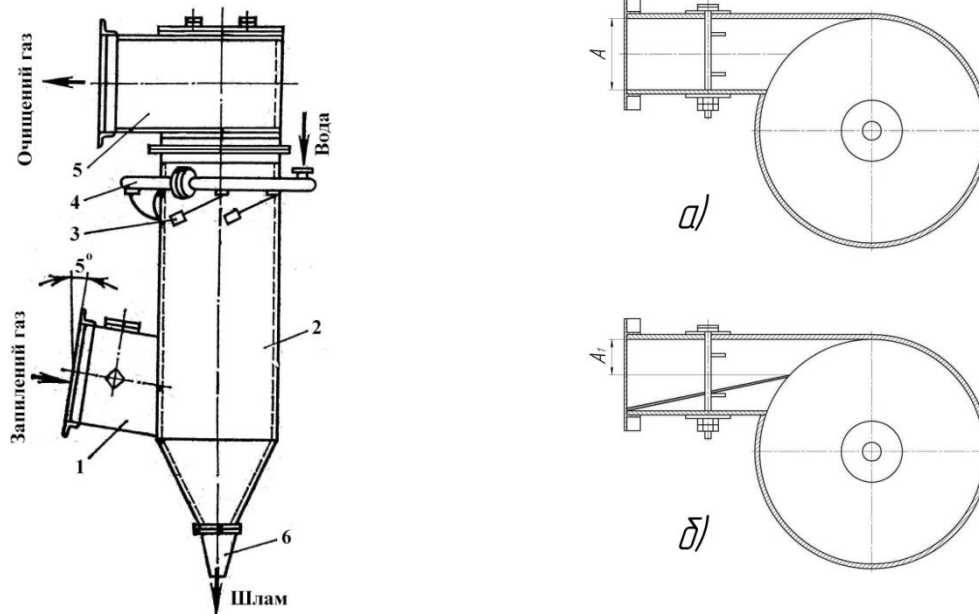


Рис 1.37 Циклон з водяною плівкою:

a - основний варіант; *б* - варіант із підвищеною швидкістю повітря на вході в циклон;
1 – вихідний патрубок; 2 – корпус; 3 – сопло; 4 – колектор; 5 – вихідний патрубок; 6 – гідрозатвор

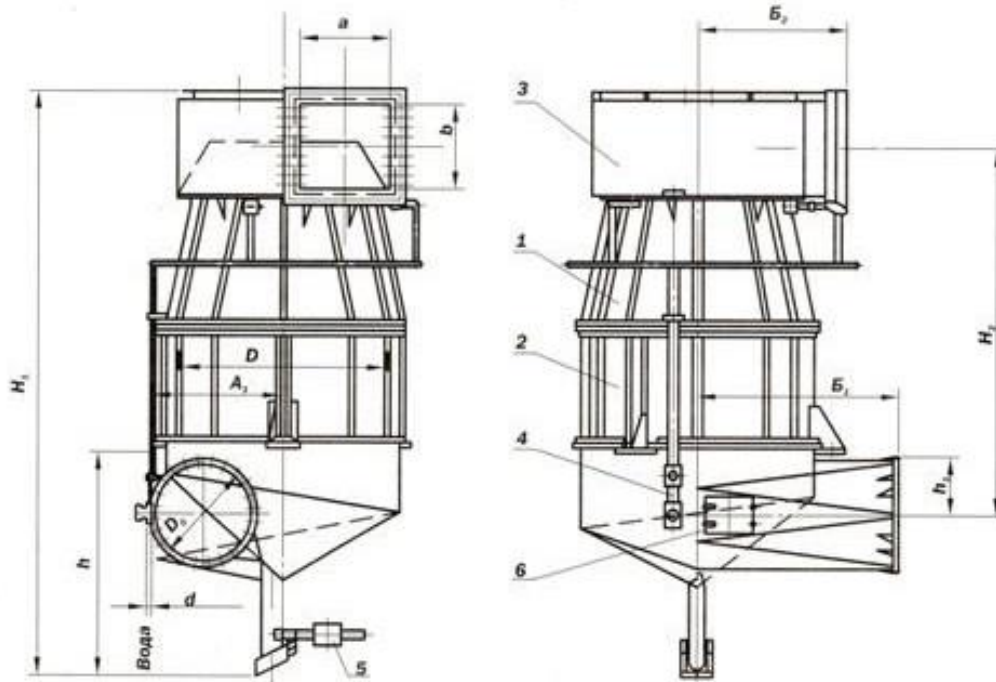


Рис. 1.38 Швидкісний промивач "СИОТ":

1 – корпус конічний; 2 – корпус циліндричний; 3 – розкручувач;
4 – система подачі води; 5 - затвор; 6 – люк

Швидкісний промивач "СИОТ" розроблений Свердловським інститутом охорони праці. Апарат (рис. 12.37) складається з циліндричного 2 та конічного 1 корпусу; вхідного патрубку, що має змінний за формою перетин (від круглого до трикутного), конічного днища, сформованого по гвинтовій спіралі; зливного патрубку, через який проводиться відведення шламової води; спірального розкручувача 3 і вхідного патрубку, що також має змінний за формою перетин (від прямокутного до круглого). На торці вхідного патрубку в місці його приєднання до днища укріплена пластина Т-подібної форми, що утворює своєрідний виступ знизу й збоку вхідного трикутного перетину. Вода підводиться до апарату через систему подачі води 4, до складу якої входить пусковий корковий кран, регулюючий вентиль і два сопла - нижнє (для змочування частини поверхні корпусу й днища за виступом) і верхнє (для подачі води на полицю водорозподільника й з нього - на всю поверхню корпусу).

Вода, що подається до апарату, захоплюється газовим потоком і набуває обертового руху по стінках корпусу й днища, де накопичується значним за товщиною шаром. Цей шар води при зливанні з верхньої крайки конічного гвинтового днища розбивається висхідним потоком газів на краплі, які під дією відцентрових сил відкидаються до стінок корпусу, здійснюючи при цьому промивання газів.

На відміну від апаратів ЦВП промивачі "СИОТ" мають досить складну конструкцію, однак можуть застосовуватися (без зниження ефективності) для очищення більших об'ємних витрат газів (до 300 тис. м³/год).

Технічна характеристика апарата:

Продуктивність по газам, тис. м ³ /год	1,6 – 300,0
Швидкість газового потоку, м/с	
у круглому перетині вхідного патрубку	14 – 20
у трикутному перетині вхідного патрубку	28 – 40
Гідравлічний опір, Па	1100 – 1950
Питоме зрошення, л/м ³	0,08 – 0,15

У швидкісних промивачах СИОТ частки пилу більше 5 мкм вловлюються більш, ніж на 99%.

Відцентровий скрубєр з тангенціальним підведенням газів (рис. 1.39). Швидкість газового потоку на вході в скрубєр може досягати 60 м/с; швидкість газів, що очищають, у перетині скрубєра становить 1,2-2,4 м/с; гідравлічний опір апарата становить 0,5—1,5 кПа, а витрати води на очищення газів 0,4—1,3 л/м³. Для вловлювання крапель, винесених газами, над форсунками встановлюють дисковий краплєвідбійник. Вирівнювання газового потоку на виході зі скрубєра проводиться лопатєвим розкручувачем. При розмірах твердих часток більше 1 мкм ступінь очищення газів в апараті може досягати 97% і більше.

Подача рідини здійснюється за допомогою форсунок, встановлених вздовж стінок апарата (рис. 1.39). Витрати води в цьому випадку становлять ~0,7 л/м³ газів і здійснюється під тиском від 0,7 до 3 МПа, причому близько 40% крапель рідини доводиться на ту частину скрубєра, в яку вводиться газовий потік. Форсунки високого тиску з малими отворами витікання зумовлюють використання добре очищеної від твердих домішок рідини. Гідравлічний опір апарата становить від 0,3 до 0,6 кПа.

До відцентрових газопромивачів варто віднести й так названі безрешітчні пінні пиловловлювачі: *циклонно-пінний апарат (ЦПА)* і *пінно-вихровий апарат (ПВА)*. У цих апаратах окрім осадження часток пилу за рахунок відцентрової сили використовуються елементи, притаманні пиловловлювачам ударно-інерційного типу.

Відцентрові пінні апарати, подібно газопромивачам ударно-інерційної дії, відносяться до апаратів із внутрішньою циркуляцією рідини (додаткове підведення рідини необхідне тільки для компенсації її втрат на випаровування і відведення зі шламом).

До недоліків варто віднести наявність досить складних пристроїв у місці підведення газів, що забезпечують утворення пінного шару, і низьку ефективність при вловлюванні часток пилу розміром менш 4-5 мкм. Остання обставина пов'язана з невеликим рівнем енерговитрат, що може бути реалізований у цих пиловловлювачах.

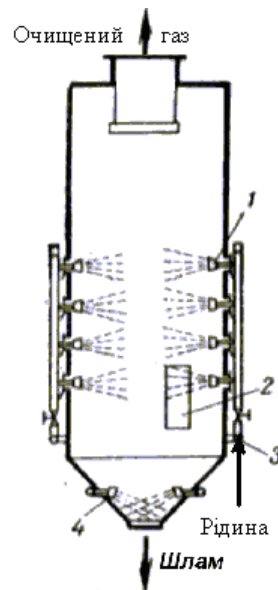


Рис. 1.38 Відцентровий скрублер з боковим розташуванням форсунок:
1 - форсунки; 2 - штуцер для введення запылених газів; 3 - водяний колектор;
4 - форсунка для зрошення стінок бункера

Ротоклон типу «R». Оскільки ефективність осадження часток за рахунок відцентрової сили повинна зменшуватися зі збільшенням радіуса обертання, доцільно застосовувати апарати невеликого діаметра. Виходячи із цих передумов, фірма American Air Filter створила апарат, що одержав назву «Ротоклон R», аналогічний мультициклона (рис. 12.39).

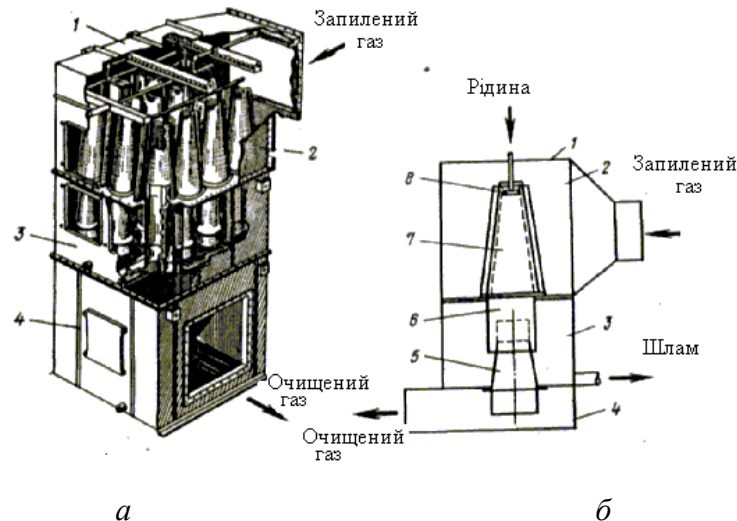


Рис. 1.40 Ротоклон типу R (а - загальний вид, б - контактний елемент):
1 - корпус апарата; 2 - камера запыленого газу; 3 - камера відводу рідини на зрошенні;
4 - камера очищеного газу; 5 - випускний конус; 6 - труба; 7 - вхідний конічний завихрювач;
8 - Т-подібний зрошувач

У прямокутному корпусі 1, розділеному горизонтальними перегородками на три камери (камера запыленого газу 2, камера відводу рідини, що промиває, 3 і камера очищеного газу 4), встановлені окремі контактні елементи. Контактний елемент складається із двохзахідного конусного завихрювача 7, труби 6 діаметром 305 мм і випускного конуса 5.

Всередині конусного завихрювача монтується розпилювач рідини, що представляє собою Т-подібну трубку 8 перетином $\frac{1}{2}$ ''.

Запилені гази подаються до камери забрудненого газу, а потім через дві щілини вхідного конуса у вигляді закрученого потоку вводяться в контактний елемент, де промиваються водою. За рахунок дії відцентрової сили краплі води з осілими на них частками пилу відкидаються до стінок труби й стікають через зазор між трубою до випускним конусом у камеру 3. Очищений газ з камери 4 відводиться вентилятором у вивідну трубу.

Продуктивність за газом одного контактного елемента становить 4250—9300 м³/год, питомі витрати води – 0,54–0,74 л/м³.

Скрубер Вентурі.

В теперішній час розроблено біля десятка конструкцій труб Вентурі з регульованим перетином горловини. Промислове застосування в нашій країні знайшли дві конструкції: труба Вентурі щілинного перетину, у якій регулювання площі горловини здійснюється за допомогою поворотних заслінок (рис. 1.41), і труба Вентурі кільцевого перетину (рис. 1.42), у якій уздовж осі переміщається регулюючий конус. Друга конструкція є більш надійною, тому що в ній регулюючий механізм винесений із зони контакту із запиленим газом.

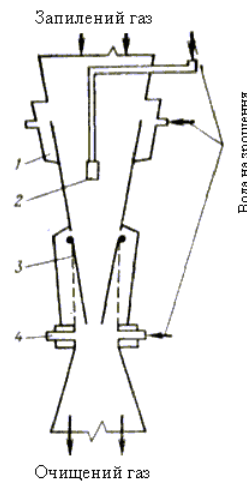


Рис. 1.41 Труба Вентурі з регульованим перетином щілинної горловини:

- 1 - карман плівкового зрошення; 2 - форсунка; 3 - регулювальні лопаті;
4 – форсунки нижнього ярусу зрошення

За гідродинамічними характеристиками скрубера Вентурі можна умовно підрозділити на високонапірні й низьконапірні. Перші застосовуються для тонкого очищення газів від мікронного й субмікронного пилу й характеризуються високим гідравлічним опором (до 20000-30000 Па); другі використовуються головним чином для підготовки (кондиціонування) газів перед іншими пилевловлюючими апаратами й для очищення аспіраційного повітря: їхній гідравлічний опір не перевищує 3000-5000 Па. Для роботи в низьконапірному режимі іноді використовують труби Вентурі з подовженими горловинами. (У цьому випадку більш глибоко протікають процеси охолодження газів.)

Залежно від способу підведення рідини, що зрошує (рис. 1.43) можна виділити такі основні типи апаратів: 1) із центральним (форсуночним) підведенням рідини в конфузори (або перед ним); 2) з периферійним зрошенням (у конфузори або в горловині); 3) із плівковим зрошенням; 4) з підведенням рідини за рахунок енергії газового потоку.

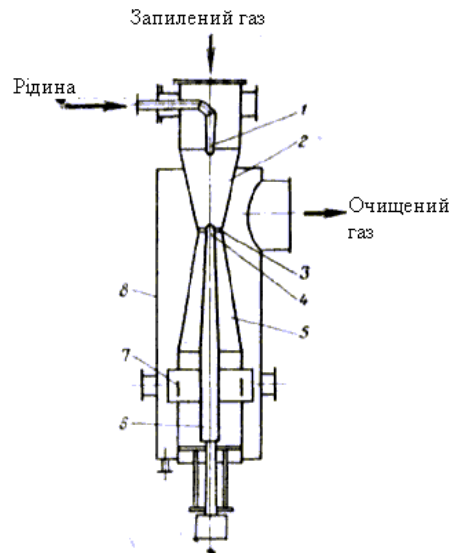


Рис. 1.42 Труба Вентурі з регульованим перетином кільцевої горловини:

1 - форсунка; 2 - конфузор труби; 3 - горловина; 4 - регулюючий конус; 5 - дифузор; 6 - напрямний шток; 7 - відцентровий краплевловлювач; 8 - корпус

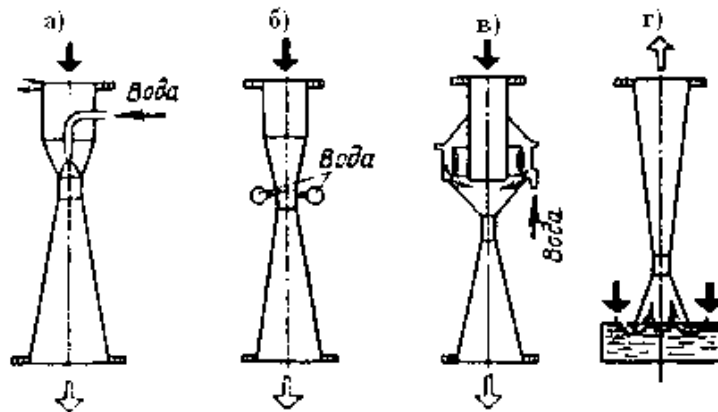


Рис. 1.43 Конструкції труб Вентурі:

а - центральний форсункове підведення рідини, б - периферійне зрошення; в - плівкове зрошення; г - безфорсункове зрошення.

З точки зору аеродинаміки оптимальна конфігурація труби Вентурі (рис. 1.44) забезпечується при таких співвідношеннях розмірів її елементів:

Конфузор:

діаметр вхідного каналу, м

кут звуження, град

довжина, м

$$d'$$

$$\alpha' = 25 - 28$$

$$l' = (d' - d_{\bar{A}}) / 2 \operatorname{tg} \frac{\alpha'}{2}$$

Горловина:

діаметр, м

довжина, м

$$d_{\bar{A}}$$

$$l_{\bar{A}} = 0,15 \cdot d_{\bar{A}}$$

Дифузор:

діаметр вихідного перетину, м

кут розкриття, град

довжина, м

$$d''$$

$$\alpha'' = 6 - 7$$

$$l'' = (d'' - d_{\bar{A}}) / 2 \operatorname{tg} \frac{\alpha''}{2}$$

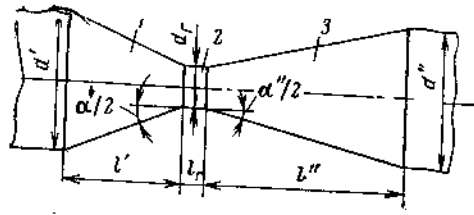


Рис. 1.45 Нормалізована труба Вентурі:
1 – конфузор; 2 – горловина; 3 – дифузор

Однак з конструктивних міркувань деяке застосування знайшли також труби з розмірами, відмінними від оптимальних. Наприклад, при компонованні батарейних скрубєрів Вентурі використовуються труби Вентурі з кутом звуження конфузора 63° і з вкороченим дифузором; у ряді установок застосовуються труби Вентурі з подовженими горловинами $l_{\bar{a}} = (3-5)d_e$, де d_e - еквівалентний діаметр горловини, м.

Гідравлічний опір скрубєрів Вентурі. Гідравлічний опір скрубєрів Вентурі складається з гідравлічних опорів труби Вентурі і краплєвловлювача, причому основна частина втрат енергії приходить на трубу Вентурі.

Гідравлічний опір труби Вентурі при подачі в неї рідини, що зрошує, розраховується за виразом:

$$\Delta p_p = \Delta p_{\Gamma} + \Delta p_p,$$

де Δp_p — гідравлічний опір труби Вентурі, Па;

Δp_{Γ} — гідравлічний опір труби Вентурі, зумовлений рухом газів (без подачі зрошення), Па;

Δp_p — гідравлічний опір труби Вентурі, зумовлений введенням рідини, що зрошує, Па.

Гідравлічний опір сухої труби Вентурі визначається за формулою:

$$\Delta p_{\bar{a}} = \zeta_{\text{поб}} v_{\bar{a}}^2 \rho_{\bar{a}} / 2,$$

де $\zeta_{\text{сух}}$ — коефіцієнт гідравлічного опору сухої труби Вентурі;

v_m — швидкість газів у горловині (приймається при температурі і тиску газів на виході з труби Вентурі), м/с;

ρ_m — густина газів (при відповідній температурі і тиску), кг/м³.

Коефіцієнт гідравлічного опору сухої труби Вентурі з круглою і прямокутною горловиною довжиною $0,15d_e$, (d_e — еквівалентний діаметр горловини, м) приймається в межах від 0,12 до 0,15. Для труб Вентурі прямокутного і круглого перетину з довжиною горловини $10d_e \geq l_{\Gamma} \geq 0,15d_e$ - цей коефіцієнт може бути розрахований з виразу:

$$\zeta_{\text{поб}} = 0,165 + 0,034l_{\bar{a}} / d_e - (0,06 + 0,28l_{\bar{a}} / d_e)M$$

де $M = v_{\Gamma} / v_{\text{зв}}$ - число Маха;

$v_{\text{зв}}$ - швидкість звуку, м/с.

Цей вираз справедливий при швидкості газів у горловині до 150 м/с, причому обидві швидкості (v_m і $v_{\text{зв}}$) беруться за температурою і тиском газів на виході з труби Вентурі.

Гідравлічний опір труб Вентурі, обумовлений введенням рідини, що зрошує, розраховується за формулою:

$$\Delta p_p = \zeta_p \frac{v_p^2 \rho_p}{2} m,$$

де ζ_p — коефіцієнт гідравлічного опору, що враховує введення в трубу Вентурі рідини, що зрошує;

m - питомі витрати рідини, що зрошує, м³/м³.

Для розрахунку коефіцієнта ζ_p деякі автори розглядають гідравлічний опір у цілому як результат взаємодії сил у двофазному односпрямованому потоці.

Підставимо в рівняння замість величин Δp і Δp_{Γ} відповідні їм значення і замінимо комплекс $m\rho_p/\rho_{\Gamma}$ відношенням масових швидкостей рідини і газів, тоді:

$$\frac{\zeta_p}{\zeta_{\text{н\ddot{o}\ddot{o}}} = \frac{W_p}{W_{\ddot{a}}} \cdot \frac{\rho_{\ddot{a}}}{\rho_p} \cdot \tilde{N}$$

У логарифмічній системі координат ця залежність апроксимується прямою, що дозволяє одержати формулу для розрахунку коефіцієнта $\zeta_{\text{ж}}$ у вигляді:

$$\zeta_p = A \zeta_{\text{н\ddot{o}\ddot{o}}} \left[\left(\frac{W_p}{W_{\ddot{a}}} \right) \left(\frac{\rho_{\ddot{a}}}{\rho_p} \right) \right]^{1+B}, \quad (1.36)$$

де A, B — емпіричні коефіцієнти.

У табл. 1.12 приведені значення коефіцієнтів A і B , отримані в результаті експериментальних досліджень, для деяких типів труб Вентурі.

Таблиця 1.12. Значення коефіцієнтів A та $1+B$ в формулі (1.36)

Спосіб підведення зрошення в трубу Вентури	Швидкість газів у горловині, м/с	Довжина горловини труби Вентури l_r , м	A	$1+B$
Центральне і плівкове підведення	>80	$(0,15-12,0)d_e$	$1,68(l_r/d_e)^{0,29}$	$1 - 1,12$ $(l_r/d_e)^{0,045}$
	<80		$3,49(l_r/d_e)^{0,266}$	$1 - 0,98$ $(l_r/d_e)^{0,026}$
Центральне підведення перед конфузоровим чи зрошення площі над батареєю труб Вентури	40-150	$0,15d_e$	0,215	-0,54
Периферійне підведення води	>80	$0,15d_e$	13,4	0,024
	<80		1,4	-0,316
Центральне підведення в конфузорову трубу з кільцевим перетином горловини	30-160	-	0,08	-0,502
Центральне підведення зрошення в конфузорову трубу Вентури оптимальної конфігурації	40—150	$0,15d_e$	0,63	-0,3

Інший підхід до визначення гідравлічного опору труб Вентурі був запропонований Калвертом.

Він запропонував знехтувати витратами енергії на тертя при русі газового потоку об стінки апарата і зміною тиску за рахунок розширення газів у дифузорові, вважаючи, що друге припущення до деякої міри компенсує перше. Було прийнято, що основні втрати тиску в трубці Вентурі пов'язані з прискоренням (розгоном) крапель у горловині. Окрім того, були зроблені такі припущення:

- 1) осьова швидкість рідини на вході в горловину дорівнює нулю;
- 2) розмір крапель може бути розрахований по формулі Нукіямі-Таназаві:

$$d_e = \frac{585 \cdot 10^{-3} \sqrt{\sigma}}{V_{i\ddot{a}} \sqrt{\rho_p}} + 53,4 \left(\frac{\mu_p}{\sqrt{\rho_p \cdot \sigma}} \right)^{0,45} \left(\frac{V_p}{V_{\ddot{a}}} \right),$$

де $V_{\text{ог}}$ – відносна швидкість газів (відносно швидкості рідини) у вузькому місці, м/с.

- 3) газовий потік рухається в одному напрямку і не стискується;
- 4) кількість рідини в будь-якому поперечному перерізі газового потоку незначна.

У цьому випадку рівняння балансу сил для елементарного об'єму, подоланого газовим потоком, має вид:

$$dp = -\rho_p v_a (V_p / V_a) dv_{\epsilon}.$$

Після інтегрування виразу одержуємо:

$$\Delta p_p = -\rho_p v_a (V_p / V_a) v_{\epsilon 2},$$

де $v_{\epsilon 2}$ — швидкість крапель рідини на виході з горловини, м/с.

Величина $v_{\epsilon 2}$ може бути розрахована за допомогою виразу:

$$v_{\epsilon 2} = v_{\epsilon}^* v_a = 2v_a \left[1 - x^2 + (x^4 - x^2)^{0.5} \right].$$

Тоді, підставляючи вираз (2.140) у (2.139), одержуємо:

$$\Delta p_p = -2\rho_p v_a^2 (V_p / V_a) (1 - x^2 + \sqrt{x^4 - x^2}). \quad (1.37)$$

Одержані залежності дають досить хороший збіг розрахункових значень Δp_p , розрахованих за рівнянням (1.37), з експериментальними даними як при центральному, так і периферійному підведеннях зрошення.

Розглянемо конструкції скрубєрів Вентурі, які одержали широке поширення в промисловості.

1.3.5 Очистка газів методом фільтрації

1.3.5.1 Загальні відомості

В основі роботи фільтрів лежить процес фільтрації газу через пористу перегородку – фільтрувальне середовище, під час якого тверді частинки, зважені в газовому середовищі, затримуються на ній, а газ повністю проходить крізь неї.

Пористі перегородки можуть бути розділені на такі типи:

Гнучкі пористі перегородки:

- тканні матеріали з природних, синтетичних та мінеральних волокон;
- нетканні матеріали (войлоки, клейові та голкопробивні матеріали, папір, картон, волокнисті мати);
- коміркові листи (губкова гума, пінополіуритан, мембранні фільтри).

Напівжорсткі пористі матеріали:

- шари волокон, стружка, плетені сітки, розташовані на опорних пристроях, або затиснуті між ними.

Жорсткі пористі перегородки:

- зернисті матеріали – пориста кераміка і пластмаси, спечені чи спресовані порошки металів (металокераміки), пористе скло, вуглеграфітові матеріали тощо;
- волокнисті матеріали – сформовані шари із скляних та металевих волокон;
- металеві сітки та перфоровані листи.

Зернисті шари:

- нерухомі, вільно насипані матеріали;
- періодично або безперервно рухомі матеріали.

Сучасні фільтри в залежності від призначення і величини вхідної та кінцевої концентрацій твердої фази умовно поділяються на 3 класи.

I Фільтри тонкої очистки (високоєфективні або абсолютні фільтри) – призначені для вловлювання твердої фази з високою ефективністю (більше 99%) в основному субмікронних частинок при низькій вхідній концентрації (менше 1 мг/м³) і невеликій швидкості фільтрації (менше 0,1 м/с). Такі фільтри застосовуються для вловлювання особливо токсичних часток, а також для ультратонкої очистки повітря при проведенні деяких технологічних процесів або в особливо чистих приміщеннях, в яких повітря є робочим середовищем. Зазвичай ці фільтри не підлягають регенерації.

II Фільтри для очистки атмосферного повітря (повітряні фільтри) – використовуються в системах приточної вентиляції та кондиціонування повітря. Вони розраховані на роботу при концентрації пилу менше 50 мг/м³, при швидкості фільтрації до

2,5÷3,0 м/с.

Фільтри цього класу можуть бути такими, що не регенеруються, або підлягають періодичній чи безперервній регенерації.

III *Промислові* (тканинові, зернисті, грубоволокнисті) фільтри застосовуються для очистки промислових газів з концентрацією до 60 г/м³. Для періодичного або безперервного видалення накопиченого на фільтруючій перегородці пилу ці фільтри споряджені пристроями для регенерації, що дозволяє забезпечувати їх продуктивність на заданому рівні і повертати цінні продукти у виробництво. Фільтри цього класу є складовою частиною технологічного обладнання.

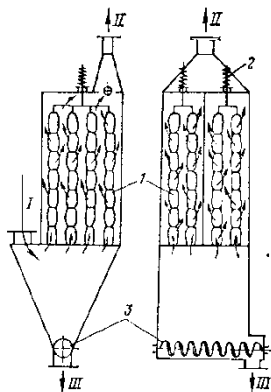


Рис. 1.46 Рукавний фільтр

1 – рукава; 2 – вібропристрій для очищення фільтруючої поверхні рукавів; 3 – шнек;
I – запилений газ; II – очищений газ; III – пил

Відношення довжини рукава до діаметру становить 16-20, а діаметр рукавів коливається в межах 125-300 мм.

Такі фільтри використовують в якості завершальних ступенів в комплексних установках для очищення газів.

Тканинні фільтри працюють в діапазоні температур, верхня межа яких визначається температуростійкістю фільтрувального матеріалу, наведеній в табл. 1.13, а нижній - точкою роси газу, що очищається.

Таблиця 1.13 – *Експлуатаційні властивості фільтрувальних тканин*

Тканина	Хімічна стійкість в різних середовищах				Допустима температура, T _д , °С
	кислоти	луги	окислюючі агенти	розчинники	
Сукно № 2 (артикул 20), саржа 22, шерсть + бавовна	ДП	Х	У	ДХ	80
Байка ЧШ (артикул 21), саржа 22	З	ДП	З	Х	95
Нитрон (артикул 1609), саржа 22	З	З	Х	Х	120
Нитрон НЦМ, саржа 22 з начосом	З	З	Х	Х	120
Ткань ЦМ (шерсть + 30 % капрону, артикул 83), саржа 22	ДП	ДХ	З	Х	85
Лавсан (без начосу)	Х	З-П	Х	Х	130
Лавсан (з начосом) № 5386а	Х	З-П	Х	Х	130
Хлорин № 5231	ДХ	ДХ	ДХ	З-Х	70
Склотканина ТССНФ (О) (аппрет 1,5% розчин ГКЖ-94)	Х	З-П	ДХ	ДХ	240

Примітка. У таблиці прийняті наступні умовні позначення: ДХ - дуже хороша; Х - хороша; З - задовільна; П - погана; ДП - дуже погана.

Ступінь очищення газу в тканинному фільтрі не піддається розрахунку; орієнтовний її значення визначають експериментально в умовах дослідів, аналогічних виробничим.

Основні параметри найбільш поширених рукавних фільтрів наведені в табл. 1.14 (ОСТ 26-14-2005-77). Індексція фільтрів передбачає наступні буквені позначення: Ф - фільтр; Р - рукавний; Про - зворотна продування; К - каркасний; І - з імпульсною продувкою; ДІ - з двостороннім імпульсною продувкою; У - уніфікований; римські цифри - кількість секцій; цифри після літерних позначень - поверхню фільтрації, м².

Таблиця 1.14 – Основні параметри рукавних фільтрів

Марка фільтру	Загальна площа поверхні фільтру F , м ²	Число секцій n , шт.	Загальне число рукавів z , шт.	Діаметр рукава d , мм	Довжина рукава L , м	Призначення		
ФРО-1250-1	1266	6	252	200	8	Уловлювання різних пилю з сухих газів в кольоровий і чорної металургії, в промисловості будматеріалів і т.п.		
ФРО-1650-1	1688	8	336					
ФРО-2500-1	2530	12	504					
ФРО-4100-2	4104	8	432	300	10			
ФРО-5100-2	5130	10	540					
ФРО-6000-2	6156	12	648					
ФРО-7000-2	7182	14	756					
ФРО-8000-2	8208	16	864					
ФРО-20000-3	20 520	10	2160					
ФРО-24000-3	24 624	12	2592					
ФРКДИ-550	550	1	216	135	6	Уловлювання нетоксичних і невибухонебезпечних пилю з діаметром часток не менш 3 мкм при температурі до 130 °С		
ФРКДИ-720	720		288					
ФРКДИ-1100	1100		432					
ФРКИ-30	30	1	36	135	2	Обезпилювання нетоксичних, пожежо- або вибухонебезпечних газів в хімічній та інших галузях промисловості		
ФРКИ-60	60	2	72					
ФРКИ-90	90	3	108		3			
ФРКИ-180	180	4	114					
ФРКИ-360	360	8	228					
ФРУП-15	15	2	28	130	1,5	Очищення різних газів в хімічній та інших галузях промисловості		
ФРУП-20	20				2			
ФРУП-25	25				2,5			
ФРУП-37,5	37,5						3	42
ФРУП-50	50						4	56

Основною характеристикою тканинного фільтра є загальна поверхня його рукавів

$$F = z\pi dL, \quad (1.38)$$

де z - загальне число рукавів в апараті.

Так як під час роботи фільтра зі зворотним продуванням частина його рукавів зпр відключається на регенерацію, загальна площа поверхні рукавів.

$$F = F_{\Phi} \frac{z}{z - z_{\text{тф}}}, \quad (1.39)$$

де F_{Φ} - розрахункова поверхня фільтрування в апараті, м².

При імпульсній продувці приймають $F = F_{\phi}$.

У фільтрах, що мають n самостійних секцій (див. табл. 1.15), кількість рукавів, одночасно піддаються продувці,

$$z_{\text{пр}} = \frac{z}{n}. \quad (1.40)$$

Для односекційних фільтрів можна прийняти $z_{\text{пр}} = (0,150,20) z$.

Розрахунок рукавного тканинного фільтра зводиться до визначення загальної поверхні фільтрування F_{ϕ} і числа фільтрів або секцій. Розрахункова поверхню фільтрування визначається за формулою

$$F_{\phi} = \frac{Q_{\text{г}} + Q_{\text{пр}} + Q_{\text{п.в}}}{v_{\phi}}, \quad (1.41)$$

де $Q_{\text{г}}$ - витрата запиленого газу, що надходить в апарат, $\text{м}^3 / \text{с}$; $Q_{\text{пр}} = (0,10,2) Q_{\text{г}}$ - витрата продувочного повітря, $\text{м}^3 / \text{с}$ (менших значень набувають для синтетичних тканин, щоб запобігти їх переочістку); $Q_{\text{п.в}}$ - витрата підсмоктується в апарат повітря, $\text{м}^3 / \text{с}$; v_{ϕ} - допускається питоме навантаження тканинного фільтра по газу (значення цієї величини для різних видів тканин наведені вище), $\text{м} / \text{с}$.

Витрата підсмоктується повітря залежить від температури запиленого газу, що надходить в фільтр. Якщо запилений газ підходить до фільтру з високою температурою $T_{\text{г}}$, яку необхідно знизити до температури суміші $T_{\text{суміші}}$ допустимої температури $T_{\text{д}}$ для даного виду тканини (див. табл. 1.15) за рахунок підсосу холодного повітря, то кількість цього повітря можна розрахувати як

$$Q_{\text{п.в}} = Q_{\text{г}} \frac{\rho_{\text{г}} (T_{\text{г}} - T_{\text{ок}})}{\rho_{\text{в}} (T_{\text{ок}} - T_{\text{в}})}, \quad (1.42)$$

де $\rho_{\text{г}}$ і $\rho_{\text{в}}$ - відповідно густина газу і повітря, що підсмоктується з атмосфери, $\text{кг} / \text{м}^3$;
 $T_{\text{в}}$ - температура атмосферного повітря, $^{\circ}\text{C}$ (для орієнтовних розрахунків $T_{\text{в}} = 20^{\circ}\text{C}$)

Якщо запилений газ підходить до фільтру з температурою $T_{\text{г}} < T_{\text{д}}$, то кількість повітря, що підсмоктується, приймають:

$$Q_{\text{п.в}} = (0,05 \div 0,10) Q_{\text{г}}. \quad (1.43)$$

Розрахована за (1.42) поверхня фільтрації повинна бути перевірена на допустиму запиленість тканини

$$F_{\phi} \geq \frac{G_{\text{н}}}{G_{\text{д}}}, \quad (1.44)$$

питома запиленість тканини: $G_{\text{д}} = (0,20,3) 10^{-3} \text{ кг} / (\text{м}^2 \text{ с})$.

Періоди роботи фільтра між регенерації струшуванням або продуванням орієнтовно можна визначити в залежності від вхідних запиленості за табл. 1.16.

Таблиця 1.16 – Тривалість фільтроцикла рукавного фільтра в залежності від вихідної запиленості газу

Вхідна запиленість, $\text{г} / \text{м}^3$	5	10	20
Періоди між регенерацією, хв	10–12	8–9	4–7

Волокнисті фільтри

Волокнисті фільтри (набивні, мати, з картону, паперу та інші) представляють собою шари різної товщини, в яких більш-менш однорідно розподілені волокна. Це фільтри об'ємної дії, т. к. вони розраховані на уловлювання та накопичення частинок переважно по всій глибині шару. Суцільний шар пилу утворюється тільки на поверхні найбільш щільних матеріалів при фільтрації щодо крупних частинок і до кінця терміну служби фільтра.

Волокнисті фільтри зазвичай використовують для тонкого очищення при концентрації дисперсної твердої фази 0,5-5 мг / м³, і тільки деякі види регенеріруємих грубоволокнистих фільтрів економічно доцільно застосовувати при концентрації пилу 5-50 мг / м³. При таких концентраціях основна частка частинок зазвичай має розміри менше 5-10 мкм; значну частку становлять субмікронні частки.

Для фільтрів використовують природні або спеціально одержувані волокна товщиною від 0,01 до 100 мкм, а також їх суміші.

Товщина фільтруючих середовищ становить від десятих часток міліметра (папір) до двох метрів (багат шарові глибокі насадкові фільтри довготривалого використання).

Розрізняють такі види промислових волокнистих фільтрів:

- Сухі - тонковолокнисті, електростатичні, глибокі фільтри попереднього очищення (передфільтри);

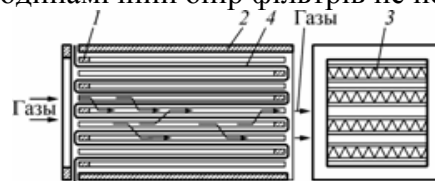
- Мокрі - сіткові, що самоочищаються, з періодичним або безперервним зрошенням.

Розглянемо тут лише сухі волокнисті фільтри.

Процес фільтрації в волокнистих фільтрах складається з двох стадій. На першій стадії (стаціонарна фільтрація) вловлені частки практично не змінюють структури фільтра в часі. На другій стадії процесу (нестационарна фільтрація) в фільтрі відбуваються безперервні структурні зміни внаслідок накопичення уловлених частинок в значних кількостях. Відповідно до цього весь час змінюються ефективність очищення і опір фільтра. Теорія фільтрування в таких фільтрах ще недостатньо розроблена. Механізм уловлювання частинок в волокнистих фільтрах визначається їх розмірами. Для частинок менше 0,3 мкм переважає дифузійне осадження, для більших - ефекти торкання і інерції.

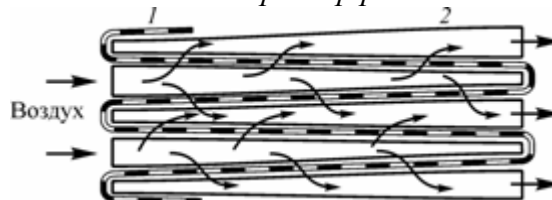
Волокнисті фільтри тонкого очищення. У зв'язку з розвитком нових галузей промисловості (атомної енергетики, радіоелектроніки, точного приладобудування, промислової мікробіології і хіміко-фармацевтичних виробництв) розроблені волокнисті матеріали та фільтри, здатні забезпечити тонку очистку великих обсягів газів і повітря від твердих частинок всіх розмірів, включаючи субмікронні. Це викликано необхідністю очищення радіоактивних або інших високотоксичних аерозолів, а також необхідністю забезпечення ряду тонких, чистих технологічних процесів абсолютно вільним від звичайної атмосферного пилу повітрям.

Для уловлювання високодисперсних аерозолів з ефективністю не менше 99% по найбільш проникаючим часткам (з розмірами 0,05-0,5 мкм) застосовують фільтруючі матеріали у вигляді тонких листів або об'ємних шарів з тонких або ультратонких волокон (0,1-1 мкм діаметром). Уловлювання частинок в фільтрах тонкого очищення відбувається в основному за рахунок броунівської дифузії і ефекту торкання. Швидкість фільтрування в них становить 0,01-0,15 м / с; аеродинамічний опір фільтрів не перевищує 1500 Па.



1 - П-образна планка; 2 - бокова стінка; 3 - роздільники;
4 - фільтруючий матеріал

Рис. 1.47 – Волокнистий фільтр рамкової конструкції:



1 - фільтруючий матеріал; 2 - РАМКА-сепаратор клинової форми

Рис. 1.48 – волокнистий фільтр з сепараторами клинової форми типу Д-КЛ

Регенерація відпрацьованих фільтрів тонкого очищення в більшості випадків нерентабельна або неможлива; вони призначені для тривалої роботи протягом 0,5-3 років з подальшою заміною фільтра на новий. Вхідна концентрація пилу не повинна перевищувати 0,5 мг / м³, інакше фільтри доведеться занадто часто замінювати. Наприклад, при збільшенні концентрації від 0,5 до 1 мг / м³ термін служби фільтра скорочується до 3-6 місяців. Перед фільтрами тонкого очищення слід встановлювати більш прості і дешеві пилоуловлювальні апарати для зниження концентрації пилу до 0,5 мг / м³ і нижче.

Як тонковолокнистих середовищ в нашій країні широкого поширення набули полімерні фільтруючі матеріали типу ФП (фільтри Петрянова). Вони являють собою шари синтетичних волокон діаметром 1-2 мкм, нанесені на марлевий субстрат (підкладку) або «основу» з скріплених між собою більш товстих волокон. Матеріали фільтруючої поверхні (ФП) характеризуються високими властивостями, що фільтрують. Мала товщина шарів ФП (0,2-1 мм) дає можливість отримувати площа поверхні фільтрації до 100-150 м² в розрахунку на 1 м³ апарату.

Оптимальна конструкція волокнистих фільтрів тонкого очищення повинна відповідати таким основним вимогам:

- Найбільша площа поверхні фільтрації при найменших габаритах;
- Мінімальна гідравлічний опір;
- Можливість зручної і швидкої заміни фільтруючого матеріалу;
- Надійна герметичність групової збірки окремих фільтрів.

Цим вимогам найбільшою мірою відповідають поширені в даний час фільтри рамкової конструкції (рис. 1.47). Фільтруючий матеріал у вигляді стрічки укладається між П-подібними рамками, що чергуються при складанні пакету відкритими і закритими сторонами в протилежних напрямках. Між сусідніми шарами матеріалу встановлюються гофровані роздільники, щоб не допустити примикання їх один до одного. Рамки, роздільники, бічні стінки корпусу можуть бути з різного матеріалу: фанери, вініпласту, алюмінію, нержавіючої сталі. Забруднені гази надходять в одну з відкритих сторін фільтра, проходять через матеріал і виходять з протилежного боку. На одній торцевій стороні корпусу зміцнюється ущільнюючий фланець, до поверхні якого приклеєна губчаста гумова прокладка.

Відомі фільтри марки Д-КЛ (рис. 1.48), що представляють собою набір цільноштампованих гофрованих рамок-роздільників з вініпласту, між якими укладається фільтруючий матеріал. Рамки мають форму клинів і встановлені з чергуванням відкритих і закритих сторін в протилежних напрямках. На відміну від відповідних їм по габариту фільтрів з прямими рамками-роздільниками фільтруюча поверхню їх більше на 25%.

Двоступеневі, або комбіновані, фільтри. При концентраціях пилу менше 0,5 мг / м³ фільтри тонкого очищення можуть використовуватися без передфільтрів, проте доцільніше передбачити все ж попередню щабель - фільтри грубої очистки.

У фільтрах малої продуктивності (рис. 1.49) її розміщують в одному корпусі з фільтром тонкого очищення з матеріалу ФП. Фільтр грубої очистки представляє собою в цьому випадку набивної шар лавсанових волокон товщиною 100 мм. Такі фільтри називаються двоступінчастими, або комбінованими.

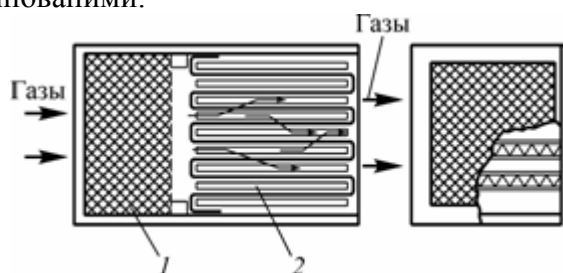


Рис. 1.49 Двоступеневий (комбінований) волокнистий фільтр:
1 - секція з набивним шаром з волокон; 2 - секція тонкої очистки

Глибокі фільтри. У зв'язку з основним недоліком тонковолокнистих фільтрів - порівняно коротким терміном безперервної роботи - в багатьох випадках використовуються багатошарові глибокі фільтри, звані іноді фільтрами довготривалого використання. Ці фільтри складаються з глибокого лобового шару грубих волокон і більш тонкого замикає шару тонких волокон, причому щільність упаковки волокон змінюється по глибині. Застосовуються для очищення вентиляційного повітря і технологічного газу від радіоактивних частинок.

Багатошарові фільтри розраховані на безперервну роботу протягом 10-20 років. Зазвичай їх розміщують в заглиблених в землю приміщеннях. Після закінчення терміну служби їх відключають і ховають на місці шляхом цементування.

Зернисті фільтри

У зернистих фільтрах пил вловлюється в шарі дисперсного твердого матеріалу. Їх застосовують рідше, ніж фільтри з волокнистих матеріалів.

Переваги зернистих фільтрів:

- Доступність використовуваних в них матеріалів;
- Можливість роботи при високих температурах і в умовах агресивного середовища;
- Здатність витримувати великі механічні навантаження і перепади тиску, а також різкі перепади температури.

Розрізняють жорсткі зернисті фільтри і насадки (насіпні) зернисті фільтри.

Жорсткі зернисті фільтри. У цих фільтрах зерна міцно пов'язані один з одним в результаті спікання, пресування або склеювання і утворюють міцну нерухому систему. До них відносяться: пориста кераміка, пористі метали, пластмаси. Такі фільтри стійкі до високої температури, корозії і механічних навантажень і застосовуються для фільтрування стислих газів.

Недоліки жорстких зернистих фільтрів: висока вартість, велика гідравлічний опір і труднощі регенерації, яку проводять чотирма способами:

- Продування повітря в зворотному напрямку;
- Пропусканням рідких розчинів в зворотному напрямку;
- Пропусканням гарячої пари;
- Простукування або вібрацією трубної решітки з елементами.

Насадок (насіпні) зернисті фільтри. У таких фільтрах вловлюють елементи (гранули, шматки і т. Д.) Чи не пов'язані один з одним. До них відносяться: статичні фільтри з нерухомим зернистим шаром, динамічні фільтри з рухомим зернистим шаром (з гравітаційним переміщенням сипучого середовища), фільтри з псевдозрідженим шаром насадки.

Як насадки використовують гальку, пісок, шлак, тирса, подрібнені гірські породи, кокс, крихту гуми, пластмаси, а також відходи різних виробництв.

Доцільно насадку зернистого фільтра виготовляти з матеріалу, пил якого вловлюється (наприклад, з азбесту), т. к. в цьому випадку його разом з уловленою пилом можна повертати у виробництво.

При накопиченні в зернистих фільтрах частинок пилу ефективність пилеочістки зростає, проте збільшуються і втрати тиску на фільтрі. При занадто високих втратах тиску виникає необхідність

в регенерації фільтра або його заміні.

Зазвичай фільтри мають насадку з розміром зерен 0,2-2 мм. Висота нерухомих шарів на сітках знаходиться в межах 100-150 мм. Повітря направляєтся зверху вниз.

При концентрації пилу на вході в фільтр 1-20 мг / м³ витрата повітря становить 2,5-17 м³ / (м² • хв); початковий опір - від 50 до 200 Па.

Насіпні зернисті фільтри регенерують ворошінням або вібраційним струшуванням. Зернистий фільтр складається з двох або декількох фільтраційних камер, з'єднаних паралельно. Коли одні з них регенеруються, інші працюють. Крім механічної регенерації фільтрів перспективний спосіб регенерації зворотної імпульсної продувкою газу.

Конструкція зернистого гравійного фільтра з нерухомим фільтруючим шаром показана на рис. 1.50. Фільтр складається з трьох нерухомих шарів висотою 100 мм кожен. У першому по ходу розмір Газа шарі становить 5-10 зерен, мм без по-другому 3-5 мм без і в третьому - 2,5-3 мм. Для регенерації шару застосовують вібратор 4, за допомогою якого секція здійснює коливальні рухи. Одночасно робочий простір секції відключається від каналу 2 очищеного газу і повідомляється патрубком 9 з продувальним вентилятором. Під дією надлишкового тиску рухається в зворотному напрямку повітря захоплює за собою пил з насипного шару в бункер 7.

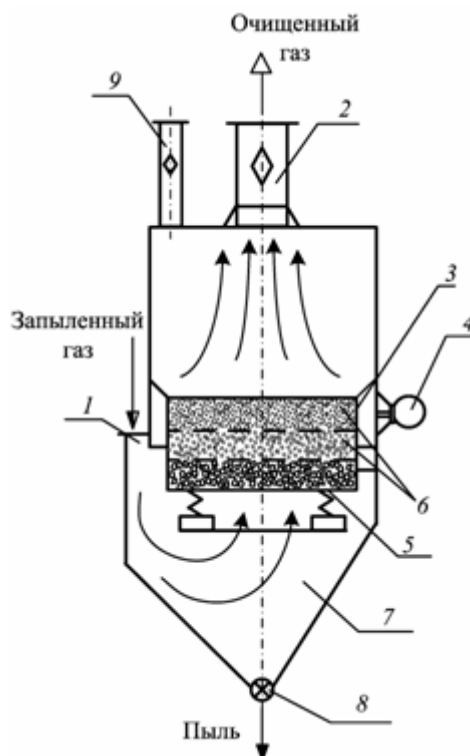


Рис. 1.50. Зернистий фільтр з нерухомим фільтруючим шаром: 1 - вхідний патрубок; 2 - вихідний патрубок; 3 - контейнер; 4 - вібратор; 5 - пружини; 6 - фільтруючі шари; 7 - бункер; 8 - пристрій для вивантаження пилу; 9 - продувний патрубок

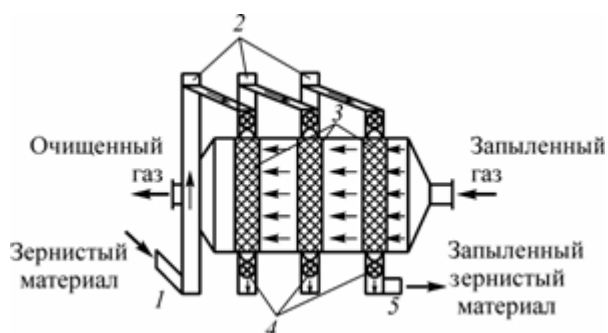


Рис. 1.51 Фільтр з рухомими шарами зернистого матеріалу: 1 - короб для подачі свіжого зернистого матеріалу; 2 - живильники; 3 - фільтруючі шари; 4 - затвори; 5 - короб для виведення запыленого зернистого матеріалу

Фільтр з рухомими шарами зернистого матеріалу представлений на рис. 1.51. Зернистий матеріал переміщається між сітками або жалюзійними ґратами під дією гравітаційних сил. Регенерацію матеріалу від пилу проводять в окремому апараті шляхом просіювання або промивання в псевдозрідженому шарі. Якщо фільтрувальне середовище складається з того ж матеріалу, що і пил, то забруднені гранули виводять із системи і використовують в технологічному процесі.

У насипному фільтрі з віброситом (рис. 1.52) відбувається безперервна регенерація просуванням зернистого шару. У такому фільтрі шар зерен з бункера 6 повільно рухається вниз, захоплюючи частинки пилу з запиленого газового потоку. На віброситі 2 вловлені частинки пилу відсіваються і потрапляють в бункер 1. Очищені від пилу фільтруючі зерна за допомогою механічного або пневматичного конвеєра 8 подаються в бункер 6. Недолік цієї конструкції - громіздкість системи циркуляції фільтруючих зерен.

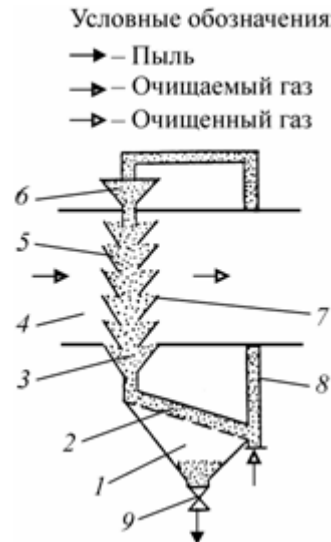


Рис. 1.52 – Насипний зернистий фільтр з віброситом: 1 - бункер; 2 - вібросито; 3 - зерниста фільтрувальна перегородка; 4 - газохід запиленого і очищеного газу; 5, 7 - перфоровані екрани; 6 - бункер для свіжих зерен; 8 - конвеєр; 9 - затвор для видалення вловленого пилу

Розроблено також фільтри-циклони. У такому комбінованому фільтрі газ очищають спочатку від більших фракцій пилу в циклоні, а потім - від більш тонких фракцій - в зернистому фільтрі з ворухувачем шару.

Тканинні фільтри

Тканинні фільтри містять гнучку фільтруючу перегородку, що мають форму циліндричних рукавів (рис. 1.53) споряджені пристроями для видалення вловленого пилу та вивантаження його з бункеру. Запилений газ підводиться в нижню частину кожної секції і надходить всередину рукавів. Фільтруючись через тканину, газ надходить до секції, і через відкритий випускний клапан надходить до газопроводу очищеного газу. Тверді частини пилу осідають на внутрішній поверхні рукавів, що зумовлює збільшення опору фільтруючої тканини при проходженні газу. Коли опір фільтру досягне заданого значення, фільтр переводиться в режим регенерації, тобто рукав звільнюється від осадженого пилу.

Часто регенерація супроводжується зворотною продувкою очищеним газом, або повітрям, які через відкритий продувний клапан направляють в середину секції при закритому випускному клапані.

З метою підвищення ефективності регенерації одночасно здійснюється струшування рукавів за допомогою спеціального механізму. Секції фільтру переводять на регенерацію по черзі.

В тканинних фільтрах застосовують матеріали двох типів: звичайні тканини, які виготовляють на ткацьких станках, і войлоки (фетри), які одержують шляхом зwoйлуння або механічного переплутування волокон голкопробивним методом.

У типових фільтруючих тканинах розмір пор досягає 100-200 мкм.

Процес фільтрації проводиться в двох періодах. Перший – фільтрація запиленого газу через фільтруючу тканину і утворення пилового осаду на її поверхні. І другий – фільтрація запиленого газу через шар осаду і фільтруючу перегородку.

При невеликих початкових концентраціях утворення шару пилу на фільтруючій перегородці займає багато часу, тому кращі результати досягаються при очистці газів з великою запиленістю. При цьому утворюються шари пилу, які при регенерації не розпоршуються в газі, а руйнуються з утворенням великих агрегатів.

В тканинних фільтрах доцільно використовувати швидкість фільтрації до 0,005-0,02 м/с. При більших швидкостях відбувається надмірне ущільнення пилового шару, що супроводжується різким збільшенням його гідравлічного опору.

Для забезпечення надійності роботи фільтрів і досягнення високої ефективності очистки необхідно мати великі фільтруючі поверхні та запобігати надто глибокій їх регенерації.

Розглянуті недоліки тканинних фільтрів в значній мірі усуваються при застосуванні в якості фільтруючого матеріалу войлоків (фетрів). Ефективність вловлювання в цьому випадку буде визначатися головним чином рівномірним розподіленням шару пилу по поверхні фільтру.

Процес фільтрації відбувається в об'ємі матеріалу. При очистці войлочних фільтрів в них залишається певна кількість пилу, яка забезпечує досить високу ефективність вловлювання субмікронних частинок.

Ці принципові відмінності войлочних фільтруючих матеріалів від тканинних дають можливість в 2-5 разів збільшити продуктивність по газу до $6 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хвилину}$, а також проводити регенерацію без припинення подачі запиленого газу до робочої зони фільтру.

Фільтрувальні матеріали для тканинних фільтрів

Тканини, що використовуються в якості фільтруючих перегородок, повинні відповідати таким вимогам:

- 1) висока пилемісткість при фільтрації і здатність утримувати після регенерації таку кількість пилу, яка достатня для забезпечення високої ефективності очистки газів від тонкодисперсних частинок;
- 2) збереження оптимально високої повітряпроникності в рівноважно запиленому стані;
- 3) висока механічна міцність і стійкість до стирання при багаторазових згинах, стабільність розмірів і властивостей при підвищеній температурі і агресивній дії хімічних домішок, які містяться в сухих та насичених вологою газах;
- 3) здатність до легкого видалення накопиченого пилу;
- 4) низька вартість.

Так, *бавовняні тканини* мають хороші фільтруючі властивості, але обмежуються низькою термічною і хімічною стійкістю, горючістю та високою вологоємністю.

Вовняні тканини характеризуються високою повітряпрохідністю, забезпечують надійну очистку та легкість регенерації, мають хорошу стійкість до кислих газів, особливо до оксидів сірки та туману сірчаної кислоти. Термін служби вовняних тканин на підприємствах кольорової металургії 9-12 місяців; вартість їх значно вище ніж бавовняних і синтетичних.

В останні роки широко використовуються тканини із синтетичних волокон.

Нітронові тканини мають хороші фільтруючі властивості, високу механічну міцність, можуть застосовуватись при температурі $120 \div 130^\circ\text{C}$ і витримують короткочасне підвищення температури до 180°C .

Внаслідок хімічної і термічної стійкості та низького вологопоглинання вони широко застосовуються в хімічній промисловості і кольоровій металургії для очистки гарячих газів.

Лавсанові тканини використовують для очистки гарячих сухих газів, зокрема в цементній, металургійній хімічній промисловостях. Але у вологих гарячих газах, особливо у лужному середовищі, міцність лавсанових тканин різко знижується.

Тканини з поліефірних матеріалів стійкі до стирання, тому використовуються для вловлювання абразивного пилю, наприклад, у виробництві керамічних вогнетривких матеріалів.

Окрім цього, застосовують тканини з полікапролактанових, поліпропіленових і полівінілхлоридних волокон.

Нетканні матеріали

До цих матеріалів відносяться фільтрувальні вовняні фетри, які одержують збиванням природної вовни, а також голкопробивні войлоки на основі синтетичних волокон.

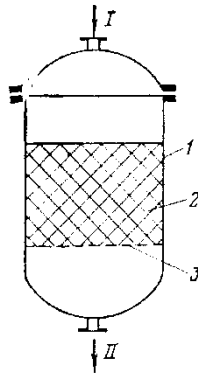


Рис. 1.53 Газовий фільтр з плоскою фільтруючою перегородкою

1 – сміть, 2 – фільтруюча перегородка; 3 – перфорована решітка;
I – запилений газ, II – очищений газ.

Фетри і войлоки являють собою щільні шари неупорядкованих сплутаних штапельних волокон, рівномірно розподілених в об'ємі і тому мають високу стійкість до багаторазових згинів. Товщина фільтру становить 1,6-3,2 мм, а маса 1м² матеріалу змінюється в межах від 0,4 до 0,6 кг.

Ущільнення та сплутування синтетичних волокон для отримання фетру здійснюється на голкопробивних машинах. Для досягнення заданої міцності та стабільності розмірів волокна після прибивки на сітковий тканний каркас із тих же волокон піддаються хімічній та термічній обробці. Фетри, які одержані з поліефірних, нітронових та інших волокон, в тому числі із термостійких типу: номекса, тefлона, неіржавіючої сталі, скла, а також комбінації цих волокон. Поверхня фетрів підлягає термічній та механічній обробці з метою одержання гладенької поверхні.

Ці фільтри застосовують, в основному, у фільтрах у зворотньою струменевою продувкою або при імпульсному методі регенерації. Кінцева концентрація пилю дуже низька, навіть при невеликій початковій запиленості газів ($C' \leq 100$ мг/м³)

Аеродинамічний опір тканинних фільтрів

Опір незапиленних тканин ΔP_T при рекомендованих питомих витратах за газом $0,3 \div 2$ м³/м²·хв становить 5-40 Па. В загальному випадку аеродинамічний опір тканини при роботі фільтра змінюється в часі в деяких межах від залишкового опору рівномірно запиленої тканини ΔP_p до заданого опору перед регенерацією $\Delta P_{T,n}$.

Умовно розподіляючи на тканині пил на дві частини – та, що знаходиться у зваженому стані і та, що знаходиться в період відновлення шару пилю після регенерації. Загальний опір системи тканина-вловлений пил приймається рівним сумі залишкового опору рівномірно запиленої тканини і опору шару пилю, який накопичений після регенерації:

$$\Delta P_{T,n} = \Delta P_p + \Delta P_{n,c}$$

Зазвичай ΔP_p визначають на основі дослідно-промислових випробувань.

Зернисті фільтри

Фільтруючі шари, які складаються із зерен сферичної або іншої форми, застосовуються для очистки газів рідше, ніж волокнисті матеріали.

Перевагою багатьох із зернистих фільтрів є доступність матеріалів, можливість працювати при високих температурах і в умовах агресивного середовища, витримувати великі механічні навантаження і перепади тиску, а також різкі зміни температури.

Розрізняють такі типи зернистих фільтрів:

- Зернисті насадкові (насіпні) фільтри, в яких вловлюючими елементами є гранули, шматки, тощо, не пов'язані один з іншим. До цих фільтрів відносяться: статичні (нерухомі) шарові фільтри; динамічні (рухомі) шарові фільтри з гравітаційним переміщенням сипкого середовища; псевдозріджені шари;

- Жорсткі пористі фільтри, в яких зерна міцно зв'язані одне з одним внаслідок спікання, пресування або склеювання і утворюють міцну нерухому систему.

До цих фільтрів відносяться: пориста кераміка, пористі матеріали, пористі пластмаси.

Зернисті насадкові фільтри

В якості насадки в насипних фільтрах застосовують пісок, гальку, шлак, подрібнені гірські породи, дерев'яну тирсу, кокс, шматочки гуми, пластмаси, графіту та інших матеріалів. Вибір матеріалів для насадок зумовлюється термічною і хімічною стійкістю, механічною міцністю та доступністю.

В двоступеневих системах високоефективної очистки від токсичного пилу можливо використовувати в якості попередніх фільтрів зернисті шари, в якості кінцевих фільтрів – фільтрувальні пористі перегородки. Зернисті фільтри при цьому споряджаються крихтами гуми, вінілпласту, графіту чи тирсою. При накопиченні в порах осаду вловлених частинок ефективність очистки підвищується. Але в цей період утворення такого ефективного лобового шару фільтри другого ступеня працюють при підвищеному навантаженні. Максимальний ефект фільтрації досягається при вловлюванні конденсованих аерозолів, частинки яких інтенсивно коагулюють в шарі. При збільшенні опору до заданої межі, здійснюється розрихлення шару скребковим механізмом.

Після ряду циклів, коли ця процедура не дає суттєвого зменшення ΔP_f , проводять заміну або промивку насадки.

Частіше розмір зерен в таких фільтрах становить 0,2÷2 мм; повітря проходить зверху вниз. Продуктивність за повітрям в залежності від початкової концентрації ($C = 1 - 20 \text{ мг/м}^3$) приймають від 2,5 до 17,0 $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хв}$; початковий опір становить від 50 до 200 Па; висота зернистого шару 100÷150 мм.

На рис. 1.54 наведена схема установки 4-х камерного гравійного фільтру Лургі. Кожна з 4-х камер може відключатись за допомогою спеціальної дросельної заслінки. Шар зерен розміщено у сталевому контейнері із сітковим днищем площею 1,2 м^2 ; контейнер встановлено на чотирьох пружинах 5 і з'єднано з вібратором 6 за допомогою штоку, розташованого в металевому або гумовому сильфоні. Ущільнення контейнера в корпусі здійснюється за допомогою еластичної тканини, яка витримує температуру до 350°C.

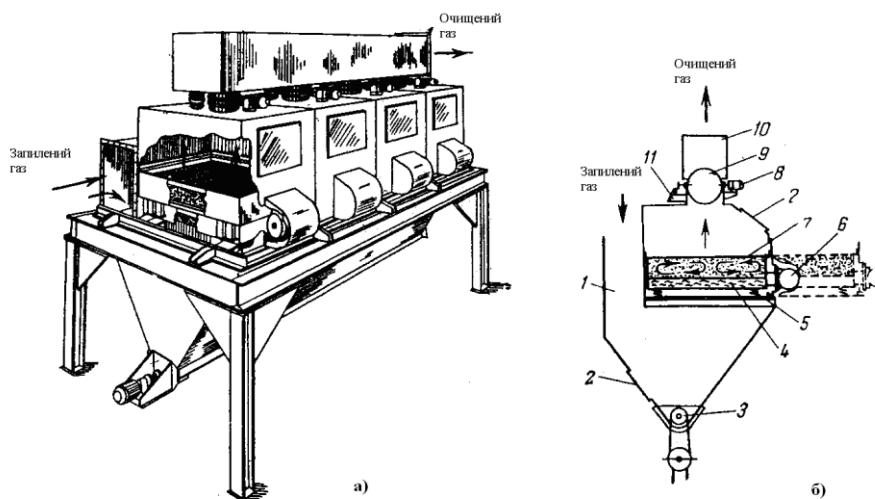


Рис. 1.54 Чотирьохкамерний гравітаційний фільтр Лургі з вібраційною регенерацією:

(а – загальний вид фільтру, б – розріз фільтру)

- 1 – вхідний патрубок; 2 – люк; 3 – шнек; 4 – шар металевої стружки; 5 – пружина; 6 – вібратор;
7 – шар гравію; 8 – електродвигун; 9 – заслінка для очищеного газу;
10 – патрубок для відводу очищеного газу; 11 – клапан для продувального газу

Фільтруюче середовище складається з двох шарів: нижнього 4 із сталеві токарної стружки з малим гідравлічним опором і шару 7 товщиною 150 мм із гравію (подрібнені шматочки вогнетривкої цегли), природного гіпсу або гальки розміром від 1 до 6 мм. Якщо гравій містить до 95% SiO_2 , то він стійкий до стирання.

Регенерація забитого пилом зернистого шару здійснюється після закриття заслінки 9 очищеного газу і відкриття клапана 11 продувального повітря. Пил при вібрації контейнера попадає до бункера 2 і видаляється з нього шнеком 3.

Продуктивність за газом становить $17 \div 50 \text{ м}^3/\text{хв}$, аеродинамічний опір фільтрів $0,5 \div 1,5 \text{ кПа}$. При початковій концентрації пилу більше $12 \text{ г}/\text{м}^3$ перед гравійними фільтрами встановлюються циклони. Залишковий вміст пилу в очищеному газі становить від 10 до $100 \text{ мг}/\text{м}^3$, ефективність очистки від 99% до 99,8%.

Фільтри з рухомим середовищем

Сипкі зернисті матеріали періодично або безперервно видаляються з установки на регенерацію. Зазвичай матеріал переміщується між сітками чи жалюзійними решітками під дією сил гравітації. Регенерація вивантаженого матеріалу проводиться в окремому апараті шляхом просіювання або промивки у висхідному потоці зерен, які знаходяться у псевдозрідженому шарі.

На рис. 1.55 схематично показана дослідна установка з декількома послідовно розташованими зернистими шарами. Якщо фільтруюче середовище містить той же матеріал, що і вловлений пил, забруднені гранули виводять із системи газоочистки і використовують в технологічному процесі.

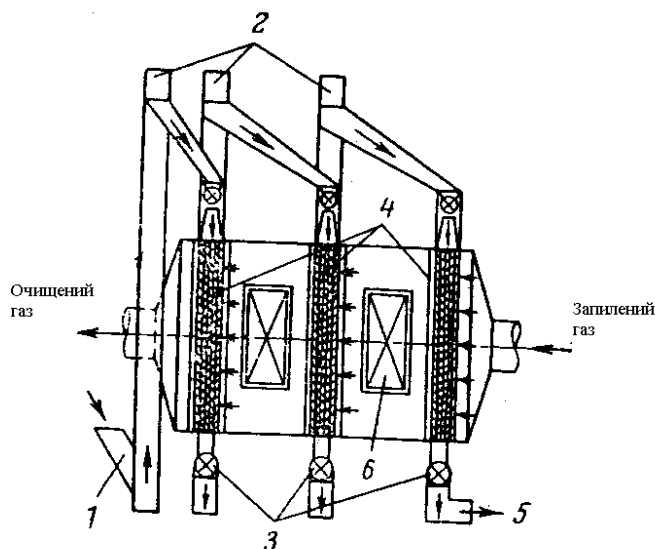


Рис. 1.55 Фільтр із рухомими шарами зернистого матеріалу:

1 – короб для подачі свіжого зернистого матеріалу; 2 – живильники; 3 – затвори; 4 – фільтруючі шари;
5 – короб для виведення запиленого матеріалу; 6 – люки.

Зернисті жорсткі фільтри

Керамічні (парафінові), металево-пористі (металокераміка), і інші жорсткі пористі перегородки займають особливе місце серед регенованих фільтрів, що пов'язано з високою стійкістю до високої температури, корозії та механічних навантажень.

Але суттєвими недоліками жорстких фільтрів в порівнянні з тканиновими є їх висока вартість, великий гідравлічний опір і складності здійснення довготривалої регенерації, що суттєво скорочує термін їх експлуатації.

Жорсткі пористі елементи можуть бути регеновані такими методами:

- 1) продуванням повітря або газу в напрямку, протилежному робочому потоку;
- 2) пропусканням рідини розчинів в зворотньому напрямку по відношенню до напрямку руху газу;
- 3) пропусканням гарячої пари (при забиванні фільтру парафіном) або струмені гарячих газів для випалювання смолистих домішок;
- 4) простукуванням або вібрацією трубної решітки з елементами, які встановлені на еластичному ущільненні, або самих елементів, закріплених на перегородці за допомогою гумових патрубків.

Складність регенерації жорстких перегородок пов'язана з глибоким проникненням тонкодисперсних частинок в пори при повному видаленні шару пилу з поверхні. При цьому залишковий опір безперервно зростає і, періодично виникає необхідність демонтувати ці елементи для більш глибокої промивки в спеціальних розчинах, тощо.

Керамічні фільтри

Керамічні патрони, пластини, диски одержують шляхом спікання відібраних зерен шамоту, кварцового піску, азбесту та інших природних мінералів до скляного стану.

Керамічні пористі вироби – дуже крихкі, для підвищення їх міцності стінок патронів виготовляють 6÷10 мм і більше, але при цьому зростає їх гідравлічний опір. Довжина патронів становить від 0,5 до 1,2 м, діаметр від 50 до 80 мм; загальна пористість – від 35 до 55, межа міцності на стискання – від 15 до 25 МПа, межа міцності на згин – від 4 до 15 МПа. Обпалювання кераміки проводять при температурі від 900 до 1300°C.

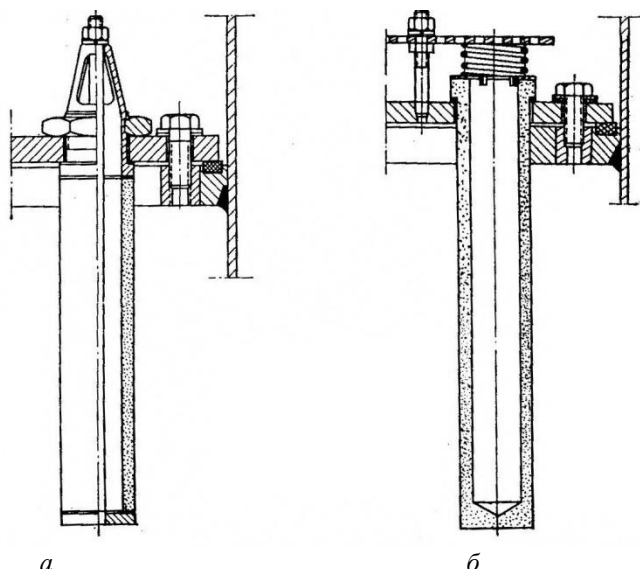


Рис. 1.56 Закріплення керамічних патронів в змінній трубній решітці:

а – патрон закріплений за допомогою стрижневих шпильок; *б* – патрон підтягнутий зверху

Патрони можуть бути відкритими з обох кінців або із закритим дном, зверху передбачені бурти для кріплення. Їх закріплюють в трубній решітці за допомогою стяжних шпильок (рис. 1.56*а*), підтягують зверху у випадку закритих патронів (рис. 1.56*б*).

Швидкість фільтрації в залежності від виду кераміки, концентрації і властивостей пилю, а також від робочого тиску в системі дорівнює $0,01 \div 0,5$ м/с.

Керамічні фільтри застосовують для очистки технологічних газів всередині апаратів (газів крекінгу, аміаку з виробництв, азотної кислоти та інших газокаталітичних процесів) в системах газопостачання (для очистки природних та синтетичних газів) і для очистки стисненого повітря, який застосовується при фарбуванні методом розпилення фарби, для знепилення стиснених газів (хлору, діоксиду вуглецю).

Металокерамічні фільтри – виготовляються з металевих порошків сфероподібної форми з гладенькою поверхнею або порошки з несферичної форми з шорсткою поверхнею; в останньому випадку механічна міцність вища. Порошки виготовляються із корозійностійкої сталі (X18N9; X17N2; X18N12M2T), а також із бронзи, міді, нікелю, титано-люмеля, ніхрома, алюмінію, вольфраму та інших металів.

Металокерамічні фільтруючі матеріали одержують методом пресування або прокатки з наступним спіканням при температурі $800-1300^{\circ}\text{C}$ у вигляді циліндричних елементів висотою 80-100 мм з товщиною стінок від 0,35 до 2,5 мм.

Останні можна гофрувати, згинати в труби, з листів можна вирізати диски та інші елементи. Металокерамічні елементи (МКЕ) більш міцні і пластичні ніж керамічні фільтри і краще витримують навантаження ударом, але вартість майже в 10 разів більше ніж в керамічних.

Фільтруючі властивості МКЕ також краще ніж у керамічних, окрім того, їх можна зварювати, паяти, склеювати та піддавати механічній обробці на станках.

Вироби, які одержані пресуванням, характеризуються більш високою ефективністю очистки газів, ніж вироби, які одержані спіканням, при однаковій порозності.

Продуктивність по газу може змінюватись в межах $0,2 \div 10$ м³/м²·хв. при аеродинамічному опорі 0,1 – 6 кПа. Тому ці фільтри громіздкі: наприклад, при продуктивності 0,1 м³/с фільтр має діаметр 1,2 м і висоту 18 м.

Регенерація фільтрів здійснюється зворотною продувкою або імпульсами стисненого повітря або газу з тиском від 0,6 до 1 МПа з терміном від 0,1 до 0,5 с.

Оптимальним вважається умови регенерації шляхом зворотної продувки, яке відповідає швидкості продувального повітря до швидкості фільтрації $0,2 \div 0,5$.

Приклад розрахунку газових фільтрів

У відповідності з найбільшим припустимим для фільтруючого елемента перепадом тиску визначають загальну фільтруючу поверхню за виразом:

$$F = V_{\text{сек}} r_{\text{ф}} / \Delta P,$$

де $V_{\text{сек}}$ – витрати запиленого газу, м³/с;

$r_{\text{ф}}$ – максимальний опір фільтра, Н·с/м³;

ΔP – максимальний перепад тиску, Па.

Тривалість роботи фільтра між очистками визначають із співвідношення:

$$\tau_{\text{ф}} = V_{\text{ф}} / V_{\text{сек}},$$

де $V_{\text{ф}}$ – об'єм газу, при проходженні якого через фільтр опір фільтруючої перегородки досягає максимального значення.

Розрахунок газових рукавних фільтрів

Враховуючи те, що рукавні фільтри працюють практично при постійній швидкості, значення $\Delta P_{\text{ф}} = 1-3$ кПа. Швидкість фільтрації рукавних фільтрів залежить від матеріалу тканини рукавів і властивості пилу, що вловлюється. Швидкість фільтрації “С” коливається в межах від 50 до 200 м³/м²·хв. $(1,3 \div 5,5) \cdot 10^{-2}$ м³/м²·с.

Якщо V об'ємні витрати запиленого газу, то необхідна поверхня фільтрації F визначається за виразом:

$$F = \frac{V}{C}.$$

Приймаючи певний діаметр рукавів $d_{\text{р}}$ і довжину l , визначаємо загальну кількість рукавів

$$i = \frac{F}{\pi d_{\text{р}} l}.$$

1.4 Осадження в полі електричного поля

1.4.1 Загальні положення

Осадження твердих часток, розподілених в газі, під дією електричного поля, має суттєві переваги в порівнянні з іншими способами осадження.

Дія електричного поля на заряджену частинку визначається в значній мірі величиною її електричного заряду. При електроосадженні частинок невеликих розмірів вдається створювати значний електричний заряд, і завдяки цьому здійснювати процес осадження дуже дрібних частинок, який неможливо провести під дією сили тяжіння або відцентрової сили. Переваги цього способу:

1. Можлива будь-яка ступінь очищення аж до 100%. З економічної доцільності ступінь очищення не буває вище 99%;

2. Гідрравлічний опір електрофільтру становить $\Delta P = 100$ Па;

3. Відносно невеликі витрати електроенергії 0,05 - 0,8 кВт в годину на 1000м³ газу;

4. Електрофільтр може застосовуватись при високих температурах і агресивних газах;

Фізична модель процесу. Газовий потік, що містить тверді частинки, попередньо іонізують. Тверді частинки набувають при цьому певного електричного заряду.

При проходженні іонізованого потоку газу в електричному полі між двома електродами, заряджені частинки під дією електричного поля переміщуються до протилежно заряджених електродів та осаджуються на них.

Іонізація газу здійснюється двома способами:

- *самостійно*, при достатньо високій різниці потенціалів на електродах;

- *несамостійно* – в результаті впливу випромінювання радіоактивних речовин, рентгенівського випромінювання тощо.

В техніці газоочистки до теперішнього часу здійснювали тільки самостійну іонізацію, але виробництво значної кількості штучних радіоактивних матеріалів розширює застосування несамостійної іонізації для електроосадження.

В промисловості електроосадження зважених твердих часток проводиться таким чином: газовий потік направляє всередину трубчатих (або пластинчатих) позитивно заряджених електродів, які заземлюються (рис. 1.57).

Всередині трубчатих електродів (рис. 1.57а) або між пластинчатими електродами (рис. 1.57б) натягують дроти, які є катодами.

Якщо з'єднати електроди з джерелом постійного струму, яке створює на електродах різницю потенціалів 400-600 кВ/м, і забезпечити щільність струму 0,05-0,5 мА/м довжини катода, то запилений газ, який проходить між цими електродами, майже звільняється від зважених частинок.

В процесах електроосадження відбуваються такі явища. Внаслідок високої різниці потенціалів на електродах та неоднорідності електричного поля (ущільнення силових ліній біля електрода з меншою поверхнею – катода) в шарі газу біля катода утворюється односторонній потік електронів, які рухаються до аноду. В цьому випадку в результаті зіткнень електронів з нейтральними молекулами газ іонізується. Зовнішньою ознакою є сяйво шару газу або утворення “корони” біля катода.

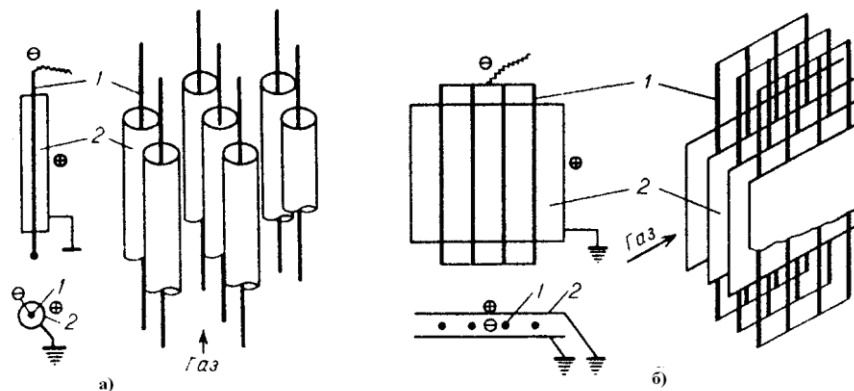


Рис.1.57 Форми електродів в електрофільтрі

а та пластинчатого б електрофільтрів 1 – коронуючі електроди (катод);
2 – осаджувальні електроди (анод).

При іонізації утворюються як позитивні, так і негативні іони, позитивні іони залишаються біля “коронуючого” електрода, негативно заряджені – прямують з великою швидкістю до аноду, які при зіткненні з твердими частинками заряджають їх.

Отримавши негативний заряд тверді частинки під дією електричного поля переміщуються до аноду. Швидкість руху твердих частинок, що мають негативний заряд, невелика, і залежить від розміру частинок і гідравлічного опору газового середовища. Зазвичай швидкість електроосадження коливається в межах від декількох сантиметрів до декількох десятків сантиметрів в секунду. Швидкість електроосадження дещо збільшується під впливом “електричного вітру”, який виникає внаслідок передачі імпульсу рухомих іонів газу газовому середовищу та розподіленім в газі твердим частинкам.

Надійних методів визначення швидкості осаження під дією електричного поля не знайдено, тому вона визначається досить наближено.

Електричне поле діє на заряджену тверду частинку з силою:

$$F = n e_0 E_x,$$

де E_x – градієнт потенціалу, кВ/м;

x – відстань від осі “коронуючого електрода”, м;

n – число зарядів, які одержала частинка;

e_0 – величина елементарного заряду.

Градієнт потенціалу може бути знайдений із виразу:

$$E_x = \sqrt{\left(E_e \frac{r}{x}\right)^2 + \frac{2i_0}{u} \left(1 - \frac{r^2}{x^2}\right)},$$

де i_0 – щільність струму коронуючого електроду, мА/м;

u – рухливість іонів, м/с;

r – радіус електроду, см.

Критичний градієнт напруги:

$$E_e = 31 + 9,51\sqrt{\delta/2},$$

де δ – відношення густини повітря при даних умовах до його щільності при 25 °С і тиску 10^5 Па.

$$S = F.$$

після підстановки одержимо:

$$3\pi d\mu W_0 = ne_0 E_x.$$

де S – сила Стокса $S = 3\pi d\mu W_0$;

F – сила дії електричного поля

Звідки швидкість осідання:

$$W_0 = \frac{ne_0 E_x}{3\pi d\mu}.$$

Швидкість осідання частинки може бути виражена рівнянням:

$$W_0 = \frac{dx}{d\tau}.$$

Звідки час осідання відповідно розраховується за виразом:

$$\tau_0 = \int_r^R \frac{dx}{W_0},$$

де r – радіус коронуючого електроду;

R – відстань від осі коронуючого електроду до поверхні осаджувального електроду.

Апарати для осадження частинок в електричному полі називають електрофільтрами.

1.4.2 Огляд конструкцій електрофільтрів

Електрофільтри поділяють на 2 групи – трубчаті (рис. 1.58) і пластинчаті (рис. 1.59).

Запилений газ (рис. 1.58) надходить в газохід, розподіляється по трубчатих електродах 1, що заземлені. В середині знаходяться коронуючі електроди 2. Запилений газ I надходить через газохід. Очищений газ II виходить через газохід. В цьому фільтрі особливо важливо вірно змонтувати електроди, які повинні бути встановлені строго по центру труби. Осаджуючі електроди виробляються з заліза, свинцю, ферросіліда і можуть бути шестигранної форми. В цих електрофільтрах ступінь очищення більш висока, ніж в пластинчастих фільтрах.

Недоліки електрофільтрів: труднощі видалення осілого пилу, складність монтажу, велика витрата енергії на одиницю довжини провідників.

Пластинчасті електрофільтри (рис. 1.59) більш зручні з погляду монтажу. В цих фільтрах осаджуючі електроди являють собою металеві листи або натягнуті на рами металеві сітки 2, коронуючі електроди роблять у вигляді дротів 1. Для очищення гарячих газів осаджуючі електроди роблять у вигляді хвилястих аркушів, щоб уникнути короблення. Ці електрофільтри бувають вертикальними і горизонтальними.

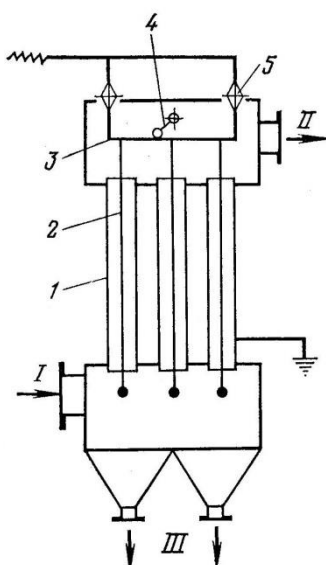


Рис. 1.58 Трубчатий електрофільтр:

1 – осаджувальний (трубчатий) електрод; 2 – коронуючий електрод; 3 – рама;
4 – струшуючий пристрій; 5 – ізолятори; I – запилений газ; II – очищений газ; III – пил

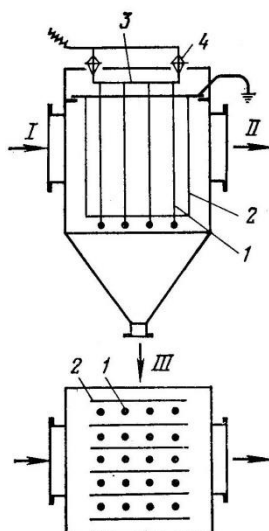


Рис. 1.59 Схема конструкції пластинчатого електрофільтра:

1 – коронуючі електроди; 2 – осаджувальні (пластинчаті) електроди; 3 – рама; 4 – ізолятори;
I – запилений газ; II – очищений газ; III – пил

В залежності від фізичного стану частинок, які осаджуються із газу, розрізняють *сухі і мокрі електрофільтри*. Перші застосовують для очистки газів від пилу, а другі – від дрібних крапель рідини, розподілених в газі. У відповідності до хімічних властивостей частинок, які осаджуються в електрофільтрі, та температури газів вибирають матеріали для виготовлення електродів та корпусу електрофільтра.

Алгоритм розрахунку електрофільтрів.

1. За дослідними даними визначають швидкість газу в апараті, ступінь очищення, час перебування газу в апараті і щільність струму.

2. За витратами газу і швидкості газу визначається перетин апарата, визначається кількість електродів та відстань між коронуючим та осаджувальним електродами.

3. Визначається сумарна довжина коронуючих електродів L .

4. По довжині електродів L і щільності струму знаходять силу струму в електрофільтрі:

$$I = iL.$$

5. Знаходять критичний градієнт напруги $E_{кр}$:

Потужність випрямляючого агрегату для живлення електрофільтра N (кВт) розраховують за формулою:

$$N = (0,707 \cdot 10^{-6}) V \cdot I m + 0,5/\eta ,$$

де V – робоча різниця потенціалів на електродах, кВ;

m – коефіцієнт форми кривої випрямленого струму, дорівнює 1,5÷2,2;

η – коефіцієнт корисної дії агрегата, дорівнює 0,7÷0,8.

1.5 Економічні аспекти пиловловлення

Створення екологічно чистих промислових технологій не можливо без застосування апаратів і пристроїв для уловлення з високою ефективністю пилоподібних фракцій твердих частинок з газів. Тому доцільно з'ясувати економічні витрати для проведення ефективного уловлення. Для якісної оцінки вартості уловлення частинок в залежності від їх розміру для різних конструкцій апаратів запропоновані якісні критерії, наведені на рис. 1.60 та табл.1.17.

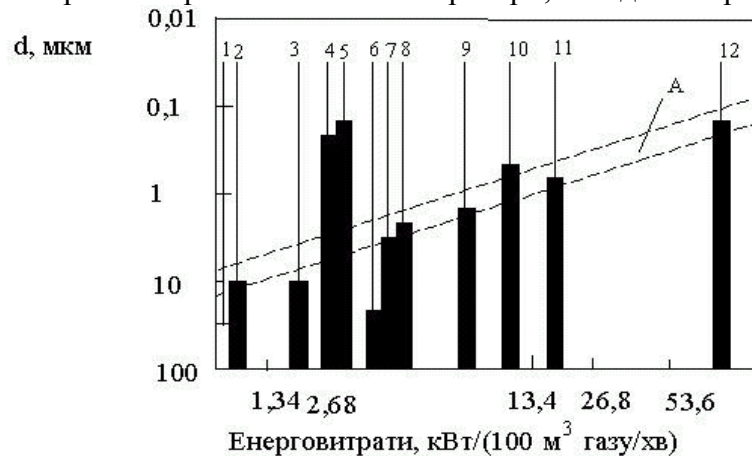


Рис.1.60 Залежність мінімального розміру часток, що вловлюються в пиловловлювачах, від енерговитрат:

- 1 - осаджувальна камера, 2 - інерційні пиловловлювачі, 3 - зрошувальна камера, 4 – електрофільтр, 5 - рукавний фільтр, 6 – циклон, 7 – «мокрый» циклон, 8 - порожній форсунковий скрублер, 9 - газопромивач ударно-інерційної дії, 10 - дисковий скрублер, 11 - низьконапірний скрублер Вентурі, 12 - високонапірний скрублер Вентурі (А- енерговитрати при інерційному механізмі осадження частинок.)

У промисловій практиці розмір часток $d_p \gg l_i$ (l_i - середня довжина вільного пробігу молекул газу, м). Опір середовища, що виникає при русі частки, визначається законом Стокса:

$$F_c = 3\pi \cdot d_p \cdot \mu_{a0} W_0,$$

де W_0 - швидкість осадження часток, м/с.

Для часток з розмірами 0,2...20 мкм при визначенні сили F_c вводиться корекція Кенінга-Міллікена, що враховує підвищення рухливості частинок в порівнянні з середньою довжиною вільного пробігу газових молекул l_i :

$$F_c = \frac{3\pi \cdot \mu_a d_p W_0}{\tilde{N}_e}.$$

Коефіцієнт корекції розраховується за рівнянням:

$$C_e = 1 + 2 \frac{l_i}{d_p} (1,257 + 0,4l_i^{-1,1d_p}).$$

Таблиця 1.17 Порівняння енерговитрат обладнання для вловлювання пилу згідно рис. 1.60

№ позиції	Тип апарату	Середній розмір частинок $d_{\text{ср}}$, мкм	Енерговитрати на очистку, кВт/6000 м ³ /год
1.	Пилоосаджувальні камери	80	0,6
2.	Інерційні вловлювачі	40	
3.	Зрошувальна камера	10	1,8
4.	Електрофільтр	0,3	2,5 ÷ 2,8
5.	Рукавний фільтр	0,5	
6.	Циклон	30	4,8 ÷ 5,21
7.	Мокрий циклон	10	
8.	Порожнистий форсуночний скруббер	8	4,8 ÷ 5,21
9.	Апарати ударно-інерційного типу	5	8,0
10.	Дисковий скруббер	1,0	10
11.	Низьконапірний скруббер Вентурі	0,5	13,4
12.	Високонапірний скруббер Вентурі	0,5	56,0

У табл.1.18 наведені значення C_k для різних діаметрів часток.

Таблиця 1.18 Поправка для різних діаметрів часток.

$d_{\text{ч}}$, мкм	0,003	0,01	0,03	0,1	0,3	1,0	3,0	10,0
C_k	90,0	4,5	7,9	2,9	1,57	1,16	1,03	1,0

На рис. 1.61 наведена кореляція вартості очищення газів від ефективності вловлення пилу, що містять 30% частинок розміром менше 10 мкм. При визначенні залежності враховувалися витрати як на основне, так і на допоміжне устаткування, поточні витрати, а також витрати на обслуговування, ремонт і амортизаційні витрати. Оцінка проводилась виходячи з продуктивності 29,4 м³/с (1000 м³/год) при безперервній роботі протягом 8000 год у рік. Температура газів приймалася рівною 20°C, а початкова концентрація пилу - 11,5 г/м³.

Відносна вартість очистки наведена в табл. 1.19.

Таблиця 1.19 Відносна вартість газоочистки в перерахунку на 1000 м³/год.

№	Тип апарату	відносна вартість	ефективність вловлювання, %
1.	Очистка в батарейному циклоні	1	95%
2.	Інерційні пиловловлювачі	0,55	70%
3.	Циклони середньої ефективності	0,7	70%
4.	Мокры циклони	1,5	90%
5.	Скрубери з рухомим шаром насадки	2	95%
6.	Низьконапірні скрубери Вентурі	3,2	99%
7.	Високонапірні скрубери Вентурі	6,0	99,5%
8.	Рукавні фільтри із зворотньою продувкою	5,0	99,5%

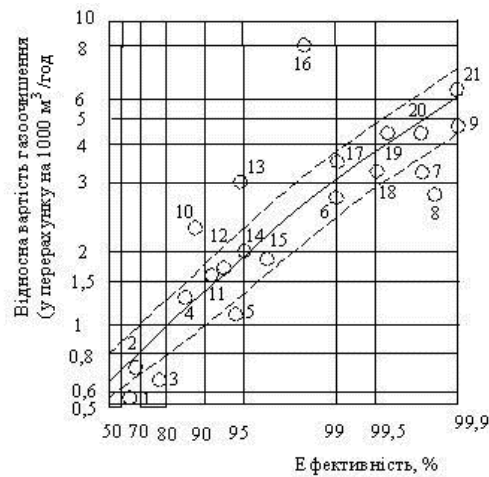


Рис. 1.61 Залежність відносної вартості знеплення газів від ефективності роботи пиловловлювачів:
 1-інерційні пиловловлювачі; 2-циклони середньої ефективності; 3-прямоточні циклони; 4-циклони високої ефективності; 5-батареїні циклони; 6-електрофільтри; 7-рукавні фільтри; 8-низкошвидкісні рукавні фільтри, що регенеруються горизонтальними коливаннями; 9-фільтри з зворотною струменевою продувкою; 10-ежекторні скрубери; 11-мокрі циклони; 12-ротоклони; 13-порожністі скрубери; 14-скрубери з рухомою кульовою насадкою; 15-скрубери з ударно-відбивними тарілками; 16-дезінтегратори; 17-мокрі електрофільтри; 18-низьконапірні скрубери Вентурі; 19-середньонапірні щілинні скрубери Вентурі; 20-середньонапірні скрубери Вентурі

Запитання для самоконтролю

1. Що таке дисперсія? Як поділяють дисперсії за агрегатним станом дисперсійного середовища і дисперсної фази?
2. В чому полягає фізична модель розділення неоднорідних газових систем в полі сил тяжіння?
3. Якими перетвореннями одержати критеріальну залежність, яка описує осадження твердої частинки в полі сил тяжіння?
4. Яка умова визначає ефективну роботу газового відстійника?
5. Від яких параметрів залежить продуктивність газового відстійника?
6. Вкажіть область застосування та недоліки базових конструкцій газових відстійників.
7. У чому полягає фізична модель процесу осадження твердих частинок в полі відцентрових сил?
8. Поясніть фізичну сутність фактора розділення.
9. Наведіть базові конструкції циклонів.
10. У чому полягає принцип роботи батарейних циклонів?
11. Наведіть порядок проектного розрахунку циклонів.
12. У чому полягає відмінність в роботі циліндричних та конічних циклонів?
13. Поясніть роботу апарата із зустрічними закрученими потоками.
14. У чому полягає фізична сутність мокрої газоочистки?
15. Наведіть основні конструкції різних типів апаратів для мокрої газоочистки.
16. Поясніть принцип роботи апарата з коливною насадкою.
17. Яка максимальна продуктивність для апаратів мокрої газоочистки типу "СИОТ"?
18. У яких випадках застосовується скрубер Вентурі?
19. Поясніть фізичну сутність процесу фільтрації газів через пористу перегородку.
20. Наведіть характеристики різних типів перегородки.
21. Сформулюйте вимоги до пористих перегородок та наведіть приклади застосування від тканинних перегородок до металокерамічних елементів.
22. В чому полягає фізична модель процесу розділення в електричному полі?
23. Наведіть конструкції електрофільтрів.
24. Як відбувається безперервна іонізація газу в електрофільтрах?
25. Як змінюються витрати на очистку газів залежно від частинок, що вловлюються?

Глава 2 Розділення неоднорідних рідких сумішей

2.1 Загальні положення

Поряд з неоднорідними газовими системами в хімічній технології існують неоднорідні рідкі системи.

В цих системах дисперсійне середовище – рідина, а дисперсна фаза – тверді частинки. В розділі 1.1 наводилась детальна класифікація.

Основні методи розділення таких систем:

1. Осадження під дією сили тяжіння;
2. Фільтрація через пористу перегородку.
3. Осадження в полі відцентрових сил;

2.2 Осадження під дією сили тяжіння. Відстоювання

Процес осадження під дією сили тяжіння (відстоювання) відбувається аналогічно процесу в газових відстійниках. Тверді частинки осаджуються на дно відстійника, утворюючи шар твердих частинок - осад.

Над осадом знаходиться перехідна зона, в якій розташовані зважені дрібні частинки, а вище розташовується шар освітленої рідини, (рис. 2.1).

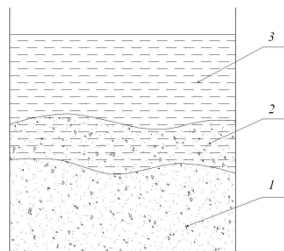


Рис. 2.1 Рідинний відстійник:

1 – осад; 2 – перехідна область; 3 – освітлена рідина

Процес зливу освітленої рідини називається *декантацією* і може здійснюватись безперервно або періодично. Структура осаду залежить від розміру твердих частинок. Грубі суспензії утворюють щільний осад і тому добре розмежовуються між осадом і чистою рідиною (вода і пісок). В тонких суспензіях немає границі між осадом і рідиною. Спостерігається поступовий перехід від освітленої рідини до концентрованої суспензії.

При відстоюванні розрізняють два типи осадження: вільне і стіснене.

1. *При вільному осадженні* кожна частинка осідає незалежно від інших.

2. *Стіснене осадження* має місце при розділенні концентрованої суспензії. В цьому випадку частинки стикаються між собою, що впливає на швидкість їх осадження. Швидкість осадження при стісненому осадженні зменшується. Швидкість стісного осадження $w_{ст}$ залежить від приведеної концентрації твердих часток Δ у суспензії і може бути розрахована за формулою:

$$w_{но} = w_0 \left[-4,5\Delta + \sqrt{20,25\Delta^2 + (1 - \Delta^3)} \right],$$

де w_0 – швидкість осадження при вільному осадженні;

Δ – приведена концентрація: $\Delta = \tilde{\rho}_c / \rho_\delta$; де x – масова частка твердої фази; ρ_c , ρ_τ – відповідно густина суспензії і твердої фази в ній.

2.2.1 Матеріальний баланс рідинного відстійника

Позначимо кількість суспензії, що подається у відстійник, через M_c кг, а вміст твердої речовини в ній позначимо через x_c (масові відсотки). Масу освітленої рідини позначимо через M_p , а концентрацію в ній твердої фази позначимо через x_m . Масу осаду і вміст твердої фази позначимо через M_0 і x_0 , (рис. 2.2).

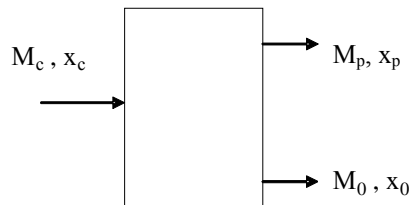


Рис. 2.2 Схема матеріальних потоків рідинного відстійника

Запишемо рівняння матеріального балансу:
за матеріальними потоками:

$$M_c = M_p + M_0 \quad (2.1)$$

за твердою фазою:

$$M_c x_c = M_p x_p + M_0 x_0.$$

Приймаємо, що концентрація твердої фази в освітленій рідині $x_p = 0$. Тоді рівняння (2.1) має вигляд:

$$M_c x_c = M_0 x_0,$$

звідки

$$M_0 = M_c \frac{x_c}{x_0} \quad (2.2)$$

Тобто всі тверді речовини, які були в суспензії до відстоювання, перейшли в осад. З рівняння (2.1) визначаємо кількість освітленої рідини:

$$M_p = M_c - M_0; \quad (2.3)$$

Виконавши підстановку рівняння (2.2), одержимо:

$$M_p = M_c - M_c \frac{x_c}{x_0} = M_c \left(1 - \frac{x_c}{x_0} \right)$$

2.2.1.1 Розрахунок рідинних відстійників

При розрахунку відстійника необхідно знайти поверхню осаду, робочу поверхню апарата, (рис. 2.3). Для цього запишемо рівняння продуктивності, для газових відстійників

$$V = F_0 w_0.$$

Якщо висота шару освітленої рідини h , а поверхня відстійника F , то об'єм рідини, що зливається, дорівнює :

$$F_0 h = V,$$

звідси об'ємна продуктивність розраховується за виразом:

$$\bar{V}_p = \frac{F_0 h}{\tau},$$

якщо τ – час осадження, то швидкість осадження твердих частинок виразиться:

$$W_0 = \frac{h}{\tau}.$$

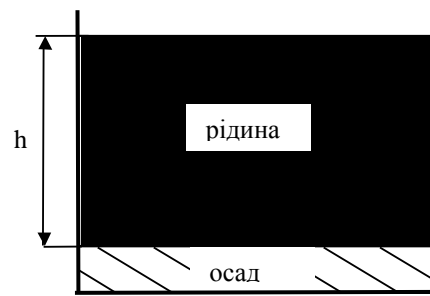


Рис. 2.3. Схема до розрахунку рідинного відстійника

Тобто поверхня осадження розраховується:

$$F_0 = \frac{\bar{V}_p}{w_0}. \quad (2.4)$$

Об'ємні витрати освітленої рідини виразимо через масові витрати рідини:

$$\bar{V}_\delta = \frac{M_\delta}{\rho_p}. \quad (2.5)$$

Підставимо вираз (2.5) до рівняння (2.4) і одержимо:

$$F_0 = \frac{M_\delta}{w_0 \rho_p}. \quad (2.6)$$

Підставимо у вираз (2.6) вираз з рівняння (2.3):

$$F_0 = 1,33 \frac{M_c}{\rho_\delta w_0} \left(1 - \frac{x_c}{x_0} \right),$$

коефіцієнт 1,33 – дослідний коефіцієнт, який враховує умови осадження частинок.

2.2.1.2 Огляд конструкцій рідинних відстійників.

За принципом дії розрізняють: відстійники періодичної, напівбезперервної і безперервної дії.

Відстійники періодичної дії.

Суспензія заливається і залишається в спокої (рис. 2.4). Осад вивантажується з нижнього конуса. Рідина зливається через сифонну трубку або через крани, що розташовані по всій висоті відстійника.

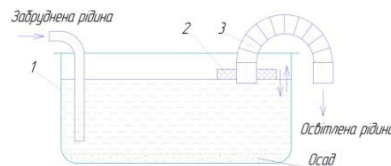


Рис. 2.4 Схема відстійника періодичної дії:

1 – корпус; 2 – поплавок; 3 – гнучкий шланг

Для підвищення швидкості осадження суспензії часто підігривають. При нагріванні зменшується в'язкість суспензії, а швидкість осадження збільшується. Нагріваючі елементи доцільно розташовувати вертикально по всій висоті відстійника. Змійовик розташований рівномірно по всій висоті. Якщо нагріваючий елемент розташувати знизу, то осаджування буде йти повільно, при цьому виникають вертикальні струмені рідини, що перешкоджають осадженню. Такі відстійники застосовуються, наприклад, при виробництві піридинових основ методом відстоювання, при очищенні стічних вод, при відстоюванні питної води.

Відстійник з похилими перегородками напівбезперервної дії

Вихідна суспензія (рис. 2.5) подається через штуцер 1 в корпус 2 апарата, всередині якого розташовані похилі перегородки 3, що направляють потік поперечно вгору і вниз. Наявність перегородок збільшує час перебування рідини і поверхню осадження в апараті. Осад збирається в конічних днищах 4, звідки періодично видаляється, а освітлена рідина безперервно видаляється з відстійника через штуцер 5.

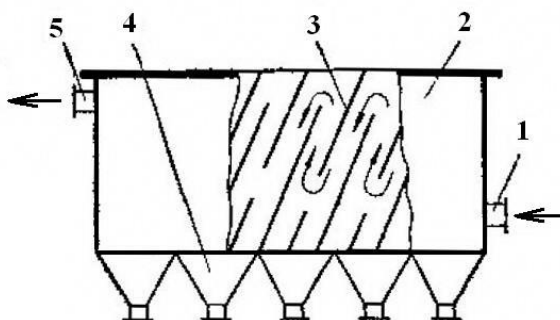


Рис. 2.5 Конструкція відстійника з похилими перегородками напівбезперервної дії:
1 – вхідний штуцер; 2 – корпус; 3 – похилі перегородки; 4 – конічне днище; 5 – вихідний штуцер

Відстійник безперервної дії з гребінчастою мішалкою.

В відстійниках безперервної дії подача суспензії, злив освітленої рідини й видалення осаду відбуваються безупинно. Конструктивно ці апарати виконуються одно-, дво- і багатоярусними.

Велике поширення в хімічній промисловості одержали одноярусні гребкові відстійники безперервної дії, (рис. 2.6). Ці апарати представляють собою невисокі циліндричні резервуари із злегка конічним днищем. Біля верхнього краю резервуара встановлений кільцевий прямокутний жолоб для відводу освітленої рідини.

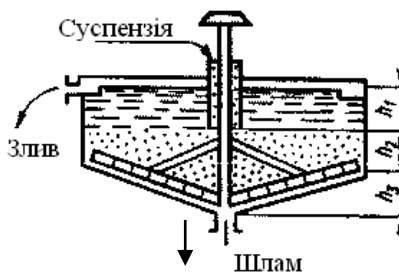


Рис. 2.6. Схема одноярусного відстійника безперервної дії з гребінчастою мішалкою

Всередині резервуара є гребкові мішалки, які обертаються із частотою 2,5-200 об/хв. Суспензія безупинно подається зверху через трубу, освітлена рідина стікає через верхній жолоб, а згущена суспензія осідає на днищі й повільно переміщується гребками до центрального патрубку, через який відкачується діафрагмовим насосом. Як видно з (рис. 2.6), у відстійнику по висоті утворюються три різко різні за структурою зони: зона висотою h_1 освітленої рідини, де відбувається вільне осадження часток; зона висотою h_2 згущення суспензії (шлам); зона висотою h_3 розташування лопатей мішалки. Відстійники цього типу виконують діаметром до 100 м; їхня годинна продуктивність досягає 125 т осаду. Основний недолік одноярусних гребінчастих відстійників – громіздкість.

Окрім безперервності дії, гребкові відстійники мають такі переваги: 1) рівномірна щільність осаду і можливість її регулювання шляхом зміни продуктивності відкачуваного насоса, 2) краще зневоднювання осаду при легкому збовтуванні згущеної суспензії мішалкою, 3) механізація процесу (один робітник може обслуговувати до 40 апаратів).

Багатоярусні відстійники

Значно більшою компактністю відрізняються двох'ярусні і багатоярусні відстійники, які мають декілька відділень, розташованих одне над іншим. У цих апаратах верхні й нижні відділення з'єднані трубою, яка опущена нижче рівня згущеної суспензії в нижньому відділенні апарата, а згущений продукт відкачується тільки з нижнього відділення. Освітлена рідина відводиться з верхньої частини кожного відділення апарата. У такому відстійнику тиск стовпа більш важкої суспензії врівноважується більше високим стовпом суспензії, що згущається, і розподіл живлення, освітленої рідини. Зміною висоти останнього можна регулювати висоту стовпа суспензії, що згущається, і розподіл живлення.

При відстоюванні суспензії в апаратах розглянутих конструкцій значна кількість цінної рідини відводиться разом з осадом, що видаляється. Для виділення майже всієї рідини із суспензії застосовують проміжне промивання осаду. У багатоярусний відстійник із проміжним промиванням осаду, (рис. 2.7), суспензія безперервно подається до верхнього ярусу.

Свіжа промивна рідина з бачків надходить до нижньої частини передостаннього ярусу. Освітлена рідина з верхнього ярусу безперервно видаляється по жолобу, що розташований вгорі відстійника. Згущений осад збирається в пастці 2, що перебуває біля днища ярусу. Сюди ж подається промивна рідина з розташованого нижче ярусу через відповідний бачок 4 і трубопровід 6. Промивною водою осад вимивається й надходить на розташований нижче ярус, де знову відстоюється, промивається і т.д. Промитий у такий спосіб осад витікає через патрубок 7, який знаходиться в днищі нижнього ярусу апарата, а промивна рідина з верхнього ярусу використовується для приготування суспензій та інших технологічних цілей.

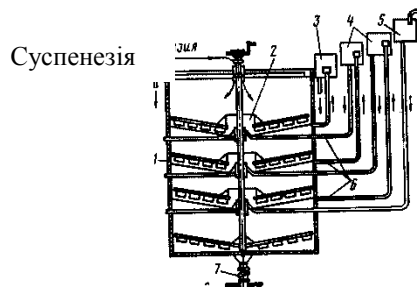


Рис. 2.7. Схема багатоярусного відстійника безперервної дії з проміжним промиванням осаду:
1 – корпус; 2 – вловлювач; 3, 4 – бачки для промивання рідини; 5 – бачок для свіжої промивної рідини;
6 – трубопроводи; 7 – патрубок для видалення осаду

Порядок розрахунку рідинних відстійників.

1. Задаються ступенем очищення.
2. Знаючи фракційний склад частинок знаходять мінімальний діаметр частинок, що підлягають осадженню.
3. Для цього розміру частинок розраховують швидкість осадження w_0 .
4. Виходячи швидкості осадження твердих частинок розраховують поверхню осадження і розміри відстійника.

2.3. Фільтрація суспензій

2.3.1. Загальні положення

Схема процесу фільтрації наведена на (рис. 2.8). В загальному найпростішому випадку фільтр являє собою ємність, корпус 1 розділений на дві частини фільтруючою перегородкою 4.

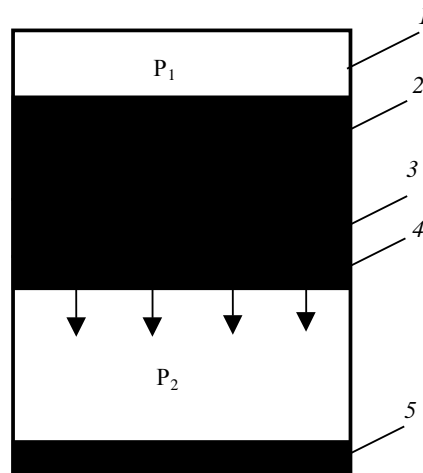


Рис. 2.8 Схема фільтра при розділенні суспензії:
1 – корпус; 2 – суспензія; 3 – осад; 4 – фільтруюча перегородка; 5 – фільтрат

Суспензія 2 надходить у верхню частину ємності таким чином, щоб протягом всього процесу фільтрації контактувала з фільтруючою перегородкою.

На фільтруючій перегородці та після неї створюють відповідну різницю тисків $\Delta P = P_1 - P_2$. Під дією різниці тиску рідина проходить через пори фільтруючої перегородки, утворюючи фільтрат 5. Тверді частинки затримуються на поверхні фільтруючої перегородки 4, утворюючи осад 3.

Отже, процес фільтрації – це процес розділення суспензій шляхом пропускання їх через пористу перегородку для розділення тонкодисперсних та волокнистих суспензій.

Процес фільтрації може здійснюватись при постійному тиску або при постійній швидкості фільтрації.

Фізична модель процесу:

1. Фільтрація через перегородку, утворення осаду на перегородці.
2. Фільтрація через шар осаду і через перегородку.

Товщина шару осаду суттєво впливає на швидкість процесу фільтрації та якість фільтрату. При фільтрації висота осаду збільшується, що приводить до збільшення гідравлічного опору і підвищення ефективності процесу фільтрації, але зменшує його швидкість.

Швидкість фільтрації – кількість освітленої рідини (фільтрату), що проходить через 1 м² поверхні фільтруючої перегородки за одиницю часу, $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$:

$$W_f = \frac{dV}{F d\tau},$$

де F – поверхня фільтрації; dV – об'єм фільтрату; $d\tau$ – час фільтрації.

Фактори, які суттєво впливають на швидкість фільтрації.

1. *Товщина шару осаду.* Чим більше висота осаду, тим менша швидкість, але ступінь очищення вище.
2. *Структура осаду.* Чим більше розміри каналів в осаді, тим більша швидкість фільтрації.
3. *Тиск.* Із збільшенням тиску швидкість фільтрації зростає, але це тільки в тому випадку, якщо осад кристалічний, що не стискується. Якщо осад є аморфним, то із збільшенням тиску канали пор в осаді зменшуються і швидкість фільтрації зменшується.
4. *Температура.* З підвищенням температури в'язкість суспензії зменшується і швидкість фільтрації збільшується. Отже, фільтрацію доцільно вести при підвищеній температурі, яка обмежується фізико-механічними властивостями фільтруючої перегородки.

В якості фільтруючих матеріалів використовують пісок, металеві сітки, пористу кераміку, тканини (сукно, вовна тощо). Вибір типу перегородки залежить від хімічних

властивостей середовища.

2.3.2. Кінетика процесу фільтрації

При фільтрації суспензії проходить через фільтр – пористу перегородку. Кожний фільтр розглядається як шар зернистого матеріалу, частинки якого можуть бути з'єднані або роз'єднані. Незалежно від цього пористості між частинками (пори) утворюють канали неправильної форми, по яким рухається потік фільтруючої рідини, (рис. 2.9).

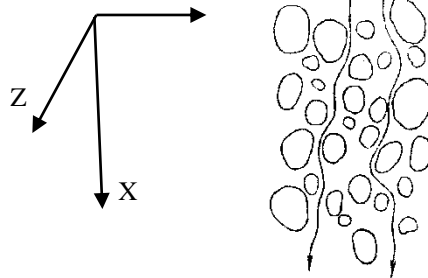


Рис. 2.9. Схема руху рідини у осаді

Виведемо диференціальне рівняння руху в'язкої рідини, що не стискується, для випадку одномірного усталеного руху.

Для цього виділимо в потоці рідини, що рухається по каналу, елементарний паралелепіпед dx, dy, dz (рис. 2.10a).

На цей елемент діє сила тяжіння, що може бути записана, як $G = dV \cdot \rho \cdot g = \rho \cdot g \cdot dx \cdot dy \cdot dz$.

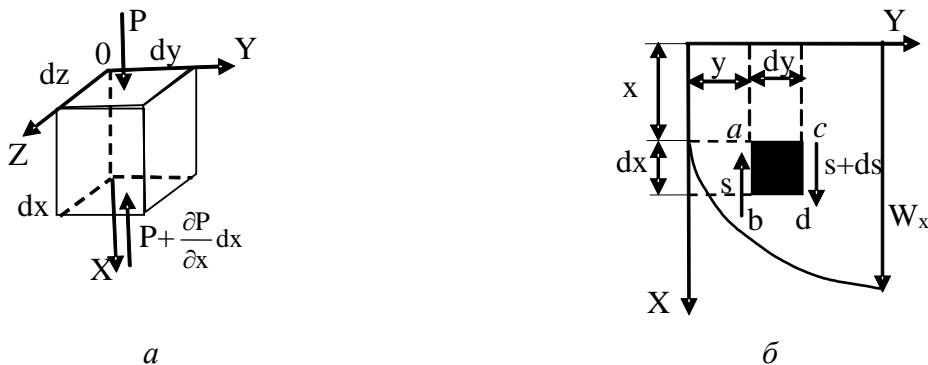


Рис. 2.10. До виведення диференціального рівняння руху в'язкої рідини, що не стискується

Сила тиску. Знайдемо силу тиску, що діє на елемент. Сила тиску – це добуток питомого тиску p на площу dF . Нехай питомий гідростатичний тиск дорівнює тиску стовпа рідини p (тиск на верхній горизонтальній).

Тоді на верхню грань діє сила:

$$P_e = p dF = p dy dz.$$

Тиск на нижній грані цього елемента дорівнює:

$$p + \frac{\partial p}{\partial x} dx,$$

і сила тиску на нижній грані дорівнює:

$$P_n = - \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx \right) dy dz.$$

Результуюча цих сил, як проекція на вісь x , буде:

$$P = p dy dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx \right) dy dz = - \frac{\partial p}{\partial x} dx dy dz. \quad (2.7)$$

Силу тертя визначимо, виходячи з припущення плоско-паралельного руху потоку. В

цьому випадку проекція швидкості W_x залежить тільки від координати Y .

В цьому випадку локальні швидкості руху частинки в потоці W_x (рис. 2.10б), змінюються тільки у напрямку Y , а тертя виникає тільки по бокових гранях ab і cd . Біля грані ab швидкість руху рідини менша, ніж швидкість виділеного елемента, тому сила тертя направлена проти руху. Якщо силу тертя, віднесену до одиниці поверхні, позначити як S , то сила тертя, яка діє на грань ab , дорівнює

$$\bar{S}_{ab} = SdF = Sdx dz.$$

Біля стінки cd швидкість руху частинок більша, ніж швидкість руху елемента, і сила тертя, напрям дії якої співпадає з напрямом руху елемента, виразимо як:

$$\bar{S}_{cd} = S + dS = \left(S + \frac{\partial S}{\partial y} dy \right) dx dz$$

Результуюча дії сили тертя (сума проєкцій на вісь Y) і є сила тертя, що діє на елемент потоку рідини:

$$S = -S_{ab} + S_{cd} = -Sdx dz + \left(S + \frac{\partial S}{\partial y} dy \right) dx dz = \frac{\partial S}{\partial y} dx dy dz.$$

Згідно із законом Ньютона-Петрова сила тертя

$$S = \mu \frac{dw_x}{dy} \quad (2.8)$$

З урахуванням (2.8) результуючу силу тертя можна виразити як:

$$S = \frac{\partial \left(\mu \frac{\partial w_x}{\partial y} \right)}{\partial y} dx dy dz = \mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} dx dy dz. \quad (2.9)$$

Згідно другого закону механіки рівнодійну виразимо:

$$R = dm \cdot a = \rho dV \cdot a = \rho dx dy dz \frac{dw_x}{d\tau}, \quad (2.10)$$

де dm – маса елементарного об'єму, a – прискорення.

Тоді в загальному виді рівняння сил, що діють на елементарний об'єм, запишемо:

$$G + P + S = R, \quad (2.11)$$

або виконавши відповідну підстановку в рівняння (2.11) виразів (2.7), (2.9), (2.10) одержимо:

$$\rho g dx dy dz - \frac{\partial P}{\partial x} dx dy dz + \mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} dx dy dz = \rho dx dy dz \frac{dw_x}{d\tau} \quad (2.12)$$

Диференціальне рівняння (2.12) виведено для рівномірного усталеного руху в'язкої рідини, що не стискується.

Для випадку трьохвимірного неусталеного руху в'язкої рідини, що не стискується ($\rho = \text{const}$), одержимо більш складні рівняння, але структура їх зберігається:

$$\left. \begin{aligned} \rho \frac{Dw_x}{d\tau} &= \rho g_x - \frac{\partial P}{\partial x} + \mu \nabla^2 w_x; \\ \rho \frac{Dw_y}{d\tau} &= \rho g_y - \frac{\partial P}{\partial y} + \mu \nabla^2 w_y; \\ \rho \frac{Dw_z}{d\tau} &= \rho g_z - \frac{\partial P}{\partial z} + \mu \nabla^2 w_z. \end{aligned} \right\} \quad (2.13)$$

Рівняння (2.13) руху в'язкої рідини, що не стискується, називають *рівнянням Нав'є-Стокса*.

Похідні $\frac{Dw_x}{d\tau}; \frac{Dw_y}{d\tau}; \frac{Dw_z}{d\tau}$ в лівій частині рівняння (2.13) являють собою повні (субстанційні) похідні швидкості за часом:

$$\left. \begin{aligned} \frac{Dw_x}{d\tau} &= \frac{\partial w_x}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_x}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_x}{\partial z} \\ \frac{Dw_y}{d\tau} &= \frac{\partial w_y}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial w_y}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_y}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_y}{\partial z} \\ \frac{Dw_z}{d\tau} &= \frac{\partial w_z}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial w_z}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_z}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_z}{\partial z} \end{aligned} \right\} \quad (2.14)$$

Субстанційна похідна пов'язана з поняттям про матерію, або субстанцію.

Перші члени в правій частині рівняння (2.14) визначають локальні зміни складових швидкостей в часі. Три наступні доданки в правій частині враховують переміщення елемента рідини з однієї точки в просторі до другої. Величини g_x, g_y, g_z – складові прискорення вільного падіння за напрямком осей координат.

В загальному випадку розв'язок цих рівнянь є досить складним. Для інженерних розрахунків розв'язуємо це рівняння методом теорії подібностей. З першого доданка рівняння (2.10) одержимо критерій Фруда:

$$\frac{w^2}{gl} = \frac{1}{Fr},$$

з другого доданка (2.10) одержимо критерій Ейлера

$$Eu = \frac{\Delta P}{\rho w^2},$$

з третього доданка (2.10) одержимо критерій Рейнольдса:

$$\frac{\mu_c w}{l^2} \cdot \frac{\tau}{\rho_c w} = \frac{\mu_c \tau}{l^2 \rho_c} = \frac{\mu_c}{wl \rho_c} = \frac{1}{Re},$$

тобто при $l \rightarrow d_{ек}$

$$Re = \frac{w d_{\hat{a}e} \rho}{\mu}$$

де $d_{ек}$ – еквівалентний діаметр каналів в шарі зернистого матеріалу.

При фільтрації рідини сила тяжіння дуже мала в порівнянні з силою тиску і силою тертя. Тому силою тяжіння можна знехтувати і, відповідно, критерій Фруда не входить до критеріального рівняння, що описує рух потоку рідини. В критеріальне рівняння введено

додатково безрозмірний комплекс $\left(\frac{l}{d_{\hat{a}e}}\right)$, що характеризує геометричні розміри системи.

Остаточне критеріальне рівняння потоку фільтруючої рідини записується у вигляді:

$$Eu = C Re^m \left(\frac{l}{d_{ек}}\right)^n \quad (2.15)$$

Рух рідини через пори фільтру є ламінарним ($Re \leq 35$).

За результатами експериментальних досліджень прийнято $C=110, n=1, m=-1$, тоді рівняння (2.15) набуває виду:

$$Eu = 110/Re \cdot (l/d_{ек}) \quad (2.16)$$

Еквівалентний діаметр, в загальному випадку розраховується за виразом:

$$d_{\hat{a}e} = \frac{4f}{\dot{V}}, \quad (2.17)$$

де f – поперечний змочений переріз каналу;

P – повний змочений периметр каналу.

Рівняння (2.17) можна виразити, як:

$$d_{ек} = \frac{4V_n}{\sigma}, \quad (2.18)$$

де V_n – питомий об'єм порожнеч в шарі зернистого матеріалу [$\text{м}^3/\text{м}^3$];

σ – питома поверхня зерен в шарі [$\text{м}^2/\text{м}^3$].

Припустимо, що зерна мають форму кулі. Тоді змочена поверхня зерен в каналі дорівнює:

$$\sigma = \pi d_z^2 n, \quad (2.19)$$

де n – число зерен, d_z – діаметр зернистого матеріалу.

Розглянемо шар зернистого матеріалу об'ємом V , що містить n зерен. Об'єм зерен в шарі V_0 дорівнює:

$$V_0 = \frac{\pi d_z^3}{6} n. \quad (2.20)$$

Тоді об'єм порожнеч $V_n = V - V_0$. Приймаємо об'єм шару $V=1 \text{ м}^3$, тоді об'єм порожнеч визначиться як:

$$V_i = 1 - V_0 = 1 - \frac{\pi d_z^3}{6} n. \quad (2.21)$$

Поверхню зерен, рівняння (2.19), помножимо і розділимо на величину $6d_z$, тоді:

$$\sigma = \pi d_z^2 n \frac{6d_z}{6d_z} = \frac{6\pi d_z^3 n}{6d_z}. \quad (2.22)$$

Після підстановки (2.21) і (2.22) в рівняння (2.18) одержимо:

$$d_{\hat{e}} = \frac{4V_i}{\sigma} = \frac{4\left(1 - \frac{\pi d_z^3}{6} n\right)}{\frac{6\pi d_z^3 n}{6d_z}} = \frac{2}{3} d_z \left(1 - \frac{\pi d_z^3}{6} n\right). \quad (2.23)$$

Введемо поняття пористості шару (ε). Пористість шару – відношення об'єму порожнеч в шарі зернистого матеріалу V_n об'єму всього матеріалу:

$$\varepsilon = \frac{V_n}{V} = \frac{V - V_0}{V}. \quad (2.24)$$

При $V = 1$:

$$\varepsilon = 1 - V_0.$$

Підставимо замість V_0 його значення з рівняння (2.20):

$$\varepsilon = 1 - \frac{\pi d_z^3 n}{6} \quad \text{або} \quad 1 - \varepsilon = \frac{\pi d_z^3 n}{6}. \quad (2.25)$$

З урахуванням рівнянь (2.24) та (2.25) рівняння (2.23) перетворюється на вираз:

$$d_{e\hat{e}} = \frac{2}{3} d_z \varepsilon,$$

Позначимо $2/3 = \Phi$ – фактор форми. Тоді для частинок сферичної форми:

$$d_{e\hat{e}} = \frac{\hat{O} d_z \varepsilon}{1 - \varepsilon} \quad (2.26)$$

Запишемо рівняння (2.16) у вигляді:

$$\frac{\Delta P}{\rho w^2} = \frac{110\mu}{\rho w d_{\hat{e}} d_{e\hat{e}}}. \quad (2.27)$$

Замінімо швидкість руху в каналах на швидкість фільтрації W_f , віднесеної до всієї

поверхні фільтра. Між цими швидкостями існує співвідношення:

$$W_f = W\varepsilon. \quad (2.28)$$

Після підстановки в рівняння (2.27) виразів (2.26) отримаємо рівняння для визначення W_f :

$$W_f = \frac{\Delta P d_\zeta^2 \varepsilon}{110\mu l} = \frac{\Delta P d_\zeta^2}{l\mu} \frac{\hat{O}^2 \varepsilon^3}{110(1-\varepsilon)^2}.$$

Із викладеного вище випливає: *при рівних умовах швидкість фільтрації прямо пропорційна квадрату діаметра зерен, з яких утворено фільтруючий шар, і обернено пропорційна в'язкості рідини.*

З іншої сторони, швидкість фільтрації можна записати у вигляді:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = W_f. \quad (2.29)$$

Або виходячи з основного рівняння кінетики технологічних процесів: швидкість процесу прямо пропорційна рушійній силі і обернено пропорційна опору процесу фільтрації.

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta P}{R_{oc}} = \frac{\Delta P \hat{O}^2 \varepsilon^3 d_3^2}{110\mu l(1-\varepsilon^2)}. \quad (2.30)$$

Загальний опір процесу фільтрації розраховується за виразом:

$$R_{oc} = l \frac{110\mu(1-\varepsilon)^2}{d_\zeta^2 \hat{O}^2 \varepsilon^3}, \quad (2.31)$$

де l – висота шару осаду на фільтрі.

Питомий опір осаду визначається співвідношенням:

$$r = \frac{110\mu(1-\varepsilon)^2}{d_\zeta^2 \hat{O}^2 \varepsilon^3}, \quad (2.32)$$

Тобто питомий опір осаду прямо пропорційний в'язкості рідини та обернено пропорційний квадрату діаметра зерна.

Після підстановки виразів (2.31) і (2.32) до рівняння (2.30), одержимо:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta P}{l \cdot r}. \quad (2.33)$$

2.3.3. Вивід основного рівняння фільтрації

Схема фільтра, в якому здійснюється фільтрація під дією перепаду тиску з утворенням осаду наведена на (рис. 2.11).

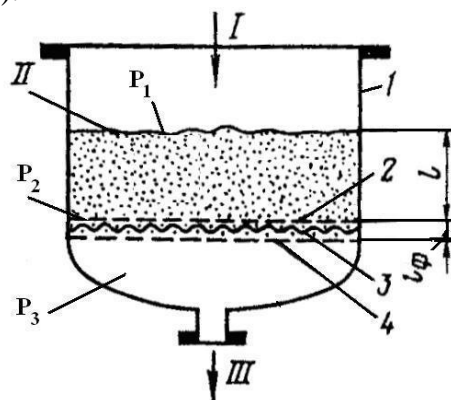


Рис. 2.11 Схема фільтра:

1 – ємність; 2 – фільтруюча тканина; 3 – дренажна сітка; 4 – опорна решітка;
I – суспензія; II – осад; III – фільтрат; l – висота шару осаду

В ємності 1 розміщена опорна решітка 4, на якій встановлена фільтруюча перегородка, яка складається з дренажної сітки 3 і фільтруючої тканини 2. Необхідний перепад тиску

забезпечується або подачею суспензії в об'єм над фільтруючою перегородкою, або створенням вакууму під фільтром. В результаті фільтрації на фільтруючій перегородці утворюється осад.

Припустимо, що в процесі фільтрації не відбувається забивання пор фільтруючої перегородки і опір її є постійним. При постійній витраті рідкої фази запишемо рівняння фільтрації через шар осаду:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta P_1}{lr} \quad \text{або} \quad \frac{dV}{Fd\tau} lr = \Delta P_1. \quad (2.34)$$

де F – поверхня фільтрації;

l_1 - товщина шару осаду;

r – питомий опір осаду;

$\Delta P_1 = P_1 - P_2$ – перепад тиску в шарі осаду.

Запишемо рівняння фільтрації через перегородку:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta P_2}{R} \quad \text{або} \quad \frac{dV}{Fd\tau} R = \Delta P_2, \quad (2.35)$$

де R – загальний опір фільтруючої перегородки,

$\Delta P_2 = P_2 - P_3$ – падіння тиску при проходженні рідини через перегородку.

Додамо праві і ліві частини рівнянь (2.34) і (2.35):

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta P_1 + \Delta P_2}{R + lr} = \frac{\Delta P}{R + lr}, \quad (2.36)$$

де $\Delta P_{\Sigma} = \Delta P_1 + \Delta P_2 = (P_1 - P_2) + (P_2 - P_3) = P_1 - P_3$ – загальний перепад тиску на фільтрі.

Об'єм осаду на фільтрі дорівнює Fl (добуток площі на висоту). Якщо при одержанні 1 м^3 фільтрату утворюється на перегородці $x \text{ м}^3$ осаду, то загальний об'єм осаду на фільтр дорівнює Vx ; тобто можна скласти рівняння:

$$Fl = Vx. \quad (2.37)$$

Звідси висота шару осаду:

$$l = \frac{Vx}{F} \quad (2.38)$$

Виконавши підстановку рівняння (2.38) до (2.36), одержимо:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta P}{\frac{Vxr}{F} + R}. \quad (2.39)$$

Це рівняння і є основним рівнянням фільтрації.

На практиці фільтрація проводиться при постійному тиску або при постійній швидкості.

Перетворення основного рівняння фільтрації при $\Delta P = \text{const}$.

Перетворення загального рівняння фільтрації для випадку фільтрації при постійному тиску полягає в наступному. Запишемо рівняння (2.39) у диференційному вигляді і проінтегруємо:

$$\int_0^V \frac{xr}{F} V dV + \int_0^V R dV = \int_0^{\tau} \Delta P F d\tau. \quad (2.40)$$

В результаті одержимо:

$$\frac{xrV^2}{2F} + RV = \Delta P F \tau. \quad (2.41)$$

Розв'язуючи рівняння (2.41) відносно τ , визначимо час фільтрації при постійному тиску:

$$\tau = \frac{xr}{2\Delta P} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{R}{\Delta P} \frac{V}{F}, \quad (2.42)$$

З цього рівняння можна визначити константи фільтрації.

Розділимо обидві частини рівняння (2.42) на V :

$$\frac{\tau}{V} = \frac{xr}{2\Delta PF^2}V + \frac{R}{\Delta PF}, \quad (2.43)$$

В рівнянні (2.43) перемінною є V – об'єм фільтрату.

Тоді рівняння можна представити, як рівняння прямої:

$$k_1V + k_2 = \frac{\tau}{V}.$$

Ці величини називаються константами фільтрації. Вони визначаються дослідним шляхом.

Візьмемо суспензію і будемо її фільтрувати в дослідній установці при $\Delta P = \text{const}$. Під час досліду будемо вимірювати час τ і об'єм фільтрату V . Результати досліду наносимо на графік з координатами τ/V і V , (рис. 2.12).

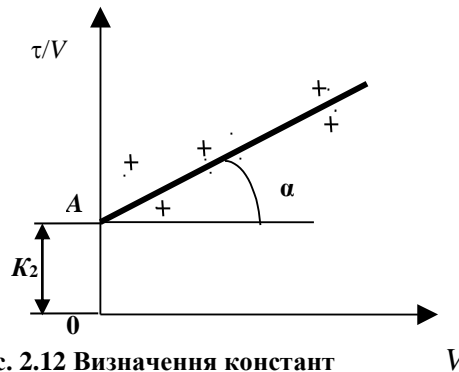


Рис. 2.12 Визначення констант фільтрації

Точки апроксимуємо прямою, де tg кута нахилу цієї прямої, $K_1 = \text{tg}\alpha$, а K_2 – це відрізок OA на осі ординат. Визначивши K_1 і K_2 , можемо знайти питомий опір осаду r та опір фільтруючої перегородки R .

$$K_1 = \frac{xr}{2\Delta PF^2}, \quad \text{звідки} \quad r = \frac{K_1 2\Delta PF^2}{x}; \quad (2.45)$$

та

$$K_2 = \frac{R}{\Delta PF}, \quad \text{звідки} \quad R = K_2 \Delta PF. \quad (2.46)$$

Перетворення основного рівняння фільтрації для випадку фільтрації при постійній швидкості.

Постійну швидкість фільтрації можливо виразити, як:

$$W_f = \frac{dV}{F d\tau} = \text{const.}, \quad \text{тобто} \quad W_f = \frac{V}{F\tau}.$$

Тоді основне рівняння фільтрації для цього випадку запишеться як:

$$\frac{V}{F\tau} = \frac{\Delta P}{\frac{Vxr}{F} + R}. \quad (2.47)$$

Звідки рівняння фільтрації для цього випадку запишеться як:

$$V^2 xr + RVF = F^2 \tau \Delta P.$$

З цього рівняння визначається час фільтрації за виразом:

$$\tau = \frac{xr}{\Delta P} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + R \frac{V}{F}. \quad (2.48)$$

Фільтрація при промиванні осаду.

Після фільтрації згідно технології процесу можливе промивання осаду для видалення з нього залишку фільтрату. При промиванні товщина шару осаду не змінюється $l_l = \text{const}$. Швидкість фільтрації також є постійною:

$$\frac{dV_{np}}{F d\tau} = \text{const} = \frac{V_{np}}{F\tau}. \quad (2.49)$$

Отже, рівняння фільтрації при промиванні осаду має вигляд:

$$\frac{V_{i\delta}}{F\tau_{i\delta}} = \frac{\Delta P}{R + lr} = \frac{\Delta P}{R_{\text{цаа}}}. \quad (2.50)$$

де $R_{\text{цаа}}$ – це загальний опір осаду і фільтруючої перегородки.

Зазвичай швидкість промивання можна прийняти рівною швидкості фільтрації. Константи, знайдені для фільтрації, придатні і для випадку промивання, тільки замість в'язкості суспензії фільтрату слід підставити в'язкість промивної води. Тоді час промивання дорівнює:

$$\tau_{i\delta} = \frac{V_{i\delta} R_{\text{цаа}}}{F \Delta P} \left(\frac{\mu_{i\delta}}{\mu_{\delta}} \right). \quad (2.51)$$

У дужках рівняння 2.51 поправочний коефіцієнт, що враховує відношення в'язкості промивної рідини до в'язкості фільтрату.

Послідовність проведення розрахунку:

- розраховують швидкість фільтрації в останній момент;
- визначають швидкість фільтрації при промиванні осаду;
- задавшись часом промивання $\tau_{\text{пр}}$, визначають витрати промивної води.

2.3.4. Огляд конструкцій фільтрів

За принципом дії фільтри поділяються на фільтри безперервної і фільтри періодичної дії.

В залежності від способу створення рушійної сили:

- фільтри, які працюють під гідростатичним тиском;
- фільтри, які працюють під розрідженням – вакуум-фільтри;
- фільтри, які працюють під надлишковим тиском – фільтр-преси.

Фільтри періодичної дії.

Піскові фільтри.

Це найпростіший тип фільтрів, що служать для очищення води (рис. 2.13). Фільтр являє собою посудину відкритого або закритого типу, що заповнюється піском, мармуром, коксом або шматками кварцу. Вибір матеріалу залежить від хімічної активності суспензії. Зверху наливається суспензія 1, що фільтрується через шар піску 2 і знизу видаляється. Гідростатичний напір у фільтрі створюється стовпом рідини висотою H . Фільтр періодично очищається. Очищення проходить за рахунок потоку води або стисненого повітря, за напрямком протилежним напрямку фільтрації.

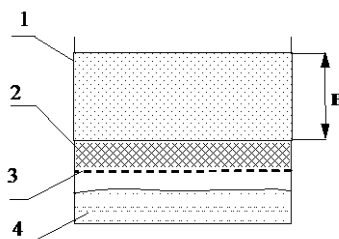


Рис. 2.13. Піскові фільтри

1 – суспензія; 2 – шар піску; 3 – опорна решітка; 4 – фільтрат

Нутч - фільтр, що працює під тиском.

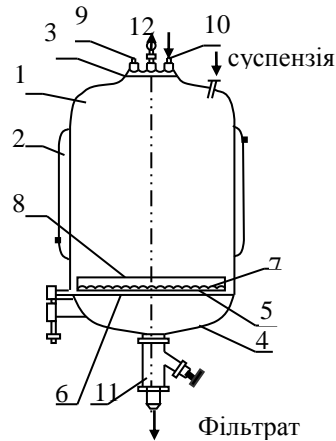


Рис. 2.14. Конструкція нутч-фільтра

1 – корпус; 2 – рубашка; 3 – кришка; 4 – днище; 5 – фільтрувальна перегородка; 6 – опорна перегородка; 7 – захисна сітка; 8 – кільцева перегородка; 9,10 – штуцери для подачі стисненого повітря; 11 – вивід фільтрату

Нутч-фільтр, (рис. 2.14), складається з корпуса 1 з рубашкою 2, кришкою 3, що знімається і днища 4, що переміщається, фільтрувальної перегородки 5, опорної перегородки 6, над якою знаходиться кільцева перегородка 8 висотою 150 мм. Для подачі суспензії і стисненого повітря, служать штуцера 9 і 10, для видалення фільтрату - штуцер 11, запобіжний клапан 12, захисна сітка 7. Цикл роботи складається: наповнення фільтру суспензією, розділення суспензії під тиском стиснутого газу, видалення осаду з фільтрувальної перегородки і регенерація останньої.

Мішковий фільтр

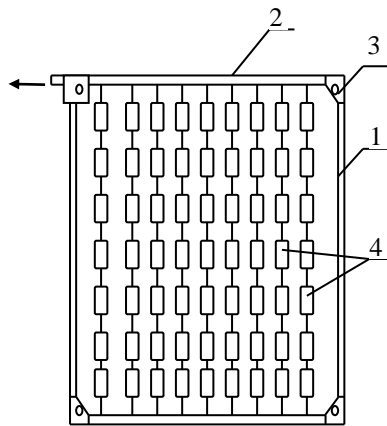


Рис. 13.15. Напівжорсткий каркас для мішкового фільтра

1 – планки; 2 - труба для відводу фільтрату; 3 - шарнірний пристрій; 4 – ланцюги

Мішковий фільтр складається з відкритого або щільно закритого корпуса з розміщеними в ньому фільтрувальними елементами. Ці елементи виготовлені з твердих прямокутних вертикальних і напівтвердих каркасів, на які натягнуті мішки з фільтрувальної тканини. Суспензія надходить у корпус фільтра, осад утворюється на верхній поверхні мішків, а фільтрат видаляється з простору всередині мішків. Фільтр призначений для освітлення рідин, що містять невелику кількість твердих частинок, і знаходить застосування в цукровій і хімічній промисловості. Основною частиною є напівтвердий каркас, який складається з прямокутного гофрованого листа, розташованого з трьох сторін в рамі і приєднаного четвертою стороною до горизонтальної трубки для відводу фільтрату. Напівтвердий каркас вводиться в один з кутів мішка.

Листові фільтри

Конструкція листового фільтра наведена на (рис. 2.16) Фільтр складається з елементів,

які являють собою прямокутні пустотілі рами, в які вставлені великі металеві сітки, обернені фільтруючою тканиною (рис. 2.16б). Кожна рама має штуцер для відведення фільтрату. Набір таких рам, штуцери яких приєднані до спільного колектора, розміщені в закритій циліндричній ємності (рис. 2.16а). Суспензія під тиском подається в середину ємності, фільтрат під дією перепаду тиску проходить в середину пустотілої рами і відводиться по колектору. Утворений на зовнішній поверхні елементів осад відділяється струменем стисненого повітря або води і відводиться через нижній штуцер ємності. Робоча поверхня фільтра досягає 150 м².

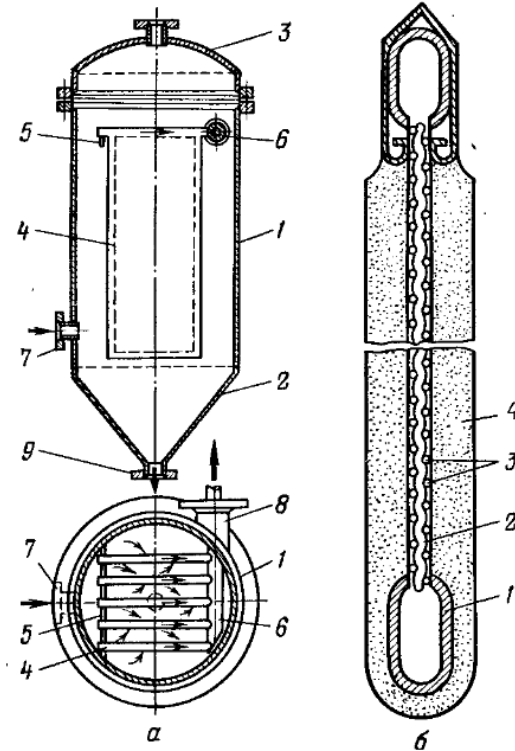


Рис. 2.16. Листовий фільтр

а будова фільтра: 1 – резервуар; 2 – днище; 3 – кришка; 4 – фільтруючий елемент; 5 – опорна решітка;
6 – колектор; 7 - штуцер подачі суспензії; 8 – штуцер відведення фільтрату;
9 – штуцер для відведення осаду;
б – робочий елемент фільтра: 1 – рама; 2 – сітка; 3 – фільтруюча тканина; 4 – осад

Фільтр – прес

Фільтр-прес (рис. 2.17) складається з низки по чергово розташованих плит та рам прямокутної або круглої форми, які спираються боковими ланками на два паралельних бруса станини. Між плитами та рамами прокладаються тканині перегородки. Після цього пакет стягується гідравлічним механізмом між однією нерухомою та іншою рухомою плитами, що рухається по рамках. Краї плит (рис. 2.17б) мають гладеньку поверхню, а середня частина – рифлену. При цьому жолоби з'єднуються в нижній плиті з каналом для відведення фільтрату. Зверху плити мають центральний отвір для подачі суспензії і два крайніх отвори для подачі промивної рідини. Рами також мають по отвору, які утворюють між кожними двома сусідніми камерами для осаду. При затягуванні всього пакету отвори в плитах і рамах співпадають, завдяки цьому утворюються наскрізні канали для суспензії та промивної рідини, а краї тканинних перегородок виконують роль ущільнюючих прокладок. Канали з'єднуються тільки з камерами між плитами і закінчуються біля кінцевої плити.

Суспензія, яка під тиском подається насосом, надходить до камери фільтр-преса, звідки фільтрат, пройшовши обидві фільтруючі тканині перегородки, стікає по жолобам по відповідним каналам (рис. 2.17б), а осад накопичується в середині камер. Після їх заповнення подача суспензії припиняється і по каналам, які мають лише половини плит (рис. 2.17в) під тиском подається промивна рідина. В цей час половина зливних каналів перекривається

кранами, тому провина рідина послідовно проходить через обидві фільтрувальні перегородки та шар осаду між ними. Після промивання осад часто продувають повітрям (інколи перегрітою паром) для видалення залишків фільтрату. Потім відсувають рухому плиту, роз'єднують плити і рами, видаляють осад і знову стягують пакет. Плити та рами виготовляють із чавуна, сталі і кераміки. В разі необхідності споряджаються спеціальними каналами для теплоносія чи охолоджувача. Загальна поверхня фільтрації у фільтр-пресів досягає 140 м^2 , робочий тиск – $1,5 \text{ МПа}$.

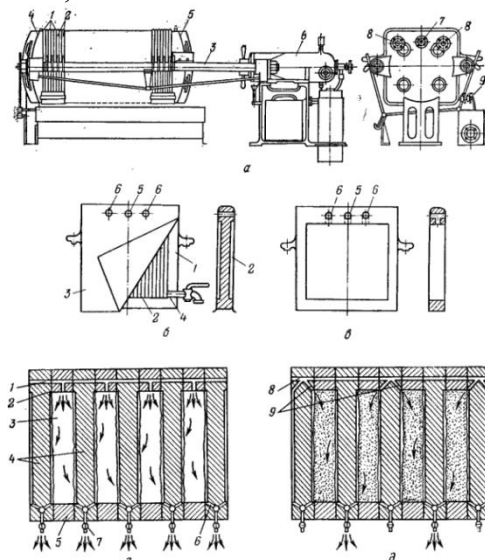


Рис. 13.17. Рамний фільтр-прес:

a – загальний вид: 1 – плити; 2 – рами; 3 – опорний брус; 4 – рухома плита, 5 – нерухома плита;

6 – гідравлічна система; 7- подача суспензії; 8 – промивної рідини; 9 – видалення фільтрату;

б – плита; *в* – рама: 1 – гладенька поверхня плити; 2 – жолобок; 3 – фільтруюча перегородка; 4 – канал для відведення фільтрату та промивної рідини; 5 – проходи для суспензії; 6 – проходи для промивної рідини; *с, д* – стадії фільтрації і промивки: 1 – середній канал для суспензії; 2 – канал; 3 – міжплиточний простір; 4 – плити; 5 – рами; 6 – відведення фільтрату та промивної рідини; 7 – кран; 8 – боковий протік для промивної рідини; 9 – канал

Патронний фільтр

Патронний фільтр (рис. 2.18) складається з елементів у вигляді закритих знизу труб з повздовжніми ребрами і отворами в стінках. Наці труби нанизані кільця з кераміки, спресованого доломіту, скла (рис. 2.18*а*). Пучок таких патронів (рис. 2.18*б*) поміщається в закритий циліндричний корпус з відкидною кришкою, де вони щільно встановлюються в гнізда товстої решітки. З внутрішніми паралельними каналами. Ці канали з'єднуються з порожнинами патронів і забезпечують відведення фільтрату. Суспензія під тиском подається в простір між патронами під тиском $0,8 \text{ МПа}$. За робочим циклом та способом видалення осаду патронні фільтри аналогічні листовим. Поверхня фільтрації досягає 50 м^2 , пористість патронів – 40% , його довжина до 2 м , товщина осаду $15\text{-}20 \text{ мм}$.

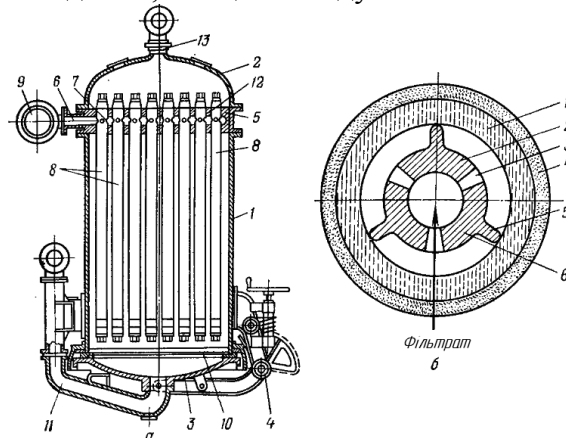


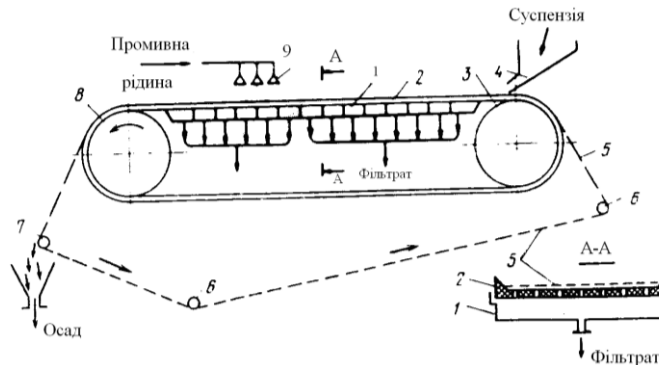
Рис. 2.18. Патронний фільтр:

- a* – схема фільтра: 1 – корпус; 2 – кришка; 3 – днище; 4 – шарнір; 6 – канал в плиті; 7 – канал в патроні; 8 – патрони; 9- колектор; 10 – перфорована перегородка; 11 – труба подачі суспензії; 12 – канал в плиті; 13 – штуцер для подачі суспензії, що фільтрується;
- б* – фільтрувальний патрон: 1 – пористе кільце; 2 – труба; 3 – радіальні отвори; 4 – осад; 5 – ребро; 6 – вертикальний канал

Фільтри безперервної дії.

Стрічковий вакуум-фільтр

Фільтр являє собою апарат безперервної дії, що працює під вакуумом, в якому напрямок дії сили тяжіння співпадає з напрямком руху фільтрату. Схема фільтра наведена на (рис. 2.19).

**Рис. 2.19 Стрічковий вакуум-фільтр**

- 1 – вакуум камера; 2 – перфорована стрічка; 3 – натяжний барабан; 4 – лоток для подачі суспензії; 5 – фільтруюча тканина; 6 – натяжні ролики; 7 – валик для перегину стрічок; 8 – привідний барабан; 9 – форсунки для промивної рідини

Перфорована гумова стрічка 2 переміщується по замкненому колу за допомогою привідного 8 і натяжного 3 барабанів. Фільтруюча тканина 5 притискається до гумової стрічки при натягуванні роликами 6. З лотка 4 на фільтруючу тканину подається суспензія. Фільтрат відсмоктується до вакуум-камер 1, які розташовані під стрічкою, і відводиться з апарату.

Утворений на тканині осад промивається рідиною, яка подається через форсунки 9. Промивна рідина відсмоктується до інших вакуум-камер і, в подальшому, відводиться з апарату.

Осад завдяки вакууму підсушується і при згині стрічки через валик 7 відділяється від тканини і скидається в бункер. На зворотньому шляху між роликами 6 фільтруюча тканина зазвичай регенерується: очищається за допомогою металевих щіток і промивається рідиною.

До переваг стрічкових фільтрів, окрім вищевказаних співпадіння напрямку фільтрації та осадження, відноситься простота конструкції (відсутність спеціальної розподільної головки, як у барабанному фільтрі), хороші умови промивки та зневоднення осаду. Завдяки простоті відведення осаду та регенерації тканини можлива обробка матеріалів, що важко фільтруються.

Недоліками є невелика питома поверхня і швидкий знос фільтруючої стрічки, громіздкість апарату, та складність герметизації.

Барабанний вакуум-фільтр

Основною частиною барабанного вакуум-фільтра, (рис. 2.20), є зварений або вилитий з металу барабан 1, встановлений за допомогою цапф в підшипниках над ванною 4 з суспензією, таким чином, щоб частина барабана була занурена у ванну.

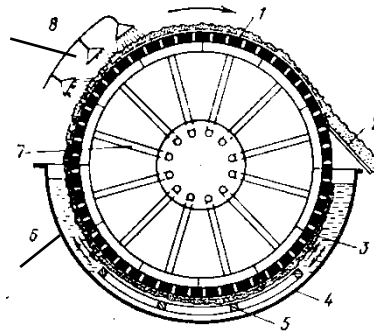


Рис. 2.20. Схема барабанного вакуум-фільтра

1 – перфорований барабан; 2 – ніж; 3 – фільтруюча тканина; 4 – ванна; 5 – коливаюча мішалка;
6 – камери; 7 – труби; 8 – пристрій для подачі промивної рідини

Барабан набуває обертового руху від електродвигуна. Поверхня барабана перфорована і покрита фільтруючою тканиною 3, яка спеціально закріплюється на барабані. Під фільтруючою поверхнею створюється вакуум, фільтрат проходить через фільтруючу тканину, а на її поверхні залишається осад, який в подальшому зрізається ножом 2.

Для запобігання попадання твердих частинок у ванні встановлена рухома (коливальна) мішалка 5. Всередині барабана перегородками утворені окремі камери 6, з'єднані трубами 7 з каналами, які проходять через одну з цапф. Канали з'єднані з автоматичним перемикаючим пристроєм – розподільною головкою. Схема розподільної головки наведена на (рис. 2.21).

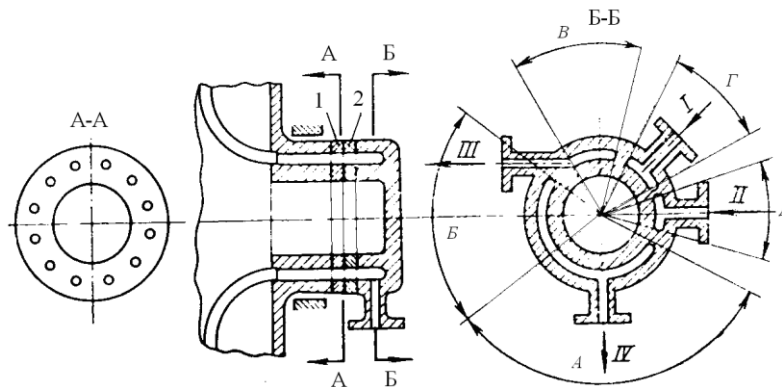


Рис. 2.21. Схема розподільної головки:

1 – рухомий диск; 2 – нерухомий диск; А – зона фільтрації; Б – зона просушки осаду; В – зона промивки та просушки осаду; Г – зона віддувки осаду; Д – зона очистки тканини;
I, II – повітря; III – промивна рідина; VI – фільтрат

В головці є прикріплений до барабану рухомий диск 1 і нерухомий диск 2. Отвори в рухомому диску з'єднуються з камерами барабана, а отвори в нерухомому диску – з відповідними трубопроводами, по яким відводиться фільтрат і промивна рідина і підводиться стиснене повітря для віддувки осаду і очистки фільтруючої тканини.

Тобто в зонах А, Б і В – створюється розрідження, а в зонах Г і Д – надлишковий тиск.

Кожний отвір рухомого диска при обертанні послідовно з'єднуються з отворами нерухомого диска, а в кожній камері за один оберт барабана здійснюються всі стадії процесу.

Це є основною перевагою даного фільтра. Разом з тим, це простота обслуговування, можливість фільтрації суспензії з великим вмістом твердої фази, хороші умови промивки осаду.

До недоліків фільтра відноситься порівняно невелика питома поверхня фільтрації, відносно велика вартість, складність герметизації, необхідність перемішування суспензії у робочій ванні через протилежний напрямок руху твердих частинок під дією сили тяжіння і фільтрату.

Дисковий вакуум-фільтр

Дисковий вакуум-фільтр наведено на (рис. 2.22).

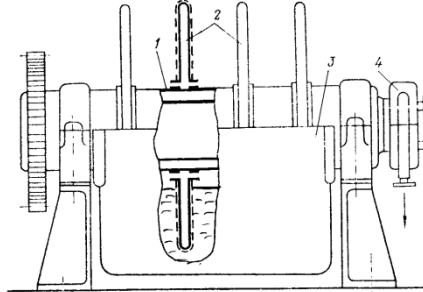


Рис. 2.22. Дисковий вакуум-фільтр:

1 – пустотілий вал; 2 – диски; 3 – робоча ємність; 4 – розподільна головка

Дисковий фільтр від барабанного відрізняється тим, що його фільтруюча поверхня виконана з пустотілих дисків 2, насаджених на пустотілий вал 1. Диски складаються з окремих секторів 2, рис. 2.23, укріплених на валу накладками 3 і стяжними шпильками 4.

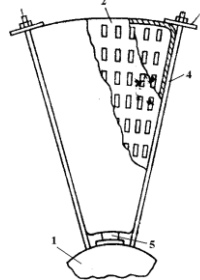


Рис. 2.23. Секція дискового фільтра:

1 – пустотілий вал; 2 – сектор; 3 – накладка; 4 – стяжна шпилька; 5 – патрубок

Кожний сектор являє собою короб з перфорованими стінками. У вузькій частині сектора встановлений патрубок 5, безпосередньо приєднаний до валу. Внутрішня ємність кожного сектора через патрубок з'єднана з каналом в цапфі валу. Перед складанням диску всі сектори обтягуються фільтруючою тканиною 1. На одній з цапф, а у фільтрах великої продуктивності на обох, встановлюються розподільні головки аналогічної конструкції що й у барабанних вакуум-фільтрів. В процесі фільтрації на боковій поверхні фільтрів відкладається осад, який після просушки знімається ножами.

Дискові фільтри більш компактні в порівнянні з барабанними вакуум-фільтрами, але в них ускладнена промивка осаду, тому що зволожений осад легко сповзає з вертикальної поверхні дисків.

Карусельний вакуум-фільтр

Такий фільтр має переваги нутч-фільтрів і є фільтром безперервної дії (рис. 2.24).

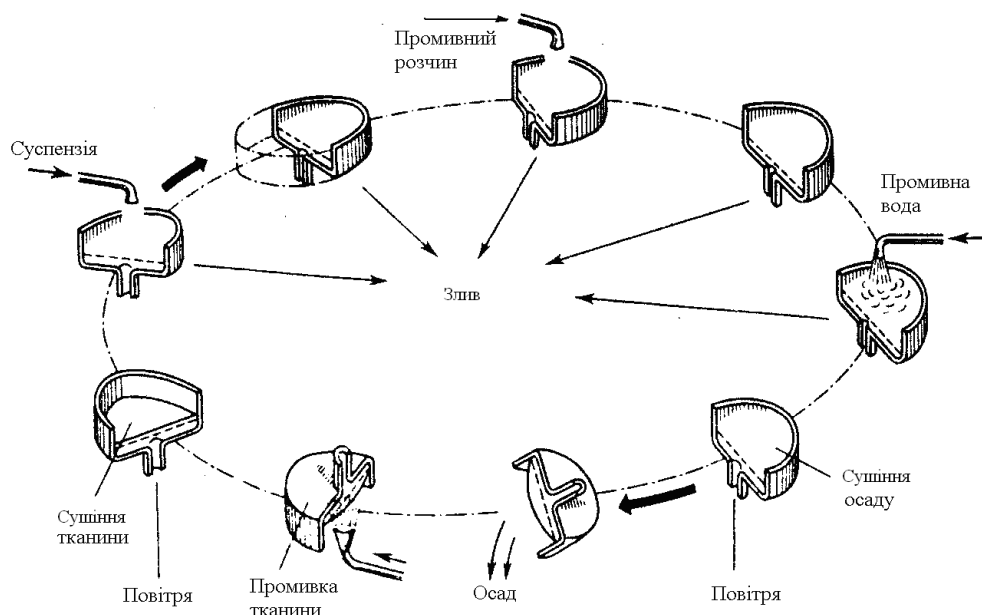


Рис. 2.24. Схема роботи карусельного вакуум-фільтру

Фільтр включає низку горизонтальних нутч-фільтрів, розташованих по колу і з'єднаних гнучкими шлангами з розподільним пристроєм, аналогічно застосованим в барабанних та дискових вакуум-фільтрах. При обертанні рами, на якій змонтовані нутч-фільтри, кожний з них послідовно проходить стадії заповнення суспензії, фільтрації, промивки та видалення осадку, промивки та сушки фільтруючої тканини.

Перевагами фільтра є можливість ретельної промивки осадку, тривалий термін служби фільтруючої тканини (відсутність ножа, натягу), співпадіння напрямку фільтрації та осадження.

До недоліків відносять громіздкість, велика металоємність, складність герметизації.

2.3.5. Методика розрахунку безперервно діючих рідинних фільтрів

Розрахунок безперервно діючих фільтрів зводиться до визначення по заданій продуктивності фільтруючих поверхонь для різних зон процесу, швидкість руху фільтруючої поверхні, а у випадку установки декількох фільтрів – їх числа.

Загальну схему розглянемо на прикладі стрічкового фільтру, (рис. 2.19).

Припустимо, L – загальна робоча довжина фільтруючої стрічки, м. L_{ϕ} , $L_{\text{пр}}$, $L_{\text{д}}$ – довжина ділянок стрічки відповідно для фільтрації, промивки та допоміжних операцій, м. F_{ϕ} , $F_{\text{пр}}$, $F_{\text{д}}$ – поверхня стрічки відповідно для здійснення фільтрації, промивки та допоміжних операцій, м², W – швидкість руху фільтруючої поверхні, м/с; b – ширина стрічки, м.

За дослідними даними визначаємо товщину осадку l .

Кількість осадку, який відкладається на фільтрі за одиницю часу, виразимо добутком швидкості руху стрічки на площу шару осадку, розташовану перпендикулярно напрямку руху:

$$V_x = blW, \text{ звідки } W = \frac{V_x}{bl} \quad (2.52)$$

Час фільтрації визначимо з рівняння фільтрації для постійного тиску:

$$\tau_{\phi} = \frac{xr}{2\Delta P} \cdot \left(\frac{V}{F}\right)^2 + \frac{R}{\Delta P} \frac{V}{F}.$$

Довжину ділянки фільтрації визначають із співвідношення:

$$L_{\phi} = W\tau_{\phi}, \quad (2.53)$$

а поверхню фільтрації

$$F_{\phi} = W\tau_{\phi}b. \quad (2.54)$$

Поверхня ділянки промивання знаходять за виразом:

$$F_{np} = V_{np} R_{заз} K_{\epsilon} / \Delta P, \quad (2.55)$$

де V_{np} – витрати промивної рідини, $\text{м}^3/\text{с}$,

K_{ϵ} – поправочний коефіцієнт $K_{\epsilon} = \frac{\mu_{np}}{\mu_{\phi}}$,

μ_{np} , μ_{ϕ} – коефіцієнт динамічної в'язкості відповідно промивної рідини і фільтрату.

Довжину ділянки промивки визначимо із співвідношення:

$$L_{i\delta} = L_{\delta} (F_{i\delta} / F_{\delta}), \quad (2.56)$$

Знаючи з досліду тривалість проведення допоміжних операцій τ_d , легко визначити довжину ділянки допоміжних операцій L_d і загальну довжину стрічки:

$$L = W\tau_{\delta} \quad L = L_{\phi} + L_{np} + L_{\delta} \quad (2.57)$$

З виразу (2.58):

$$\pi D_n n / 60 = W, \quad (2.58)$$

розрахуємо діаметр привідного барабану по заданому числу його обертів або число обертів по заданому діаметру привідного барабана – D_{δ} :

$$n = \frac{60W}{\pi D_{\delta}}, \quad (2.59)$$

Розрахунок барабанного фільтру проводиться в тій же послідовності, що і стрічкового, при цьому замість робочої довжини стрічки визначають довжину кола барабану. Після цього розраховують діаметр барабану

$$D_{\delta} = L/\pi. \quad (2.60)$$

і число його обертів

$$n = 60W/\pi D_{\delta}. \quad (2.61)$$

Кут зон фільтрації, промивки і допоміжних операцій ($\alpha_{\phi}, \alpha_{np}, \alpha_d$) знаходять із співвідношення:

$$\left. \begin{aligned} \alpha_{\delta} &= 360L_{\delta} / \pi D_{\delta}; \\ \alpha_{i\delta} &= \frac{360L_{i\delta}}{\pi D_{\delta}}; \\ \alpha_{\delta} &= \frac{360L_{\delta}}{\pi D_{\delta}}. \end{aligned} \right\} \quad (2.62)$$

2.4. Розділення неоднорідних рідких систем в полі відцентрових сил

2.4.1. Загальні положення

Гідроциклони застосовуються для розділення рідких матеріалів на целюлозно-паперових виробництвах, апатитних фабриках, де вони замінили спіральні класифікатори, на вуглезбагачувальних фабриках покращити вуглезбагачення вугільної та антрацитової дрібної фракції.

В технології карбамідної депарафінації дизельного палива продуктивність 120-150 $\text{м}^3/\text{год}$ замість осаджувальних центрифуг марки ОГШ-12 забезпечило підвищення продуктивності в 2,5 рази при зменшенні капітальних витрат в 5 разів.

Впровадження напірних гідроциклонів в технологічні процеси мікробіологічної, харчової, крохмально-лісової та целюлозно-паперової промисловостей дає можливість

значно підвищити ефективність розподільних процесів, скоротити виробничі площі комплексів переробки багатофазних продуктів.

В теперішній час за кордоном для потреб вугільної та гірнорозбагачувальної промисловості гідроциклони серійно випускають біля 10 фірм, серед яких найбільш відомі: “Krebs”, “Eagle Iron Works”, “Dorr Oliver”, “C.E. Bauer” (США), “Liquid-Solid Separation”, “Richard Mozley Limited” (Великобританія), “Furukawa Mining Company Ltd” (Японія), “Fives – Coil Babcock” (Франція), “Amberger Kaolin Werks GmbH”, “KND Humbolt Wedag” (Німеччина).

Типорозмірний ряд, що випускається в залежності від діаметра гідроциклону $D_{ц}$ (мм) є: 25; 50; 75; 100; 125; 150; 200; 225; 300; 350; 375; 400; 450; 500; 600; 650; 700; 750; 800; 900; 1000; 1200; 1250.

Принципи роботи циліндроконічного гідроциклону

Циліндроконічний гідроциклон складається з двох основних частин: циліндричної 1 з кришкою 2 і конічної 3, (рис. 2.25). В циліндричній частині є вхідний патрубок 4, по якому суспензія надходить тангенційно в гідроциклон. Для виведення освітленої рідини є патрубок 5. Через штуцер 6 відводиться згущений продукт.

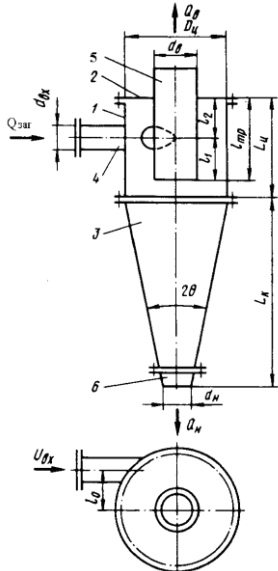


Рис. 2.25. Схема циліндроконічного гідроциклону

1 – циліндричний корпус; 2 – кришка; 3 – конічна частина апарату; 4 – живильний (вхідний) патрубок; 5 – труба для виведення освітленої рідини; 6 – насадка для вивантаження згущеного продукту.

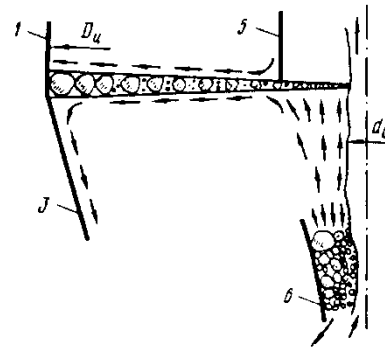


Рис. 2.26. Схема розділення твердої фази за розмірами в циліндроконічному циліндрі
(позначення див. на рис. 2.25)

Вихідна суспензія подається до апарату під надлишковим тиском, який створюється живильним насосом. При будь-якому положенні апарату в просторі більш великі частинки прямують до вершини корпусу і розвантажуються через штуцер 6, а більш менші та легкі прямують у протилежному напрямку і через зливну трубу 3 виводяться з гідроциклону (рис. 2.27).

Метод розділення частинок твердої фази широкого діапазону розмірів і густини ґрунтується на відмінності в русі цих частинок під дією відцентрової сили інерції, сили опору і впливу можливих випадкових факторів (стіснених рух частинок, особливо в нижній частині гідроциклону, турбулізація потоку, що виникає в різних зонах апарату при зміні режимів його роботи).

При роботі гідроциклону в ньому утворюється клас частинок заданої проміжної крупності (чи густини) частинки цієї вузької фракції безперервно циркулюють в зоні між

розвантажувальними отворами і не виходять з апарату. Розмір таких частинок прийнято називати граничною крупністю розділення.

Накопичення дрібних частинок біля вершини конуса перешкоджає переміщенню більших частинок до розвантажувальної насадки, що спричинює суттєвий вплив на процес розділення.

Частинки, які не здатні під дією відцентрових сил інерції подолати сили опору радіального потоку несучого середовища, переміщуються до осі гідроциклону і захоплюються висхідним струменем та виносяться через штуцер 5 разом з освітленою рідиною, рис. 2.27.

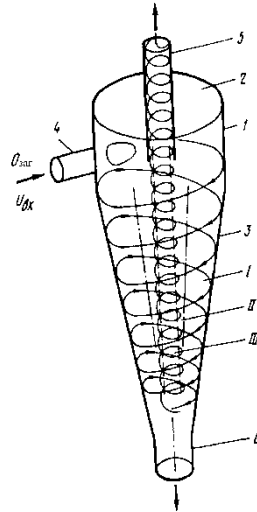


Рис. 2.27. Схема руху потоків в корпусі гідроциклону:

I – зовнішня зона; II – внутрішня зона; III – зона розрідження (повітряний стовп)

В периферійній зоні I потік рідкої фази, який обертається з великою швидкістю, рухається вниз конічної частини гідроциклону. Невелика кількість рідини при цьому виходить через штуцер 6, основна кількість змінює напрям руху і, утворюючи висхідний потік (зона II), піднімається вгору і видаляється з гідроциклону через вивідний патрубок 5.

При русі зовнішнього потоку до вершини корпусу з нього видаляється частина рідини, яка при переміщенні в радіальному напрямку вливається до внутрішнього висхідного потоку.

Під час роботи через розвантажувальний штуцер в гідроциклоні підсмоктується значна кількість повітря, що разом з газом, який виділився з рідини, утворює розрідження III (повітряний стовп).

Висхідний потік, в якому концентруються легкі або дрібні частинки оброблюваного матеріалу, обмежений з внутрішньої сторони цією зоною розподілення.

Причиною утворення повітряного стовпа є розрив суцільного потоку рідини через великі значення тангенціальних швидкостей поблизу осі гідроциклону і виділення дуже дрібних газових бульбашок з потоку в результаті сильного вихороутворення.

2.4.2. Огляд конструкцій і класифікація апаратів гідроциклонного типу

З великого різноманіття конструкцій гідроциклонів доцільно виділити чотири основні групи:

1. *Конічні гідроциклони* (відкриті та закриті) призначені головним чином для розділення грубих суспензій, рис. 2.28а)

2. *Циліндроконічні гідроциклони*, які застосовуються для освітлення, згущення, збагачення, класифікації, рис. 2.28. б)-г)

3. *Циліндричні* (прямоточні і протитечійні) гідроциклони, які використовуються частіше для проведення процесів двохфракційної класифікації, освітлення та згущення суспензії, рис. 2.29а,б)

4. *Турбоциклони* – апарати гідроциклонного типу з “розгінними” обертовими пристроями (турбінами), які доцільно застосувати для розділення тонких розбавлених суспензій із змінною концентрацією та дисперсним складом при безнапірному режимі живлення, рис. 2.33. а), б)

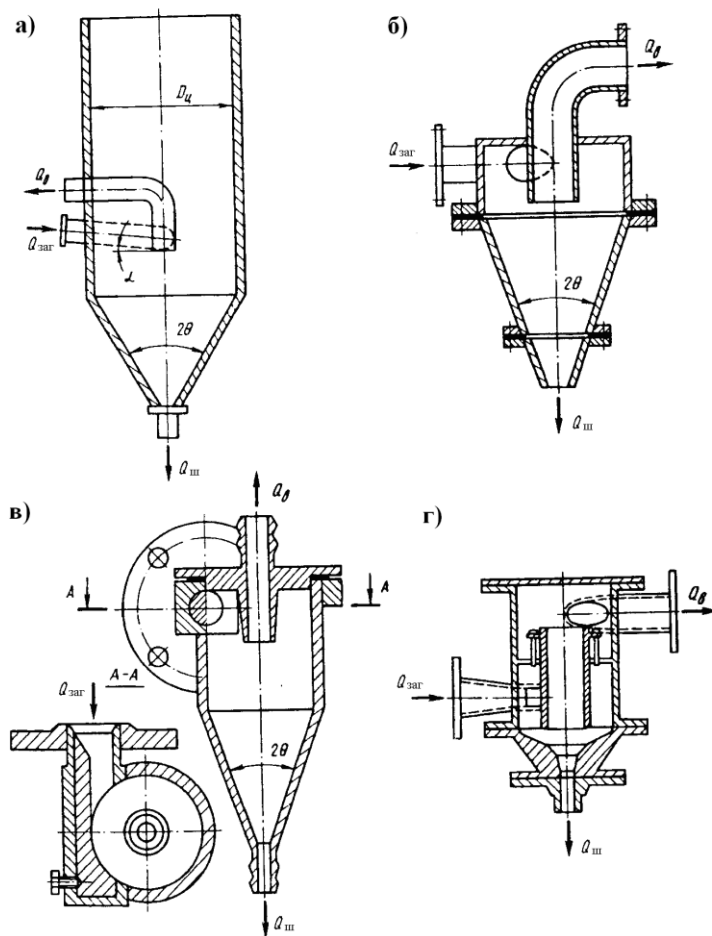


Рис. 2.28. Циліндроконічні гідроциклони:

а – низьконапірний відкритий протитечійний; б – без камери зливу; в – із змінною вставкою живлення; г – компаунд-гідроциклон із зливною камерою.

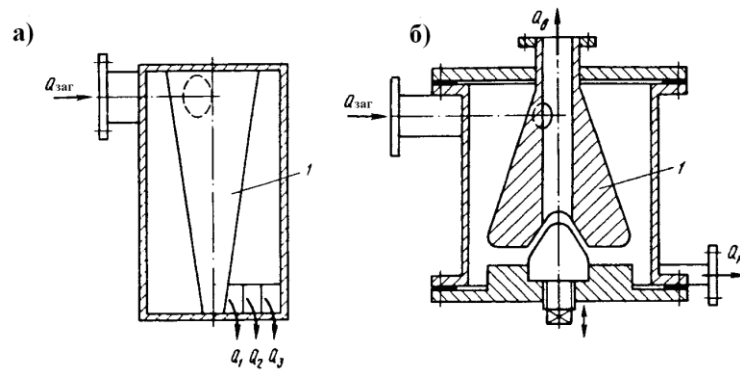


Рис. 2.29. Циліндричні гідроциклони:

a – циліндричний прямоточний трьох продуктовий; *б* – циліндричний протivotочний двох продуктовий з регулюванням освітленого продукту; 1 – конічний витискувач.

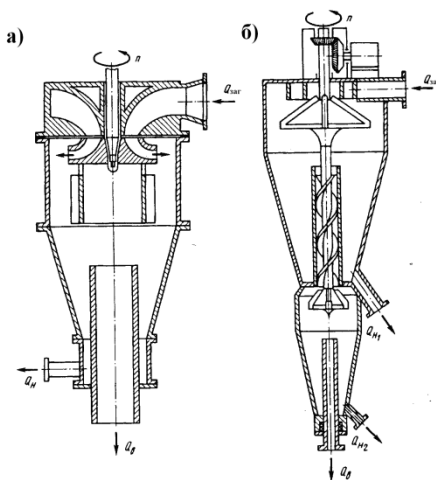


Рис. 2.30. Турбогідроциклони:

a – прямоточний двох продуктовий з радіальним підведенням суміші, що розділяється;

б – прямоточний трьох продуктовий двохступінчатий зі шнековим вивантаженням проміжного продукту і плоскими розмінними лопатями.

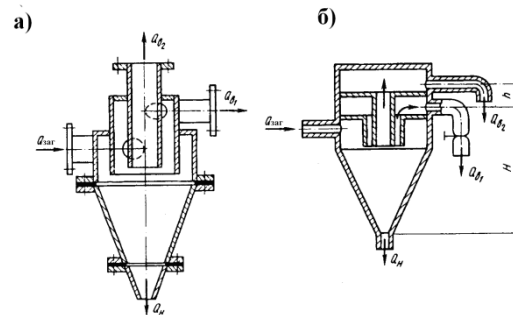


Рис. 2.31. Трипродуктові протivotочні циліндроконічні гідроциклони:

a – із зонним відведенням освітлених продуктів;

б – з камерою розвантаження освітлених продуктів і регулюванням проміжного злива

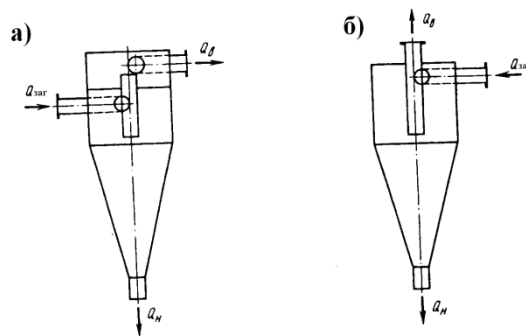


Рис. 2.32. Способи виведення освітленого продукту

a – з камерою злива; *б* через зливну трубку

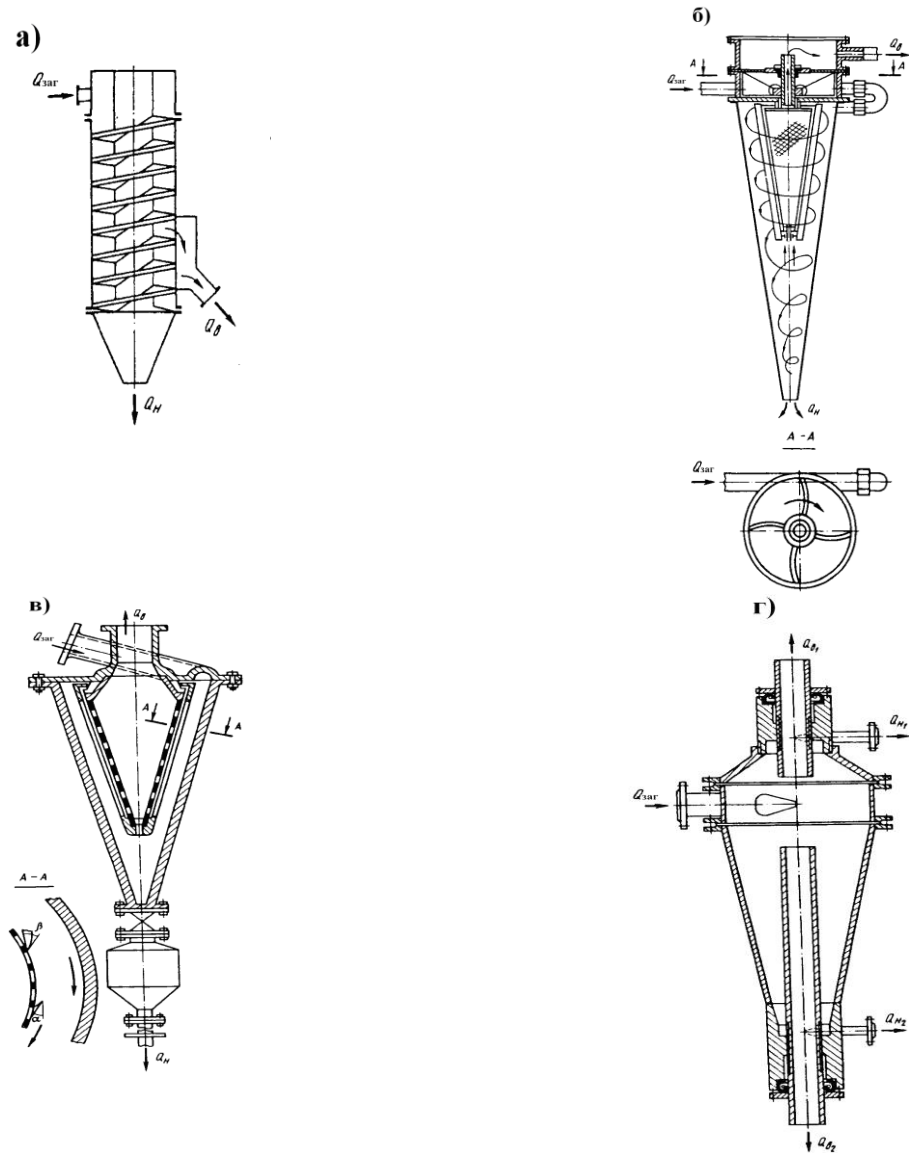


Рис. 2.33. Гідроциклони:

a – циліндроконічний прямиоточний із спіральною направляючою потоку; *б* – циліндроконічний протитечійний із самоочищаючимся фільтруючим патроном на верхньому зливі; *в* – конічний протитечійний із сітковим конічним елементом на виході освітленого потоку і бункером – накопичувачем згущеного продукту; *г* – двохконусний протитечійний чотирьохпродуктовий

2.4.3. Фактори, які впливають на ефективність роботи гідроциклонів

Якщо позначити витрати суспензії, осаду та освітленої рідини (фугату) V_c , V_o , V_f , а абсолютні об'ємні концентрації твердої фази в цих потоках – відповідно $a_{ст}$, $a_{от}$ і $a_{фт}$, тоді рівняння матеріального балансу за твердою фазою запишеться:

$$V_c a_{ст} = V_o a_{от} + V_f a_{фт},$$

звідки

$$a_{от} = a_{ст}(V_c / V_o) - a_{фт}(V_f / V_o).$$

Дослідним шляхом встановлено, що максимально можливі значення і практичні однакові: $(a_{от})_{\max} = (a_{фт})_{\max} = 0,4 \div 0,5$.

При перевищенні цих максимальних концентрацій нормальна робота гідроциклона порушується через забивання штуцерів для вивантаження шламу. Максимальні концентрації, природно, скоріше досягаються по мірі збільшення $a_{ст}$, але при цьому знижується ступінь розділення, тому застосування гідроциклонів для розділення висококонцентрованих суспензій є малоєфективним.

Ступінь осадження – називається відношення маси твердої фази в осаді і вихідній суспензії до 1 м^3 рідкої фази.

$$\varphi = \frac{G_{oc}}{G_{ct}} \cdot 100 = \frac{G_{ct} - G_{фг}}{G_{ct}} \cdot 100 = \left(1 - \frac{G_{фг}}{G_{ct}} \right) \cdot 100,$$

де $G_{фг}$ – кількість твердої фази у фугаті, що міститься у 1 м^3 рідини.

В реальних умовах тверда фаза являє собою полідисперсну суміш, тому в теоретичних розрахунках ґрунтується на граничному діаметрі твердих часток d_a .

В свою чергу, величина $\eta = f \left[\frac{a_{cm}}{(a_{cm})_{max}} \right]$, де $(a_{cm})_{max}$ – максимальна об'ємна концентрація твердої фази у вихідній суспензії, тобто концентрація, при якій залишається ще рухомою; зазвичай $(a_{ct})_{max} \approx 40\%$. За дослідними даними $\frac{a_{cm}}{(a_{cm})_{max}} = 2 \cdot 10^{-3}; 2 \cdot 10^{-2}; 2 \cdot 10^{-1}$

відповідає $\eta = 0,9; 0,8; 0,6$. Таким чином, із збільшенням об'ємної концентрації твердої фази у вихідній суспензії ефективність гідроциклону знижується.

Продуктивність гідроциклону визначається різницею тисків на вході і виході. Як показали досліді дані, продуктивність пропорційна різниці тисків в ступені 0,5. Це є підставою для визначення продуктивності гідроциклону V , розглядаючи рух суспензії через нього, як рух рідини із затопленого отвору.

$$V = \mu F_v \sqrt{2\Delta H} \cdot 10^{-2},$$

де F_v – площа вихідного отвору, м^2 ; ΔH – напір пропорційний різниці тиску в Па, на вході і виході, μ – коефіцієнт витрат, для визначення якого рекомендується залежність:

$$\mu = \frac{D_0^2}{D_k^2 - D_0^2},$$

де D_k – діаметр корпусу гідроциклону, м, D_0 – діаметр патрубку для відведення освітленої рідини, м.

Гідроциклони застосовують також для розділення нестійких емульсій, в яких одна з рідких фаз знаходиться в дисперсному виді (краплі). Процес дуже ускладнюється тим, що краплі всередині циклону змінюють форму і розміри, а також коаліціюють.

В целюлозно-паперовій промисловості одержали широке застосування гідроциклони для очистки паперової маси від іншорідних включень перед подачею до напірних ящиків папероробних машин, очистки целюлозної маси від сучків, непровару і механічних домішок.

Зазвичай застосовуються серії невеликих гідроциклонів, діаметром 40-100 мм, які працюють паралельно.

Для забезпечення заданої продуктивності вони об'єднуються в агрегати – мультигідроциклони.

В целюлозно-паперовій промисловості для очистки волокнистих суспензій застосовується мультигідроциклон з горизонтальним розташуванням гідроциклонів, вважають, що частинки $d > d_a$ відводяться з осадом, а частинки з розміром $d < d_a$ – з фугатом.

За таких умов кількість твердої фази в осаді та фугаті визначаються за відповідними кривими розділення. При цих умовах, в залежності від режиму руху, максимальні розміри можуть бути знайдені за відповідними залежностями. Так, для ламінарного режиму:

$$d_a = \sqrt{\frac{18W_0\mu_p}{(\rho_\delta - \rho_\delta)\omega^2 r}} = \sqrt{\frac{18\mu_p}{(\rho_\delta - \rho_\delta)\omega^2} \ln \frac{R_2}{R_1}}.$$

Для визначення мінімального розміру частинок, які вловлюються в гідроциклони, використовують емпіричну формулу:

$$d_{min} = 0,75 \frac{D_i^2}{\phi} \sqrt{\frac{\pi\mu}{Vh(\rho_\delta - \rho_\delta)}}.$$

де D_n – діаметр вхідного патрубку, м; h – висота робочого простору гідроциклону, м; V – об’ємна продуктивність, м³/с; φ – коефіцієнт – відношення швидкості рідини на відстані від осі, рівному радіусу отвору для відведення освітленої рідини, до швидкості в місці введення суспензії.

Коефіцієнт φ пов’язаний з діаметром патрубка D_0 і діаметром циклона D_k співвідношенням:

$$\varphi \frac{D_0}{D_k} = const .$$

Сумарна ступінь осадження визначається по ступеням осадження окремих фракцій ϕ_i . Маючи криві розподілення масових кількостей твердих частинок m_i у вихідній суспензії за діаметрами d_i одержимо:

$$\phi'_{i\hat{a}} = \sum_{i=1}^n \phi_i m_i .$$

Дослідним шляхом встановлено, що величина ψ_i залежить від відношення V_o/V_c і d/d_a .

2.5. Розділення неоднорідних рідких систем в полі відцентрових сил

2.5.1. Загальні положення

Центрифугування – це процес розділення рідких неоднорідних сумішей в полі відцентрових сил. В центрифугах, ззичай, проводиться розділення суспензій та емульсій.

Центрифуга – це барабан, що обертається на вертикальному або горизонтальному валу. Розділення неоднорідних систем проводиться за принципом відстоювання або за принципом фільтрації. В першому випадку центрифуги працюють як циклони, а в другому – як фільтри.

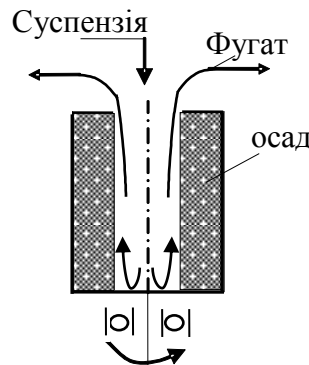


Рис. 2.34. Схема роботи відстійної центрифуги

У відстійних центрифугах барабан – суцільний (рис. 2.34).

Тверді частинки рухаються до стінок барабана під дією відцентрової сили й осаджуються на них шарами. Спочатку осідають більш за масою та розмірами частинки, а потім шар більш дрібніших частинок. Рідка фаза (фугат) під дією відцентрової сили переливається через верхній край барабана і видаляється, а осад залишається на стінках.

Робота центрифуги відрізняється від роботи відстійника тим, що у відстійника має місце тільки осадження частинок під дією сил тяжіння, а в центрифугі відбувається два процеси: *осадження частинок та ущільнення осаду під дією відцентрової сили*.

Швидкість осадження твердих частинок в центрифугах непостійна і визначається прискоренням відцентрової сили $a=\omega^2r$, де ω кутова швидкість, а r – радіус, на якому знаходиться тверда частинка від осі обертання.

Якщо центрифуги працюють як фільтри (рис. 2.35), то барабан центрифуги перфорований. Стінки барабана покриваються з внутрішньої сторони фільтруючою тканиною. Тверді частки залишаються на фільтрувальній перегородці, а рідка фаза проходить через осад і, через пори фільтруючої перегородки, виходить назовні.

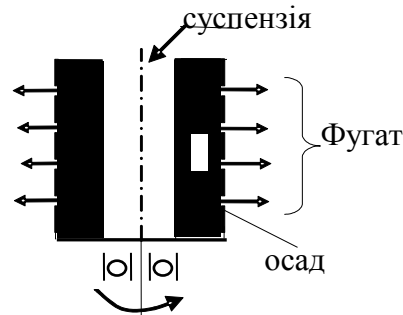


Рис. 2.35. Схема роботи фільтруючої центрифуги

У фільтрі проходить тільки процес осадження частинок, а в центрифугі після осадження відбувається додатково ще два інших процеси: осадження часток; ущільнення осаду під дією відцентрових сил та видалення рідкої фази з пор осаду.

Отже, у фільтруючих центрифугах вологість осаду буде менше, ніж у фільтрах.

Залишкова вологість осаду також визначається типом центрифуги. У відстійних центрифугах вологість осаду більше, ніж у фільтруючих і може доходити до 70%. Вологість осаду суттєво залежить від структури осаду. Так в крупнокристалічних матеріалах кінцева вологість осаду становить 1-3%, а у тонкодисперсних – 40%.

Вологість осаду в центрифугах суттєво впливає на продуктивність центрифуги, що впливає із загального рівняння матеріального балансу процесу.

2.5.2. Матеріальний баланс центрифуги

Рівняння матеріального балансу за абсолютно сухим матеріалом:

$$G_1 \cdot (1 - U_1) = G_2 \cdot (1 - U_2),$$

де U_1 і U_2 – масові частки вологи до і після центрифугування;

$(1 - U_1)$ і $(1 - U_2)$ – масові частки твердої фази у суспензії та осаді;

G_1 – маса суспензії, що надходить, G_2 – маса осаду після центрифугування.

Звідси маса осаду:

$$G_2 = G_1 \cdot (1 - U_1) / (1 - U_2).$$

Чим менше U_2 , тим менше G_2 . Тобто із збільшенням вологості осаду збільшується продуктивність центрифуги за осадом більш ніж у 2 рази.

2.5.3. Класифікація центрифуг

I Центрифуги за принципом дії центрифуги поділяються на:

- відстійні центрифуги.
- фільтруючі центрифуги,

II За періодичністю проведення процесу центрифугування:

- центрифуги періодичної дії,
- центрифуги безперервної дії,
- центрифуги напівперіодичної дії.

III За розташуванням барабану:

- горизонтальні центрифуги ,
- вертикальні центрифуги .

IV Центрифуги також розділяють за числом обертів барабану:

- нормальні центрифуги (фактор розділення $Fr < 3500$),
- суперцентрифуги (фактор розділення $Fr > 3500$).

V За способом розвантаження:

- центрифуги з верхнім вивантаженням матеріалу
- центрифуги з нижнім вивантаженням матеріалу

Визначення відцентрової сили при центрифугуванні.

Величина відцентрової сили, що діє на тіло з масою m при радіусі обертання r , дорівнює:

$$C = \frac{mw^2}{r}, \quad (2.63)$$

де w – лінійна швидкість обертання.

Виразимо лінійну швидкість обертання через число обертів n об/хв. та радіус обертання r :

$$w = \frac{2\pi rn}{60} = \frac{\pi rn}{30}, \quad (2.64)$$

Підставимо в рівняння відцентрової сили (2.63) у вираз (2.64):

$$C = \frac{G}{gr} \left(\frac{\pi rn}{30} \right)^2 = \frac{G\pi^2 r^2 n^2}{gr30^2} = \frac{rn^2 \pi^2 G}{g900}. \quad (2.65)$$

Якщо прийняти, що $\pi^2 \approx g$, тоді величина відцентрової сили розраховується, як:

$$C \approx \frac{Grn^2}{900}. \quad (2.66)$$

Як випливає з виразу (2.66), відцентрова сила лінійно залежить від сили тяжіння, що діє на тверду частинку, радіальної відстані її від осі обертання та має квадратичну залежність від числа обертів барабану.

Основною характеристикою розділювальної здатності центрифуг є фактор розділення. *Фактор розділення* – це відношення відцентрової сили до сили тяжіння:

$$\hat{O}p = \frac{C}{G} = \frac{Grn^2}{G900} = \frac{rn^2}{900}. \quad (2.67)$$

Цей безрозмірний критерій показує у скільки разів відцентрова сила більше сили тяжіння і визначається радіусом барабану та квадратом числа обертів.

Поверхня рідини в барабані центрифуги.

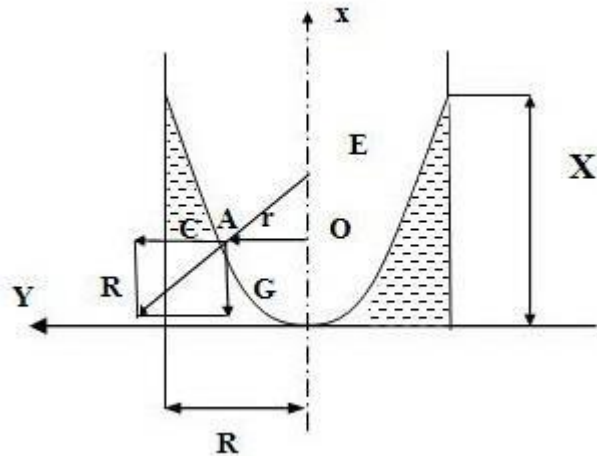


Рис. 2.36. Поверхня рідини в барабані центрифуги

При надходженні неоднорідної рідкої суміші до барабану центрифуги внаслідок дії сил тертя рідина набуває обертового руху разом з барабаном і під дією відцентрової сили набуває форму параболоїда обертання (рис. 2.36). Нанесемо контур вільної поверхні рідини і виберемо довільну матеріальну точку A на поверхні рідини. На цю точку діють: відцентрова C , і сила тяжіння G . Поверхня рідини знаходиться в стані рівноваги. Це означає, що рівнодіюча сил R завжди спрямована перпендикулярно до поверхні в будь-якій точці. Продовжимо лінію рівнодіючої сили до перетину з віссю X в точці O . Продовжимо лінію дії відцентрової сили до перетину з віссю X в точці E . Отримаємо трикутник ΔOEA . Відрізок AE характеризує собою цю криву, що обмежує вільну поверхню рідини. Відрізок OE – це величина постійна для будь-якої точки на поверхні рідини. Це легко довести. Розглянемо два

подібних трикутників:

$$\Delta RAG \sim \Delta AOE$$

Запишемо звідси рівність відношень катетів $OE/AO = G/C$, звідси:

$$OE = AO \cdot G/C.$$

Відрізок AO – це поточний радіус точки AO – r . Виконаємо підстановку виразу (2.66), одержимо:

$$OE = \frac{G \cdot 900}{G r n^2} = \frac{900}{n^2}. \quad (2.68)$$

Відрізок OE , що характеризує цю криву, є постійною величиною, що визначає параболу. Рівняння параболи в загальному вигляді запишеться:

$$y^2 = 2px. \quad (2.69)$$

OE - постійна величина. Підставимо замість p вираз для OE (2.68):

$$y^2 = 2 \left(\frac{900}{n^2} \right) x.$$

Звідси знаходимо глибину воронки x :

$$x = \frac{y^2 n^2}{1800}.$$

Знайдемо граничну максимальну глибину воронки. Приймаємо $y = R$ – радіус барабану, тоді:

$$x = \frac{n^2 R^2}{1800}.$$

Ця величина x характеризує величину воронки і залежить від квадрата числа обертів, тобто при невеликому числі обертів рідина почне вилитися з барабану і розділення відбуватися не буде. Тому для запобігання цьому барабани центрифуг споряджені закраїнами. При наявності закраїн рідина розташовується в центрифугі у вигляді циліндра рівномірної товщини (рис. 2.37).

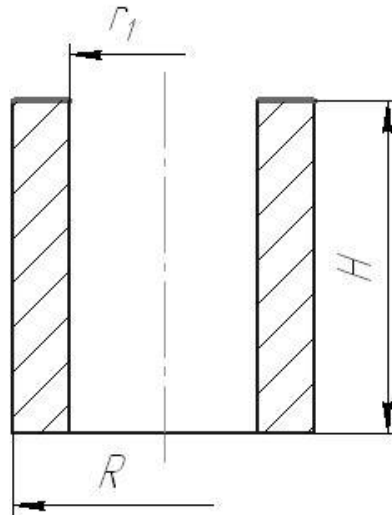


Рис. 2.37. Схема центрифуги

2.5.4. Центрифуги відстійного типу

В центрифугі швидкість осадження твердих частинок визначається значеннями критеріїв Рейнольдса й Архімеда:

$$Re = f(\varphi, Ar_a),$$

тільки замість звичайного критерію Архімеда підставляємо критерій Архімеда, що враховує відцентрову силу. Який може виражатися як:

$$Ar_b = Ar \cdot \Phi_r.$$

Але фактор розділення визначається через r , значення якого змінюється від r_1 до R (рис. 2.37).

Для визначення середнього значення швидкості осадження підставимо у фактор розділення середній радіус барабана:

$$r_{\text{ср}} = \frac{r_1 + R}{2},$$

де R – радіус барабана.

Позначимо висоту барабана – H .

Тоді об'єм барабана центрифуги виразиться:

$$V_6 = \pi R^2 H.$$

Дослідним шляхом встановлено, що об'єм суспензій, що завантажуються у барабан, не перевищує 50% його об'єму, тобто:

$$V_\zeta = 0,5V_6 = 0,5\pi R^2 H. \quad (2.70)$$

З іншого боку об'єм завантаження дорівнює об'єму циліндру з радіусами R і r_1 і висотою H (рис. 2.37):

$$V_\zeta = \pi(R^2 - r_1^2)H. \quad (13.71)$$

Привіримо праві частини (13.70) і (13.71):

$$0,5\pi R^2 H = \pi(R^2 - r_1^2)H,$$

звідси

$$r_1 = 0,71R. \quad (2.72)$$

Отже, середній радіус шару рідини в барабані дорівнює:

$$r_{\text{ср}} = \frac{0,71R + R}{2} = 0,85R. \quad (2.73)$$

Це значення середнього радіуса підставляється у фактор розділення.

Час осадження в центрифугі.

Швидкість осадження частинок – величина змінна і залежить від радіуса обертання частинок. Отже, в диференціальній формі швидкість осадження $W_0 = \frac{dr}{d\tau}$, звідки час осадження:

$$\tau_0 = \int_{r_1}^R \frac{dr}{W_0}. \quad (2.74)$$

Один із способів визначення цього інтегралу є графічний. Задамося декількома значеннями радіуса в інтервалі від r_1 до R .

Для кожного значення радіуса визначимо відносне значення швидкості осадження W_0 , побудуємо криву $1/W_0 = f(r)$.

Тоді час осадження τ – це площа під кривою в межах від r_1 до R (рис. 2.38).

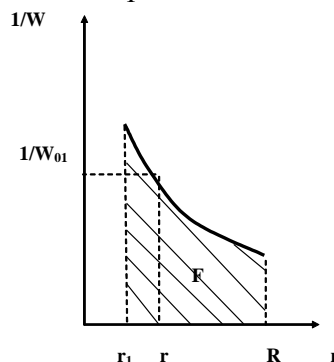


Рис. 2.38. Графічне визначення часу осадження

$$\tau_0 = F \cdot a,$$

де a – масштаб діаграми.

Якщо режим осадження частинки ламінарний, то час осадження визначаємо прямим інтегруванням виразу (2.74).

Швидкість осадження при ламінарному русі в полі відцентрових сил, яку вивели для циклона:

$$w_0 = \frac{1}{18} \frac{d^2}{\mu} (\rho_s - \rho_f) \frac{w^2}{r}. \quad (2.75)$$

Виразимо лінійну швидкість руху частинок через кутову швидкість і радіус: $W = \omega r$, тоді рівняння (2.75) запишеться:

$$w_0 = \frac{1}{18} \frac{d^2}{\mu} (\rho_s - \rho_f) \omega^2 r,$$

де d – діаметр твердої частинки; ρ_s, ρ_f – густина твердої фази і рідини; ω – кутова швидкість в даній точці; r – радіус обертання в даній точці; μ – коефіцієнт динамічної в'язкості рідини.

Підставимо рівняння (2.75) в рівняння (2.73) і винесемо постійні за знак інтеграла:

$$\tau_0 = \frac{18\mu}{d^2 (\rho_s - \rho_f) \omega^2} \int_{r_1}^R \frac{dr}{r}.$$

Звідси час осадження при ламінарному режимі дорівнює:

$$\tau_0 = \frac{18\mu}{d^2 \omega^2 (\rho_s - \rho_f)} \ln \frac{R}{r_1}.$$

Продуктивність центрифуг.

Секундна витрата суспензії $V_{\text{сек}}$ дорівнює добутку площі поперечного перерізу на швидкість суспензії:

$$V_{\text{сек}} = f \cdot W_{\text{сусп}}$$

Суспензія рухається знизу вгору. Отже, площа поперечного перерізу кільця дорівнює (рис. 2.37):

$$f = \pi (R^2 - r_1^2).$$

Звідси:

$$V_{\text{нає}} = \pi (R^2 - r_1^2) w_{\text{ноі}}.$$

Знаходимо швидкість руху суспензії у вертикальному напрямку:

$$w_{\text{ноі}} = \frac{V_{\text{нає}}}{\pi (R^2 - r_1^2)}.$$

Суспензія рухається вгору і проходить шлях H , шлях дорівнює висоті барабану. Отже, час перебування в барабані суспензії дорівнює:

$$T = \frac{H}{W_{\text{ноі}}} = \frac{H \pi (R^2 - r_1^2)}{V_{\text{сеє}}}.$$

З іншої сторони, час перебування суспензії виразиться як відношення:

$$T = \frac{0,5V_{\text{а}}}{V_{\text{нає}}}.$$

Основна умова осадження – час перебування частинок дорівнює часу осадження:

$$\dot{O} = \tau_{\text{іп}}, \quad \text{або} \quad \frac{0,5V_{\text{ааđ}}}{V_{\text{нає}}} = \tau_{\text{іп}}.$$

Звідси для центрифуг безперервної дії об'ємна продуктивність розраховується за виразом:

$$V_{\text{сєє}} = \frac{0,5V_{\text{д}}}{\tau_{\text{іс}}}.$$

Для центрифуги періодичної дії об'ємна продуктивність розраховується:

$$V_{\text{пдд}} = \frac{0,5V_{\text{д}}}{\tau_{\text{о}}},$$

де $\tau_{\text{ц}}$ – час циклу:

$$\tau_{\text{о}} = \tau_{\text{ос}} + \tau_{\text{і}} + \tau_{\text{д}} + \tau_{\text{с}} + \tau_{\text{р}},$$

де $\tau_{\text{п}}$ – час пуску центрифуги;

$\tau_{\text{г}}$ – час гальмування центрифуги;

$\tau_{\text{з}}$ – час завантаження центрифуги;

$\tau_{\text{р}}$ – час розвантаження центрифуги.

Величина допоміжних величин береться на підставі дослідних даних.

Такий метод розрахунку придатний для простих центрифуг. Для спеціальних центрифуг продуктивність визначається за спеціальними методиками.

2.5.5. Центрифуги фільтруючого типу

Розрахунок часу фільтрації і рушійної сили фільтрації.

Ці центрифуги мають перфорований барабан. Всередину барабана встановлюють фільтрувальну тканину і під дією відцентрової сили відбувається фільтрування суспензії: тверда фаза осідає на фільтруючій тканині, а фугат відводиться через перфорований барабан.

Час процесу можна визначити тільки для першого періоду - періоду фільтрації за основним рівняння фільтрації:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta P}{R + \frac{Vxr}{F}},$$

звідки час фільтрації визначиться:

$$\tau = \frac{xr}{2\Delta \cdot P} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{R}{\Delta P} \frac{V}{F}.$$

Константи фільтрації, як було вказано раніше, визначаються дослідним шляхом. В це рівняння слід підставляти значення рушійної сили ΔP , виражене через відцентрову силу.

Розглянемо фільтруючу центрифугу, що має барабан висотою H і стінку радіусом R (рис. 2.39). Внутрішній радіус суспензії позначимо r_1 . Відцентрова сила, що діє на елемент маси суспензії, дорівнює:

$$dC = \frac{dmw^2}{r}, \quad (2.76)$$

де

$$dm = dV \cdot \rho = 2\pi r H \cdot dr \rho. \quad (2.77)$$

Позначимо поверхню фільтрації:

$$F = 2\pi r H. \quad (2.78)$$

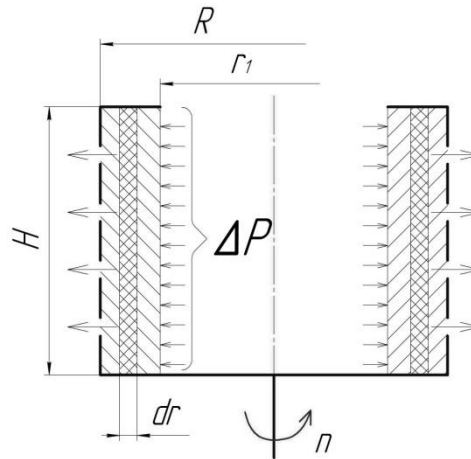


Рис. 2.39 Схема центрифуги фільтруючого типу

Підставивши вираз (2.78) в рівняння (2.77), одержимо:

$$dm = Fdr \cdot \rho.$$

Після підстановки цього виразу в рівняння (2.76) одержимо:

$$dC = \frac{Fdr \cdot \rho \omega^2 r^2}{r} = F\rho \omega^2 r dr.$$

Рушійну силу процесу у фільтруючій центрифугі dP , що діє на елемент dr , запишемо як:

$$dP = \frac{dC}{F} = \frac{F\rho \omega^2 r dr}{F} = \rho \omega^2 r dr. \quad (2.79)$$

Тоді повна величина рушійної сили визначиться шляхом інтегрування рівняння (2.79):

$$\int_0^P dP = \int_{r_1}^R \rho \omega^2 r dr;$$

$$P = \frac{\rho \omega^2}{2} (R^2 - r_1^2).$$

Замість поверхні фільтрації в рівнянні (2.78) підставляємо середнє значення поверхні фільтрації центрифуги:

$$F = \frac{2\pi \cdot H (R + r_1)}{2} = \pi \cdot H (R + r_1).$$

2.5.6. Огляд конструкцій відстійних центрифуг

2.5.6.1. Базові конструкції відстійних центрифуг

На рис. 2.40а наведена відстійна центрифуга періодичної дії з ручним вивантаженням осаду і жорсткою опорою вала. Основним робочим органом центрифуги є барабан, який закріплюється на вертикальному валу.

Суспензія, що розділяється, завантажується зверху в обертовий барабан, який має вертикальні ребра для запобігання проковзуванню рідини відносно стінок. Ці ребра мають отвори, для того щоб вирівнювати рівні рідини в окремих частинах барабану. Внаслідок центрифугування тверда фаза (осад) осаджується на внутрішній поверхні барабану, а рідина розташовується кільцевим шаром поверх осаду. На повному ході центрифуги фугат виділяється по відповідній трубці, кінець якої за допомогою штурвалу поступово вводиться в шар рідини, доки досягнуто буде поверхні осаду.

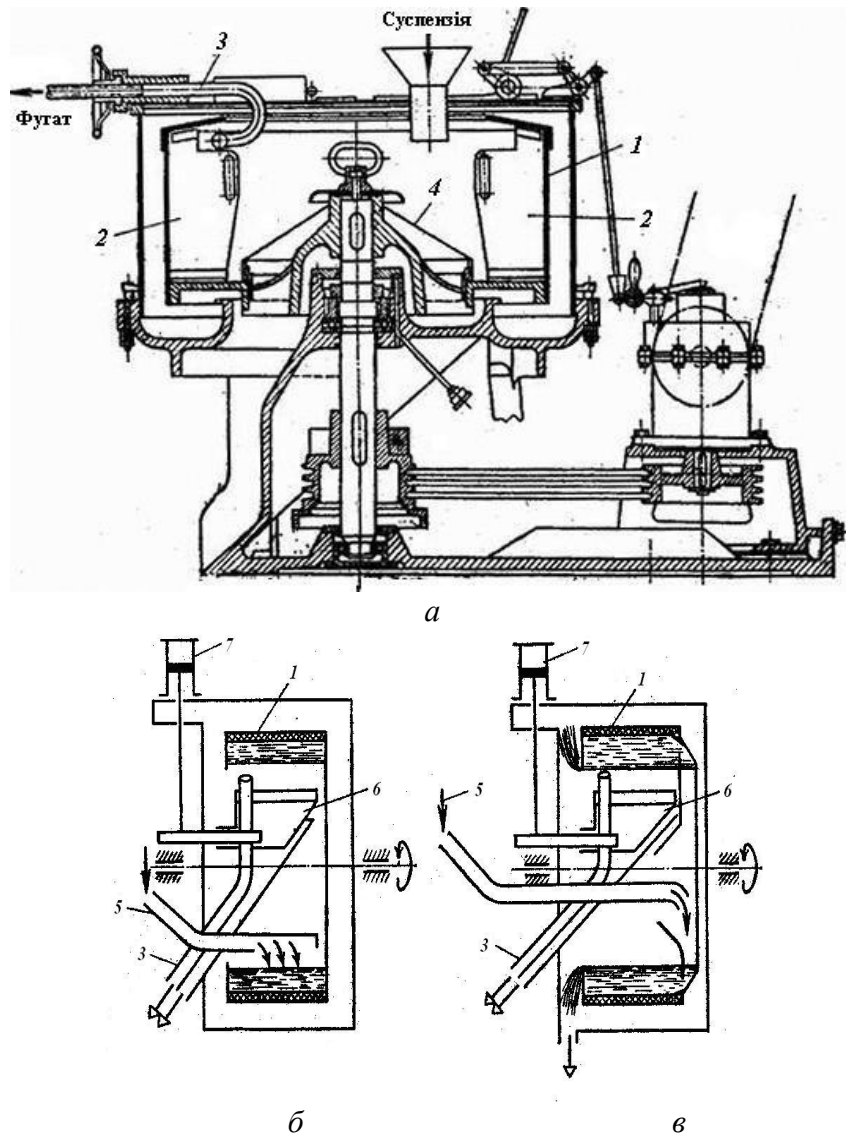


Рис.2.40. Відстійні центрифуги періодичної дії

а центрифуга з ручним вивантаженням осаду; *б, в* центрифуги з механізованим вивантаженням осаду, які працюють в першому і загальному режимах живлення; 1 – барабан; 2 – ребра з отворами; 3 – труба для виведення фугату; 4 – конус; 5 – труба для подачі суспензії; 6 – ніж; 7 – циліндр з поршнем

Після цього центрифуга зупиняється, піднімається конус, який закриває отвори в днищі барабана, через які вивантажується осад вручну. Тобто, центрифуга працює циклічно і її продуктивність визначається робочим об'ємом барабану (біля 50% його об'єму) та тривалістю циклу. Останній залежить від фізичних властивостей суспензії (ρ_t , ρ_p , μ , a_0) і фактора розділення.

Жорстка опора вала центрифуги часто є джерелом великих динамічних навантажень на підшипники при створенні дисбалансу, зумовленого нерівномірним розподілом суспензії (особливо при високій концентрації твердої фази в суспензії) в барабані.

Це явище в значній мірі усунуто в трьохколонній центрифугі, станина якої підвищена за допомогою трьох тяг на колонах з сферичними шарнірами. В даному випадку вал центрифуги має можливість самовстановлюватись, що значно зменшує вплив дисбалансу. Для більш рівномірного розподілення суспензії, що рухається до днища барабана, встановлено розподільний конус.

Для розділення суспензій з об'ємною концентрацією $a_0 = 5-30\%$ і розподілом частинок 5-40 мм застосовують центрифуги періодичної дії з механізованим вивантаженням осаду (рис. 2.40б, в). Центрифуга допускає два режими живлення. По першому (рис. 2.40б) суспензія підводиться в барабан, який обертається до його заповнення, а по закінченню

центрифугування фугат відводиться по відповідній трубці, кінець якої поступово наближується до поверхні осаду. Після цього трубка повертається у вихідне положення, а осад зрізається ножем, поступово заглиблюючись у його шар. Потім ніж повертається у вихідне положення, а робочий цикл повторюється по другому режиму (рис. 2.40в) суспензія протягом певного часу надходить безперервно, а фугат переливається через край до накопичення шару певної товщини. Після цього подача суспензії припиняється, залишок фугату відводиться по вивідній рубці, а осад зрізається ножем, як і в попередньому випадку. Зворотно-поступальний рух ножа забезпечується його приєднанням до штока з поршнем, який рухається ввєрх або вниз з певною швидкістю через задані проміжки часу під тиском потоку робочої рідини.

Відстійна центрифуга безперервної дії із шнековим пристроєм для видалення осаду.

Центрифуга відстійного типу безперервної дії наведена на рис. 2.41. Принцип дії центрифуги полягає в наступному: суспензія подається через живильну трубу в барабан шнека, а з нього – в зовнішній барабан, на стінках якого осаджуються частинки твердої фази. Утворений в барабані осад транспортується шнеком до вікон вивантаження в вузькій частині зовнішнього конічного барабану. Рідка фаза (фугат) проходить до вікон вимивання, які розташовані в правій торцевій стінці. Осад і фугат відводяться з кожуха через окремі штуцери.

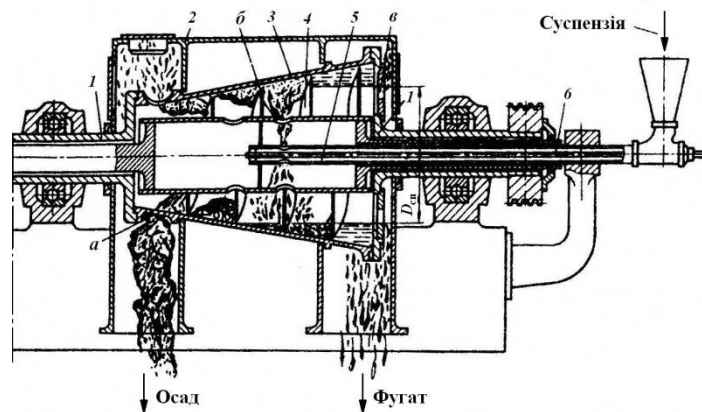


Рис. 2.41. Шнекова відстійна центрифуга безперервної дії:

a вікно для вивантаження осаду; *б* отвори для подачі суспензії; *в* вікно для видалення фугату;
1 – пустотіла цапфа; 2 – кожух; 3 – барабан; 4 – барабан шнека; 5 труба для подачі суспензії;
6 – труба для подачі промивної рідини

Діаметр змивного порога можливо регулювати змінними чи поворотними шайбами.

Шнекові відстійники центрифуги безперервної дії відрізняються великою продуктивністю і застосовуються для обробки тонкодисперсних суспензій з великим вмістом рідкої фази.

Недоліки цих центрифуг: порівняно великі витрати енергії на переміщення осаду і втрат в редукторі, значне забруднення фугату дрібно дисперсною твердою фазою.

Відстійні центрифуги для розділення емульсій – сепаратори.

Схема для розділення емульсій наведена на рис. 2.42. Емульсія по центральній трубці надходить в нижню частину барабана (ротора 1), спорядженого рядом конічних тарілок 2, котрі розділяють суміш на декілька шарів, що зумовлює зменшення шляху, який проходить частинка при осадженні.

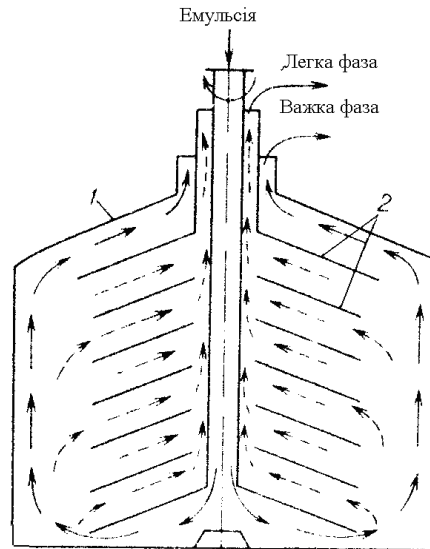


Рис. 2.42. Схема барабана сепаратора:

1 – корпус (ротор); 2 – тарілки

Більш важка рідина, що має більшу густину, відкидається відцентровою силою на периферію ротора, більш легка переміщується до його центру. Шлях руху рідин показаний стрілками. Розділені рідини не стикаються одна з одною, і тому не можуть знову бути змішаними.

В наведеному сепараторі застосовані тарілки з отворами. В сепараторі, що має тарілки без отворів, із суспензії виділяють тверду дисперсну фазу, яка осідає на внутрішній стінці корпусу барабана. Освітлена рідина рухається до центру барабана, піднімається вгору і відводиться з нього. Осад, утворений на стінці барабана, зазвичай вивантажують вручну.

Надцентрифуги.

В надцентрифугах кількість обертів доходить до 45000 об/хв., фактор розділення досягає 13000-20000.

Схема трубчастої надцентрифуги наведена на рис. 2.43.

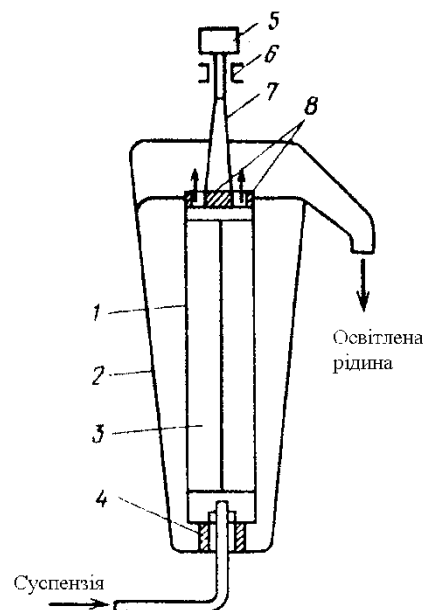


Рис. 2.43. Трубчата центрифуга періодичної дії для освітлення рідин:

1 – трубчатий барабан (ротор); 2 – кожух; 3 – радіальні лопаті; 4 – під'ятник; 5 – шків; 6 – опора; 7 – шпиндель; 8 – отвори для виведення освітленої рідини.

В корпусі 2 обертається трубчатий барабан (ротор) 1 із суцільними стінками, всередині якого є радіальні лопаті 3, які перешкоджають відставанню рідини від стінок при його обертанні. Барабан жорстко з'єднаний з конічним шпинделем 7, підвішеним на опорі 6, і приводиться в обертання від шківів 5. В нижній частині центрифуги встановлено підп'ятник 4, через який в барабан проходить труба для подачі суспензії. Тверді частинки суспензії осідають на стінках барабану, а освітлена рідина (фугат) відводиться під дією відцентрової сили з нього через отвори, розташовані в верхній частині кожуха. Осад видаляється вручну після зупинки центрифуги і розбирання ротора.

З огляду на невеликий об'єм барабана такі центрифуги застосовують тільки для розділення суспензій з невеликим вмістом твердої фази (до 1%).

Для розділення емульсій застосовують трубчаті надцентрифуги безперервної дії, які відрізняються більш складною конструкцією верхньої частини ротора, що дозволяє роздільно відводити розшаровані (розділені) рідини.

2.5.6.2. Базові конструкції фільтруючих центрифуг

Трьохколонна центрифуга

Трьохколонна центрифуга (рис. 2.44) з верхнім вивантаженням осаду (типу ТВ чи ОТВ) забезпечується перфорованим чи суцільним барабаном діаметром 600, 800 і 1000 мм.

Найбільше значення фактора розділення $Fr = 800-965$.

Ці центрифуги застосовують для виділення з рідини механічних домішок і розділення середніх і грубих суспензій, які потребують довготривалого центрифугування.

До основних недоліків слід віднести важку ручну працю, пов'язану із вивантаженням осаду, важкодоступність до підшипників і гальма, розташованих під барабаном. Ці недоліки в якійсь мірі усунуті в трьохколонній центрифугі з нижнім вивантаженням осаду. Барабан цих центрифуг виконаний із суцільними вертикальними перегородками, які виключають можливість руху рідкої фази відносно стінок барабану і споряджений розподільним конусом, призначеним для розподілення суспензії у напрямку руху її до днища барабану.

Більш нові конструкції цих машин споряджені скребками для вивантаження осаду. Механізм керування скребками розташований вертикально або горизонтально. Скребки скеровуються пневматичним або гідравлічним пристроєм здійснюючи його радіально-поворотну подачу. Осад зрізається при зменшенні частоти обертання барабана до 50÷100 об/хв, подається донизу і відцентровою силою викидається з барабана через вікна в барабані і збирається на дні станини, покритому нерухомим кожухом, звідки видаляється для подальшої обробки. Осад, що утворився на стінках ротора видаляється (лопаткою) після відкриття кришки кожухів. Ці центрифуги відрізняються невеликою висотою і стійкістю.

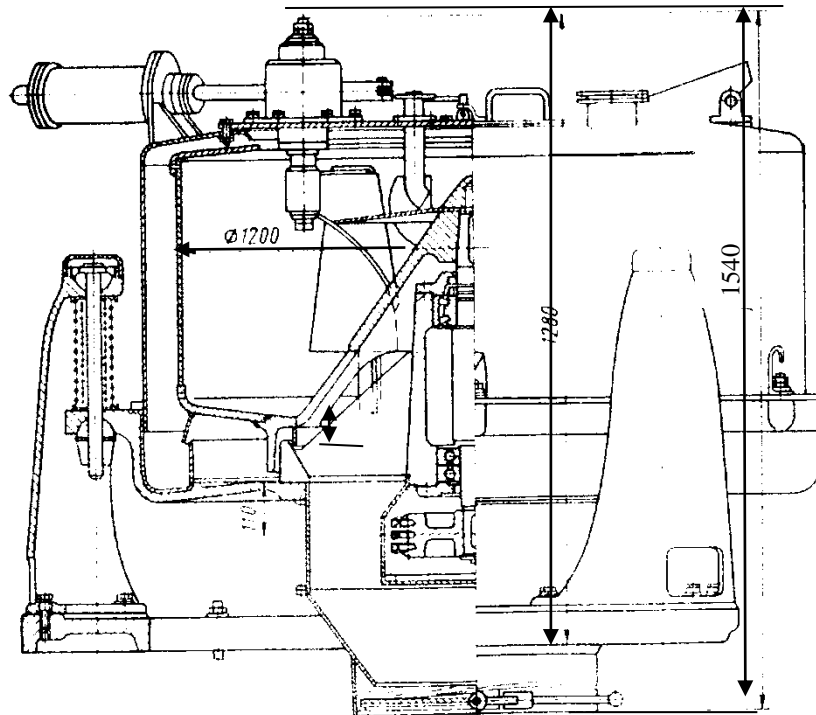


Рис. 2.44. Трьохколонна центрифуга.

Центрифуга з пульсуючим поршнем для вивантаження осаду.

Ці апарати відносяться до фільтруючих центрифуг безперервної дії з горизонтальним барабаном, наведена на рис. 2.45.

Суспензія надходить в конічну лійку 8, яка обертається з тою частотою, що і перфорований барабан 2. Суспензія набуває обертового руху і відкидається через отвори у лійці на фільтруючу перегородку в зоні перед поршнем 5. Під дією відцентрової сили рідка фаза (фугат) проходить через фільтруючу перегородку і перфорований барабан до корпусу 1 і видаляється з нього через штуцер, який розташований в нижній його частині. Тверда фаза утворює осад на фільтруючій перегородці, який періодично переміщається до краю барабана під час руху поршня вправо приблизно на 0,1 довжини барабана.

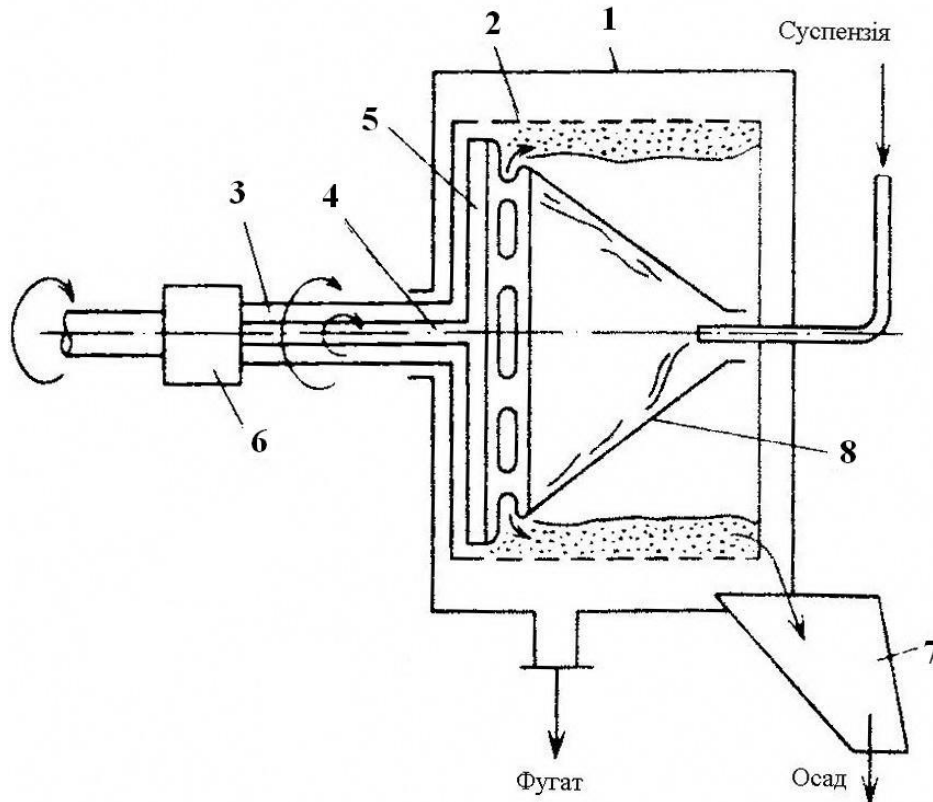


Рис. 2.45. Фільтруюча центрифуга безперервної дії з пульсуєючим вивантаженням осаду:
 1 – корпус; 2 – перфорований барабан; 3 – пустопорожній вал; 4 – вал-штоц; 5 – поршень-штоцхач;
 6 – пристрій, що надає обертовий і зворотно-поступальний рух; 7 – жолоб; 8 – конічна лійка

Таким чином, за кожний хід поршня з барабана до кожуха виштовхується частина осаду, яка в подальшому видаляється з центрифуги по жолобу. Поршень закріплено на валу-штоці 4, який знаходиться всередині пустотілого валу 3, і з'єднаний з пристроєм 6, який надає йому обертовий та зворотно-поступальний рух. Барабан обертається за допомогою пустотілого валу 3. Частота обертів поршня та барабан однакова.

Ця центрифуга більш продуктивна ніж періодичної дії. Але має додаткові витрати енергії, пов'язані з роботою поршня. Окрім того, в період після видалення осаду якість фільтрації знижується, оскільки процес здійснюється тільки на фільтруючій перегородці (без шару осаду).

2.5.7. Розрахунок витрат потужності в центрифугах

Пусковий період. В період пуску центрифуги енергія витрачається на подолання інерції маси барабана N_1 , інерції маси матеріалу N_2 , що завантажується, на тертя в підшипниках N_3 і на тертя барабана з повітрям N_4 :

$$N_{\text{п}} = N_1 + N_2 + N_3 + N_4.$$

В робочий період енергія витрачається на подолання тертя в підшипниках та тертя барабану з повітрям:

$$N_{\text{р}} = N_3 + N_4.$$

Витрати потужності на подолання інерції барабана. Виділимо із стінки барабана елемент маси dm на відстані радіуса r . При лінійній швидкості обертання w , робота dT , що витрачається на надання цьому елементу маси кінетичної енергії дорівнює:

$$dT' = \frac{dmw^2}{2} \quad \text{або} \quad T' = \int_0^r \frac{dmw^2}{2}. \quad (2.80)$$

Виразимо лінійну швидкість w через кутову швидкість ω і радіус r :

$$W = \omega \cdot r, \quad (2.81)$$

і підставимо в (2.80):

$$T' = \frac{\omega^2}{2} \int_0^r dm r^2.$$

Момент інерції барабана:

$$\int_0^r dm r^2 = I_a. \quad (2.82)$$

Тоді вираз (2.81) набуває вигляду:

$$T' = \frac{\omega^2}{2} I_a. \quad (2.83)$$

Врахувавши, що вся маса барабана зосереджена на оболонці радіусом R , тоді момент інерції для всього барабана дорівнює:

$$I_a = M_a R^2, \quad (2.84)$$

Підставивши (2.84) до (2.83), одержимо:

$$T' = \frac{\omega^2}{2} M_a R^2 \quad (2.85)$$

або виконавши відповідну заміну на лінійну швидкість, отримаємо вираз для визначення роботи:

$$T' = \frac{w^2 M_a}{2} \quad (2.86)$$

Потужність, яка витрачається на подолання інерції барабану, дорівнює:

$$N_1 = \frac{T'}{\tau_i},$$

де τ_i – час пуску, тобто час виведення барабана центрифуги на задане число обертів.

Витрати потужності на подолання інерції рідини.

Припускаємо, що рідина в барабані розташовується у вигляді циліндра з радіусами r_1 і R (рис. 2.46).

Виділимо із цієї маси суспензії елементарний об'єм на відстані r від вісі обертання товщиною dr по всій висоті барабану H .

Маса цього елементарного об'єму визначається як:

$$dm = dV \cdot \rho = 2\pi \cdot r H dr \cdot \rho_c. \quad (2.87)$$

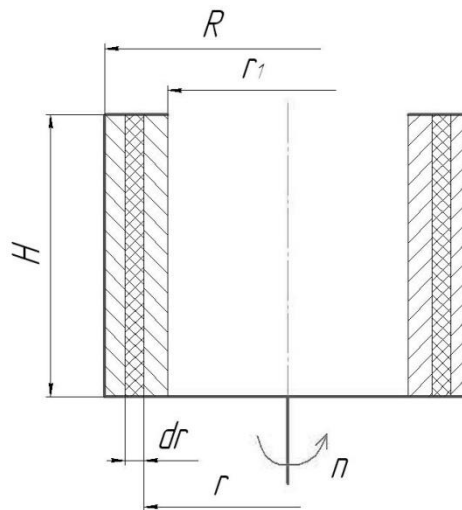


Рис. 2.46. Схема до розрахунку витрат потужності

Тоді момент інерції всієї суспензії, розташованої всередині барабану, визначиться за виразом:

$$I_p = \int_0^R dm \cdot r^2 = \int_0^R 2\pi H \rho r^3 dr = \frac{2}{4} \pi H \rho (R^4 - r_1^4) \quad (2.88)$$

Враховуючи, що $r_1 = 0,71R$, вираз (2.88) набуває вигляду:

$$I_p = \frac{1}{2} \pi H \rho 0,75R^4.$$

Тоді робота, яка витрачається на подолання інерції рідини, дорівнює:

$$T'' = \frac{\omega^2}{2} I_p = \frac{\omega^2}{2 \cdot 2} \pi H \rho \cdot 0,75R^4. \quad (2.89)$$

Якщо $\pi H R^2 = V_6$ – це повний об'єм барабана центрифуги. Запишемо вираз (2.89), виконавши узагальнення всіх числових компонентів, у вигляді:

$$T'' = 0,019W^2 V_a \rho_c. \quad (2.90)$$

Відповідно, потужність розраховується за виразом:

$$N_2 = T'' / \tau_i.$$

Витрата потужності на тертя в підшипниках.

Визначається за формулою, кВт:

$$N_3 = \frac{f W_a}{1000} \sum m_i g,$$

де f – коефіцієнт тертя (0,07 - 0,10);

$\sum m_i$ – загальна маса всіх обертових частин центрифуги в кг;

W_a – лінійна швидкість обертання вала центрифуги, м/с:

$$W_a = \frac{d_a}{2} \omega,$$

де d_a – діаметр вала центрифуги.

Витрати потужності на тертя барабана з повітрям.

$$N_4 = 10^{-8} R^5 n^3,$$

де R – радіус барабана, м;

n – число обертів барабана, об/хв.

Потужність електродвигуна розраховуємо за виразом:

$$N_{\text{дв}} = \frac{N_n}{0,9 \div 0,8}.$$

Окрім цього, в центрифугах безперервної дії потужність витрачається на транспортування осаду шнеком. Розрахунок витрат потужності для цих центрифуг виконується за спеціальною методикою.

2.5.8. Вибір центрифуг

1. *Центрифуги вибираються за розміром частинок в суспензії:*

- при розмірі частинок більш 100 мкм застосовують фільтруючі центрифуги;
- при розмірі частинок від 100 до 10 мкм застосовують відстійні центрифуги;
- при розмірі частинок від 10 до 1 мкм застосовують надцентрифуги.

2. *Центрифуги вибираються за концентрацією суспензії.*

При висококонцентрованих суспензіях доцільно застосовувати шнекові центрифуги. Якщо концентрація дисперсної фази менше 1%, застосовують трубчаті надцентрифуги.

3. *Вибір центрифуги залежить від властивостей осаду.*

З метою запобігання руйнуванню осаду при відділенні сульфату амонію, волокон паперу застосовують центрифуги з пульсуючим вивантаженням осаду. Центрифуги із зрізанням осаду ножом приводять до подрібнення осаду.

Для очищення лаків, фарб застосовують надцентрифугу.

Для виділення крохмалю, для класифікації руд застосовують шнекові центрифуги.

Дуже важливо правильно підібрати матеріал центрифуги. Так, нелеговані чорні метали при корозії можуть осад, тому їх не можна застосовувати, наприклад, для фільтрації харчових продуктів.

Запитання для самоконтролю

1. Наведіть способи розділення неоднорідних рідких систем.
2. Складіть рівняння матеріального балансу рідинного відстійника.
3. Наведіть розрахунок рідинного відстійника.
4. Наведіть конструкції газових відстійників.
5. В чому полягає фізична сутність процесу фільтрації?
6. Виведіть рівняння руху рідини в каналах осаду.
7. Виведіть основне рівняння фільтрації.
8. В чому відмінність процесу фільтрації при постійному тиску та постійній швидкості?
9. Навести огляд основних конструкцій фільтрів.
10. В чому полягає фізична модель роботи гідроциклона?
11. Наведіть основні конструкції гідроциклонів.
12. Сформулюйте умови, при яких досягається максимальна ефективність роботи гідроциклона.
13. Поясніть сутність роботи центрифуг відстійного і фільтруючого типів.
14. Наведіть основні ознаки класифікації центрифуг.
15. Поясніть фізичний зміст фактора розділення.
16. Виведіть рівняння поверхні рідини в барабані центрифуги.
17. Як визначити час ламінарного осадження частинок в центрифугі?
18. Визначте рушійну силу в центрифугах фільтруючого типу.
19. Наведіть базові конструкції центрифуг відстійного та фільтруючого типів.
20. Наведіть залежності щодо визначення витрат потужності центрифуги в пусковий і робочий періоди.
21. За якими принципами здійснюється вибір типу центрифуги?

Глава 3. Перемішування

3.1. Загальні положення

Перемішування широко використовується в хімічній промисловості для приготування суспензій, емульсій і розчинів, а також для інтенсифікації процесів масо- і теплообміну, завдяки безперервному оновленню поверхні взаємодії речовин. Основні процеси хімічної технології наведені на схемі (рис. 3.1).

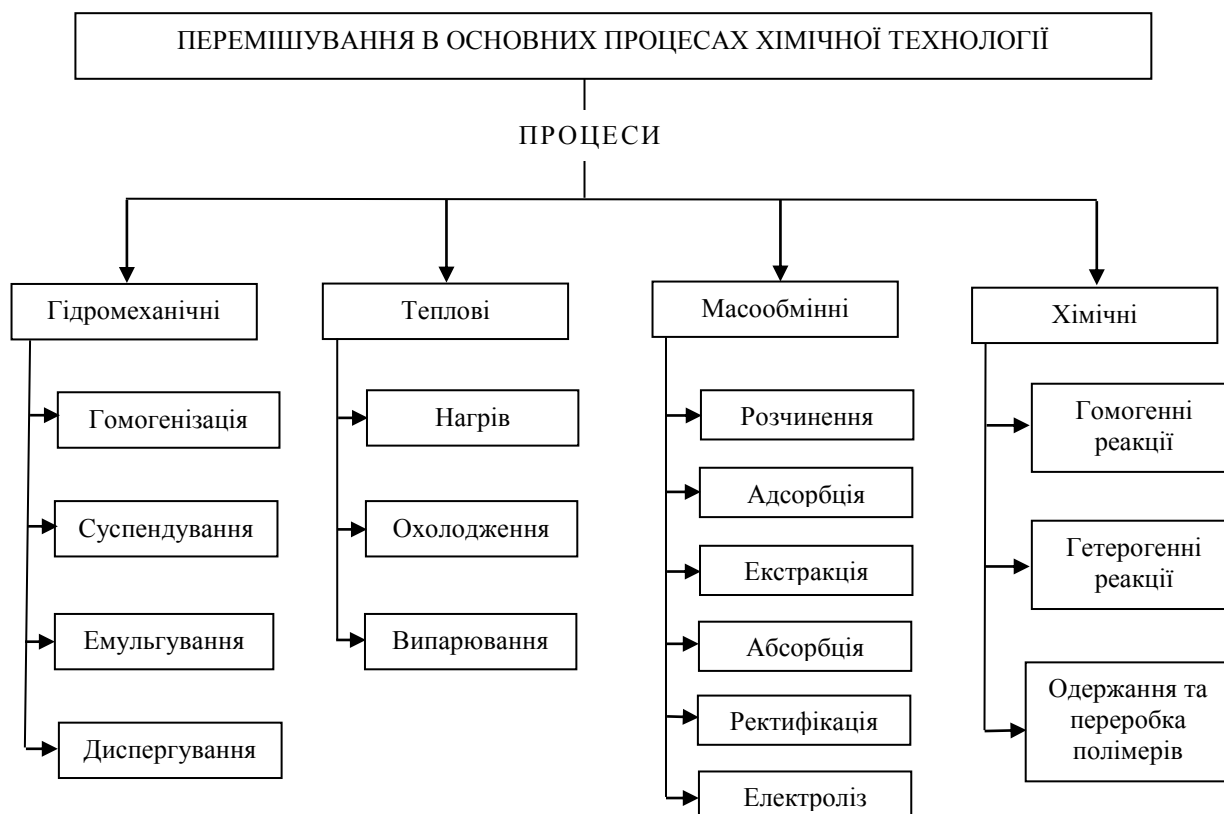


Рис. 3.1. Класифікація основних процесів хімічної технології, які здійснюються при перемішуванні середовища

Розрізняють такі способи перемішування:

- перемішування в рідкому середовищі;
- перемішування в твердому, сипучому і пастоподібному середовищі.

3.2. Перемішування в рідкому середовищі

Незалежно від того, що змішується з рідиною – газ, рідина або тверде тіло, розрізняють два види перемішування в рідкому середовищі: механічне і пневматичне.

3.2.1. Механічне перемішування

Механічне перемішування здійснюється за допомогою мішалок. Мішалка складається з однієї або декількох пар лопатей різної форми.

Основними факторами, що характеризують роботу мішалок, є: витрати потужності та ефективність перемішування.

Ефективність перемішування.

Ефективність перемішування є характеристикою якості процесу. В даний час цю якісну характеристику виражають по-різному, в залежності від технологічного призначення перемішування.

При застосуванні перемішування для інтенсифікації теплових, дифузійних і хімічних процесів ефективність перемішування можна характеризувати відношенням коефіцієнтів

швидкості процесів при перемішуванні і без перемішування (відношення коефіцієнтів теплопередачі, масопередачі і відношення швидкостей реакції хімічного перетворення).

При застосуванні перемішування для отримання суспензії або емульсії ефективність перемішування можна характеризувати рівномірністю розподілу фаз в суспензії або емульсії. Нехай в апараті знаходяться рідина і дрібні тверді частинки. Позначимо через V_p і V_T об'єми відповідно рідини і твердих частинок в апараті, ρ_p і ρ_T – відповідно густина рідини і твердих часток.

Якщо в результаті перемішування досягнуто рівномірний розподіл твердих частинок по всьому об'єму рідини, то середній вміст твердих частинок в будь-якій пробі отриманої суміші, взятої з різних зон апарата, складе (у масових %):

$$x_c = \frac{100V_p\rho_p}{V_p\rho_p + V_T\rho_T}.$$

При недостатньому перемішуванні вміст твердих частинок в пробах буде відрізнятися від x_c (рис. 3.2). Відношення різниці $\Delta x = x - x_c$, це найбільш можливе її значення, характеризує рівномірність розподілу фаз в тих зонах, звідки взято пробу. При повному змішанні їх різниці дорівнюють нулю, при неповному змішанні вони відмінні від нуля і можуть бути як додатними, так і від'ємними.

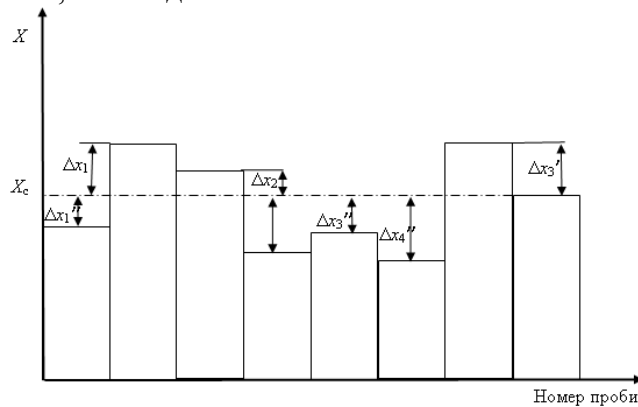


Рис. 3.2. Схема до розрахунку ефективності при перемішуванні

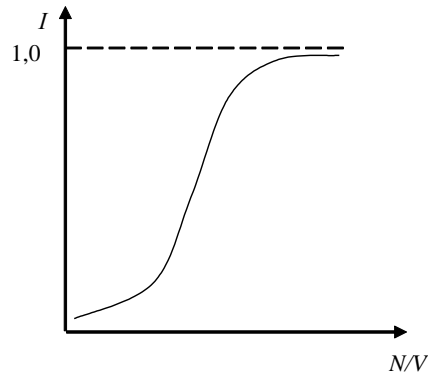


Рис. 3.3. Залежність ефективності від інтенсивності

Ефективність перемішування, що забезпечує розподіл фаз у всьому об'ємі апарата можна виразити співвідношенням:

$$I = 1 - \frac{\sum_1^m \frac{\Delta x'}{100 - x_c} + \sum_1^n \frac{\Delta x''}{x_c}}{m + n},$$

де $\Delta x'$ - додатні різниці $x - x_c$, $100 - x_c$ - найбільше можливе додатне значення різниці $\Delta x'$, m - число проб, в яких різниця $x - x_c$ додатня, $\Delta x''$ - від'ємні різниці $x - x_c$, x_c - найбільше (по абсолютній величині) можливе від'ємне значення різниці $\Delta x''$, n - число проб, в яких різниця $x - x_c$ від'ємна.

Ефективність перемішування змінюється від нуля до одиниці. Коли досягається повне змішування, ефективність розподілу фаз дорівнює одиниці. При застосуванні перемішування для отримання емульсії ефективність перемішування характеризується величиною частинок дисперсної фази, що утворюються.

Інтенсивність перемішування

Інтенсивність перемішування, зазвичай, визначають за такими параметрами:

- 1) число обертів мішалки при постійному часі перемішування;
- 2) час досягнення заданого технологічного результату при постійній частоті обертів мішалки;
- 3) потужність N , яка витрачається на перемішування одиниці об'єму V або маси M рідини.

Одним із методів визначення доцільності перемішування є залежність ефективності (рівномірності) від інтенсивності $I=f(N/V)$ (рис. 3.3).

Застосування теорії подібності дозволило перейти від емпіричних розрахунків механічних мішалок до визначення загальних закономірностей і формул, придатних для правильного відображення дійсних умов роботи мішалок.

3.2.2. Гідродинамічна подібність в процесах перемішування

З погляду гідродинаміки перемішування можна звести до зовнішнього впливу тіл на потоки рідини. При повільному русі твердого тіла будь-якої форми у в'язкій рідині необхідно подолати тільки сили тертя.

При збільшенні швидкості руху на початковому етапі набувають суттєвих значень сили інерції. Приграничний шар відривається від поверхні тіла внаслідок чого за ним утворюються вихори.

Найбільша швидкість спостерігається біля країв лопатей, причому згідно рівняння Бернуллі у області вихороутворення тиск буде меншим, ніж в рідині, що знаходиться попереду лопаті. Різниця тисків, що створюється, визначається потужністю, яка витрачається на перемішування.

В узагальненій формі ця залежність може бути виражена залежністю критерія Ейлера від критеріїв Рейнольдса та Фруда:

$$Eu = f(Re; Fr) \quad (3.1)$$

де $\frac{\Delta p}{\rho w^2} = Eu$ - критерій Ейлера; $Fr = \frac{w^2}{gl}$ - критерій Фруда.

Лопаті мішалки досить глибоко занурені в рідину, тому вплив сили тяжіння, пов'язаної з хвилеутворенням на поверхні рідини, можна не враховувати. Тому з рівняння (3.1) можна виключити критерій Фруда. Окрім цього, критерії Ейлера та Рейнольдса повинні бути модифіковані для умов перемішування рідин.

Перетворення критеріїв Рейнольдса та Ейлера для мішалок

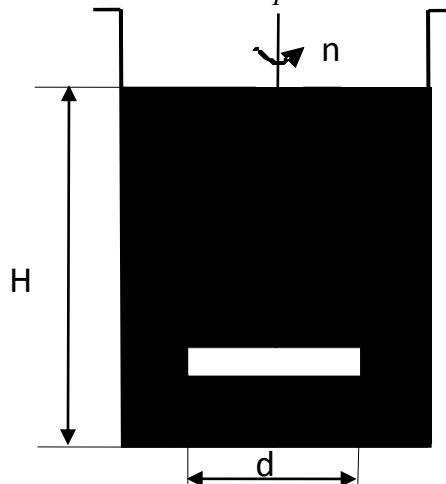


Рис. 3.3 Схема визначення критеріїв подібності

Якщо мішалка являє собою лопаті, насаджені на вал, що обертається, то лінійну швидкість рідини, що перемішується, в першому наближенні можна прийняти пропорційною кутовій швидкості мішалки:

$$W = k_1 \pi d n, \quad (3.2)$$

де k_1 – константа пропорційності; d – діаметр мішалки, м; n – частота обертів мішалки, с⁻¹.

Тоді число Re виразиться як:

$$\text{Re} = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{k_1 \pi d n d \rho}{\mu} \quad (3.3)$$

Постійні безрозмірні співмножники k_1 і π з виразу (3.3) можуть бути виключені. Тоді одержимо модифіковане число Рейнольдса для випадку механічного перемішування в рідкому середовищі:

$$\text{Re}_i = \frac{\rho n d^2}{\mu} \quad (3.4)$$

Зазвичай критерій Ейлера записується у вигляді:

$$\text{Eu} = \frac{\Delta P}{\rho w^2} \quad (3.5)$$

Величину ΔP можливо замінити, ґрунтуючись на таких припущеннях:

Якщо рідина циркулює під дією мішалки по заданому контуру, то потужність мішалки визначиться, як потужність насоса із співвідношення:

$$N = V_{\text{сек}} \Delta P, \quad (3.6)$$

де $V_{\text{сек}}$ – об'єм рідини, який переміщається, м³/с; ΔP – перепад тиску, Па, звідси

$$\Delta P = N / V_{\text{сек}} \quad (3.7)$$

$V_{\text{сек}}$ можна знайти, як добуток об'єму рідини в апараті на кратність циркуляції:

$$V_{\text{сек}} = V_p \cdot m = f H m, \quad (3.8)$$

де f – площа перетину апарата, м², $f = \pi d^2 / 4$; H – робоча висота апарата, м; m – кратність циркуляції, с⁻¹;

Виразивши геометричні розміри апарату через діаметр мішалки, одержимо:

$$f = k_2 d^2; \quad (3.9) \quad H = k_3 d, \quad (3.10)$$

де k_2 і k_3 – коефіцієнти пропорційності.

Окрім цього, кратність циркуляції може бути прийнята пропорційною числу обертів мішалки:

$$m = k_4 n, \quad (3.11)$$

а величина W^2 у відповідності до рівняння (14.2) виразиться як:

$$W^2 = k_1^2 \pi^2 d^2 n^2 = k_5 d^2 n^2$$

З урахуванням рівнянь (3.7) – (3.11) критерій Ейлера набуває виду:

$$\text{Eu} = \frac{N}{k_2 k_3 k_4 k_5 \rho n^3 d^5} \quad (3.12)$$

Виключивши з рівняння (3.12) постійні множники k_2 , k_3 , k_4 , k_5 , одержимо модифікований критерій Ейлера для випадку перемішування в рідкому середовищі:

$$\text{Eu}_i = \frac{N}{\rho n^3 d^5} \quad (3.13)$$

Відповідно викладеному, рівняння подібності, що характеризує рух рідини в апараті при перемішуванні можливо записати у вигляді:

$$\text{Eu}_M = f(\text{Re}_M), \quad (3.14)$$

що підтверджується практичними результатами.

На рис. 3.4 наведено графік залежності $Eu_M = f(Re_M)$, побудований за експериментальними даними багатьох дослідників для перемішування в рідинному середовищі мішалками різних типів. Характеристики мішалок наведені в табл. 3.1 і на рис. 3.5.

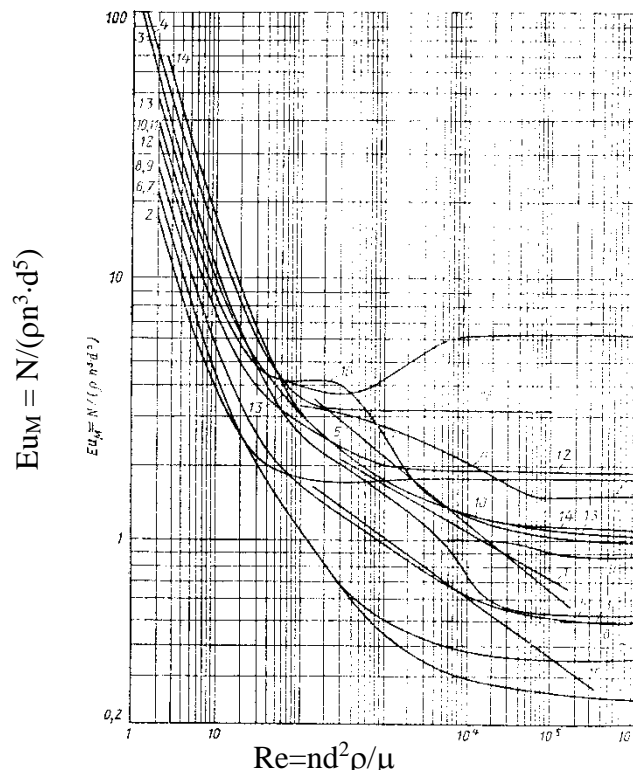


Рис. 3.4 Залежність Eu_M від Re_M для мішалок різних типів

Графічна залежність $Eu_M = f(Re_M)$, наведена на рис. 3.4, дозволяє згідно прийнятої інтенсивності перемішування підібрати методом послідовних наближень тип мішалки, її розміри і число обертів, а також визначити потужність двигуна.

Таблиця 3.1 Характеристики мішалок і апаратів, для яких на рис. 14.3 наведені залежності $Eu_M = f(Re_M)$

№	Тип мішалки	Характеристики мішалки				Характеристика ємності
		D/d	H/D	b/d	S/d	
1	2	3	4	5	6	7
1.	Двохлопатева	3	1	0,25	-	Без перегородок
2.	Двохлопатева	3	1	0,167	-	3 чотирма перегородками шириною 0,1D
3.	Двохлопатева	2	1	0,885	-	Без перегородок
4.	Двохлопатева	2	1	0,885	-	Із змійовиком $d_{зм}=1,9d$, $d_{тр}=1,9d$, $t=0,12d$
5.	Шестилопатева	1,11	1	0,066	1	Без перегородок
6.	Гвинтова	3	1	-	1	Без перегородок
7.	Гвинтова	3	1	-	2	3 чотирма перегородками шириною 0,1D
8.	Гвинтова	3	1	-	2	Без перегородок
9.	Гвинтова	3	1	-	-	3 чотирма перегородками шириною 0,1D

10.	Відкрита турбінна мішалка з трьома плоскими лопатями	3	1	0,2 $l/d=0,25$	-	Без перегородок
11.	Відкрита турбінна з шістьма плоскими лопатями	3	1	0,2 $l/d=0,25$	-	3 чотири перегородками шириною 0,1D
12.	Відкрита турбінна з вісьма плоскими лопатями	3	1	0,125	-	3 чотири перегородками шириною 0,1D
13.	Закрита турбінна з шістьма лопатями	3	1	-	-	Без перегородок
14.	Закрита турбінна з шістьма лопатями і направляючим апаратом з 12 лопатями	3	1	-	-	Без перегородок
15.	Якірна	1,11	1	0,066	-	Без перегородок
16.	Дискова з 6-ма лопатями	2,5	1	0,1	-	3 чотири перегородками шириною 0,1D

d – діаметр мішалок, D – діаметр апарата, H – висота шару рідини в апараті, b – ширина лопаті мішалки, S – шаг гвинта, l – довжина лопаті.

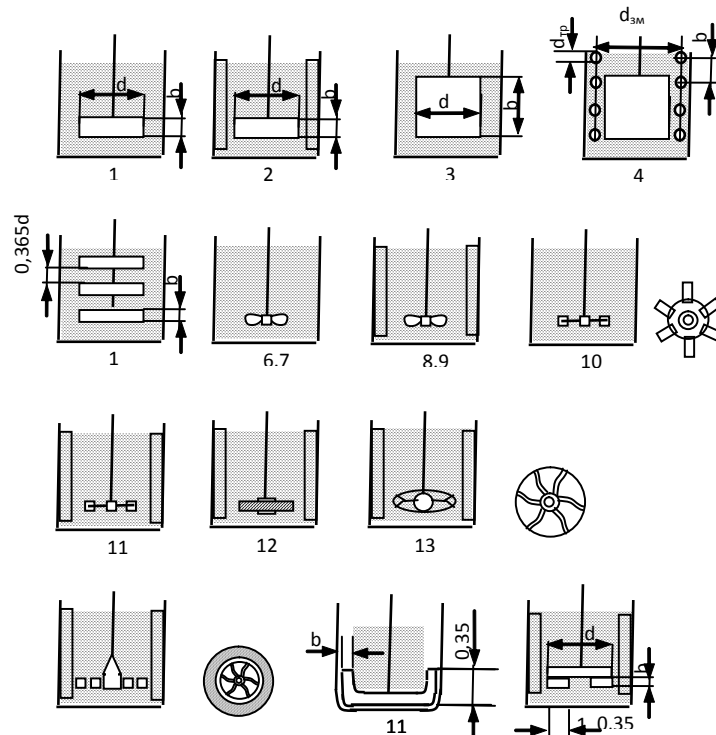


Рис.3.5. Апарат з мішалками, для яких на рис. 14.4 наведені залежності $Eu_M = f(Re_M)$

Знаючи робочий об'єм апарату V_p і прийнятну інтенсивність перемішування j , $H \cdot M / (M^3 \cdot c)$ визначають потужність, що споживається мішалкою:

$$N = jV_p$$

В подальшому попередньо визначають тип мішалки, її розміри та число обертів. Для досягнення найбільшої ефективності перемішування необхідно забезпечити постійність інтенсивності перемішування для всіх зон робочого об'єму, що виключає утворення в

апараті застійних зон. Тому вибір типу і параметрів мішалки ґрунтується на ретельному аналізі дослідів роботи мішалки в умовах, аналогічних заданим, з використанням існуючих рекомендацій щодо співвідношень розмірів мішалки і апарату.

За попередньо вибраними параметрами мішалок знаходимо число $Eu_m = N/(\rho n^3 d^5)$. Знаючи Eu_m для вибраного типу мішалок знаходять Re_m за графіком (рис. 3.4). За значенням Re_m визначають число обертів мішалки:

$$n = \frac{Re_i \mu}{d^2 \rho} \quad (3.15)$$

Якщо знайдене з виразу (3.15) число обертів мішалки буде менше (більше), чим попередньо прийняте, то останнє відповідно збільшують або зменшують. Розрахунок проводять до співпадання ($\pm 5\%$) попередньо прийнятого числа обертів з розрахованим за виразом (3.15).

Якщо розраховане за таким методом число обертів мішалки є доцільним збільшити (зменшити), то для цього відповідно збільшують або зменшують попередньо прийнятий діаметр мішалки.

Слід зазначити, що при тих самих діаметрах і числах обертів мішалок найменшу потужність споживає пропелерна мішалка. Потужність двигуна мішалки визначається за формулою, кВт:

$$N_{\text{дв}} = \frac{N}{1000\eta},$$

де η – коефіцієнт корисної дії двигуна.

Відповідно загальна потужність, що витрачається на перемішування мішалкою за час τ , визначається:

$$E = N_{\text{дв}} \tau$$

З наведених закономірностей випливає, що потужність, яка споживається мішалкою, зростає із збільшенням числа обертів мішалки і її діаметра, а також з збільшенням густини і в'язкості рідини, що перемішується. На потужність, яка споживається мішалкою, значний вплив має форма апарату, в якому розташована мішалка, і розміщення мішалки в апараті. Для апаратів, форма яких відрізняється від циліндричної, а також при розміщенні мішалок ексцентрично похило до осі апарату, споживана потужність при перемішуванні зростає. До збільшення потужності, що споживається, приводить і розміщення в апаратах з мішалками перегородок, нагрівальних змійовиків та інше.

3.2.3. Витрати потужності в робочий період

В робочий період енергія витрачається на подолання сил тертя лопатей мішалки з рідиною, тобто на подолання сили опору середовища. Опір, з яким середовище діє на тіло, що рухається в ньому, може бути визначений за виразом:

$$S = \xi F \frac{w^2 \rho}{2}, \quad (3.16)$$

де ξ – коефіцієнт опору; F – поверхня тіла, розташована перпендикулярно до напрямку вектора швидкості руху тіла, m^2 , w – швидкість руху тіла в середовищі, m/s .

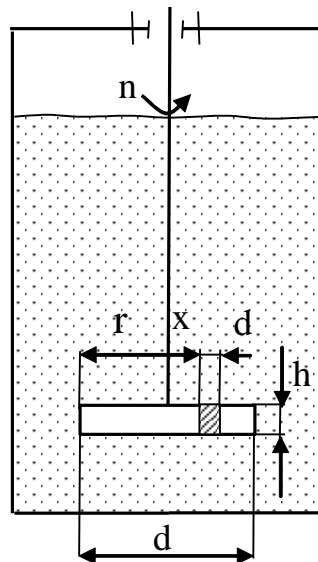


Рис. 3.6. Схема для визначення потужності в робочий період

Виділимо елементарну площадку на лопаті для визначення робочої потужності dN_p , яка витрачається нею на подолання опору рідини, рис. 3.6:

$$dN_p = dSw, \quad (3.17)$$

тобто потужність, яка витрачається для подолання сил тертя лопаті, дорівнює добутку діючої сили на середню швидкість обертання лопаті. Для двох лопатей відповідно:

$$d\bar{N}_p = 2\xi dF \frac{\rho w^2}{2} \cdot w \quad \text{або} \quad d\bar{N}_p = 2\xi \cdot h dx \rho \frac{w^3}{2}, \quad (3.18)$$

виразивши $dF = hdx$; а $w = 2\pi \cdot nx$, і виконавши підстановку у вираз (3.18), одержимо:

$$dN_p = \xi(2 \cdot \pi)^3 \cdot \rho n^3 h x^3 dx \quad (3.19)$$

Проінтегруємо цей вираз:

$$\int_0^N dN = \xi(2\pi^3) \rho n^3 h \int_0^r x^3 dx,$$

тоді одержимо:

$$N_p = (2\pi)^3 \rho \xi n^3 h \frac{r^4}{4},$$

Підставимо замість радіуса $r = d/2$, прийнявши $h = a \cdot d$, a - відношення висоти лопаті до її діаметра. Зведемо всі постійні множники в один множник і отримаємо:

$$N_p = \xi_M \rho n^3 d^5, \quad (3.20)$$

звідси:

$$\xi_i = \frac{N_p}{\rho n^3 d^5} \quad (3.21)$$

Цей безрозмірний комплекс являє собою критерій Eu_M .

Тобто потужність в робочий період перемішування визначиться як:

$$N_p = Eu_M \rho n^3 d^5 \quad (3.22)$$

Узагальнена залежність $Eu_M = f(Re_M)$ набуває вигляду:

$$Eu_M = \frac{A}{Re_M^m}, \quad (3.23)$$

А i m – константи, які визначаються експериментально. Отже, визначення N_p зводиться

до обчислення Re_M , вибору відповідних значень A і m від Re_M , тому що розрізняють декілька областей, які помітно відрізняються за витратами робочої потужності перемішування: ламінарна область при $Re_M < 30$ і турбулентна область при $Re_M > 100$. Окрім того, при дуже великих значеннях Re_M (більше $1 \cdot 10^5$) існує автономна область, коли E_{UM} не залежить від Re_M , тобто в цій області сили тертя виявляються дуже малими в порівнянні з силами інерції.

14.2.4. Витрати потужності в пусковий період

В пусковий період робота витрачається на подолання сил інерції рідини і на подолання сил тертя рідини:

$$N_n = N_i + N_p \quad (3.24)$$

Потужність, яка витрачається на подолання сил тертя, була вже визначена вище і може бути розрахована за рівнянням (3.6).

Визначимо потужність, що витрачається на подолання сил інерції. Розглянемо нескінченно малий елемент лопаті $dF = h \cdot dx$, розташований на відстані x від осі обертання, рис. 3.6. Цей елемент лопаті при її русі за одну секунду, виведе зі стану спокою нескінченно малий об'єм рідини dV .

$$dV = dFw, \quad (3.25)$$

де $w = 2\pi x n$ – лінійна швидкість елемента лопаті.

Маса рідини dm , яка захоплюється елементом лопаті за одиницю часу, може бути розрахована за виразом:

$$dm = dFw\rho$$

Потужність, яка витрачається на те, щоб вивести зі стану спокою захоплену елементом лопаті масу рідини, дорівнює:

$$dN_i = \frac{dmw^2}{2} \cdot 2,$$

де E_u – час, за який рідина може обертатися разом з лопатями.

Підставимо в це рівняння значення маси і швидкості

$$dN_i = \frac{dFw^3\rho \cdot 2}{2} = dF\rho(2\pi)^3 n^3 x^3,$$

враховуючи те, що $dF = h \cdot dx$, то

$$dN_i = (2\pi)^3 \rho n^3 h x^3 dx$$

Інтегруємо праву частину в межах від $x = 0$ до $x = r$, а ліву від 0 до N_i

$$N_i = (2\pi)^3 \rho n^3 h \int_0^r x^3 dx = (2\pi)^3 \rho n^3 h \frac{r^4}{4}$$

Підставляємо $r = d/2$, після чого одержимо:

$$N_i = kd^4 n^3 \rho h,$$

де $k = 3,87$, $a = \frac{h}{d}$,

отже:

$$N_i = N_i + N_p = kd^5 n^3 \rho + E_{UM} d^5 n^3 \rho,$$

або

$$N_i = (k + E_M) d^5 n^3 \rho$$

Вплив різних факторів на величину потужності при перемішуванні.

При розрахунку мішалок, геометрично не подібних до мішалок, для яких відомі значення A і m варто врахувати вплив висоти шару рідини в апараті і висоти лопатей. В цьому ж випадку величину потужності, розраховану за формулою (3.24) домножають на поправочний коефіцієнт f , який для кожного виду мішалки визначають за рівнянням:

$$f = \left(\frac{D}{d}\right)^y \left(\frac{H}{D}\right)^x \left(\frac{h}{d}\right)^z$$

Витрати енергії залежить також від ступеня жорсткості стінок апарату (10 – 20% більше). При розрахунку потужності, яка витрачається на перемішування, необхідно також враховувати додаткові пристрої в апараті (наявність змієвиків, перегородок на стінках та гільз для термометрів), зумовлюють збільшення витрат енергії, особливо змієвиків у 2 рази.

Особливість роботи мішалок полягає в тому, що в пусковий період короточасні витрати потужності можуть в 2,5 – 4,5 рази перевищувати робочі.

Тому привід, окрім механічних пристроїв, споряджається електронними системами, які допускають короточасне перевантаження на 200-300%.

3.2.5. Огляд конструкцій мішалок

Механічні мішалки розділяються за конструкцією лопатей на:

- мішалки з плоскими лопатями,
- пропелерні мішалки з гвинтовими лопатями,
- турбінні мішалки,
- спеціальні мішалки,

Пропелерні мішалки

Лопаті пропелерної мішалки вигнуті за профілем судового гвинта, тобто поступово змінюють нахил майже від 0° в осі 90° на кінці лопаті. Лопаті, які обертаються в рідині, діють як гвинт, а рідина, що оточує пропелер, переміщується в напрямку вісі мішалки. Цей рух співпадає з коловим рухом рідини й утворює гвинтовий рух. Пропелер має, зазвичай, три лопаті, причому на вертикальному валу, в залежності від висоти шару рідини, встановлюють один або декілька пропелерів.

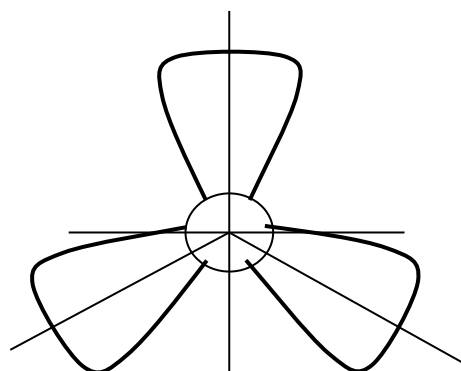


Рис. 3.7. Гвинт мішалки

Діаметр лопаті пропелера дорівнює 0,25 - 0,3 діаметра апарата. Швидкість обертання пропелера складає 160 - 1000 об/хв.

Пропелерні мішалки створюють більш інтенсивні осьові потоки, ніж лопатеві, і, отже, більш інтенсивно перемішують рідину. Перемішування за допомогою пропелерних мішалок поліпшується при встановленні в апараті відбивних перегородок або дифузора – короткої циліндричної (чи конічної) форми, всередині якого міститься пропелер. Дифузор служить направляючою трубою для циркуляції рідини в осьовому напрямку і застосовується для перемішування в апаратах з великим відношенням висоти до діаметра, а також в апаратах зі змієвиками й іншими внутрішніми пристроями.

Ефективність перемішування в апаратах великої ємності зростає при ексцентричному розміщенні пропелерів або розташуванні вала пропелерної мішалки під кутом 10 - 20° до вертикалі.

Переваги: інтенсивність перемішування, помірна витрата енергії, невисока вартість.

Недоліки: мала ефективність при перемішуванні, обмежений об'єм рідини, що інтенсивно переміщується. Галузь застосування: інтенсивне перемішування, приготування емульсій (суспензій) з відносно низькою в'язкістю.

Рамні мішалки, (рис. 3.8 а).

Для кращого перемішування всього об'єму рідини в ємності на валу встановлюють декілька пар горизонтальних лопатей, тобто застосовують рамні мішалки, що складаються з декількох горизонтальних і вертикальних, а іноді і похилих плоских лопатей. Рамні мішалки

відрізняються міцністю конструкції і придатні для перемішування густих і в'язких рідин.

Переваги: простота пристрою і дешевина виготовлення, цілком задовільне перемішування рідини з помірною в'язкістю.

Недоліки: мало інтенсивне перемішування густих і в'язких рідин, непридатність для перемішування рідин, які легко розшаровуються.

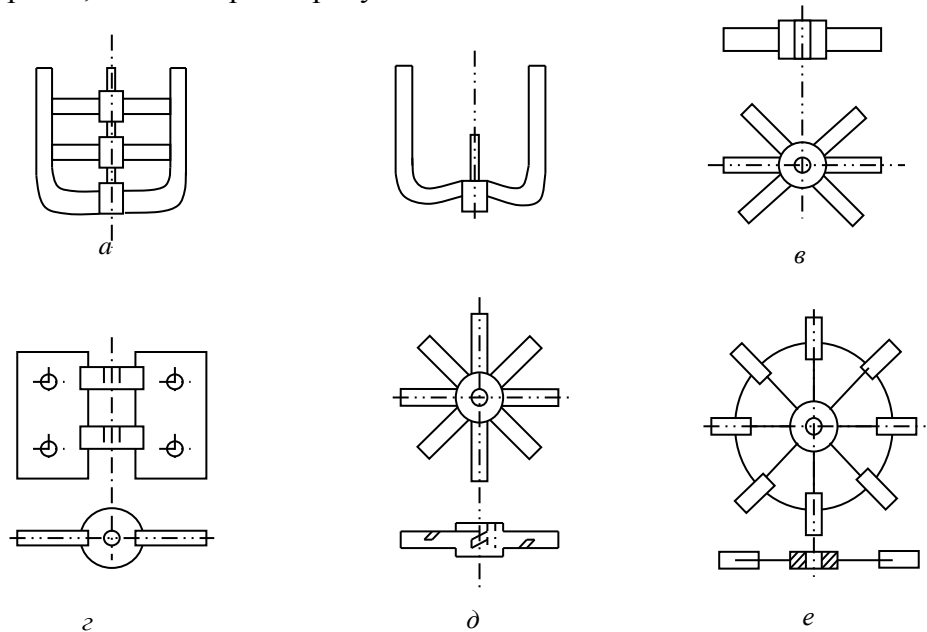


Рис. 3. 8. Конструкції мішалок.

a - рамна, *б* - якірна, *в* - лопатева, *г* - листова, *д* - турбінна відкрита, *е* - турбінна відкрита.

Якірна мішалка, рис. 3.8 б.

Для перемішування в'язких рідин і пастоподібних матеріалів застосовують якірні мішалки з лопатями, вигнутими за формою стінок і днища посудини. Якірні мішалки очищають стінки апаратів від матеріалу, що налипає на них, завдяки чому поліпшується теплообмін, і запобігаються місцеві перегріву речовин, що перемішуються.

Лопатеві мішалки, рис. 3.8 в.

Найпростіші лопатеві мішалки мають дві плоскі лопаті, встановлені у вертикальній площині, тобто перпендикулярно до напрямку обертання. Число обертів валу 12 - 80 об/хв. Діаметр лопатей становить приблизно 0,7 діаметра ємності. При малих числах обертів мішалки рідина робить коловий рух, тобто обертається по колу, що лежить в горизонтальній площині, в якій рухаються лопаті. При таких умовах відсутній зсув різних шарів рідини й зростає інтенсивність перемішування. Інтенсивне перемішування досягається в результаті появи вторинних потоків і вихорового руху рідини. Вторинні потоки виникають під дією відцентрових сил. Внаслідок цього в центрі посудини виникає знижений тиск, причому в області зниженого тиску всмоктується рідина з шарів, що лежать вище і нижче лопаті. В результаті в посудині відбувається циркуляція рідини. Вторинні потоки формуються разом з основним коловим рухом рідини, створюють складний рух, при якому відбувається інтенсивне перемішування окремих шарів. Інтенсивність перемішування зростає із збільшенням числа обертів, однак, при цьому суттєво збільшується потужність, яка споживається мішалкою.

При коловому русі рідини на її поверхні під дією відцентрової сили утвориться воронка, глибина якої зростає із збільшенням числа обертів. Утворення воронки веде до погіршення використання ємності мішалки. Для кожного випадку дослідним шляхом можна знайти оптимальне число обертів, при якому досягається необхідна ефективність перемішування. Подальше збільшення числа обертів призводить до зайвої витрати енергії. Вихровий рух рідини легко досягається в посудинах з відбивними перегородками, але при

цьому значно збільшуються витрати потужності. Для кращого перемішування всього об'єму рідини в мішалці на валу встановлюється декілька пар горизонтальних лопатей, тобто застосовують багатолопатеві, а також рамні мішалки, що складаються з декількох горизонтальних і вертикальних, а іноді і похилих плоских лопатей.

Область застосування лопатевих мішалок: перемішування рідин невеликих в'язкостей, розчинення твердих речовин, з відносно малою густиною, суспендування твердих речовин з малою густиною, грубе змішування рідин що мають низьку в'язкість.

Турбінні відкриті мішалки, рис. 3.8 д,е.

Турбінні мішалки працюють при 100 - 350 об/хв. і забезпечують інтенсивне перемішування рідини. Відкриті турбінні мішалки являють собою удосконалену конструкцію простих лопатевих мішалок. Обертання декількох лопатей, розташованих під кутом до вертикальної площини, створює поряд з радіальними струменями осьові струмені рідини, що сприяє інтенсивному перемішуванню її у великих об'ємах. Інтенсивність перемішування збільшується при встановленні в посудині відбивних перегородок.

Вибір типу мішалок

Вибір того чи іншого типу мішалок визначається цільовим призначенням пристроїв, що перемішують, і конкретними умовами перебігу процесу. Орієнтовно характеристики умов доцільного застосування типів мішалок, наведених в табл. 3.2.

Таблиця 3.2 – Характеристики типів мішалок

Тип мішалок	Об'єм рідини, яка перемішується однією мішалкою, м ³	Вміст твердої фази при суспензуванні, %	Динамічна в'язкість перемішуваної рідини, Пас·10 ³	Колова швидкість мішалки, м/с	Частота обертання мішалки, об/с
Лопатеві	До 1.5	До 5	До 0.01	1,7 – 5,0	0,3 – 1,35
Пропелерні	>0,4	>10	>0.06	4.5-17.0	8,5-20,0
Турбінні, відкриті	>10	>60	>1,00	1,8-1,0	0,7-10,0
Турбінні, закриті	>20	>60	>5,00	2,1-8,0	1,7-6,0
Спеціальні	>20	До 7,5 >5,00	>5,00	6,0-3,0	1,7-25,0

Вибір типу перемішувачів ґрунтується на таких параметрах: в'язкість середовища, об'єм рідини, колова швидкість руху лопастей, а також - вміст твердої фази при суспензуванні розчинів, табл. 3.2: Більш детально вибір типу мішалки від в'язкості наведено на схемі 3.9.

Апарати середніх і великих розмірів частіше споряджуються внутрішніми (рис. 3.10г), або зовнішніми циркуляційними перемішувачами пристроями. В обох випадках циркуляція рідини в трубах створюється завдяки утворенню в підйомних трубах газорідинної суміші, що має меншу густину, ніж рідина.

Перевагою пневматичного перемішування є відсутність рухомих пристроїв, простота устаткування і легкість підтримання твердої фази суспензії у зваженому стані.

Недоліками методу барботування є: великі витрати енергії на отримання стисненого газу для малов'язких рідин. Слід відзначити, що інтенсивність перемішування при інших однакових умовах підвищується при збільшенні питомих витрат повітря і зменшується по мірі збільшення висоти шару рідини.

Тиск газу, який використовується для барботування, повинний бути достатнім для створення потрібного тиску в трубопроводі достатнього для подолання місцевих опорів і гідростатичного опору стовпа рідини, що перемішується. Тому при розрахунку пневматичних пристроїв для перемішування визначають необхідний тиск і витрату повітря або газу.

Тиск повітря або газу в Па визначають за формулою:

$$P = \left[H\rho_{\delta}g + \frac{w^2\rho_{\text{а}}}{2} \left(1 + \sum_{i=1}^n \xi \right) + P_0 \right], \quad (3.25)$$

де H – висота стовпа рідини, що перемішується, м; $\rho_{\text{п}}$ і $\rho_{\text{р}}$ – густина відповідно повітря (газу) і рідини кг/м³; w – швидкість повітря в трубопроводі (зазвичай приймають $w = 20 - 40$ м/с; $\sum \xi$ – сума коефіцієнтів гідравлічних і місцевих опорів; P_0 – тиск над рідиною в апараті в Па.

Орієнтовно тиск можна підрахувати за формулою:

$$P = (1,2H\rho_{\delta}g + P_0)$$

Витрати повітря або газу в м³/годину на перемішування (в перерахуванні на атмосферний тиск) знаходять за рівнянням

$$V_i = \hat{\epsilon}F \cdot P,$$

де $\kappa = 2,4 - 6,0$ – дослідний коефіцієнт, що залежить від інтенсивності перемішування (при слабкому перемішуванні $\kappa = 2,4 - 3,5$, при середньому – $\kappa = 3,5 - 4,5$, при інтенсивному – $\kappa = 4,5 - 6,0$); F – площа поверхні рідини в апараті перед перемішуванням, м²; P – тиск повітря у Па.

При розрахунку барботерів хвилинна витрата повітря на 1 м² вільної поверхні рідини, що змішується в апараті можна приймати рівною: при слабкому перемішуванні 0,4 м³, при середньому - 0,8 м³, при інтенсивному - 1,0 м³.

Пневматичне перемішування не вимагає складних пристосувань. Пневматичне перемішування варто застосовувати, коли необхідно порівняно повільне чи грубе перемішування рідин в'язкістю до $2 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Перемішування гострою парою застосовують, коли необхідно одночасно перемішувати й обігрівати рідину. Однак використання пневматичного перемішування пов'язано з відносно більшою витратою енергії, а так само з можливістю окислювання і винесення продукту. Ці недоліки в значній мірі обмежують застосування пневматичного перемішування в хімічній промисловості.

3.4. Перемішування в потоці нерухомими турбулізаторами

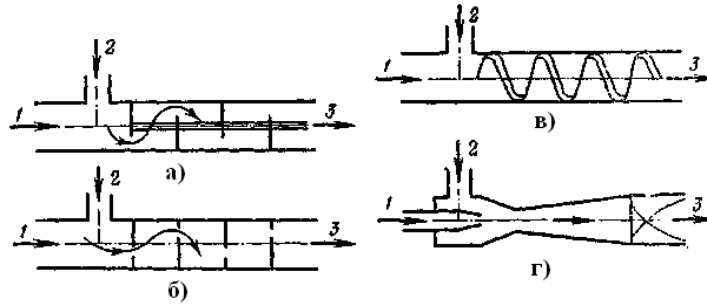


Рис. 3.11. Схеми пристроїв при перемішуванні в потоці

a – вставка з напівперегородками; *б* – діафрагмова вставка; *в* – гвинтова вставка; *г* – струменевий змішувач. 1,2 – вхід компонентів; 3 – вихід суміші.

Перемішування рідин і газів можливо в трубопроводах штучною *турбулізацією* потоку. З цією метою в трубопроводі після введення рідких компонентів або газоподібних сумішей розміщуються різні нерухомі деталі, які забезпечують багатократні зміни величини і напрямку швидкості потоку. Так, наприклад, часто використовують поперечні *напівперегородки*, (рис. 3.11 *a*) та діафрагму із зміщеними отворами (рис. 3.11 *б*).

В цьому пристрої потік багатократно розширюється та звужується і змінює напрямок руху. Розміщення в трубопроводі *гвинтових вставок*, часто із зміною напрямку ходу (вліво і вправо) призводить до багатократного різнонаправленого циркулювання потоку (рис. 3.11 *в*).

Використовують також труби Вентурі (*інжекційні змішувачі*) в поєднанні з гвинтовими на шляху подальшого руху суміші (рис. 3.11 *г*)

Наведений метод перемішування застосовується у випадку взаємної розчинності і невисокої в'язкості компонентів рідкої суміші – при великих швидкостях їх руху і достатньої довжини трубопроводу.

Але цей метод потребує великих затрат енергії при порівняно невеликій ефективності змішування. В розрахунку такого трубопроводу, турбулізатори що використовуються відіграють роль місцевого опору.

3.5 Циркуляційне перемішування

Циркуляційне перемішування здійснюється багатократним перекачуванням рідини через систему апарат – циркуляційний насос – апарат. Типові схеми циркуляційного перемішування зображені на (рис. 3.12).

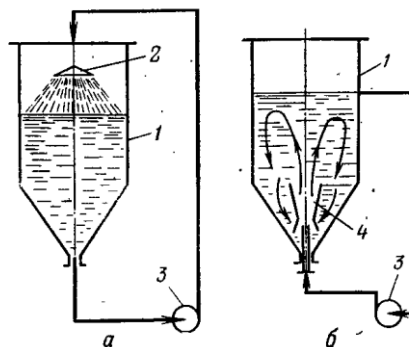


Рис. 3.12. Схеми циркуляційних змішувачів

a – змішувач з циркуляційним насосом; *б* – змішувач з циркуляційним насосом та ежектором;

1 – ємність; 2 – розбризкувач; 3 – циркуляційний насос; 4 – ежектор.

У відповідності з прийнятою кратністю циркуляції (відношення секундної продуктивності циркуляційного насосу до об'єму рідини в апараті) забезпечується та чи інша інтенсивність перемішування, кратність циркуляції, необхідну для забезпечення заданої ефективності процесу, визначають дослідним шляхом. Циркуляційні насоси в багатьох випадках можуть бути замінені повітряними або паровими інжекторами.

Запитання для самоконтролю

1. В чому полягає фізична сутність перемішування?
2. Наведіть типи перемішування.
3. Як визначити ефективність та інтенсивність перемішування? Чи пов'язані ці параметри між собою?
4. В чому полягає перетворення критеріїв Рейнольдса та Ейлера для рідинних мішалок?
5. Як розрахувати витрати потужності на перемішування в робочий і пусковий періоди?
6. Зробіть огляд базових конструкцій мішалок для рідких систем.
7. Як проводити вибір мішалок для рідких систем?
8. Розкрийте фізичну сутність та область застосування пневматичного перемішування.
9. Розрахунок параметрів газу для пневматичного перемішування.

Глава 4. Перемішування у сипкому та пастоподібному середовищах

Апарати для перемішування сипких матеріалів дуже різноманітні. Класифікацію основних типів їх наведено на рис. 4.1.

Як видно з рисунка, ці апарати за частотою обертання можна поділити на тихохідні та швидкохідні. До перших належать апарати, для яких безрозмірний критерій Фруда:

$$Fr = \left(\frac{\omega^2}{Rg} \right) < 30$$

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

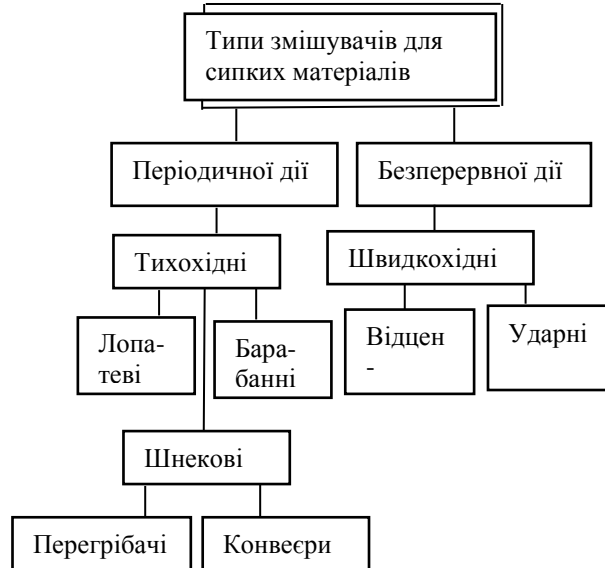


Рис. 4.1. Класифікація змішувачів для сипких матеріалів

Для барабанних змішувачів ω і R беруть для внутрішньої поверхні барабана; для шнекових змішувачів R – радіус шнека, а ω - відповідна цьому радіусу колова швидкість.

На рис. 4.2 наведено схеми змішувачів основних типів. Прогресивнішими є змішувачі безперервної дії, в яких матеріал перемішується й одночасно транспортується.

Лопатевий змішувач 1 має дві з –подібні лопаті а) і б), які обертаються в протилежних напрямках. Матеріал, що надходить у змішувач, піддається енергійній дії лопатей.

Шнекові змішувачі 2 здійснюють перемішування одночасно з транспортуванням матеріалу.

Значного поширення у виробництві солоду набули шнекові змішувачі, що переміщуються, - перегрібачі 3. Вони мають ряд вертикальних шнеків, закріплених на рухомій рамі, яка рухається разом із шнеками, що обертаються, переміщуючись у перемішуваній масі.

У змішувачах ударного типу 4 інтенсивне перемішування досягається ударами бияків об змішувані частинки; бияки насаджені на диски, що швидко обертаються в протилежних напрямках.

У барабанних змішувачах 5 перемішування відбувається пересипанням.

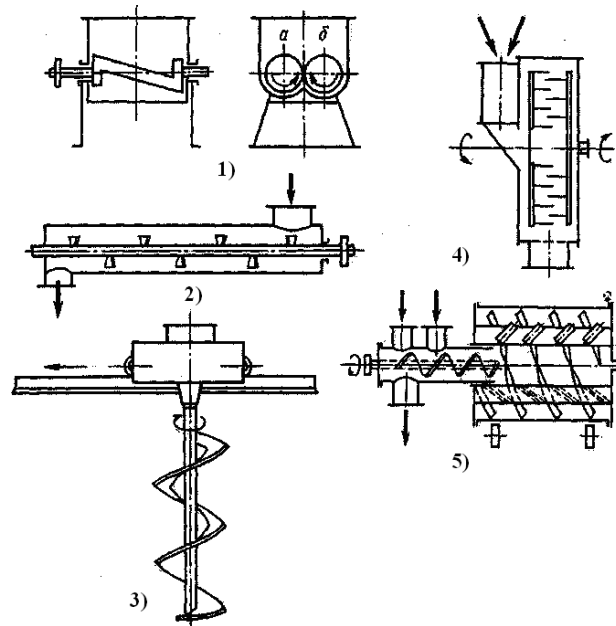


Рис. 4.2. Схеми змішувачів основних типів для сипких матеріалів:
1) – лопатевий; 2) – шнековий конвеєр; 3) – шнековий перегрівач; 4) – ударного типу; 5) – барабанний.

4.1. Шнекові змішувачі безперервної дії

Для змішування і зволоження сухих пластичних і обтяжливих матеріалів у виробництві цегли, шамотних, вогнетривких і інших виробів, а також для одержання скляної шихти застосовуються одновальні і двухвальні шнекові змішувачі безперервної дії.

4.1.1. Одновальні змішувачі

Змішування шамоту різних фракцій з порошкоподібною глиною і каоліном чи здрібною цегельною глиною з піском і наступне зволоження суміші виробляються в одновальних шнекових змішувачах.

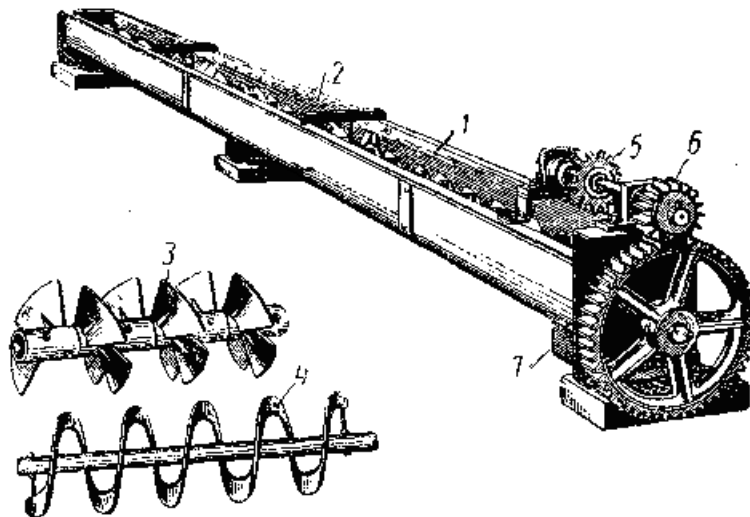


Рис. 4.3. Одновальний гвинтовий змішувач
1 – жолоб; 2 – вал; 3 – вал з похилими лопатями; 4 – вал з спіральною стрічкою; 5,6,7 – зубчата передача.

Іноді перемішування сухих матеріалів і їхнє зволоження роблять послідовно в двох змішувачах: першу операцію — в одновальному, а другу — у двухвальному.

Одновальний гвинтовий змішувач (рис. 4.3), являє собою жолоб 1, у якому обертається вал 2 з похилими лопатями 3 чи спіральною стрічкою 4.

Лопатевий вал приводиться в рух через зубчасту передачу від загальної трансмісії чи електродвигуна і проміжну передачу 5 (ланцюгову, ремінну чи редукторну). Коли змішувач

встановлюється перпендикулярно до головної трансмісії, циліндрична зубчаста передача 6 і 7 замінюється конічною.

Одновальні змішувачі будуються різної довжини і містяться звичайно під бункерами чи дозаторами. Матеріали, що подаються дозаторами (живильниками), встановленими на кришці змішувача, перемішуються в ньому й одночасно переміщуються до розвантажувального кінця, де вивантажуються через нижній люк.

У цегельній промисловості в одновальних змішувачах іноді здійснюється часткове подрібнення глини, для чого розроблені більш потужні конструкції цих машин.

Для зручності регулювання кута нахилу лопатей і їхньої заміни при зносі часто застосовується кріплення лопатей 1 (рис. 4.4.) в отворах вала 2 за допомогою клина 5 з нарізаним на кінці різьбою, що затягується гайкою 4.

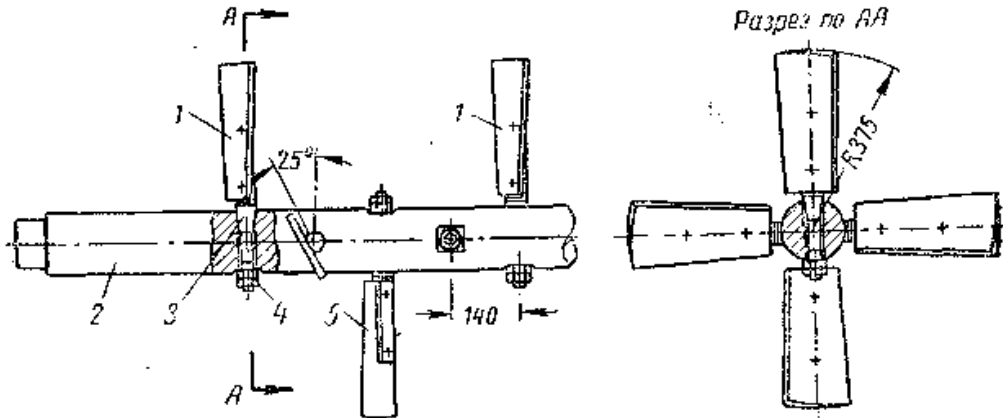


Рис. 4.4. Клинове закріплення лопатей

1 – лопать; 2 – вал; 3 – вісь лопаті; 4 – гайка; 5 – клин.

Щоб уникнути швидкого зносу лопатей, їх виготовляють зі змінними пластинами 5 з легованої сталі чи зносостійкого чавуна.

4.1.2. Двовалкові змішувачі

Двовалковий змішувач складається з корита 1 (рис. 4.5.) і двох обертових у ньому шнекових (лопатевих) валів 2. Один з них приводиться в обертання від трансмісії через шків 3, пасові передачі і циліндричні зубчасті колеса 4 і 5, а інший — від ведучого вала через циліндричні зубцюваті колеса 6 і 7 з однаковою кількістю зубців (числа обертів шнекових валів 2 рівні).

У виробництві будівельної цегли маса після перемішування в змішувачі піддається додатковій переробці на бігунах чи на вальцях тонкого помелу; тому в змішувачах допускається менш ретельне перемішування при більш швидкому переміщенні маси до розвантажувального люка 8.

Для зволоження порошкоподібної маси над змішувачем встановлюють водопровідну трубу з дрібними отворами, через які вода тонкими струмками подається на матеріал, що переміщується.

Продуктивність шнекових змішувачів знаходиться в зворотній залежності від тривалості, а отже, і якості змішування.

Для більш ретельного перемішування необхідно зменшити швидкість проходження маси через змішувач, не знижуючи числа оборотів лопатевих валів. В одновалковому чи двовалковому змішувачі це досягається зміною кута повороту лопатей стосовно вала, на якому вони закріплюються.

У тому випадку, коли потрібно особливо ретельне перемішування маси, застосовують протитечійні змішувачі (рис. 4.6). Лопаті на валах цих змішувачів поставлені таким чином, щоб вал подавав масу до розвантажувального люка 2 змішувачу, а інший вал 3 — у зворотню сторону. Завдяки цьому досягається більш інтенсивне перемішування матеріалів. Внаслідок

того, що число оборотів вала 1 більше, ніж вала 3, маса переміщається до розвантажувального люка.

Продуктивність протитечійних шнекових змішувачів порівняно невелика і є пропорційною різниці швидкостей валів 1 і 3, що визначається діаметрами зубчастих коліс 4 і 5.

Живлення протитечійного змішувача і його розвантаження виробляються так само, як і прямооточного.

У двовалкових протитечійних змішувачах тривалість і якість змішування компонентів можна регулювати зміною передаточного числа зубчастої передачі від ведучого до привідного вала. Оптимальну тривалість змішування і відповідну продуктивність встановлюють на основі дослідів і практичних даних для кожної маси в залежності від фізико-механічних властивостей окремих її компонентів.

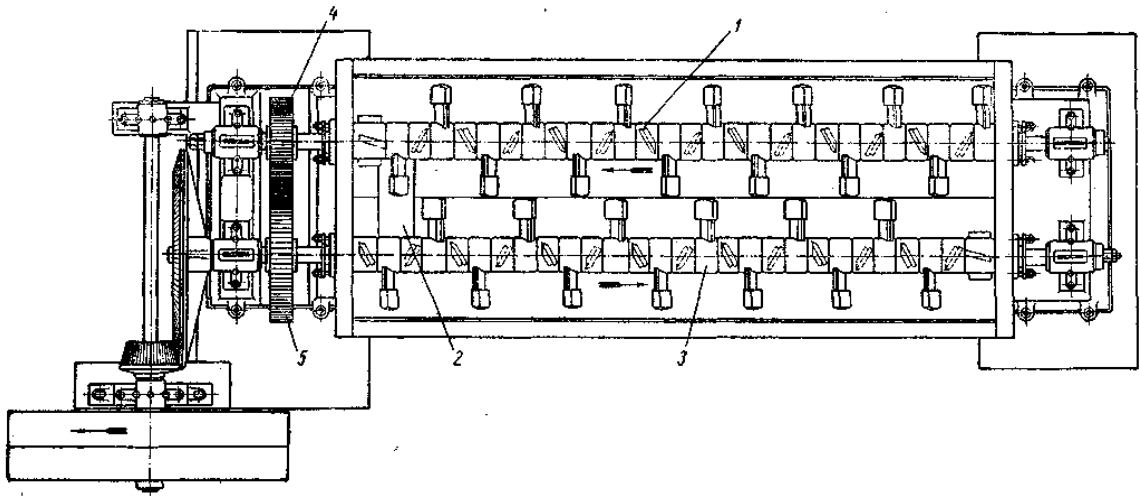


Рис. 4.6. Двовалковий протитечійний шнековий змішувач

Об'ємна продуктивність шнекових змішувачів із плоскими лопатями без урахування тривалості і якості перемішування розраховують за формулою:

$$V = 60 \frac{\pi}{4} (D^2 - d^2) z \varphi n \beta \sin \alpha, \quad (4.1)$$

де: D — діаметр кола, яке описується лопатями, м; d — діаметр вала змішувача в м; φ — коефіцієнт заповнення змішувача, зазвичай приймається рівним $\varphi = 0,55 - 0,60$; z — число лопатей, що розміщуються в одному кроку гвинта (для двохвального прямооточного змішувача враховують число лопатей на обох валах); b — ширина лопатей у м; n — число обертів змішувача в хвилину; β — коефіцієнт, що враховує часткове повернення маси при її перемішуванні, приймається рівним $0,85-0,90$; α — кут повороту лопатей відносно осі шнека.

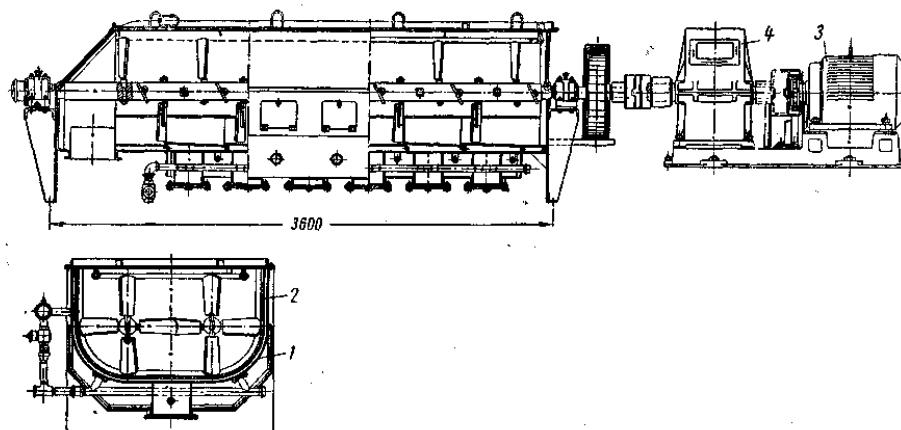


Рис. 4.6. Шнековий змішувач з паровим обігріванням
1 – жолоб, 2 – футеровка, 3,4 – редуктор з приводом

4.2. Змішувачі періодичної дії

4.2.1. Змішувач з колінчастими (z-подібними) лопатями

Змішувач періодичної дії (рис. 15.7) складається з жолобу 1, що має форму двох зімкнутих неповних циліндрів, і з двох колінчатих валів 2 спеціальні форми, зв'язаних зубчастою передачею 3 і обертаються у жолобі назустріч один одному. Жолоб обшитий бронею зі сталевих аркушів. Привід змішувача складається з електродвигуна 4 і редуктори 5.

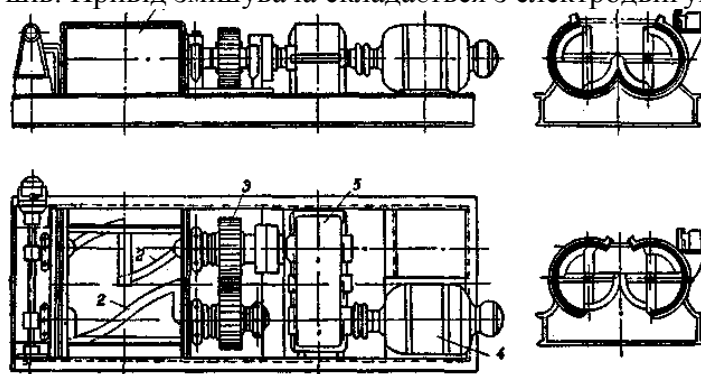


Рис. 4.7. Змішувач з Z-образними лопатями
1 – камера, 2 – лопаті, 3 – зубчата передача, 4 – електродвигун, 5 – редуктор.

Дисковою муфтою він з'єднується з одним зі змішувальних валів. У торцевій частині змішувача, протилежної приводу, встановлений черв'ячний пристрій, за допомогою якого при обертанні двох секторів навколо змішувальних валів розкривається жолоб мішалки. На рис. 4.7 показаний змішувач під час роботи, а внизу – під час розвантаження перемішаної маси. Окремі частини агрегату змонтовані на фундаментній рамі зі швелерної сталі.

Машини цього типу застосовуються як для сухого змішування порошкоподібних матеріалів, так і для зволоження. Після закінчення перемішування жолоб змішувача внизу розкривається і з нього висипається маса.

Профіль жолоба і форма змішувальних колінчатих валів підібрані таким чином, що весь матеріал інтенсивно перемішується. При цьому виходить досить однорідна маса.

Недоліки описаних змішувачів — періодичний цикл роботи і пов'язана з цим невелика продуктивність при високій металоємності і значній витраті робочої сили для обслуговування. Крім того, при зволоженні тонкокерамічних мас утворюються грудки з підвищеною вологістю, внаслідок чого маса виходить не цілком однорідної.

Тривалість змішування встановлюється звичайно в межах 20 — 30 хв., у залежності від необхідної однорідності маси, а час, витрачений на завантаження і розвантаження змішувачів, визначається ступенем механізації й інших місцевих умов.

Продуктивність змішувачів з колінчатими валами залежить від їхньої ємності і тривалості робочого циклу (завантаження, змішування і розвантаження).

Запитання для самоконтролю

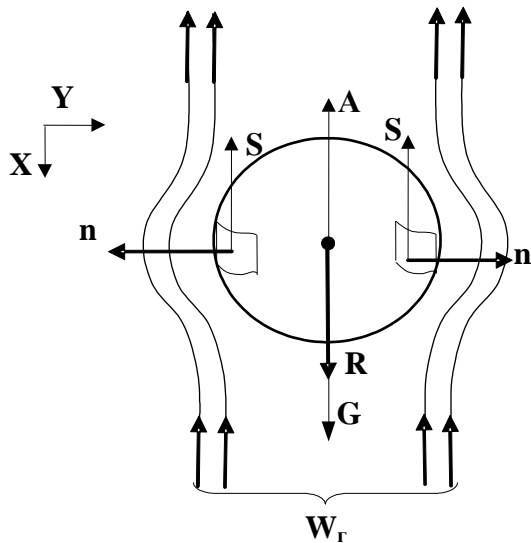
1. Фізична сутність перемішування сипких матеріалів.
2. Навести базові конструкції механічних змішувачів.

ГЛАВА 5. ПСЕВДОЗРІДЖЕННЯ

5.1. Гідродинамічні закономірності псевдозрідженого шару Загальні положення

Специфічна взаємодія газу або рідини із зернистим матеріалом, в результаті чого утворюється дисперсія, що має властивості рідини, називається псевдорідиною, а сам процес – псевдозрідженням.

5.2. Фізична модель взаємодії твердої частки і рухомого середовища (зріджуючого агента)



1) Вектор руху зріджуючого агента протилежний за напрямком вектору сили тяжіння.

2) Сила гідродинамічного опору направлена в сторону, протилежну напрямку дії вектора сили тяжіння G і визначається $S = f(W_г)$

Таким чином, можливі варіанти:

1) $G - A - S_1 = R$; $R > 0$; $W_г < W_{кр}$

2) $G - A - S_2 = R$; $G - A = S_2$; $R = 0$; $W_г =$

$W_{кр}$

3) $G - A - S_3 = R$; $R < 0$; $W_г > W_{кр}$

$G - A < S_3$

Рис. 5.1. Схема взаємодії зріджуючого агента та твердої частки

5.3. Гідродинаміка псевдозрідженого шару

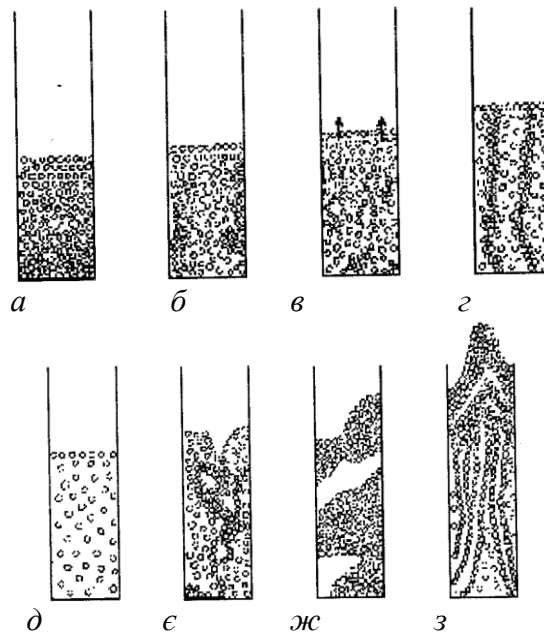


Рис. 5.2. Характер взаємодії газу з шаром зернистого матеріалу

Шар часток зернистого матеріалу при проходженні крізь нього потоку газу (або рідини) може залишитися нерухомим (щільним); в цьому випадку кожна частинка стикається з іншою та об'єм шару є постійним навіть при невеликому збільшенні швидкості потоку газу $W_г$ (рис. 5.2 а). Подальше збільшення $W_г$ призводить до того, що частки починають вібрувати

(рис. 5.2. б), потім вібрація посилюється і декотрі частки з глибини шару пересуваються до його поверхні (рис. 5.2 в). При цьому висота шару H майже не змінюється (рис. 5.4, ділянка а – б'). Гідравлічний опір шару Δp із підвищенням швидкості потоку газу збільшується по ступеневому закону, причому показник ступені n залежить від значення критерію Рейнольдса Re (із збільшенням Re величина n змінюється від 1,0 до 2,0).

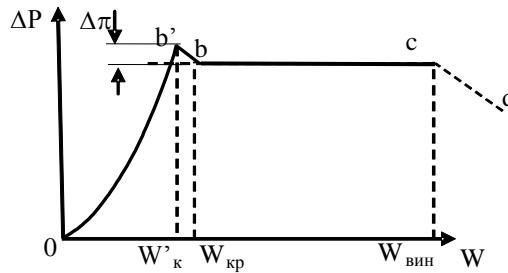


Рис. 5.3. Зміна гідравлічного опору шару в залежності від швидкості потоку газу (крива псевдозрідження).

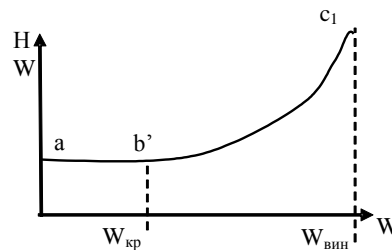


Рис. 5.4. Зміна висоти H псевдозрідженого шару в залежності від швидкості потоку газу.

При певній швидкості потоку газу, що є меншою $W_{кр}$ шар небагато розбухає, і в результаті пересування часток з нижньої частини шару до поверхні в ньому утворюються канали (рис. 5.2є). Із наступним збільшенням швидкості потоку газу до так званої критичної ($W_{кр}$) шар ще більше зростає в об'ємі (рис. 5.2д) та значення Δp зменшується (рис. 5.3, ділянка б – б'). Тепер навіть незначне зростання швидкості W призводить до розриву шару дрібними газовими прошарками (рис. 5.2є), всі тверді частки приходять у рух – починається псевдозрідження (рис. 5.4, точка б). При подальшому збільшенні швидкості потоку газу (рис. 5.3 ділянка б-с), гідравлічний опір Δp залишається майже незмінним та рівним вазі шару, що приходиться на одиницю площі, а порозність (частка вільного об'єму) та висота шару пояснюється перебудовою його структури – на подолання сил зчеплення між твердими частками, для чого необхідна додаткова витрата енергії.

У шарі дрібних часток, а також часток, схильних до злипання, газові бульбашки зливаються під час руху вгору та утворюють канали, через які значна частина газу проходить, не контактуючи з матеріалом. Якщо шар складається з часток різних розмірів, то спочатку у псевдозріджений стан переходять самі дрібні частки, які, піднімаючись догори, також призводять до утворення каналів.

При порівняно високих швидкостях газу (найбільш часто у шарах великої висоти) газові бульбашки зливаються по горизонталі і заповнюють весь перетин апарату, розриваючи шар та утворюючи "поршні" (рис. 5.2 ж). Ці скупчення часток підкидаються вгору і знову падають вниз, причому гідравлічний опір шару коливається. Амплітуда пульсацій зростає із збільшенням висоти шару та швидкості потоку газу. Зернистий матеріал просипається крізь газові прошарки, що піднімаються, невеликими агломератами або окремими частинками. Для сушіння такий режим використовувати не бажано, оскільки при цьому контакт між фазами погіршується.

Коли швидкість потоку газу буде вище швидкості виносу часток, $W_{вин}$, утворюється газовий струмінь, який проходить через шар та вздовж вісі, то поблизу стінки апарату (рис. 5.2.з), при цьому частки починають переміщатися газовим потоком в напрямку руху

газового потоку – наступає режим пневмотранспорту. Внаслідок зменшення ваги шару значення Δr зменшується.

Перехід нерухомого шару у псевдозріджений та характер псевдозрідження залежать від багатьох факторів, в тому числі і від конструкції апарату. Найбільш сприятливі умови утворення псевдозрідженого шару спостерігаються при сферичній формі часток та їх однорідному фракційному складі, причому стійке псевдозрідження має місце при збільшенні порозності шару у порівнянні із нерухомим на 0,15. Для нерухомого шару, що складається з сферичних часток, Федоров рекомендує приймати порозність $\varepsilon = 0,4$; тоді початок стійкої роботи відповідає $\varepsilon = 0,55$. Стійке псевдозрідження в щільній фазі спостерігається до $\varepsilon = 0,75$. Особливістю щільної фази є нерухомість шару в цілому відносно стінок апарату. При збільшенні швидкості потоку газу ($\varepsilon \approx 0,9$) досягається стан шару, що називають розрідженою фазою.

Великі частинки однакового розміру схильні до утворення шару з барботажем великих бульбашок. Додавання до такого шару порції частинок з меншими розмірами збільшує однорідність псевдозрідження, газові бульбашки стають меншими.

Тверді частки, що схильні до злежування або агрегування, утворюють у області із наскрізними каналами, що при швидкостях газу, близьких до початку псевдозрідження. Газ проходить по цим каналам, залишаючи практично нерухомою основну масу частинок твердого матеріалу.

Своєрідний характер має псевдозрідження у конічних та циліндроконічних апаратах, що мають незначні розміри нижньої основи та достатньо великі ($40-60^\circ$) кути при вершині конусу (рис. 5.5). Зріджуючий агент, проходячи переважно по осі апарату, захоплює тверді частки і фонтаном викидає їх до периферії, після чого під дією сили тяжіння вони рухаються вниз вздовж бокової поверхні конусу.

Різновидом апаратів фонтануючого шару є апарат змінного перетину, що розширюється, із тангенціальним введенням газу у шар (рис. 5.5). У таких апаратах добре псевдозріджуються високовологі та волокнисті матеріали.

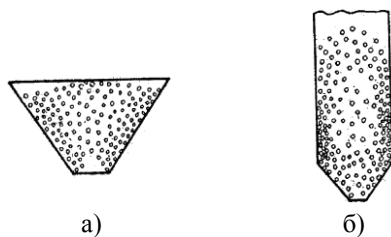


Рис. 5.5. Фонтануючий шар у конічному (а) та циліндричному (б) апаратах

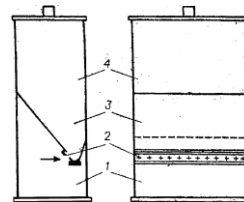


Рис. 5.6. Апарат фонтануючого шару із тангенціальним введенням газу:

1 – газорозподільна камера; 2 – безпровальна газорозподільна решітка;

3 – робоча частина апарату; 4 – сепараторний простір.

Псевдозрідження зернистих матеріалів можливо також за допомогою механічного впливу (мішалка, вібратор). Тверді частки при цьому можуть інтенсивно рухатись у шарі, який буде збільшувати свій об'єм, набувати плинність та інше. Кількість газу, який використовується в цьому випадку у якості теплоносія, розраховується за тепловим балансом апарату.

Численні спостереження показали, що із збільшенням швидкості потоку зріджуючого газу вище деякого значення стабільність та однорідність псевдозріджуючого шару, що має постійний по висоті перетин, зменшується, об'єм газових бульбашок зростає по мірі їх підйому. Псевдозріджені шари невеликої висоти зазвичай більш однорідні через відсутність сприятливих умов для утворення та росту газових бульбашок.

Широке застосування в техніці псевдозрідження обумовило ряд важливих переваг:

- псевдозрідження застосовують у випадках, коли необхідно досягти високої інтенсивності міжфазового тепло-масообміну або коли необхідно здійснити інтенсивний підвід або вивантаження матеріалу із шару;

- зернистий матеріал в шарі має велику поверхню контакту фаз. Зокрема 1 м^3 твердих частинок $\varnothing 100 \mu\text{м}$ має загальну площу, що перевищує 30 тис. м^2 , що перевищує площу піраміди Хеопса;

- порівняно простота керування процесами, які здійснюються у псевдозрідженому шарі;
- наявність порівняно малих градієнтів температур в об'ємі шару внаслідок інтенсивного перемішування твердих частинок зріджуючим агентом, тобто досягається висока інтенсивність тепломасообміну;

- спостерігається інтенсивний теплообмін псевдозрідженого шару з розміщеними в ньому поверхнями;

- псевдозріджений шар має високу теплову інерцію твердих частинок.

Поряд з великими перевагами, псевдозрідженому шару властиві й деякі недоліки:

- створення псевдозрідженого шару пов'язано із витратами енергії;

- є випадки, коли дисперсні матеріали неможливо використовувати в техніці псевдозрідження, через підвищене стирання одних або агломерацію інших. У першому випадку тверді частинки стираються і виносяться у вигляді пилу з апарату. У другому випадку утворення великих агломератів не дозволить здійснити власне процес псевдозрідження. Частинки неправильної форми можуть бути переведеними у стан псевдозрідження лише у фонтануючому режимі роботи;

- робоча швидкість зріджуючого агента обмежена значенням швидкістю виносу твердих частинок з псевдозрідженого шару;

- обмежені розміри частинок, які підлягають псевдозрідженню, $d_{\text{max}} = 6-7 \text{ мм}$, які залежать від густини твердих частинок і зріджуючого агента, а також його в'язкості та загальних витрат;

- неможливо здійснити чисто протитечійний режим роботи в апараті через інтенсивний режим перемішування матеріалів в псевдозрідженому шарі;

- відсутність градієнта температур інтенсивного перемішування в процесах, де їх наявність є необхідною;

- гідродинаміка псевдозрідження досліджена недостатньо, щоб отримати ґрунтовні результати для переходу на великомасштабні установки, особливо при критичних умовах їх перебігу.

Процеси, в яких застосовується псевдозрідження твердих матеріалів, знайшли широке застосування в різних галузях промисловості.

Наприклад:

1) *хімічні процеси*: каталітичний крекінг нафтопродуктів, численні гетерогенні каталітичні реакції, газифікація палив, випал сульфідних руд і інші;

2) *фізичні і фізико-хімічні процеси*: сушіння дрібнозернистих, пастоподібних і рідких матеріалів, рудних концентратів, сублімаційне очищення речовин, розчинення і кристалізація солей, абсорбційне очищення газів, термічна обробка металів, нагрів й охолодження газів;

3) *механічні процеси*: збагачення, класифікація, гранулювання, змішання і транспортування зернистих матеріалів.

5.4. Конструкції газорозподільних пристроїв для апаратів із псевдозрідженим шаром

Успішне застосування апаратів із псевдозрідженим шаром обумовлюється газорозподільним пристроєм (ГРП). Особливість проведення процесу визначає тип конструкції ГРП.

Основними вимогами до ГРП є:

- рівномірне розподілення зріджувального агента по всій площі пристрою (конструкція ГРП повинна передбачати можливість регулювання площі живого перетину в локальних зонах);

- безпровальність матеріалу;
- направлений рух частинок у шарі;
- мінімальний гідравлічний опір;
- ремонтпридатність.

Найбільш простими є перфоровані решітки, які виконуються у вигляді одного або декількох листів з отворами. Найпростішою є одношарова перфорована решітка (рис. 5.7), що може мати отвори різноманітної форми – круглі, овальні, квадратні, трикутні, щілинні, звужені або розширені в напрямку руху газу. Розміщення отворів по площі решітки здійснюється за вершинами трикутника. Осі отворів можуть розташовуватися вертикально або під деяким кутом до площини решітки.

Спільним та суттєвим недоліком простих перфорованих решіток є можливість утворення застійних зон твердого матеріалу між отворами. Окрім того, є велика ймовірність провалу частинок через отвори перфорованої решітки та забивання отворів при малих швидкостях зріджувального агента.

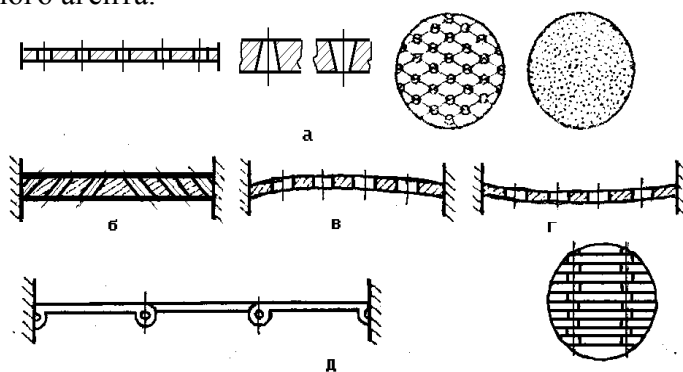


Рис. 5.7. Конструкції перфорованих решіток

Вказані недоліки можна усунути різними шляхами. Найпростіший спосіб запобігання провалювання – застосування багатшарових газорозподільних решіток (дво- та тришарових) (рис. 5.8). При цьому шари решіток розташовують з урахуванням кута природного нахилу зернистого матеріалу так, щоб матеріал, який просипався крізь отвори першого шару решіток, не потрапляв до отворів другого шару. Найчастіше для запобігання провалювання основну газорозподільну решітку покривають сіткою з дрібними отворами (рис.5.8а). Але це рішення не дуже вдале, тому що сітка, яка повернена до шару, піддається ерозійній дії, що приводить до її зносу, і швидко забивається.

Решітки можуть бути виконані з деяким ступенем рухомості (рис. 5.8в, г). В неробочому стані отвори в них закриті чи достатньо малі, щоб виключити можливість провалювання частинок. При подачі зріджуючого агента такі решітки розтягуються і вигинаються у напрямку руху газового потоку, і отвори відкриваються. Такі решітки можуть бути набірними з елементів різної конфігурації або суцільними, або з пружного матеріалу, наприклад, з гуми або еластичної сітки. Спосіб багатшаровості широко застосовують і в інших конструкціях. Так, для запобігання перегріву і ерозійного зносу розподільної пластини її покривають із сторони зрідженого шару жаростійким або зносостійким матеріалом (рис.5.8д). Іноді з такою ж метою просто засипають шар досить великих шматків термостійкого матеріалу, (рис.5.8ж). Для цього використовують частини правильної форми (кулі, кільця, циліндри, пропелери) та тіла іншої конфігурації. При цьому в одних випадках ці частинки вибирають таким чином, щоб при подачі зріджуючого агента вони частково або повністю зріджувались, а в інших випадках зверху засипки розташовують обмежувальну решітку. У випадку впорядкованої насадки шар її решітки може бути постійної або змінної висоти.

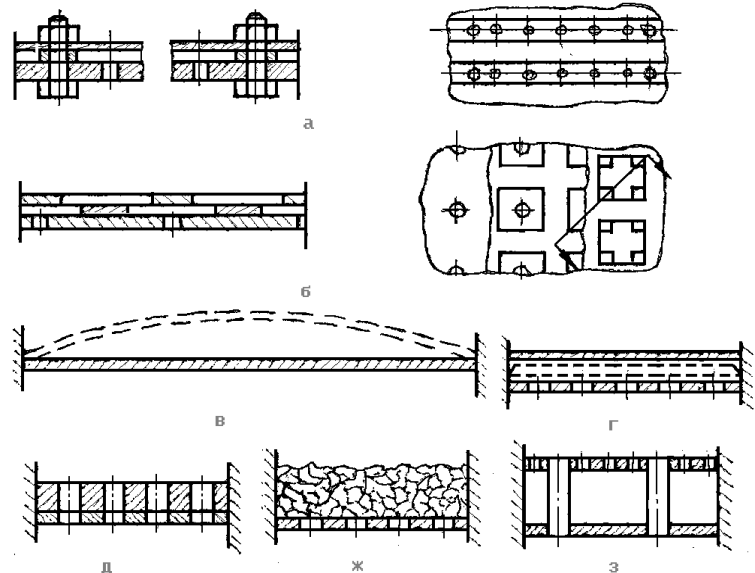
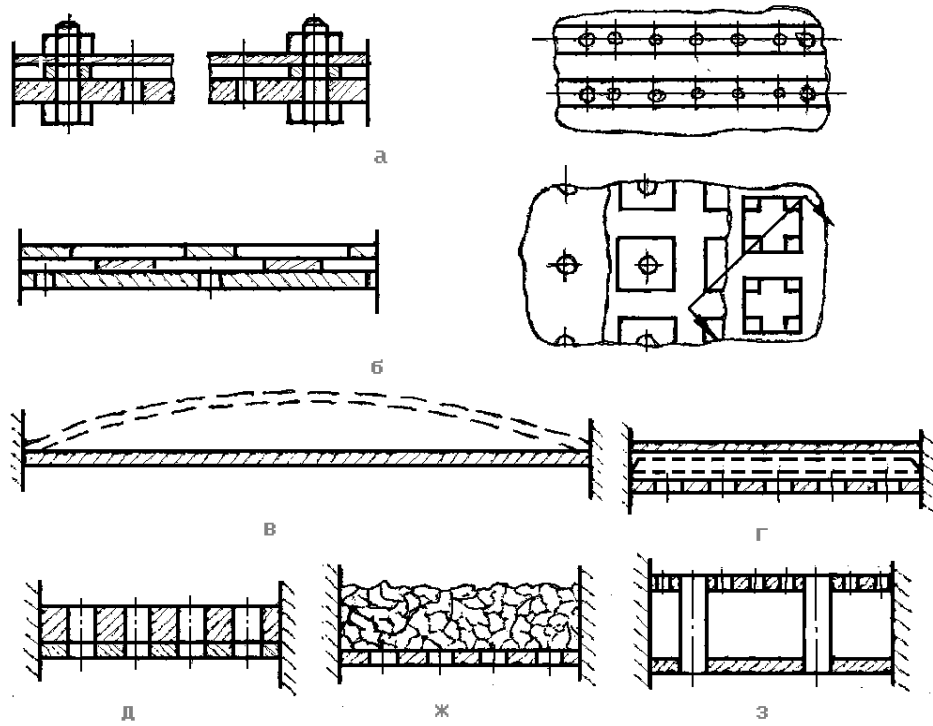


Рис. 5.8. Багатошарові перфоровані решітки



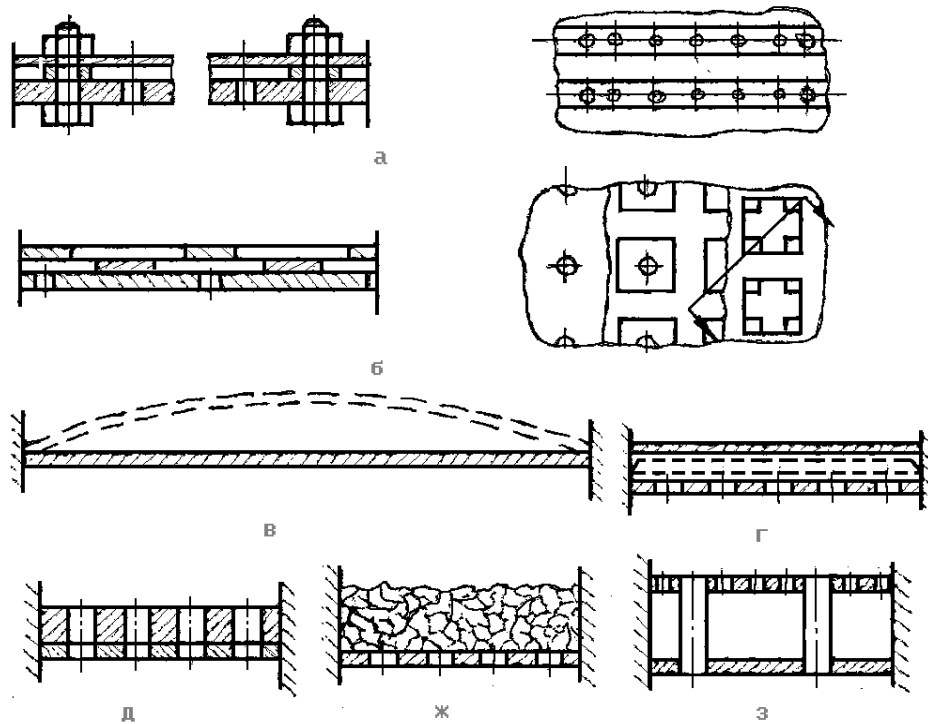


Рис. 5.8. Багатошарові перфоровані решітки

Якщо у псевдозрідженому шарі можливе утворення зарядів статичної електрики, то решітку захищають шаром діелектрика або в місцях введення газу встановлюють іонізатори різних конструкцій. Інколи в отворах решітки встановлюють генератори ультразвукових коливань, що сприяє гомогенізації псевдозрідженого шару, або запальники для проведення процесів спалювання. Для запобігання передчасному змішанню реагентів організують роздільну подачу їх за допомогою подвійних решіток.

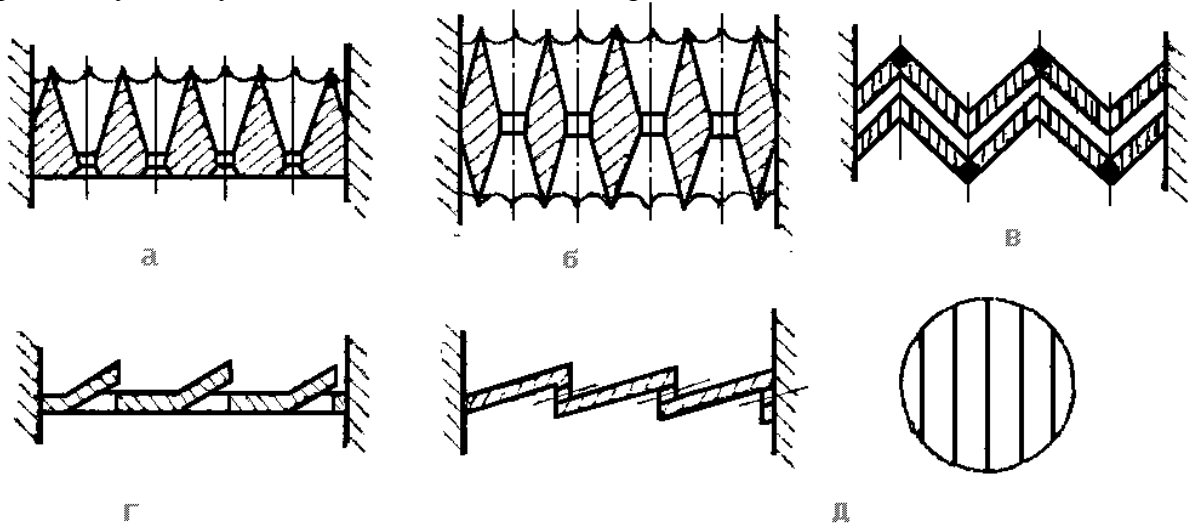


Рис.5.9. Спеціальні перфоровані решітки

Для запобігання перегріву (переохолодженню) решіток їх забезпечують теплообмінними пристроями, які вмонтовуються в решітку.

Ліквідувати застійні зони можна різними способами.

1) Один з них – це зведення до мінімуму або повне усунення горизонтальних ділянок в площині газорозподільної решітки (рис. 5.9 а-в). Найпростіший спосіб – це розташування отворів з однієї або з обох сторін (рис. 5.9 а,б).

2) Другий спосіб – організація паралельного надуву, що забезпечує здування матеріалу з плоских ділянок решітки, і направлений рух усього шару (рис. 5.9 г,д). Це

досягається просіченням у решітці фігурних отворів, які утворюють витік горизонтальних струменів. Напрямок витоків струменів можуть бути постійними на різних ділянках площі решітки або змінними. Існують решітки для організації прямолінійного або обертового переміщення шару. В останньому випадку в центрі решітки часто встановлюють витискувач для виключення “мертвих зон” або виконують газорозподільну решітку у вигляді кільця чи іншого замкнутого контура.

3) Подальшим розвитком конструкцій перфорованих газорозподільних пристроїв слід вважати решітки, виконані з декількох елементів, що утворюють між собою щілину. Вони дістали назву колосникових. Колосникові решітки можуть бути виконані із елементів різного профілю, рис. 5.10, – нахилених пластин, кутів, балок, труб, напівтруб, швелерів Т-, Г-, S-подібної форми і найрізноманітніших сполучень. Як і перфоровані решітки, колосникові ГРП можуть бути одно- та багат шаровими.

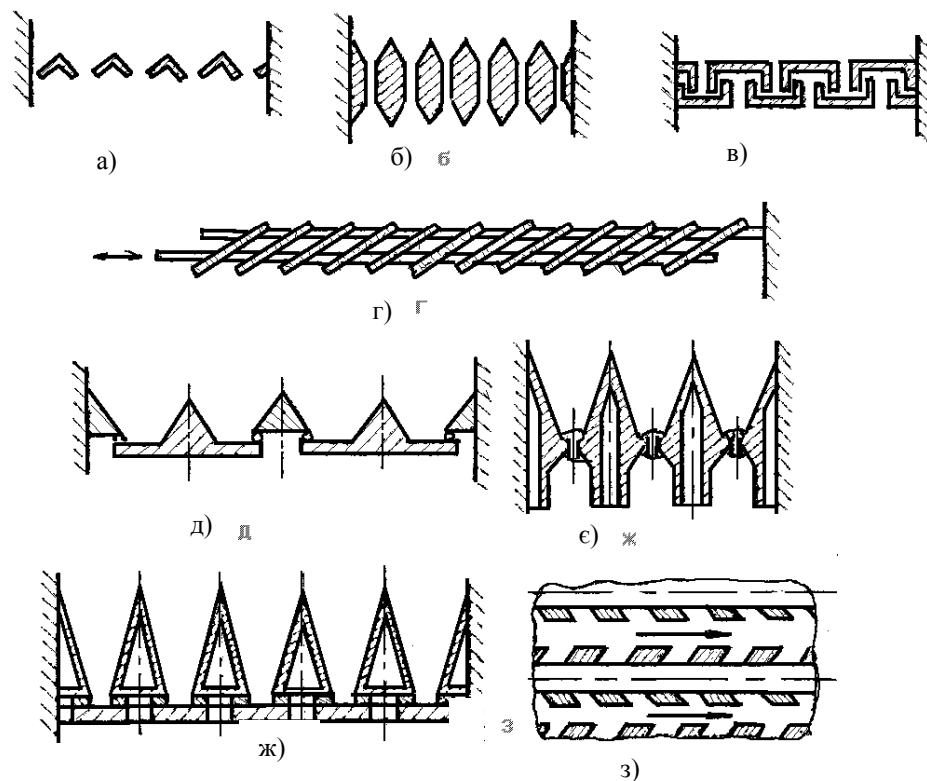


Рис. 5.10. Колосникові решітки

Щілини у багат шарових колосникових газорозподільних пристроях можуть бути орієнтовані в одному напрямку або під кутом одна до одної, найчастіше у взаємно перпендикулярних напрямках. Часто газорозподільники виконують у вигляді спіралі Архімеда, рис. 5.10 б), вигнутої із металевої стрічки, труб і т. ін. Розпізнають провальні та безпровальні розподільники з постійними та регульованими зазорами (рис. 5.10 г). Розмір колосників близький до розміру апарата, але інколи газорозподільні пристрої виконуються збірними з декількох менших за габаритами блоків. Це полегшує монтажні та ремонтні роботи. Колосникові ГРП застосовуються для ліквідації застійних зон: або за рахунок їх форми, або під дією горизонтальних струменів, що при витіканні здувають матеріал з горизонтальних ділянок.

Ще одним способом запобігання провалу частинок є захист отворів решітки. Один з них – встановлення в отворах різних пристроїв, які працюють за принципом клапана, другий – установка в отворах на рівні з площиною решітки сітчастих та пористих елементів. Але останні мають очевидні недоліки – швидке забивання отворів та знос сіток і т.ін.

Подальший розвиток конструкцій вставок у отворах привело до створення цілого класу газорозподільних пристроїв – ковпачкових решіток, рис 2.11.

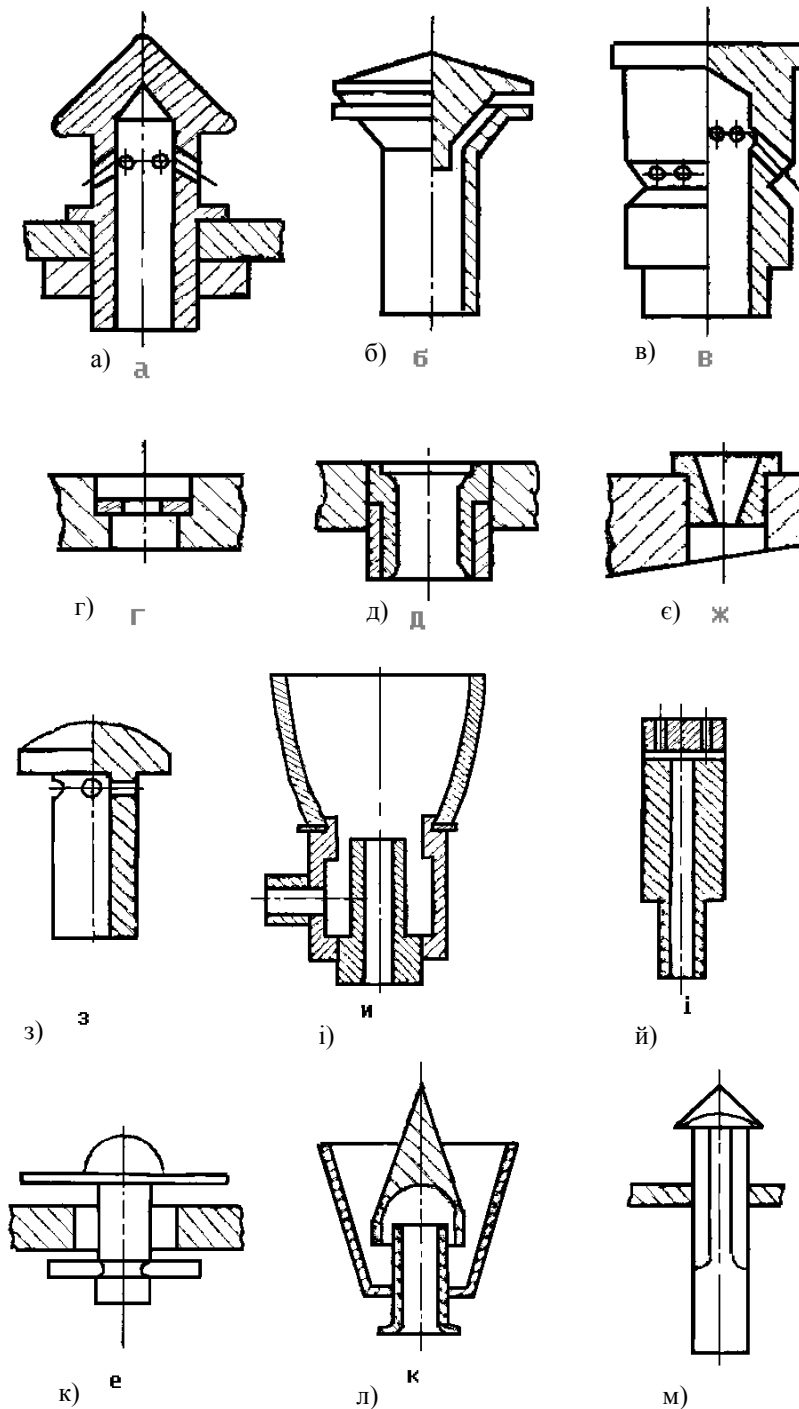


Рис. 2.11. Ковпачкові решітки

Конструкції цих решіток досить повно наводяться в літературі. У ковпачкових решітках їх розрізняють з рухомими, рис. 2.11 є,л) і нерухомими, рис. 2.11 а-і, к) ковпачками. Форма їх може бути циліндричною, конічною, спіральною, пірамідоподібною та ін. Ковпачки можуть бути забезпечені опорними виступами різноманітної форми та конструкції. При цьому ці елементи можуть бути як опорними, так і одночасно необхідними для утворення каналів введення зріджуючого агента. У тілі ковпачка зроблені отвори різної форми, які орієнтовані під кутом до площини решітки, що запобігає попаданню матеріалу в отвори ковпачка. Отвори розташовуються в один ряд, у декілька рядів, перпендикулярно до

осі ковпачка або під кутом до неї – тангенційно. В останньому випадку проходить закручення шару навколо ковпачка, що сприяє його турбулізації та переміщенню. Локальна турбулізація може бути також досягнута встановленням ковпачків з нормальною орієнтацією отворів. Але для цього необхідно розташувати ковпачки одні відносно інших таким чином, щоб струмені, які витікають з групи сусідніх ковпачків, були направлені по дотичній до створюваного локального вихору. Як і перфоровані газорозподільні пристрої, ковпачки можуть забезпечувати і поступальний, і обертовий рух шару по всій площині решітки.

2.5 Основні розрахункові залежності

Перепад тиску. Для підтримання шару твердих часток у псевдозрідженому стані необхідний безперервний обмін енергією між ними та газом. Енергія, що віддається газом, витрачається на подолання сил тертя часток між собою та газу з їх поверхнею, сил тертя часток та газу із стінками апарату, а також на зміну кінетичної енергії газу та розширення шару. Найбільша частина енергії витрачається на подолання сил тертя газу з поверхнею часток.

Виходячи з умов рівності сили гідродинамічного тиску та сили, що протидіє псевдозрідженню часток газовим потоком у полі сил тяжіння, одержано співвідношення:

$$\Delta p_{\phi} = \int_0^{M_{\phi}} \frac{g}{S_{\phi}} dM_{\phi} \quad (2.1)$$

Тут Δp_{ϕ} – перепад тиску у псевдозрідженому шарі; g – прискорення вільного падіння; S_{ϕ} – площа поперечного перерізу шару; M_{ϕ} – ефективна маса псевдозрідженого твердого матеріалу.

$$dM_{\phi} = (\rho_{\phi} - \rho_{\bar{n}})(1 - \varepsilon)S_{\phi} dz \quad (2.2)$$

де ρ_{ϕ} і $\rho_{\bar{n}}$ – густина твердих часток та середовища, відповідно; z – поточне значення координати по висоті шару.

Підставив значення M_{ϕ} до рівняння (2.1), одержимо:

$$\Delta p_{\phi} = g(\rho_{\phi} - \rho_{\bar{n}}) \int_0^H (1 - \varepsilon) dz \quad (2.3)$$

Вважаючи порозність ε незмінною по висоті H шару у робочому стані або приймаючи її середнє значення, отримаємо:

$$\Delta p_{\phi} = (\rho_{\phi} - \rho_{\bar{n}})g(1 - \varepsilon)H \quad (2.4)$$

З рівняння (2.3) випливає, що Δp_{ϕ} не залежить від швидкості. Тоді вираз (2.3) справедливий і для шару в момент початку псевдозрідження:

$$\Delta p_{\phi} = (\rho_{\phi} - \rho_{\bar{n}})g(1 - \varepsilon_0)H_0 \quad (2.5)$$

Де ε_0 – порозність нерухомого шару (як сказано вище, для часток округлої форми приймається у середньому 0,4) H_0 – висота нерухомого шару.

Для апаратів із вертикальними або трохи похилими стінками формули (2.4) та (2.5) підтверджені експериментально.

Пік тиску, одержаний при переході з зернистого матеріалу у псевдозріджений стан у апаратах із шарами постійного поперечного перерізу, незначний, який залежить від форми та стану поверхні твердих часток та щільності їх пакування.

Визначення критичної швидкості псевдозрідження.

Для визначення критичної швидкості псевдозрідження існує кілька методів:

1. Метод балансу сил.

Класична методика, яка розглядає сили, прикладені до однієї сферичної частинки (рис. 5.12)

$$S = G - A,$$

де S – сили тертя, зумовлені рухом зріджуючого агента, G , A – відповідно сили тяжіння й сила Архімеда.

Виконавши відповідну підстановку, одержимо:

$$\xi \frac{\pi d^2}{4} \rho_n \frac{W_{\text{ед}}^2}{2} = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_o - \rho_c) \cdot g \quad (5.6)$$

де $\frac{\pi d^2}{4}$ - площа перетину частинки перпендикулярна до вектору швидкості газу, $\xi \frac{\pi}{8} = \psi$ - узагальнений коефіцієнт гідравлічного опору.

Зробивши відповідні перетворення, одержимо:

$$\psi W_{\text{а}}^2 \rho_n = \psi \frac{\pi d}{6} g \frac{(\rho_i - \rho_c)}{\rho_c} \quad (5.7)$$

Звідки $W_{\text{кр}}$

$$W_{\text{ед}} = \sqrt{\frac{\pi d g (\rho_i - \rho_c)}{6 \psi \cdot \rho_c}} \quad (5.8)$$

2. Метод професора Лященко.

Цей метод полягає у введенні критерія Рейнольдса, що включає в себе критичну швидкість псевдозрідження.

$$\text{Re}_{\text{ед}} = \frac{W_{\text{ед}} d}{\nu}, \quad (5.9)$$

звідки квадрат критичної швидкості:

$$W_{\text{еп}}^2 = \frac{\text{Re}_{\text{ед}}^2 \nu^2}{d^2} \quad (5.10)$$

Підставляючи це значення квадрата критичної швидкості псевдозрідження в рівняння (5.8), одержимо:

$$W_{\text{ед}}^2 = \psi \frac{\pi d}{6} g \frac{(\rho_i - \rho_c)}{\rho_c} \quad (5.11)$$

Виконавши заміну у рівнянні (5.11) $W_{\text{кр}}^2$ на (5.7), одержимо:

$$\frac{\text{Re}_{\text{ед}}^2 \nu^2}{d^2} = \psi \frac{\pi d}{6} \frac{(\rho_i - \rho_c)}{\rho_c} g$$

(5.12)

Після перетворень рівняння (5.12) набуває вигляду:

$$\text{Re}_{\text{ед}}^2 = \frac{\pi g d^3 (\rho_i - \rho_c)}{6 \nu^2 \psi \rho_c}, \quad (5.13)$$

або, $\psi \text{Re}_{\text{ед}}^2 = \frac{\pi}{6} \text{Ar}.$

Маючи графічну залежність $\psi \text{Re}_{\text{кр}}^2 = f(\text{Ar})$, за значенням Ar знаходять значення $\psi \text{Re}_{\text{кр}}^2$, а

потім і величину критичної швидкості псевдозрідження (рис. 5.12).

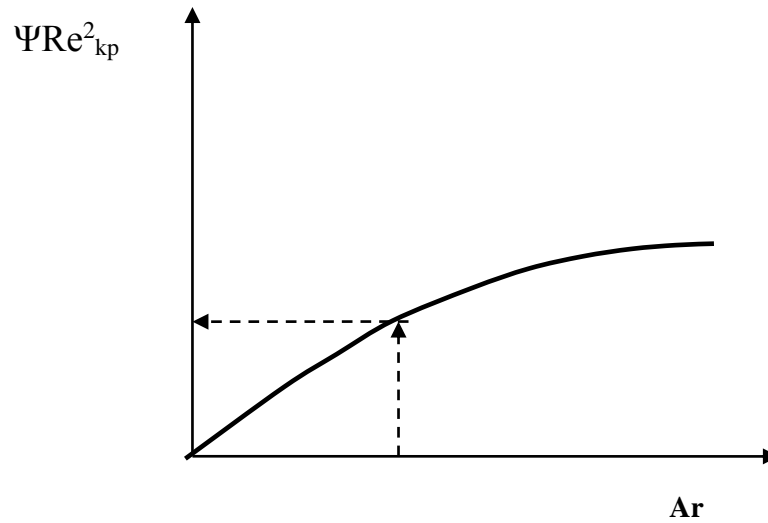


Рис. 5.12 Залежність $\Psi Re_{кр}^2 = f(Ar)$

б) для часток неправильної форми професор Лященко запропонував наступний метод визначення критичної швидкості псевдозрідження. Розділимо ліву і праву частини рівняння (5.13) на Re^3 .

$$\frac{\Psi Re^2}{Re^3} = \frac{\pi}{6} \frac{Ar}{Re^3} = \frac{\pi}{6} \frac{1}{Ly},$$

$$\text{або } Ly = \frac{Re^3}{Ar} \quad (5.14)$$

Виконавши відповідну підстановку,

$$Ly = \frac{W_{\infty}^3 d^3 v^2 \rho_c}{v^3 g d (\rho_i - \rho_c)} = \frac{W_{\infty}^3 \rho_c}{v g (\rho_i - \rho_c)}$$

Звідси знаходимо швидкість:

$$W_{\infty} = \sqrt[3]{\frac{Ly v g (\rho_i - \rho_c)}{\rho_c}} \quad (5.15)$$

Виходячи з відомої порозності шару, обчисленого попередньо критерію Архімеда по графічній залежності $Ly = f(Ar)$, рис. 5.13, знаходимо критерій Лященко, а потім критичну швидкість псевдозрідження.

Порядок розрахунку швидкості зріджуючого агента:

- розраховуємо число Архімеда;
- визначаємо ε (ε_0 , ε_p , $\varepsilon_{вин}$);
- визначаємо критерій Лященко Ly ($Ly_{кр}$, Ly_p , $Ly_{вин}$).

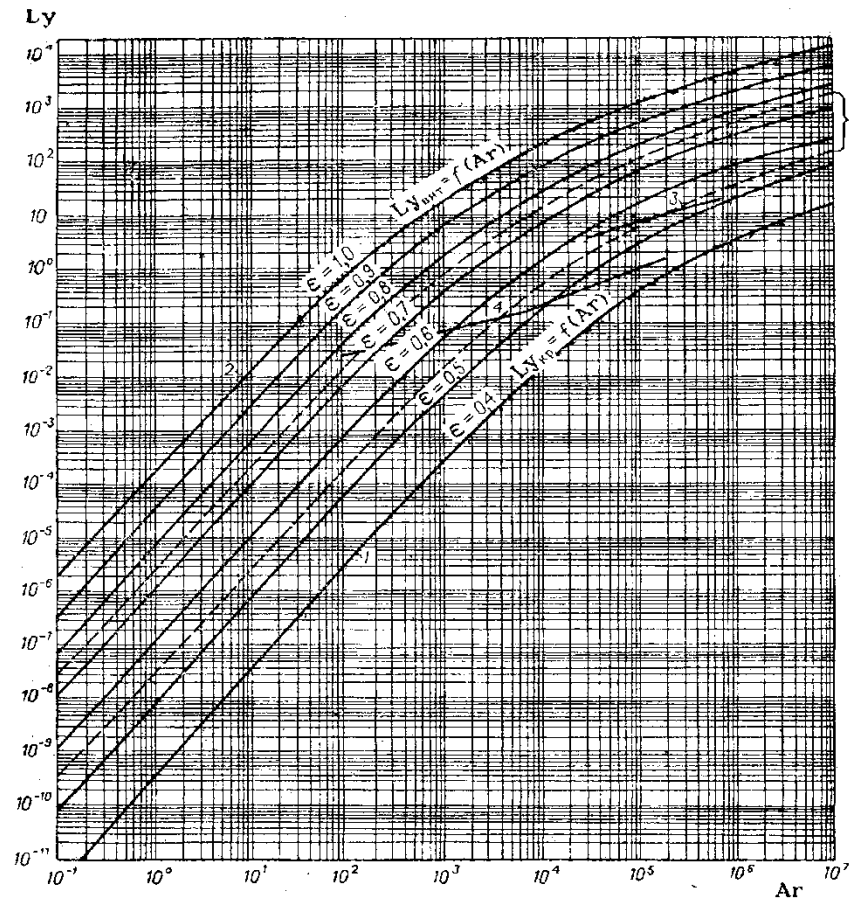


Рис. 5.13. Залежність $Ly=f(Ar, \epsilon)$:

1 - $\epsilon=0,4$; 2 - $\epsilon=1$; 3 - оптимальні значення Ly ; 4 - оптимальні значення швидкостей.
Область 5 - орієнтовна область роботи сушарок псевдозрідженого шару.

3. Метод проф. О.М.Тодеса.

У випадку монодисперсного шару сферичних частинок професор О.М.Тодес пропонував перетворити рівняння для визначення гідравлічного опору шару:

$$\Delta P_{\phi} = (\rho_1 - \rho_c)(1 - \epsilon_0)h_0g = (\rho_1 - \rho_c)(1 - \epsilon_p)h_p g .$$

і підстановки до неї універсальної залежності для визначення критичної швидкості для сферичних частинок:

$$Re_{\epsilon_0} = \frac{Ar}{150 \frac{1 - \epsilon_0}{\epsilon_0^3} + \sqrt{1,75 Ar}} . \quad (5.16)$$

У випадку нерухомого шару сферичних частинок приймають $\epsilon = 0,4$, тоді формула (16.16) набуває виду:

$$Re_{\epsilon_0} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} . \quad (5.17)$$

Для частинок неправильної форми в формулу для визначення критерія Архімеда необхідно підставляти еквівалентний діаметр частинок, який визначається за виразом:

$$d_a = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_i}} ,$$

де x_i - масова частка i -ї фракції;

d_i - середньгеометричний діаметр i -ї фракції.

Еквівалентний діаметр частинок знаходять за результатами ситового аналізу. Якщо не можна зробити ситовий аналіз, то обчислюють коефіцієнт форми частки, а потім знаходять

еквівалентний діаметр:

$$\begin{aligned} d_a &= \hat{O} d_\phi & (5.18) \\ d_\phi &= 1,24\sqrt[3]{V}, \\ \hat{O} &= \sqrt{0,207 \frac{S}{V^{2/3}}} \end{aligned}$$

Запропонована узагальнена напівемпірична формула для опису усього діапазону існування псевдозрідженого шару:

$$Re = \frac{Ar \varepsilon^{4.75}}{18 + 0,61\sqrt{Ar \varepsilon^{4.75}}}. \quad (5.19)$$

Вираз (5.19) при $\varepsilon=1,0$ набуває вигляду:

$$Re_{\hat{a}e\hat{i}} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}}. \quad (5.20)$$

До суттєвих характеристик діапазону існування псевдозрідженого шару може служити співвідношення

$$\frac{W_{\hat{a}e\hat{i}}}{W_{e\phi}} = \hat{E}_{i \hat{a}e\hat{n}}$$

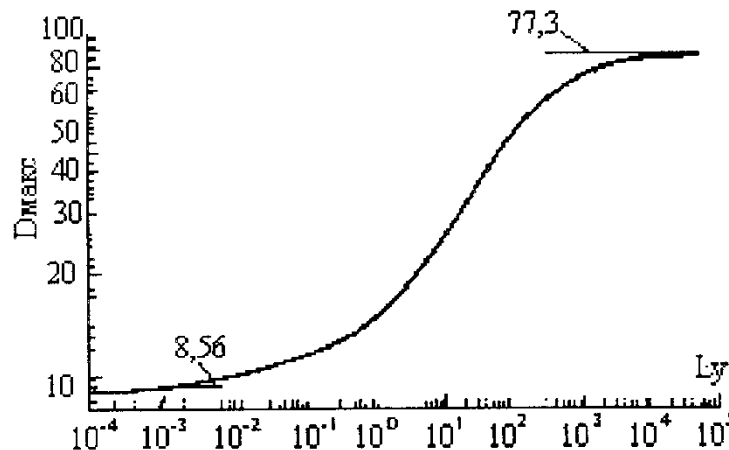


Рис. 5.14. Залежність максимального числа полідисперсності від критерію Лященко $D_{\max}=f(Ly)$

Для встановлення безпосередньої залежності K_{\max} від критерію Архімеда Ar можна користуватись рівняннями для визначення швидкостей початку псевдозрідження та виносу.

Виходячи з рівнянь (5.17) та (5.20) та враховуючи, що $Re_{\text{вин}}/Re_{\text{кр}} = W_{\text{вин}}/W_{\text{кр}}$, одержуємо:

$$K_{i \hat{a}e\hat{n}} = \frac{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}{18 + 0,61\sqrt{Ar}}. \quad (5.21)$$

При цьому в області ламінарного режиму (для дрібних часток) величина Ar мала і

$$K_{\max} \rightarrow 1400/18 = 77,7. \quad (5.22)$$

В області розвиненого турбулентного режиму (великі значення Ar)

$$K_{\max} \rightarrow 5,22/0,61 = 8,56. \quad (5.23)$$

Цей аналіз відноситься тільки до монодисперсних систем або сумішей вузького гранулометричного складу. У випадку широких фракцій дрібні частки впливають на крупні, що призводить до зниження значення $W_{\text{кр}}$, що визначається для найбільш великих часток. Тому формули, за якими розраховуються швидкість виносу та критична швидкість, не можуть бути використані для встановлення гранично припустимого відношення розмірів

найбільшої та найменшої часток у суміші $(d_{\max}/d_{\min})_{\text{пр}}$, вище якого дрібні частки будуть винесені із шару раніше, ніж крупні перейдуть у псевдозріджений стан, – так званого максимального числа полідисперсності D_{\max} .

Для знаходження K_{\max} та D_{\max} треба використовувати запропоновану функціональну залежність між критеріями Архимеда Ar і Лященко Ly , (рис. 5.13).

За (рис. 5.14) при заданому значенні Ar можна визначити $Ly_{\text{вит}}$ та $Ly_{\text{кр}}$, а по ним – діапазон псевдозрідженого стану для часток даного розміру:

$$K_{i \text{ аєп}} = \sqrt[3]{Ly_{\text{аєд}}/Ly_{\text{єд}}} \quad (5.24)$$

Рис. 5.14 може бути використаний для визначення $D_{\max}=f(Ly)$. Оскільки криві 1 і 2 можна розглядати стосовно до полідисперсної системи у якості залежностей $Ar_{\text{кр}}=f(Ly)$ та $Ar_{\text{вит}}=f(Ly)$, то величина D_{\max} , що відповідає даному значенню Ly :

$$D_{i \text{ аєп}} = (d_{i \text{ аєп}} / d_{i \text{ кр}})_{i \text{ д}} = \sqrt[3]{Ar_{\text{єд}} / Ar_{\text{аєд}}}$$

Значення D_{\max} , одержані при різних Ly , приведені на (рис. 5.14), вони монотонно зростають від 8,56 для дрібних часток (ламінальний режим) до 77,3 для крупних часток (розвинений турбулентний режим).

На практиці звичайно реалізується не весь діапазон швидкостей. На (рис. 5.13). лінія 3 відповідає значенням Ly , при яких забезпечується найкраще змішування часток при $Ar=4,8 \cdot 10^4 \div 7,5 \cdot 10^5$. Як видно з рисунка, порозність шару при цьому $\varepsilon=0,57 \div 0,51$, а число псевдозрідження $K_W=W/W_{\text{кр}}$ лежить у межах $2 \div 3,4$.

Рівняння для розрахунку оптимального режиму киплячого шару буде мати вигляд:

$$Re_{\text{опт}} = mAr^n.$$

Постійні m і n приймають різні значення в залежності від технологічних особливостей того чи іншого процесу.

5.6. Класифікація гідродинамічних режимів і апаратів, що використовуються для процесів сушіння

Орієнтовна класифікація областей роботи сушарок псевдозрідженого шару по гідродинамічному режиму наведена на (рис. 5.15), на якому наведена залежність швидкості потоку газу ω від діаметра часток d при різній порозності шару: від $\varepsilon=0,4$, що відповідає нерухомому вільно насипаному шару, до $\varepsilon=1,0$, що відповідає умовам руху однієї частинки однієї частинки у необмеженому об'ємі (при густині матеріалу $\rho_m=900 \text{ кг/м}^3$ і температурі потоку газу $t=100^\circ\text{C}$). Між кривими 1 і 5 укладена область псевдозрідженого шару.

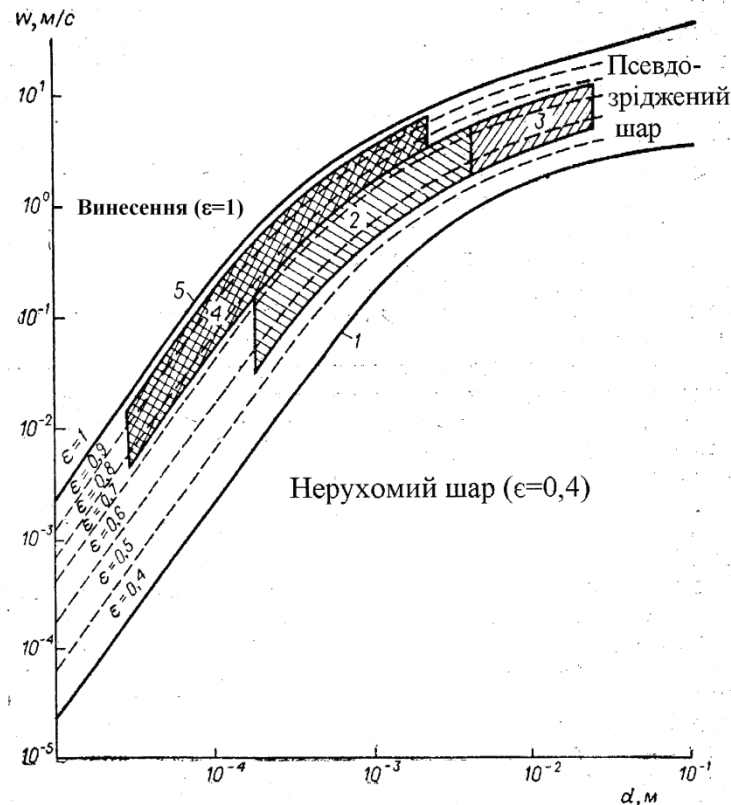


Рис. 5.15. Области работы сушарок із продуванням газу через шар

- 1 – залежність $W_{кр}$ від d при $\varepsilon=0,4$; 2 – область роботи сушарок псевдозрідженого шару; 3 – область роботи апаратів фонтануючого шару; 4 – область роботи аерофонтанних сушарок; 5 – залежність $W_{вин} = f(d)$ при $\varepsilon=1$.

У певному інтервалі порозності ($\varepsilon=0,55 \div 0,75$) працюють промислові сушарки киплячого шару. Ця область (2) охоплює частки діаметром від 30-40 мкм до 6-7 мм; для апаратів фонтануючого шару вона може бути розширена (3) до 25-30 мм.

При порозності шару $\varepsilon=0,75 \div 0,9$ працюють аерофонтанні сушарки (4). В сушарках цього типу удається обробляти матеріали, що містять частки діаметром від декількох мікронів до декількох міліметрів. При порозності, близької до одиниці, але при швидкостях, що набагато перевищують швидкість виносу часток, працюють труби-сушарки.

Завдяки простоті конструктивного оформлення апарати киплячого шару постійного або шару, що розширюється по висоті перерізу, знайшли високе використання у промисловості.

Недоліки таких апаратів:

- неможливість підвищення швидкості вище значення, що відповідає верхній межі існування псевдозрідженого шару;
- труднощі обробки полідисперсних систем;
- недостатньо інтенсивний гідродинамічний режим у прирешіточній зоні.
- Вказані недоліки обмежують можливості підвищення продуктивності цих апаратів, тому у промисловості застосовують апарати із камерами, що розширюється по висоті.

Переваги таких апаратів:

- закономірна зміна швидкості знизу доверху дає можливість одночасно обробляти тверді частки різних розмірів та в режимах різної інтенсивності;
- високі швидкості у нижній частині апарату дозволяють висушувати речовини, тривалий контакт яких із решіткою неприпустимий, а також матеріали, що агломеруються та злипаються.

- До апаратів псевдозрідженого шару треба віднести:

- апарати, що мають кут нахилу між стінками до 20° (рух часток у таких апаратах носить хаотичний характер);
- апарати фонтануючого шару із висхідним рухом по осі та низхідним вздовж стінок, кут розкриття конусу – від 20 до 180° ;
- апарати фонтануючого шару із висхідним рухом твердої фази вздовж однієї стінки та низхідним вздовж іншої;
- апарати із висхідним рухом твердої та газоподібної фаз – пневмосушарки.

Алгоритм розрахунку апаратів псевдозрідженого шару.

Нехай витрата газу задана або знаходиться з матеріального балансу (V - м³/год).

1. Розраховуємо об'ємні секундні витрати газу

$$V_{\text{нає}} = \frac{V}{3600}$$

2. Розраховуємо робочу швидкість газу в апараті:

$$W_p = \frac{W_{p1} + W_{p2} + W_{p3}}{3}$$

3. Розраховуємо площу газорозподільного пристрою

$$F = \frac{V_{\text{нає}}}{W_p}$$

4. З теплового розрахунку одержимо загальну поверхню твердих частинок у псевдозрідженому шарі - Σf . Якщо масу шару записати як:

$$M_\phi = \frac{\pi d^3}{6} n \rho_m = \frac{d}{6} \rho_m \Sigma f,$$

де d – еквівалентний діаметр частинок в шарі;

n – число твердих частинок;

ρ_m – густина твердих частинок;

$\Sigma f = \pi d^2 \cdot n$ – загальна поверхня частинок у псевдозрідженому шарі;

задаємо d і знаходимо M_ϕ .

а) гідравлічний перепад на шарі запишемо у вигляді:

$$\Delta P_\phi = \frac{\dot{I}_\phi \cdot g}{F},$$

де g – прискорення сили тяжіння;

F – площа газорозподільного пристрою.

або

$$\Delta P_\phi = h_0 (1 - \varepsilon_0) \rho_\phi g,$$

де h_0 і ε_0 – висота та порозність нерухомого шару.

Прирівнявши праві частини цих рівнянь, одержимо:

$$h_0 (1 - \varepsilon_0) \rho_\phi g = \frac{M_\phi g}{F_p},$$

звідси висота нерухомого шару визначається за виразом:

$$h_0 = \frac{M_\phi}{F(1 - \varepsilon_0) \rho_\phi}$$

5. Визначаємо гідравлічний опір апарата з псевдозрідженим шаром:

$$\Delta P_{\text{заг}} = \Delta P_\phi + \Delta P_{\text{гр}} + \Delta P_{\text{т}},$$

де ΔP_ϕ – гідравлічний опір шару зернистого матеріалу в апараті

$$\Delta P_\phi = h_0 (p - \varepsilon_0) \rho_\phi g$$

$\Delta P_{\text{гр}}$ – гідравлічний опір газорозподільного пристрою

$$\Delta P_{\text{ад}} = \xi_{\text{ад}} \frac{W_{\text{ад}}^2 \rho_{\text{А}}}{2},$$

де $\xi_{гр}$ – коефіцієнт гідравлічного опору газорозподільного пристрою;
 $W_{гр}$ – швидкість газу в отворах газорозподільного пристрою,

$$W_{гр} = \frac{W_p}{\varphi},$$

де φ - коефіцієнт живого перетину ГРП ($\varphi = 5 \div 10\%$);

$\rho_{\bar{a}}$ – густина газу при температурі зріджуючого агенту в отворах газорозподільного пристрою;

ΔP_T – загальний гідравлічний опір вхідного та вихідного штуцерів в апараті.

$$\Delta P_o = \xi_1 \frac{W_{\bar{a}o1}^2 \rho_{\bar{a}1}}{2} + \xi_2 \frac{W_{\bar{a}o2}^2 \rho_{\bar{a}2}}{2},$$

де ξ_1, ξ_2 – локальні коефіцієнти гідравлічного опору у вхідного і вихідного штуцера в апараті.

$W_{вх}, W_{вих}$ – швидкість газу у вхідному та вихідному штуцерах апарата.

$\rho_{Г1}, \rho_{Г2}$ – густина газу при відповідних температурах у вхідному і вихідному штуцерах.

Конструкція однокамерного апарата з псевдозрідженим шаром

Основними геометричними характеристиками однокамерних апаратів з псевдозрідженим шаром (рис. 5.16) є внутрішній діаметр апарата в зоні псевдозріджувального пристрою (для прямокутних апаратів – площа $S=a \cdot b$), висота шару в нерухомому стані H_0 , висота надшарового простору H_c .

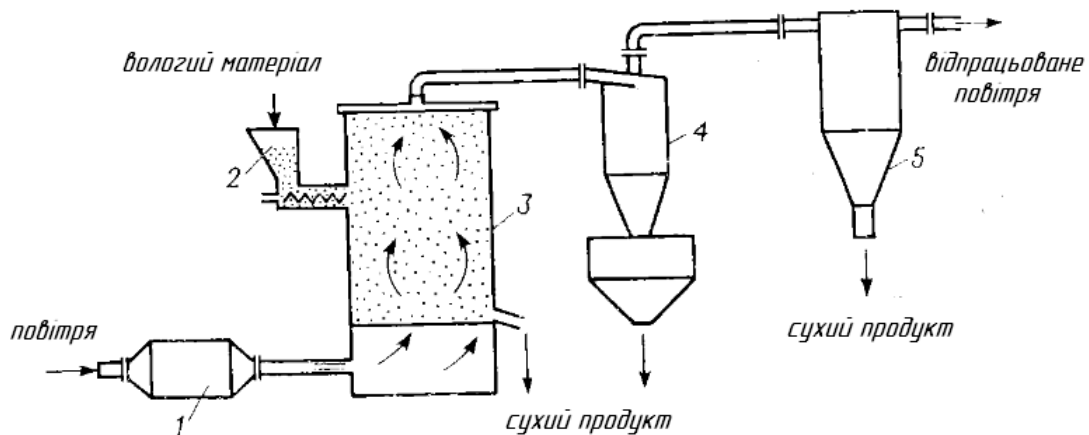


Рис. 5.16. Однокамерний апарат з псевдозрідженим шаром

1 – калорифер; 2 – завантажувальний пристрій; 3 – сушарка; 4 – циклон 1-го ступеня; 5 – циклон 2-го ступеня;

Для апаратів зі змінним по висоті розміром – конічних і циліндро-конічних, окрім того мають значення діаметр апарата на рівні газорозподільного пристрою $D_{реш}$, діаметри апарата рівні поверхні основного псевдозрідженого шару – $D_{пов}$, максимальний розмір в сепараційному просторі $D_{сеп}$, а також кути розширення в зоні шару $\alpha_{ш}$, над шарового простору $\alpha_{нш}$.

На (рис. 5.17) наведена пневматична сушарка. Дрібні вологі частинки захоплюються зі швидкістю 20-30 м/с і виносяться до вертикальної труби апарата. За час пневмотранспорту частинки встигають висохнути і вловлюються в циклоні.

В аерофонтанній сушарці вологий матеріал надходить до нижнього апарата конічної форми, в якому відбувається вертикальна циркуляція. Після часткового видалення вологи маса твердих частинок зменшується і вони виносяться до наступного апарата. Процес повторюється аналогічно і після проходження третього ступеня матеріал на розділення до вловлювача.

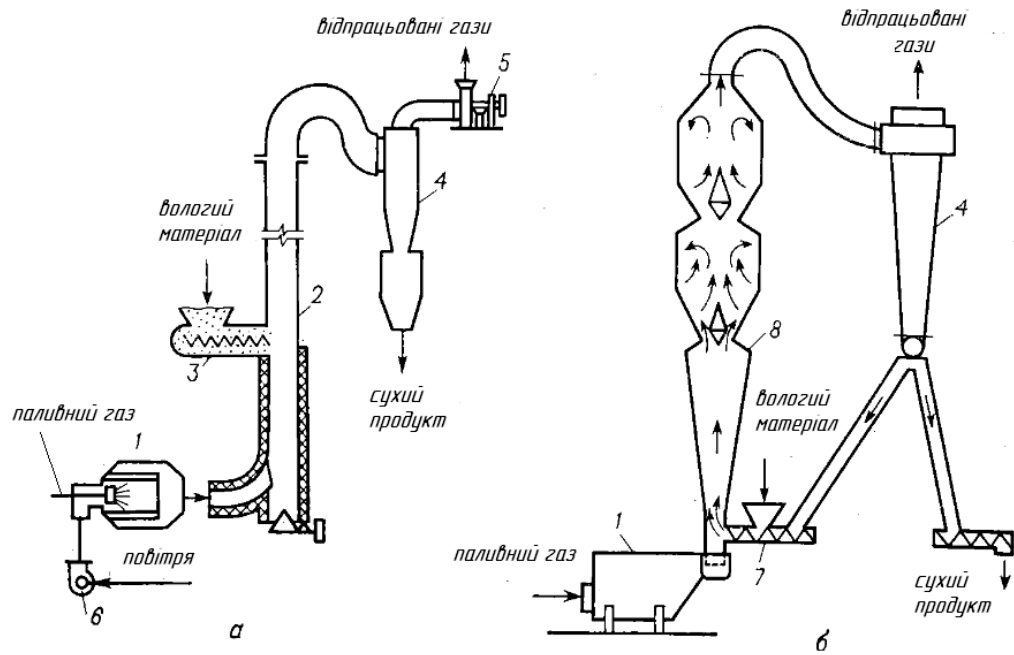


Рис. 5.17. Сушарки прямої дії для сушіння зважених частинок

a – пневмосушарка; *б* – аерофонтанна сушарка:

- 1 – тепло генератор; 2 – труба-сушарка; 3 – живильник; 4- циклон; 5 – вентилятор; 6 - повітровулка; 7 – живильник; 8 – аерофонтанна сушарка.

Запитання для самоконтролю

1. Фізична модель псевдозрідження.
2. Крива псевдозрідження.
3. Область застосування псевдозрідження.
4. Основні вимоги до газорозподільних пристроїв.
5. Основні розрахункові залежності для визначення швидкості псевдозрідження.
6. Наведіть область застосування апаратів з псевдозрідженим шаром.
7. Наведіть основні конструкції апаратів в залежності від порозності зернистого шару.

МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ

ГЛАВА 6. ПОДРІБНЕННЯ ТВЕРДИХ МАТЕРІАЛІВ

6.1. Основні поняття

Інтенсивність фізичних та хімічних процесів за участю твердих матеріалів суттєво підвищується із збільшенням утвореної поверхні, тому різноманітні тверді матеріали в багатьох хімічних виробництвах підлягають механічному подрібненню.

Основні поняття.

Здрібнення - це процес зменшення розміру шматків матеріалу шляхом руйнування їх за рахунок докладання зовнішніх сил, які перевищують внутрішні сили зчеплення.

Умовно здрібнення поділяється на подрібнення і розмелювання. *Подрібнення - процес зменшення великих шматків матеріалу (від ~ 1 м до 2 мм). Розмелювання - подрібнення дрібних часток від розмірів менше 2 мм.*

Класи подрібнення.

В залежності від розмірів шматків вихідного та подрібненого матеріала розрізняють на класи здрібнення (табл. 6.1).

Таблиця 6.1. Класи здрібнення

Клас здрібнення	Розмір шматків початкового матер., D_n , мм	Розмір шматків подрібненого матер., d_k , мм	Клас здрібнення	Розмір шматків початкового матер., D_n , мм	Розмір шматків подрібненого матеріалу, d_k , мм
Подрібнення			Розмелювання		
- велике;	1000	200	грубе	2-5	0,1-0,04
- середнє;	250	20	середнє	0,1-0,04	0,015-0,005
- дрібнє;	20	2-5	тонке	0,015-0,005	0,001
			колоїдне	<0,001	<0,0001

Способи подрібнення. При подрібненні твердих матеріалів існує чотири основні способи:

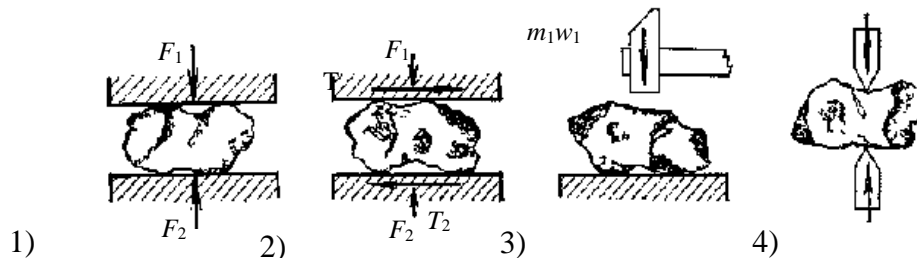


Рис. 6.1. Способи подрібнення матеріалів

1 – роздавлення, 2 – стирання, 3 – удар, 4 – розколівання

Стирання, як правило, супроводжується роздавленням чи ударом і застосовується для отримання дрібних, тонких часток (звичайно для м'яких, в'язких матеріалів). Розколівання застосовується для подрібнення крихких матеріалів (крейда), щоб уникнути утворення дріб'язку. Для твердих і міцних матеріалів застосовуються удар чи розколівання. У промисловості використовується ще розламування і розпилення.

Ступінь подрібнення. Ступенем подрібнення називається відношення максимальних за розмірами розмірів шматків до D_n і після подрібнення d_k .

$$i = \frac{D_i}{d_k}$$

Отриманні шматки мають різну форму і тому практично D_p і d_k визначають за розміром отворів сит, через які просівають початковий матеріал і кінцевий продукт. У випадку, якщо просівання матеріалу не проводиться, приблизно, ступінь подрібнення визначають за формулою:

$$i \approx \frac{0,85B}{e}$$

де B та e – ширина завантажувального і розвантажувального отвору дробарки відповідно.

Більш точно ступінь подрібнення i може бути визначена по середньому розміру шматків, що знаходяться за допомогою ситового аналізу.

$$D_i = \frac{A+B+C}{3}; \quad d_e = \frac{a+b+c}{3},$$

де A, B, C і a, b, c – середні лінійні розміри шматків до і після подрібнення відповідно.

6.2. Гіпотези подрібнення

Визначення витрат енергії на подрібнення дуже складне, тому що на процес впливають дуже багато факторів, які не можливо кількісно обрахувати. Тому оцінка витраченої роботи визначається за гіпотезами подрібнення.

Ці гіпотези важко використовувати для точного розрахунку енергетичних витрат на процес, однак завдяки їм можна вибрати більш раціональну технологічну стратегію подрібнення і сформулювати основні вимоги до машин для подрібнення.

Гіпотеза поверхневого подрібнення. Гіпотеза Рітінгера (1867 р.)

Робота, що витрачається на подрібнення, прямо пропорційна новоутвореній поверхні шматків матеріалу.

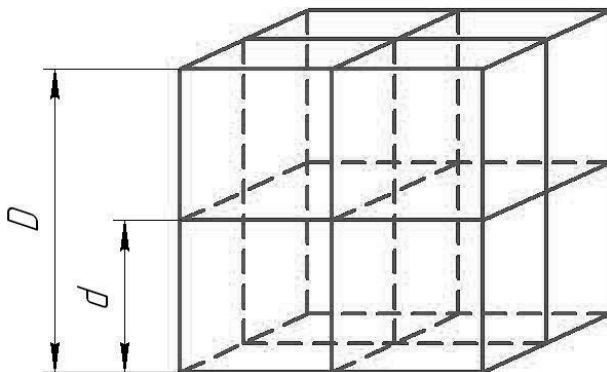


Рис. 6.2. Схема до гіпотези подрібнення

Ця гіпотеза ґрунтується на двох припущеннях:

- а) матеріал, що подрібнюється, має форму куба;
- б) при подрібненні матеріал руйнується по площинах, паралельних граням куба.

Нехай куб з ребром D буде подрібнено до куба з розміром ребра d (рис. 6.2). Приймаємо ступінь подрібнення $i = 2$, тоді розмір ребра новоутвореного куба

визначиться, як $d = \frac{D}{i} = \frac{D}{2}$. Число площин подрібнення дорівнює $N = 3$ або $[3 \cdot (2-1)]$, а число кубів, що утворилися, $n = 8 = 2^3 = i^3$.

При ступені подрібнення “ i ” розмір ребра новоутвореного куба буде $\frac{D}{i}$, число площин розпаду $N = 3 \cdot (i-1)$; число новоутворених кубів $n = i^3$.

Позначимо питому роботу подрібнення, яка виконується при утворенні одиничної площині розпаду – K . Тоді робота, що витрачається на подрібнення при ступені подрібнення “ i ”, дорівнює:

$$T = K \cdot \Delta F. \quad (6.1)$$

де ΔF – новоутворена поверхня, яка визначається за виразом:

$$\Delta F = f_e - F_i, \quad (6.2)$$

де f_k – кінцева поверхня новоутворених кубів після подрібнення, розраховується:

$$f_e = 6nd^2,$$

F_n – початкова поверхня куба до подрібнення, яка розраховується за виразом:

$$F_i = 6D^2,$$

Виконавши підстановку, F_n та f_k , до виразу (6.2), одержимо:

$$\Delta F = n(6d^2) - 6D^2 = i^3 \left[6 \left(\frac{D}{i} \right)^2 \right] - 6D^2 = 6D^2(i-1).$$

Після підстановки до одержаного виразу до формули (6.1), одержимо:

$$T = K \cdot 6D^2(i-1).$$

При ступені подрібнення i_1 робота подрібнення відповідно буде $T_1 = K \cdot 6D^2(i_1-1)$, а при ступені подрібнення i_2 – $T_2 = K \cdot 6D^2(i_2-1)$. Тоді, відношення робіт для різних значень “ i ” дорівнює:

$$\frac{T_1}{T_2} = \frac{i_1-1}{i_2-1},$$

у випадку, коли $i \gg 1$, маємо:

$$\boxed{\frac{T_1}{T_2} = \frac{i_1}{i_2}}.$$

Звідси випливає, що робота подрібнення прямо пропорційна ступеню подрібнення, тобто чим менше розмір кінцевого матеріалу, тим більше витрата енергії.

Недоліки гіпотези Рітінгера полягають в тому, що не враховується зміна об’єму матеріалу, що має місце при великому подрібненні, тому є придатною тільки при високих ступенях подрібнення (дрібне подрібнення та розмелювання), коли суттєво збільшується поверхня матеріалу.

Проте, з аналізу гіпотези поверхневого подрібнення можна зробити ряд практичних висновків:

1) оскільки витрата енергії пропорційна ступеню подрібнення, то подрібнення необхідно вести тільки до заданого кінцевого розміру шматка матеріалу d , що формулюється як *золоте правило подрібнення: “Не подрібнювати нічого зайвого”*.

2) при високих ступенях подрібнення процес треба проводити в декілька стадій.

Гіпотеза об’ємного подрібнення. Ця гіпотеза була вперше висунута в 1874 р.

В.Л. Кіріповим - першим ректором КПІ, а у 1885 р. Ф. Кікком.

Робота, що витрачається на подрібнення, прямо пропорційна зміні об’єму чи масі матеріалу, що подрібнюється:

$$T = k_1 \cdot \Delta V.$$

У цій гіпотезі запропоновано застосовувати закон Гука для визначення роботи, пов’язаної зі зміною об’єму матеріалу:

$$T = \frac{k_1 \sigma^2 \Delta V}{2E},$$

де σ – межа міцності матеріалу;

ΔV – зміна об’єму шматків матеріалу;

E – модуль Юнга.

Якщо два шматки після подрібнення мають об’єми ΔV_1 і ΔV_2 , то згідно гіпотези подрібнення робота на їх утворення може бути розрахована як:

$$T_1 = \frac{k_1 \sigma^2 \Delta V_1}{2E} = \frac{k_1 \sigma^2 \Delta G_1}{2E \rho},$$

$$T_2 = \frac{k_2 \sigma^2 \Delta V_2}{2E} = \frac{k_2 \sigma^2 \Delta G_2}{2E \rho},$$

де ρ – густина матеріалу.

Відношення робіт для різних об'ємів визначиться, як:

$$\frac{T_1}{T_2} = \frac{\Delta V_1}{\Delta V_2} = \frac{\Delta G_1}{\Delta G_2}.$$

Недоліки гіпотези. В цій гіпотезі використовується закон Гука за межами пружних деформацій, коли відбувається руйнування матеріалу, і не враховується витрати енергії на утворення нових поверхонь. Тому більш повно оцінює витрати енергії на велике і середнє подрібнення.

Надалі з'явилися інші гіпотези, які по-різному оцінюють витрату енергії на подрібнення. Але узагальненою є гіпотеза академіка П.А. Ребіндера.

Проте, цю гіпотезу можна застосовувати для оцінки витрат енергії і в машинах для великого подрібнення, коли вона дає результати, близькі до практичних. По Левенсону при цьому приймається:

$$\Delta V = D^3 - d^3.$$

Гіпотеза академіка П.А. Ребіндера. Об'єднана гіпотеза подрібнення.

Повна робота подрібнення дорівнює сумі робіт деформацій зміни об'єму і утворення нових поверхонь матеріалу.

$$T = K_1 \Delta F + K_2 \Delta V. \quad (6.4)$$

При великому подрібненні, коли ΔF відносно невелике, першим членом рівняння (6.4) можна знехтувати. При дрібному подрібненні робота щодо зміни об'єму є невелика в порівнянні з роботою, пов'язаною з утворенням нових поверхонь і тоді можна не враховувати другий член рівняння (6.4).

Окрім розглянутих гіпотез, існує і цілий ряд інших, зокрема: термодинамічна, вільного подрібнення і т.п. Нажаль, жодна з гіпотез не дозволяє розрахувати точне значення витрат енергії на подрібнення. Тому часто при розрахунках витрат на подрібнення користуються практичними даними й емпіричними залежностями.

Висновки з гіпотез подрібнення. Робота необхідна для подрібнення пропорційна зміні поверхні чи об'єму подрібненого матеріалу був зроблений висновок “не подрібнювати нічого зайвого”. Тому матеріал, що після подрібнення дробарці, доцільно класифікувати (шляхом просіювання) і шматки, розміри яких менше заданого доцільно вилучити з дробарки. Відповідно шматки більшого розміру повертають до дробарки на повторне подрібнення. Таким чином, подрібнення необхідно супроводжувати просіюванням. Це визначає схеми циклів подрібнення, які можуть бути відкритими і замкнутими, одностадійними і багатостадійними.

На основі гіпотез подрібнення можна сформулювати основні вимоги, при виборі чи конструюванні машин для подрібнення:

- 1) *рівномірність розмірів шматків матеріалу, що утворюються після подрібнення;*
- 2) *негайне видалення шматків, які досягли заданого розміру, з машини;*
- 3) *мале пилоутворення;*
- 4) *безперервність завантаження і вивантаження матеріалу;*
- 5) *можливість регулювання ступеня подрібнення;*
- 6) *мінімальні витрати енергії на одиницю маси матеріалу, що подрібнюється;*
- 7) *простота заміни зношених частин у вузлах конструкції машин.*

Тенденція розвитку теорії подрібнення спрямована на подальший розвиток досліджень, пов'язаних з вивченням механізму руйнування твердих тіл, визначенням поверхневої енергії, вивченням будови і властивостей твердих тіл, які з цих факторів суттєво впливають на ефективність подрібнення. Розглядаються нові сучасні методи руйнування (насичення матеріалу водою під тиском з наступним різким зменшенням його; руйнування матеріалу за рахунок швидкої зміни температури під вакуумом; додавання до руйнування вібрацій і встановлення резонансу з власною довжиною хвиль часток матеріалу; подрібнення матеріалів при охолодженні їх рідким азотом (-195,8° С), застосування поверхнево активних

речовин для полегшення руйнування матеріалу і т.д. Останній метод був відкритий академіком Ребіндером П.А. у 1928 р. і успішно застосовується в наш час.

Подрібнення проводиться за допомогою машин.

Машина – це механізм, який перетворює енергію на корисну роботу.

Класифікація машин для подрібнення. Усі машини для подрібнення поділяються:

I. За технологічним призначенням:

- машини первинного подрібнення;
- машини вторинного подрібнення.

II. За розміром шматків кінцевого продукту:

- дробарки ($d_{кін} > 2$ мм);
- млини ($d_{кін} < 2$ мм).

III. За принципом дії:

- машини великого подрібнення: *щоківі дробарки, конусні дробарки;*
- машини середнього подрібнення: *валкові дробарки;*
- машини дрібного подрібнення: *бігуни, молоткові дробарки, дезінтегратори і дисмембратори;*
- машини розмелювання: *кульові і стрижневі, кільцеві, пневматичні млини;*
- машини надтонкого подрібнення: *вібромлини, колоїдні, струминні млини.*

6.3. Машини великого подрібнення

До цих машин відносяться щоківі і конусні (гіраційні) дробарки.

6.3.1. Шокові дробарки

Шокові дробарки застосовуються для великого подрібнення шматків розміром до 1000 мм. Основне діюче зусилля – роздавлення. Використовуються для подрібнення граніту при виробництві щебеню, при подрібненні карбїду кальцію тощо. В цих дробарках матеріал подрібнюється шляхом періодичного роздавлення між двома плитами (шоками) – рухомою і нерухою. Готовий продукт вільно випадає через нижню випускную щілину при відході рухливої шоки.

Шокові дробарки відрізняються за кінематичною схемою (рис. 6.3).

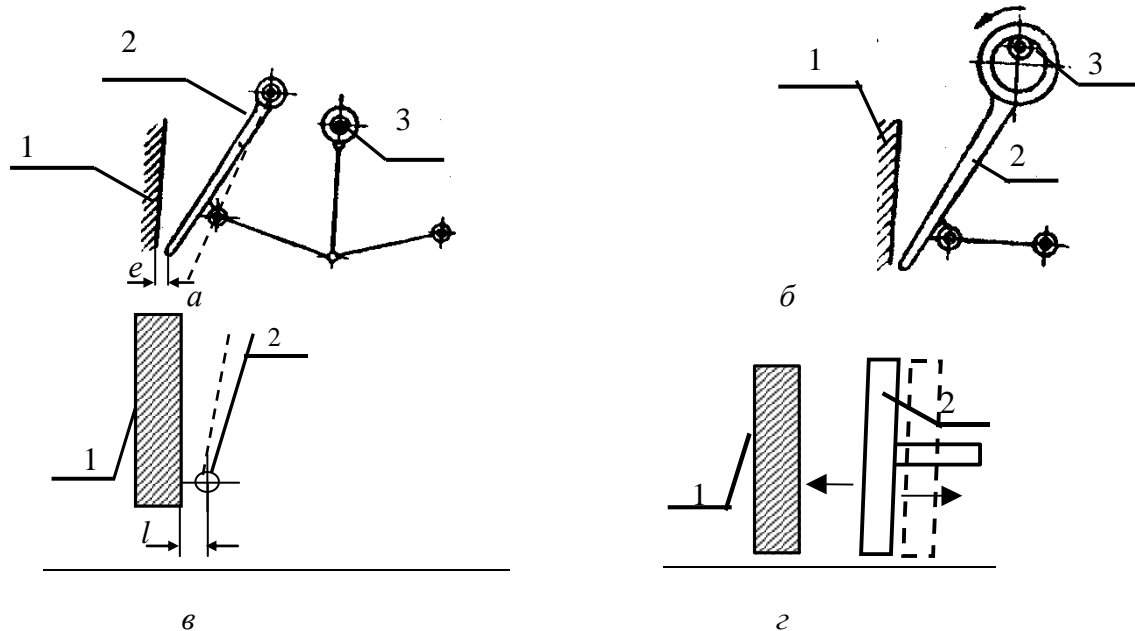


Рис. 6.3. Кінематичні схеми шокових дробарок:

a – з простим коливанням шоки; *б* – зі складним рухом шоки; *в* – з нижнім підвісом шоки; *г* – з послідовно-паралельним рухом шоки. 1 – нерухома шока, 2 – рухома шока, 3 –ексцентриковий вал.

1. В залежності від траєкторії рухомої шоки дробарки розрізняють:

- а) з простим коливанням рухомої шоки (рис. 6.3а);
- б) зі складним рухом шоки (рис. 6.3б).

У першому випадку обертання від ексцентрикового вала через систему важелів передається рухомій шоці 2. Матеріал надходить зверху і подрібнюється при наближенні рухомої шоки до нерухомої 1. Всі точки рухомої шоки, що коливаються навколо осі підвісу, описують дуги. В другому випадку рухома шока коливається навколо осі, що сама обертається, і всі точки її описують еліпс. На відміну від дробарок із простим коливанням тут має місце не тільки роздавлення, але й стирання матеріалу.

2. За характером підвісу рухомої шоки розрізняють дробарки:

- в) з верхнім підвісом шоки (рис. 6.3а);
- г) з нижнім підвісом шоки (рис. 6.3в);
- д) з послідовно-паралельним рухом шоки (рис. 6.3г).

У випадку дробарки з верхнім підвісом шоки (рис. 6.3а) найбільший розмах шоки в нижній її частині, ширина розвантажувального отвору при цьому непостійна, непостійний і гранулометричний склад подрібнюваного матеріалу $e \leq d_k \leq e+S$, де S – хід шоки. Але ці дробарки не забуваються, мають більш високу продуктивність і шока працює в менш складних умовах, тому що найбільш великі шматки подрібнюються біля вісі підвісу (рис. 6.3а).

У випадку дробарки з нижнім підвісом шоки (рис. 6.3) при розмаху у верхній частині навантаження на шоку більше, дробарка легше забувається, проте подрібнений продукт є більш однорідний $d_k \leq e$.

3. За конструкцією рушійного механізму:

- а) із шарнірно - підйомним механізмом (рис. 6.3а);
 б) з кулачковим механізмом (рис. 6.3б).

В останньому випадку механізм дробарки швидше зношується.

Конструкція щоквої дробарки. Розглянемо схему роботи щоквої дробарки з верхнім підвісом, простим коливанням рухомої щоки і приводом шарнірно-підйомного типу (рис. 6.4).

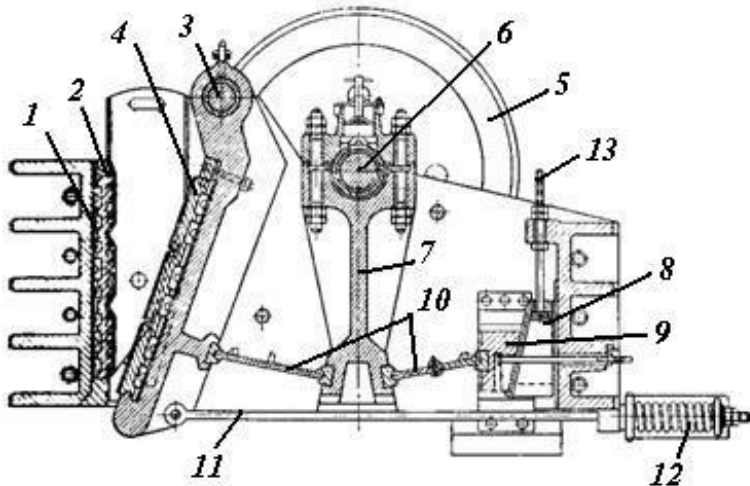


Рис. 6.4. Схема роботи щоквої дробарки з верхнім підвісом та простим коливанням рухомої щоки і приводом шарнірно – підйомного типу:

- 1 – станина; 2 – броньована плита, 3 – шарнір підвісу рухомої щоки; 4 – рухома щока; 5 – маховик; 6 – ексцентриковий вал; 7 – шатун; 8, 9 – регулювальні клини; 10 – розпірна плита; 11 – тяга; 12 – пружина; 13 – регулюючий гвинт.

сприймають великі навантаження (до 10000 Н) і виконані із зносостійкого матеріалу (відбілений чавун або марганцевиста сталь). Броньові плити робочих щік робляться ребристими, що полегшує подрібнення матеріалу.

Термін роботи броньових плит залежить від подрібнюваного матеріалу. Так, при подрібненні граніту броньована плита з марганцевистої сталі служить 7 днів, а при дробленні більш м'якого вапняку – 2 роки. Для сприйняття ударних навантажень між броньовою плитою і щокою ставиться прокладка з м'якого матеріалу (цинк, свинець іноді цемент).

Рухома щока коливається за допомогою ексцентрикового вала 6. Ексцентрик на болтах з'єднується зі сталевим шатуном 7. Нижній кінець шатуна має гнізда з вкладишами, вкладиші сталеві з цементованою поверхнею тертя. Ексцентрик 6 надає вертикального руху шатуну 7, що шарнірно зв'язаний через розпірні плити 10 з рухомою щокою 4 і регулювальними клинами 8. Розпірні плити служать для запобігання механізму від поломок, що можуть відбуватися при появі шматків металу між щоками, і передають зусилля для подрібнення. Ці плити мають ослаблену міцність (частіше задня плита). При попаданні випадкових надмірних предметів у робочий орган дробарки, плита руйнується і може бути замінена. Плити робляться з ослабленим перерізом, або з двох частин, з'єднаних спеціальними болтами. За один оберт ексцентрикового вала рухома щока підійде на задану відстань до нерухомої (робочий хід щоки) і повернеться в початкове положення (холостий хід, при якому відбувається вивантаження матеріалу). Тобто за один оберт вала щока робить одне подвійне коливання. Для дробарки з кулачковим механізмом за 1 оберт вала щока робить 2 подвійні коливання. Ширина розвантажувального отвору (шпальта) може змінюватися за допомогою зміни довжини розпірних плит або регулювальними клинами 9, що закріплюються в кожному їх положенні болтами. Повернення щоки в початкове положення виконує тяга 11 і пружина 12, що стискується при робочому ході. Для пом'якшення навантаження на ексцентриковий вал встановлюють два маховики 5, що

Всі частини дробарки кріпляться на станині 1, що робиться з чавуна або відливається зі сталі (у випадку дроблення великих і твердих матеріалів). У великих дробарках станина складається з декількох частин, що стягуються болтами. Перед зборкою болти нагріваються до 400°C, і при охолодженні вони щільно стягують станину. Передня стінка станини одночасно є нерухомою щокою 1. Рухома щока 4 шарнірно підвішена на вісі підвісу 3, що спирається на підшипники в станині. Щоки виробляються з сталі або чавуну. Для захисту поверхні щік, а також бічних стінок робочого простору, застосовуються футеровочні (броньові) плити 2, що

накопичують енергію при холостому ході. Один з них служить шківом клинопасової передачі. Розмір завантажувального отвору дробарок змінюється від 150 x 100 мм до 2100 x 1500 мм при продуктивності від 1 до 700 т/год., ширина шпальта для вивантаження – 25 - 300 мм.

Дробарки зі складним коливанням рухомої щоки не мають холостого ходу, але, внаслідок передачі моменту зусиль дроблення безпосередньо на ексцентриковий вал, не застосовуються для великого подрібнення. Потужність приводу дробарок близько 700 кВт. Маса дробарки досягає 250 т.

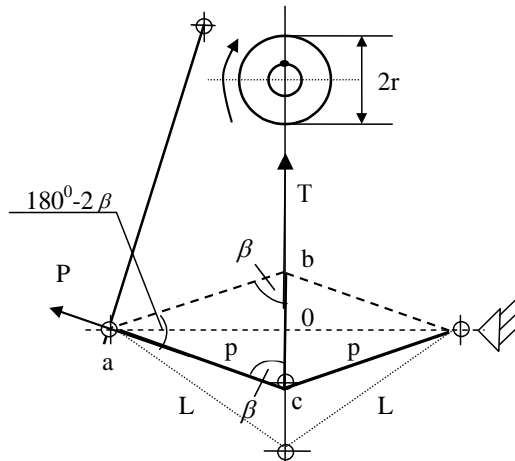


Рис. 6.5. Розрахунок діючого зусилля в розпірній плиті щоквої дробарки

Враховуючи циклічний режим роботи дробарок, виникають значні вібрації, тому дробарки великої потужності доцільно встановлювати на спеціальних фундаментах.

Технологічні характеристики дробарок.

Діючі зусилля в розпірній плиті. Зусилля, що діють уздовж розпірної плити, коли плита знаходиться в крайньому верхньому положенні, – максимальні. Нехай T – сила, що діє по шатуну; β – кут між шатуном і розпірною плитою; L – довжина розпірної плити; P – зусилля в розпірних плитах (рис. 6.5).

Внаслідок симетрії механізму Δabc – рівнобедрений. На підставі теореми синусів можна записати:

Табл.6.2. Параметри зусиль, що виникають в розпірній плиті

β , град	T , Н	P , Н
60	100	100
88	100	1435
90	100	∞

$$\frac{P}{T} = \frac{\sin \beta}{\sin(180 - 2\beta)} = \frac{\sin \beta}{\sin 2\beta} = \frac{\sin \beta}{2 \sin \beta \cos \beta} = \frac{1}{2 \cos \beta}; \quad P = \frac{T}{2 \cos \beta} \quad (6.5)$$

Тобто, діюче зусилля в розпірній плиті P залежить від величини кута β . Чисельні значення його наведені в табл. 6.2.

Отже, у щоквої дробарці з верхнім підвісом рухомої щоки можна одержати будь-які зусилля. Тому для запобігання руйнуванню розпірних плит кут β повинен бути гострим ($\sim 78 - 80^\circ$). Розпірні плити не повинні розташовуватися по одній лінії.

З трикутника aoc можна записати:

$$\cos \beta = \frac{oc}{ac} = \frac{oc}{L},$$

тоді після підстановки в формулу (6.5) одержимо:

$$P = \frac{T \cdot L}{2oc}$$

Тобто діюче зусилля в розпірній плиті прямо пропорційно її довжині.

Зусилля подрібнення. Позначимо через Q силу, прикладену в точці дотику подрібнюваного матеріалу з рухомою щокою (рис. 6.6).

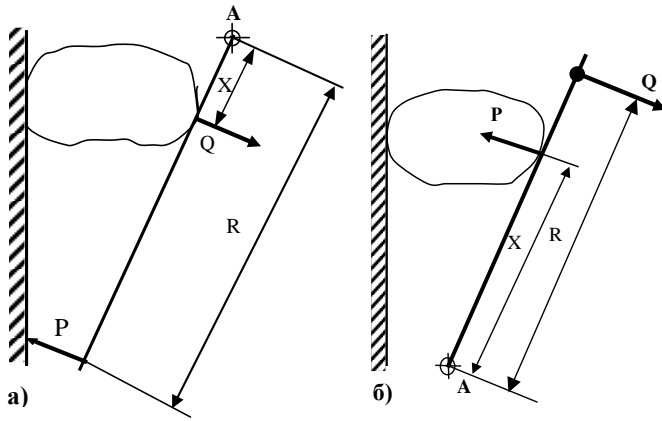


Рис 6.6. Подрібнюєче зусилля шоквої дробарки

Запишемо рівняння моментів сил відносно осі підвісу рухомої щоки т.А (рис.6.6а).

$$Q \cdot x = P \cdot R,$$

Звідки:

$$Q = \frac{P \cdot R}{x}.$$

Якщо $x \rightarrow 0$, то $Q \rightarrow \infty$.

Отже, при верхньому підвісі рухомої щоки, саме великі шматки, що надходять до дробарки, подрібнюються з максимальним зусиллям, що діє у верхній частині дробарки і є перевагою дробарки з верхнім підвісом рухомої щоки.

щоки.

Для випадку нижнього підвісу щоки (рис. 6.6б), в зоні завантаження $x = R$ і $Q = P$, а найбільші зусилля діють в зоні вивантаження.

Кут захоплення. Кут захоплення – це кут між щоками дробарки (рис. 6.7). Визначає умови втягування матеріалу в дробарку і є важливою технологічною характеристикою.

Розглянемо сили, що діють на шматки матеріалу, затиснуті між щоками дробарки. Це

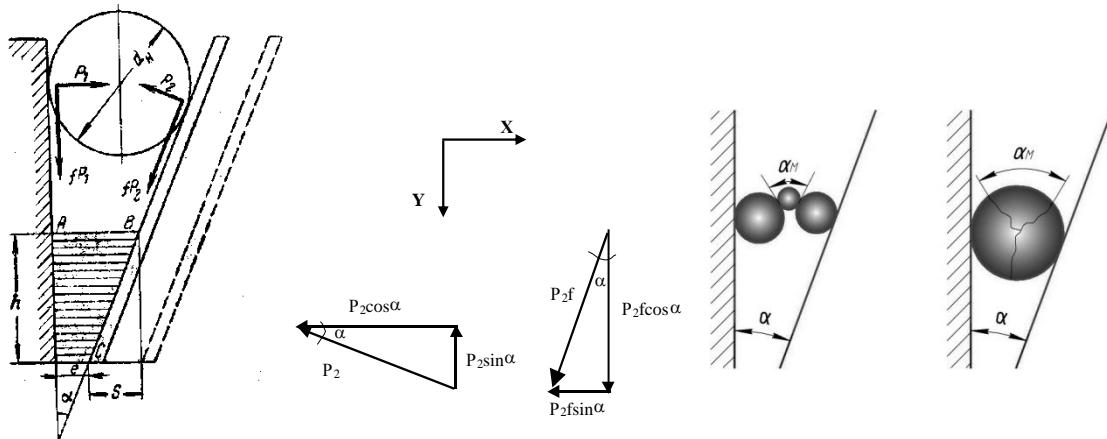


Рис. 6.7. Кут захоплення шоквої дробарки

сила тиску рухомої щоки P_2 , реакція нерухомої щоки P_1 , сили тертя шматка з нерухомою щокою $P_1 f$, та з рухомою – $P_2 f$, де f - коефіцієнт тертя подрібнюваного матеріалу. Розкладемо діючі сили на вертикальну і горизонтальну складові.

Запишемо проекції сил на горизонтальну вісь. Ці сили зумовлюють створення бічного тиску і взаємно врівноважуються $\Sigma X = 0$.

$$\Sigma X : P_1 - P_2 \cos \alpha - P_2 f \sin \alpha = 0. \quad (6.6)$$

Запишемо проекції сил на вертикальну вісь виходячи з того, що матеріал повинен втягуватися до дробарки, тобто сили, спрямовані вниз, повинні бути більше виштовхуючої, тоді:

$$\Sigma Y : P_1 f + P_2 f \cos \alpha \geq P_2 \sin \alpha. \quad (6.7)$$

Розв'язок системи рівнянь (6.6) та (6.7) одержимо у вигляді: $\operatorname{tg} \alpha \leq \frac{2f}{1-f^2}$. Виразивши коефіцієнт тертя через тангенс кута тертя ($f = \operatorname{tg} \rho$), отримаємо:

$$\operatorname{tg} \alpha \leq \frac{2 \operatorname{tg} \rho}{1 - \operatorname{tg}^2 \rho},$$

тобто

$$\operatorname{tg} \alpha \leq 2 \operatorname{tg} \rho ,$$

звідки

$$\alpha \leq 2\rho . \quad (6.8)$$

Звідси висновок: *кут захвата повинен бути менше подвійного кута тертя*. Так для матеріалів середньої твердості $f = 0,3$. Тоді $\rho = 16^\circ$ і $\alpha \leq 32^\circ$. На практиці приймається кут захвата $\alpha = 15 \div 25^\circ$.

При роботі дробарки часто шматки матеріалу виштовхуються вгору. Це пов'язано з таким розташуванням подрібнюваного матеріалу у дробарці, коли для окремих шматків матеріалу не виконується умова (6.8), тобто кут захоплення α виявиться більше 2ρ . Тому над зоною завантаження встановлюють захисні щитки.

Швидкість обертання ексцентрикового вала. За один оберт ексцентрикового вала рухома щока робить одне подвійне коливання - робочий хід, при якому відбувається подрібнення і холостий хід. Час відходу рухомої щоки з положення 1 у положення 2 (відстань між крайніми положеннями рухомої щоки називається ходом щоки S) повинен бути таким, щоб під дією сили тяжіння встиг випасти об'єм матеріалу (умовно приймаємо як призму трапецеїдального перетину) висотою h (рис. 6.8). Для виконання цієї умови час відходу щоки повинен дорівнювати часу падіння матеріалу.

$$\tau_{\text{відход}} = \tau_{\text{падіння}} . \quad (6.9)$$

Якщо швидкість обертання вала n об/хв, то час відходу щоки в секундах:

$$\tau_{\text{відход}} = \frac{1}{2} \frac{60}{n} = \frac{30}{n} . \quad (6.10)$$

Час вільного падіння визначиться з формули:

$$h = \frac{g \tau_{\text{падіння}}^2}{2} ,$$

звідки

$$\tau_{\text{падіння}} = \sqrt{\frac{2h}{g}} . \quad (6.11)$$

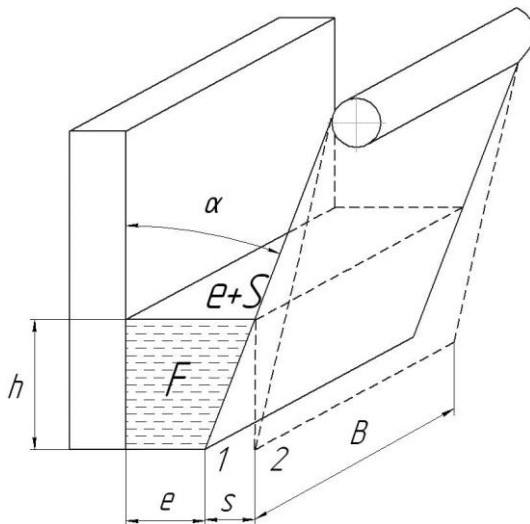


Рис. 6.8. Швидкість обертання ексцентрикового вала

$$n \leq 30 \sqrt{\frac{g \cdot \operatorname{tg} \alpha}{2s}} . \quad (6.13)$$

Після підстановки в рівняння (6.13) $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ число обертів ексцентрикового вала дробарки:

Тоді, підставивши вирази (6.10) і (6.11) у рівняння (6.9), одержимо:

$$\frac{30}{n} = \sqrt{\frac{2h}{g}} . \quad (6.12)$$

Виражаємо висоту h через хід щоки s і кут захвату α :

$$h = \frac{s}{\operatorname{tg} \alpha} .$$

Виконавши підстановку виразу для h в рівняння (6.12) одержимо:

$$\frac{30}{n} = \sqrt{\frac{2s}{g \cdot \operatorname{tg} \alpha}} ,$$

звідки

$$n \leq 66,5 \sqrt{\frac{\operatorname{tg} \alpha}{s}},$$

де S – хід щоки, виражений у м.

За результатами експлуатації встановлено, що для щоківих дробарок хід щоки змінюється в межах $S = 10 \div 50$ мм.

Внаслідок дії сил тертя між щокою і матеріалом, число обертів варто зменшити на $5 \div 10$ %. Для дробарок з кулачковим приводом рухомої щоки число обертів ексцентрикового валу повинно бути в два рази менше.

Продуктивність. За один оберт ексцентрикового валу з дробарки випадає призма матеріалу трапецеїдального перетину з шириною верхні основи $e + s$ і нижньої основою e (рис.6.8). Висота призми h . Ширина призми дорівнює ширині щоки і становить B . Об'єм призми дорівнює:

$$V = F \cdot B = \frac{(e + s) + e}{2} h \cdot B. \quad (6.14)$$

Якщо виразити $h = \frac{s}{\operatorname{tg} \alpha}$, а $e \leq d_k \leq e + s$, тобто $d_k = \frac{e + (e + s)}{2}$, тоді рівняння (6.14)

набуває виду:

$$V = d_k \frac{s}{\operatorname{tg} \alpha} B.$$

Таким чином, об'ємна продуктивність дробарки визначиться за формулою (м³/год.):

$$V_{\text{а}} = a V n 60,$$

де a - коефіцієнт розривлення матеріалу $a \approx 0,25 \div 0,6$.

Масова продуктивність дробарки, т/год., при густині матеріалу ρ (т/м³), знаходиться:

$$G = \frac{60 \cdot a \cdot n \cdot d_k \cdot s \cdot \hat{A} \cdot \rho_0}{\operatorname{tg} \alpha}.$$

Звідси можна знайти ширину завантажувального отвору дробарки, що повинна бути більше D .

Існують і емпіричні формули, в яких враховується, що продуктивність пропорційна площі розвантажувального отвору, $B \times e$, м, т/год.:

$$G \approx B \cdot e \cdot 10^{-3}.$$

Потужність електродвигуна. Для розрахунку витрат потужності на подрібнення в щоківій дробарці обґрунтованого аналітичного розрахунку не існує. На практиці при виборі двигуна користуються дослідними даними, даними каталогів заводів-виробників. Орієнтовно потужність двигуна можна визначити за емпіричною формулою, кВт:

$$N = c \cdot B \cdot A,$$

де B і A – довжина і ширина завантажувального отвору в м, при розмірах завантажувального перетину менших, ніж $0,25 \times 0,4$ м; до $0,9 \times 1,2$ м і $c = 10^{-3}$ при розмірах більших ніж $0,9 \times 1,2$ м і $c = 1,3 \cdot 10^{-3}$ при великих розмірах.

За емпіричними даними, на 1 т матеріалу, що подрібнюється, витрачається $0,4 \div 1,5$ кВт в залежності від його фізико-механічних властивостей.

6.4. Машини середнього і дрібного подрібнення

До машин середнього подрібнення відносяться конусні дробарки з похилим конусом, та валкові дробарки із зубчатими і гладкими валками.

6.4.1. Конусна дробарка

В конусних дробарках (рис. 6.9) подрібнення здійснюється шляхом безперервного роздавлювання та стирання шматків матеріалу подрібнюючою головкою 4, яка має форму зрізаного конуса при її ексцентриковому русі в корпусі 3. Корпус дробарки також має форму зрізаного конуса. Коли головка, що подрібнює, наближається до сторони корпусу, подрібнений матеріал випадає з протилежної сторони через кільцеву щілину між головкою та корпусом, яка в цей час збільшується. Найбільш відомими є два типи дробарок:

1) з підвішеним валом та головкою у вигляді крутого конуса – для великого та середнього подрібнення;

2) з консольним валом та головкою у вигляді пологого конуса (грибоподібні дробарки) – для середнього та дрібного подрібнення.

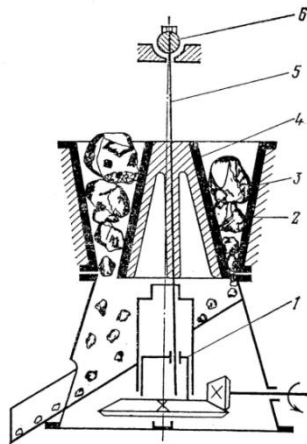


Рис. 6.9. Схема конусної дробарки з підвішеним валом та круто похилим конусом
1 – стакан-ексцентрик; 2 – броньові плити; 3 – корпус; 4 – подрібнююча головка; 5 – головний (вертикальний вал); 6 – опора

Дробарки з підвішеним валом та крутим конусом

В конусній дробарці (рис. 6.9) в середині корпусу 3 знаходиться подрібнююча головка 4, яка має форму круто похилого конуса і кріпиться на валу 5.

Вал підвішений на сферичній опорі 6 і жорстко з'єднаний з корпусом 3. Піднімаючи чи опускаючи вал за допомогою регулюючої гайки можливо регулювати ширину вивантажувальної щілини дробарки. Нижній кінець вала вільно входить в стакан-ексцентрик 1, який приводиться в обертовий рух через конічну зубчасту передачу.

При холостому ході вал з головкою, що подрібнює, не обертається навколо вісі, а здійснює колове обертання (гірації) навколо вісі ексцентрика. При цьому описує конічну поверхню з кутом 2-12°. При подрібненні внаслідок тертя з матеріалом вал і головка обертаються напрямку, протилежному напрямку обертання ексцентрика з меншою швидкістю. При цьому відбувається безперервне обкатування подрібнюючої головки матеріалу, який заповнює простір між головкою 4 та внутрішньою поверхнею корпусу 3.

В дробарках з круто похилим конусом досягається ступінь подрібнення $i=5-6$.

Промислові конусні дробарки для грубого подрібнення мають розмір завантажувальної щілини до 2000 мм.

Дробарки з консольним валом і головкою, що має вигляд похилого конуса

Грибоподібна дробарка (рис. 6.10) відрізняється від вищеописаної конусної дробарки доромою подрібнювальною головкою та корпусом. Корпус 2 являє собою конус, який розширюється в ту ж сторону, що і похилий конус з подрібнювальною головкою 3. При цьому їх стінки на певній довжині є паралельними і утворюють вузьку щілину (зона подрібнення). Корпус 2 з'єднаний зі станиною 5 низкою пружин 4, які розташовані по його периметру.

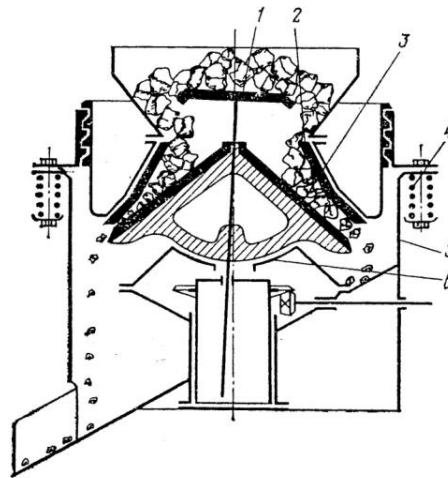


Рис. 6.10. Схема грибовидної дробарки

1 – тарілка; 2 – корпус; 3 – подрібнююча головка; 4 – пружина; 5 – станина; 6 – сферичний підп'ятник

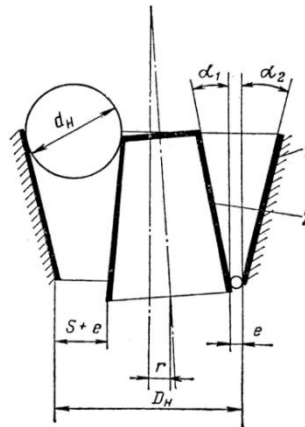


Рис. 6.11. До розрахунку конусної дробарки з круто похилим конусом

1 – корпус; 2 – подрібнююча головка

Основний вал дробарки встановлений консольно і опирається на підп'ятник 5, на верхньому кінці вала встановлена тарілка 1, за допомогою якої шматки матеріалу рівномірно розподіляються при коливанні вала. Ступінь подрібнення регулюється підніманням та опусканням корпусу.

В грибовидних дробарках досягається більша продуктивність і висока ступінь подрібнення ($i=10-30$) внаслідок великого периметра і малої ширини завантажувального щілини. Завдяки зменшенню довжини вала підвищується стійкість і надійність конструкції.

Перевагою конусних дробарок є: висока продуктивність завдяки безперервному подрібненню матеріалу способом роздавлення та стирання, урівноважена робота машини в цілому, висока ступінь подрібнення.

Але конструкції конусних дробарок в порівнянні зі щоквою дробаркою є складнішою.

Основні розрахункові величини для конусних дробарок з круто похилим конусом.

Кут захоплення. У дробарок з круто похилим конусом, кут захоплення $\alpha = (\alpha_1 + \alpha_2) \leq 2\rho$.

Зазвичай приймають $\alpha=21-23^\circ$.

Число обертів (1/хв) відповідає найбільшій продуктивності дробарки, розраховується за формулою:

$$n = \left(\frac{\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2}{r} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (6.15)$$

де $r = s/2$ - ексцентриситет головного вала на рівні основи конуса, що подрібнює, м;

s - повний хід конуса, що подрібнює, м.

Продуктивність. Враховуючи вище наведене з достатньою достовірністю можна прийняти $\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2 = 0,45$. Для цих умов масова продуктивність в т/год становить:

$$Q = 0,755 a \rho n D_1 r d_{cp} \quad (6.16)$$

де a - коефіцієнт розрихлення матеріалу;

ρ - густина матеріалу, кг/м³;

D_1 - нижній діаметр нерухомого конуса;

r - ексцентриситет головного вала, м;

d_{cp} - середній діаметр подрібнюваного матеріалу, м;

$$d_{cp} = \frac{(2e + s)}{2}$$

Розрахунок параметрів грибоподібної дробарки.

Число обертів. Для нормальної роботи дробарки мінімальне число обертів ексцентриків повинно відповідати умові:

$$n \geq \frac{308}{D_K^{1/2}} \quad (6.17)$$

де D_K - діаметр конуса, що подрібнює.

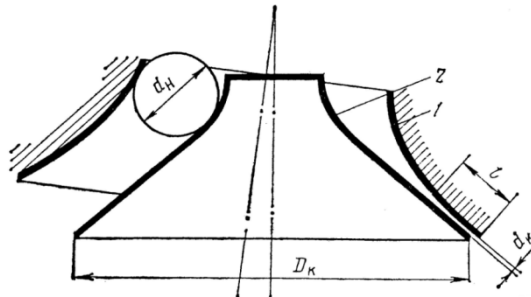


Рис. 6.12. До розрахунку грибоподібної дробарки
1 – корпус; 2 – подрібнююча головка.

Формула (6.17) справедлива для кута нахила твірної подрібнюючої головки 41° , коефіцієнта тертя $f=0,3$ і довжини зони паралельності $l=0,08D_K$ (рис 6.12).

Продуктивність. Теоретичну продуктивність (т/год) грибоподібної дробарки можна визначати за формулою:

$$Q = 0,015 a \rho n d_e D_e^2 \quad (6.18)$$

6.4.2. Валкові дробарки

Валкові дробарки застосовуються для середнього і дрібного подрібнення матеріалів. Матеріал подрібнюється двома валками, що обертаються назустріч один одному. Валки бувають гладкими, рифленими і зубчатыми. В перших подрібнення матеріалу відбувається роздавлюванням і частково стиранням; в інших – розколюванням і частково стиранням.

Валкові дробарки можуть бути з одним валком (подрібнення між зубчатим валком і колосниковими ґратами), з двома валками, з двома чи трьома парами валків для підвищення ступеня подрібнення (усі валки кріпляться на одній станині).

За конструктивним оформленням валкові дробарки (рис. 6.13), розрізняються: з нерухомими підшипниками обох валків (рис. 6.13а); з рухомим підшипником одного валка (рис. 6.13б); з рухомими підшипниками обох валків (рис. 6.13в).

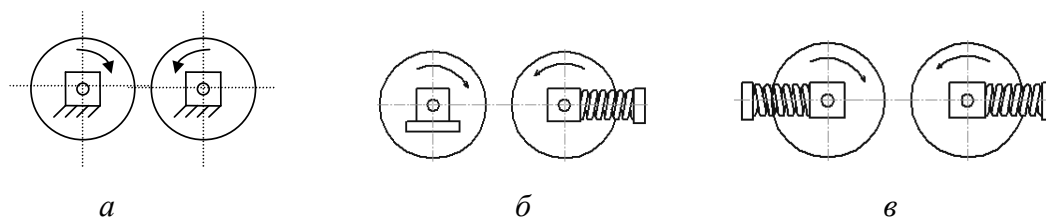


Рис. 6.13. Конструктивне оформлення валкових дробарок:

a – з нерухомими підшипниками обох валків; *б* – з рухомим підшипником одного валка;
в – з рухомими підшипниками обох валків

Перший тип дробарок найменш розповсюджений внаслідок частого руйнування деталей при попаданні між валками предметів, які не подрібнюються. Однак із введенням запобіжних болтів, що зрізуються, ці валки отримали найбільше поширення. У валкових дробарках на (рис. 6.13б і 6.13в) запобіжні пружини стискаються, дозволяючи валку відійти вбік і пропустити предмет, що не подрібнюється, у щілину.

Зубчаті валкові дробарки (рис. 6.14) застосовуються для подрібнення крихких неміцних матеріалів (вугілля, коксу, солі та інше). Складаються з двох зубчатих валків, які обертаються назустріч один одному. Матеріал, що подрібнюється, попадає між зубцями валків, розколюється і випадає через щілини між валками. Один валок встановлений на нерухомих підшипниках, а другий – на підшипниках з амортизуючими пружинами. На валках встановлені зубчаті кільця чи сегменти, які замінюють при зносі. Діаметр валка досягає 1500 мм, ширина – до 2100 мм, продуктивність великих машин досягає 200 т/год.

Гладенькі валки виготовляються з чавуна і футеруються бандажами з марганцевистої чи вуглецевої сталі в залежності від твердості подрібнюваного матеріалу. Привід валків здійснюється за допомогою пасової передачі. Кожен валок має окремий привід. В інших конструкціях привід має тільки один валок, а другий валок приводиться від першого через циліндричну пару зубчатих шестірень. Ці шестірні мають подовжені зуби, що не виходять із зачеплення при відході рухливого валка. Ступінь подрібнення $i = 3 \div 4$ (для твердих матеріалів) та $i = 10 \div 15$ (для м'яких матеріалів і матеріалів середньої твердості). Розмір шматків після подрібнення $d \approx 2 \div 10$ мм. Діаметр валків 400 ÷ 1500 мм, ширина 250 ÷ 600 мм. Продуктивність – до 200 т/год. Лінійна швидкість обертання валка – 2 ÷ 8 м/с. Початковий матеріал надходить у валкову дробарку (рис. 6.15) втягується парою гладких циліндричних валків 1, 2, що рухаються назустріч один одному.

Валки розташовані на підшипниках в корпусі 3, причому валок 1 нерухомо закріплений на станині, а валок 2 – в підшипниках ковзання, які утримуються в заданому положенні за рахунок пружини 4. При попаданні твердого стороннього предмета у дробарку рухомий валок відходить від нерухомого, збільшуючи відстань між ними, і предмет випадає з

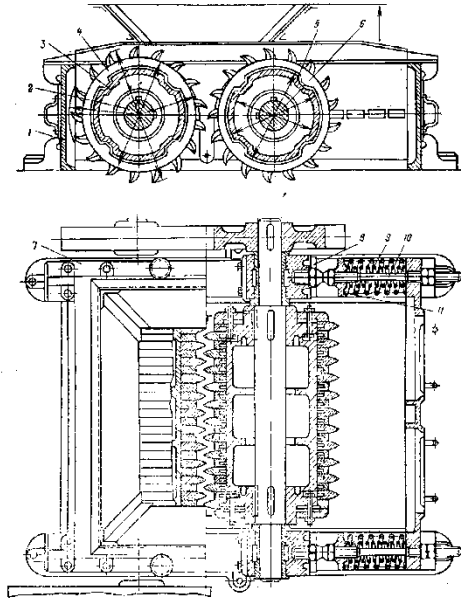


Рис. 6.14 Валкова зубчата дробарка:

1 – рама; 2 – вісь валка з нерухомим підшипником; 3 – валок з нерухомим підшипником; 4 – зубчате кільце; 5 – рухомий валок; 6 – вісь рухомого валка; 7 – нерухомий підшипник; 8 – рухомий підшипник; 9 – пружина; 10 – направляюча шпилька; 11 – опорна тарілka

дробарки без її пошкодження.

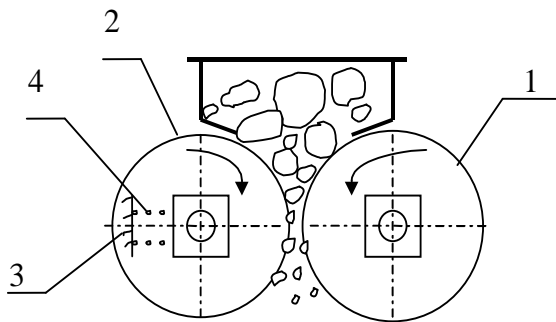


Рис. 6.15. Схема валкової дробарки

діаметра шматка матеріалу і відстані між валками – $2e$. Кут захоплення зменшується при збільшенні діаметра валків, зменшенні діаметра шматків матеріалу, збільшенні відстані між

Технологічні характеристики.

Кут захоплення. Кут захоплення – це кут, утворений двома дотичними, проведеними через точки дотику матеріалу до поверхні валка (рис. 6.15б). В цих точках діють сила нормального тиску P_1 , нормаль до неї і напрямлена вниз – сила тертя P_1f . За аналогією з шоквою дробаркою умова втягування матеріалу: $\alpha \leq 2\rho$. Зазвичай приймається $\alpha = 32 \div 48^\circ$, що відповідає $f = 0,3 \div 0,45$. Кут захоплення залежить від діаметра валків, від

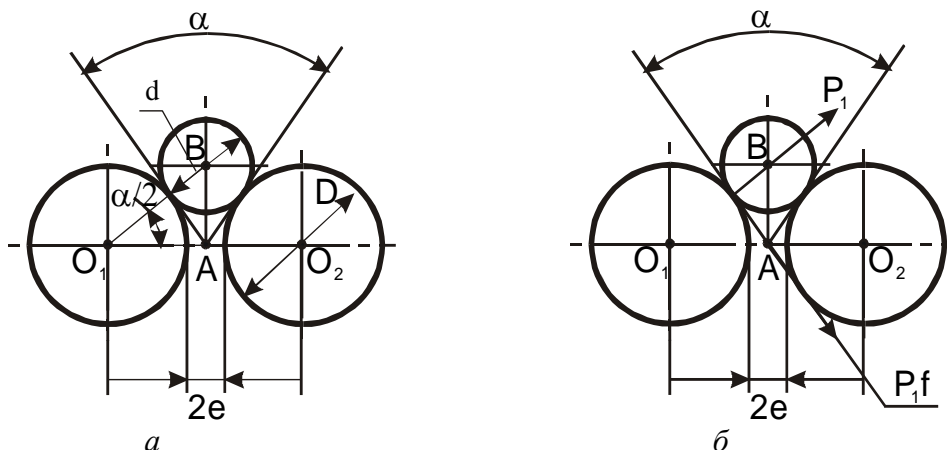


Рис. 6.16. Схема розрахунку технологічних характеристик валкової дробарки

валками.

Розміри валків. Знайдемо співвідношення між діаметром валків і розміром шматків матеріалу, що надходить у дробарку. З трикутника OAB (рис. 6.16а) знайдемо:

$$\cos \frac{\alpha}{2} = \frac{O_1A}{O_1B} = \frac{\frac{D}{2} + \frac{2e}{2}}{\frac{D}{2} + \frac{d}{2}}. \quad (6.19)$$

Звідси діаметр валків:

$$D = \frac{d \cos \frac{\alpha}{2} - 2e}{1 - \cos \frac{\alpha}{2}}. \quad (6.20)$$

Для матеріалів середньої твердості при $f \approx 0,3$; $\rho \approx 16^\circ$ і $\alpha \approx 32^\circ$. Ступінь подрібнення $i = d/(2e) \approx 4$, тоді $D \approx 18d$. Практично для твердих порід визначається, як:

$$D = (18 \div 22)d.$$

Тобто, для дробарок із гладенькими валками розмір матеріалу, що надходить, повинен бути в 20 разів менше діаметра валків, що обмежує застосування цих дробарок.

Для зубчатих дробарок $D = (1,5 \div 4,5)d$. Довжина валків визначається за виразом:

$$L = (0,3 \div 0,7)D.$$

Число обертів валків. Граничне число обертів n визначають, виходячи із неприпустимості відставання матеріалу від поверхні валків, що призводить до зменшення продуктивності дробарки. При вказаних умовах за П.Б. Левенсоном, об/хв.:

$$n_{\max} \leq 616 \sqrt{\frac{f}{\rho D d_n}}, \quad (6.21)$$

де f – коефіцієнт тертя матеріалу об валок ($f = 0,3$);

ρ – густина подрібнюваного матеріалу, кг/м^3 ;

d_n – середній розмір шматків початкового матеріалу, м;

D – діаметр валка, м.

Практичне значення числа обертів валків зменшують на 10-15% від n_{\max} .

Продуктивність валкових дробарок. При безперервній подачі матеріалу з дробарки виходить стрічка подрібненого продукту товщиною $s = 2e$ (відстань між валками) і шириною $b = L$ (ширина валка). Якщо швидкість стрічки W , м/с, то об'ємна продуктивність ($\text{м}^3/\text{с}$) суцільного матеріалу дорівнює $V = 2e \cdot L \cdot W$. З урахуванням коефіцієнта розрихлення μ об'ємна продуктивність, $\text{м}^3/\text{год.}$, становить:

$$G = 188d \cdot 0,8D_1 D_1 \mu n \rho = 15dD_1^2 \mu n \rho, \quad (6.22)$$

де $\mu = 0,2 \div 0,3$ для твердих матеріалів і $0,5 \div 0,6$ – для вологих матеріалів (глина).

Вважаючи, що швидкість стрічки дорівнює лінійній швидкості валків, одержимо:

$$W = \frac{\pi D n}{60},$$

де D – діаметр валків, м;

n – число обертів, об/хв.

Після відповідної підстановки до формули (6.22) об'ємна продуктивність валкової дробарки визначиться, як:

$$V = \mu 2eL \pi D n \cdot 60 = 376,8 \mu eLDn. \quad (6.23)$$

Якщо густина матеріалу ρ у т/м^3 , то масова продуктивність розраховується, як:

$$G = 376,8 \mu eLDn \rho. \quad (6.24)$$

Витрати потужності. Потужність у валковій дробарці витрачається на подрібнення, тертя матеріалу з валками і тертя в підшипниках. При розрахунках користуються даними відповідних каталогів. Орієнтовно для гладеньких валків питомі витрати потужності становлять $1,3 \div 3$ кВт на 1 м^3 подрібнюваного матеріалу, кВт:

$$N = K_n D_B L_n .$$

де K_n – коефіцієнт, що визначається дослідним шляхом.

6.4.3. Бігуни

Бігуни призначені для дрібного і тонкого подрібнення. Принцип дії полягає в подрібненні роздавлюванням і стиранням між циліндричною поверхнею котків і плоскою поверхнею чаші. Розглянемо схему бігунів (рис. 6.17). Котки бігунів 1 - за допомогою кривошипів 2 з'єднуються з вертикальним валком 3. Котки всією своєю масою опираються на матеріал, що лежить у чаші 5 і можуть вільно підніматися при збільшенні шару матеріалу, або наявності в чаші шматків металу чи інших предметів, які не подрібнюються. Кривошипний механізм захищає систему приводів котків від руйнування.

При обертанні вертикального валу котки рухаються по чаші, обертаючись як навколо вертикального вала, так і навколо горизонтальної осі. Шкребки 8 зчищають видавлений матеріал зі стінок чаші і підгортають його під котки. Маса котків досягає 6 – 7 т при діаметрі $D = 1200 \div 800 \text{ мм}$.

Бігуни бувають періодичної й безперервної дії, сухого або мокрого подрібнення, можуть застосовуватися тільки для подрібнення або для перемішування, а також для розмелювання волокнистих матеріалів.

За конструктивним оформленням бігуни можуть бути з нерухомою чи з обертовою чашею. В останньому випадку котки обертаються тільки навколо горизонтальної осі.

Котки бувають металевими або кам'яними (із граніту). Останній випадок має місце, коли неприпустиме надходження шматків металу, іржі і т.д. у готовий продукт. Металеві котки складаються з корпусу, на який надівається чавунний бандаж з "відбіленою" поверхнею, що прикріплюється на корпусі за допомогою клинів. Бандаж являє собою броньову плиту за аналогією з шоковою дробаркою. Привід у бігунів може бути як верхній, так і нижній. Швидкість обертання вертикального вала - від 15 до 30 об/хв. У випадку швидкохідних бігунів $n = 50$ об/хв.

Обмеження числа обертів у бігунах пов'язане зі значними відцентровими силами. Зазвичай бігуни великих розмірів робляться з обертовою чашею. Розвантаження матеріалу у бігунах проводиться через щілини в плитах чаші, а звідти - в піддон, що обертається.

Чаша служить другою шокою. Піддон може бути металевим, або гранітним. Продуктивність бігунів $G = 4 \div 75$ т/год.; ($V = 2 \div 20$ м³/год.).

Недоліки бігунів: громіздкість конструкції, складність ремонту, великі питомі витрати енергії.

Характеристики базових конструкцій бігунів наведено в таблиці 6.3.

Таблиця. 6.3. Характеристики базових конструкцій бігунів

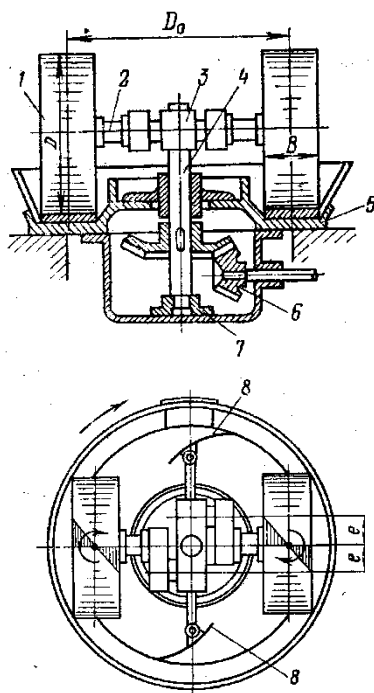


Рис. 6.17. Бігуни:

- 1 – коток; 2 – кривошип;
- 3 – вертикальний вал; 4 – центральний вал;
- 5 – чаша; 6 – шестірня;
- 7 – під'ятник; 8 – шкребки

Номер або тип бігуна	Технологічне призначення	Розміри котків, мм		Матеріал котків	Маса котків, кг	Число обертів вертикального вала, об/хв	Установча потужність, кВт	Продуктивність, м³/с	Відстань від центральної осі до середини котка, мм	Габаритні розміри, мм		
		діаметр, мм	ширина, мм							довжина, мм	ширина, мм	висота, мм
1	Подрібнення золотих та платинових руд вологого помолу	900	200	Чавун	-	16	5,0	0,03-0,06	-	3500	2500	2600
2	Те ж	1300	250	»	-	14	7,5	0,12-0,25	-	4400	3000	3500
3	»	1800	300	»	-	12	16,0	0,4-0,8	-	5600	3800	4100
1	Для сухого подрібнення із чашею, що обертається	600	200	»	-	26	4,5	0,4	-	2000	1000	1600
2	Те ж	1000	250	»	-	24	10,0	0,75	-	3400	2400	3200
3	»	1600	450	»	-	22	30,0	1,5	-	4900	3250	4300
4	»	1800	450	»	-	20	40	2,0	-	4950	3250	4600
СМ-268	Мокре подрібнення	1800	550	»	5715/7100	19,3	60	14-18	1015/785	-	-	-
СМ-21А2СХ	Сухе подрібнення	1200	350	»	2000	27,0	15	24	500/500	-	-	-
СМ-21АСМ	Перемішування	1200	350	»	2000	27-31	19	-	725/500	-	-	-
СМ-139	Сухе подрібнення	1400	400	Граніт	2120	16	16	3-6	-	-	-	-
СМ-21Б з пружинним натиском	Мокре подрібнення	1200	350	»	2000/6900	30	19	до 10	875/500	-	-	-

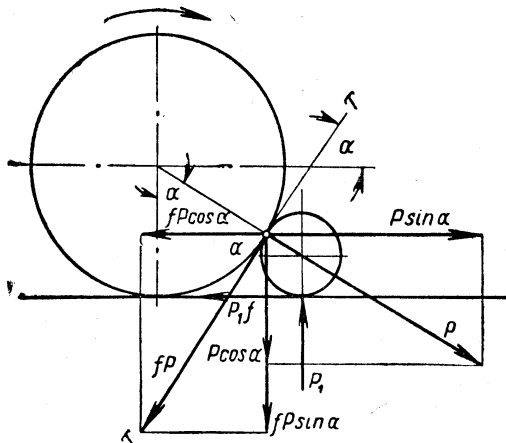


Рис. 6.18. Кут захоплення бігунів

Технологічні характеристики.

Кут захоплення. Кут захоплення визначається з умов втягування матеріалу, на який діють сила нормального тиску котка P , що діє на матеріал під кутом α і сила реакції чаші P_1 , а також сили тертя, що діють по дотичній Pf і P_1f (рис. 6.18).

Розкладаємо діючі сили на вертикальні й горизонтальні складові і запишемо проекції всіх сил на вертикальну вісь (умова рівноваги) $\sum Y = 0$.

$$\sum Y: P_1 - P \cos \alpha - Pf \sin \alpha = 0,$$

і на горизонтальну вісь X (умова втягнення матеріалу):

$$\sum X: P_1 f + Pf \cos \alpha \geq P \sin \alpha .$$

Розв'язавши цю систему рівнянь відносно кута α , одержимо $\operatorname{tg} \alpha \leq 2 \operatorname{tg} \rho$. Тобто кут захвату повинен бути менше подвійного кута тертя. Якщо коефіцієнт тертя $f = 0,3 \div 0,5$, то для бігунів кут захвату $\alpha = 30 \div 50$.

Розмір котків. Знайдемо співвідношення між розміром котків і розміром шматків матеріалу, що завантажується (рис. 6.19).

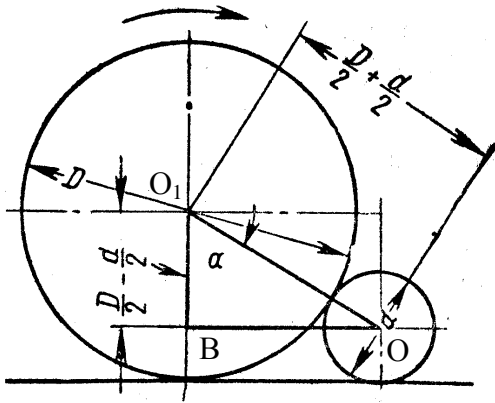


Рис. 26.19. Розмір котків бігунів

Розглянемо трикутник OO_1B . З цього трикутника знайдемо:

$$\cos \alpha = \frac{O_1B}{O_1O} = \frac{\frac{D}{2} - \frac{d}{2}}{\frac{D}{2} + \frac{d}{2}}, \quad (6.25)$$

звідки:

$$\frac{D}{d} = \frac{1 + \cos \alpha}{1 - \cos \alpha}.$$

При зміні кута захвату α від 30° до 50° діаметр котків в залежності від розміру шматків початкового матеріалу d складає $D \approx (5 \div 14) d$.

За формулою (26.25), знаючи задану величину шматків вхідної сировини, можна визначити мінімальний діаметр котків чи, знаючи діаметр котків, визначити початковий максимальний розмір шматків подрібнюваного матеріалу.

Подрібнювальне зусилля.

Подрібнювальна здатність котків залежить насамперед від їх ширини і маси. Коток не може зруйнувати шматок матеріалу, якщо його маса для цього недостатня. Якщо ширина котка B , M – це об'єм матеріалу, що підлягає подрібненню, дорівнює $\Delta V = d^2 B$. Тоді робота, яку необхідно затратити для руйнування цього об'єму, згідно об'ємної гіпотези подрібнення, становить:

$$A_p = k \frac{\sigma_p^2 d^2 B}{2E}. \quad (6.26)$$

Цю роботу можна представити у виді добутку сили натискання G на величину деформації матеріалу Δd , при відбувається руйнування:

$$A_p = G \Delta d,$$

$$\text{при } \Delta d = \varepsilon d = \frac{\sigma_p}{E} d,$$

де ε – відносне стиснення матеріалу,
 σ_p – межа міцності подрібнюваного матеріалу,
 E – модуль Юнга.

Отже, рівняння (6.26) набуває виду:

$$A_p = k \frac{\sigma_p^2 d^2 B}{2E} = G \frac{\sigma_p}{E} d.$$

Звідси сила натискання котка на матеріал дорівнює:

$$G = k \frac{\sigma_p d B}{2}. \quad (6.27)$$

З формули (6.27) видно, що зі збільшенням міцності матеріалу σ_p , величини шматків сировини d і ширини котка B сила натискання котків зростає.

Якщо коток бігунів не має спеціального натискного пристосування, то для роздавлювання матеріалу необхідне дотримання умови:

$$G = \frac{\pi D^2}{4} B \rho g = k \frac{\sigma_p d B}{2}. \quad (6.28)$$

Звідси діаметр котків визначиться, як:

$$D = \sqrt{k \frac{2\sigma_p d}{\pi \rho g}}. \quad (6.29)$$

У формулах (6.28) і (6.29) d – поперечний розмір шматків вихідної сировини, м; b – ширина котка, м; ρ – густина матеріалу, з якого виготовлений коток, кг/м^3 , D – діаметр котка, м, k – коефіцієнт форми, що враховує зменшення об'єму часток матеріалу проти об'єму куба з ребром d .

Для зменшення розмірів бігунів у сучасних конструкціях вагове зусилля котків, що діє на матеріал, доповнюється зусиллям, створене спеціальними ресорами чи пружинами (рис. 6.20).

$$G = G_1 + G_2,$$

де G_1 – вага котка; G_2 – зусилля, що передається через коток спеціальним натискним пристроєм.

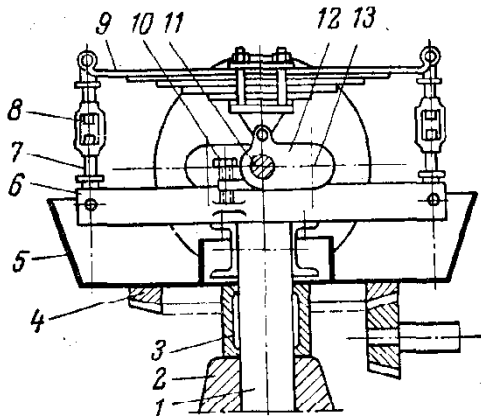


Рис. 6.20. Схема ресорного натискання на котки:

- 1 – вісь обертання чаші; 2 – опорна стійка;
- 3 – маточина чаші; 4 – приводна шестірня;
- 5 – чаша; 6 – опорна конструкція; 7 – натяжні гвинти;
- 8 – стяжка; 9 – ресора; 10 – стопорний гвинт;
- 11 – вісь обертання котків; 12 – кривошип;
- 13 – вісь хитання кривошипа

Продуктивність бігунів. На продуктивність бігунів впливають ширина, кількість котків і швидкість їх обертання відносно центрального вала, властивості подрібнюваного матеріалу, а також умови експлуатації бігунів – рівномірність завантаження і своєчасність видалення готового продукту із зони подрібнення та інше. Якщо прийняти, що живлення бігунів сировиною здійснюється рівномірно і відповідно до їх продуктивності, а готовий продукт безперервно виводиться з зони подрібнення, то продуктивність бігунів визначають з такого допущення.

За кожним котком при русі залишається шар матеріалу товщиною, рівною розміру часток продукту. Позначимо кінцевий розмір часток продукту через d_k ,

ширину обода котка – B , швидкість його обертання щодо осі центрального вала – n і щільність шару матеріалу після котків – μ , тоді об'ємна продуктивність котка, $\text{м}^3/\text{год.}$, визначиться, як:

$$V = \pi D_0 B d_k n \mu 60,$$

де D_0 – відстань між осями котків, м.

Якщо бігуни мають z котків, а насипна густина матеріалу дорівнює ρ_n , кг/м^3 , то їх масова продуктивність, кг/год. , визначиться за формулою:

$$G = 188,4 \mu_1 D_0 B d_k n \rho_i z.$$

6.4.4. Молоткові дробарки

До числа машин ударної дії відносяться молоткові дробарки (рис. 6.21). Тут всередині нерухомого корпусу розташовано ротор, який складається з горизонтального вала з укріпленими на ньому дисками, відстань між ними фіксується дистанційними кільцями. Через отвори по колу дисків пропущені стяжки круглого перетину, на яких вільно підвішені молотки.

На кінцях вала, який встановлено на підшипниках, встановлені маховики, один з яких одночасно служить шківом. В нижній частині розташована подова решітка, призначена для виходу подрібненого матеріалу. Внутрішня поверхня верхньої частини корпусу покрита броньованими плитами із твердої сталі. Матеріал, який надходить через верхню воронку, потрапляє під удар молотків, що швидко рухаються.

Подрібнення відбувається як при зіткненні молотків з матеріалом, так і при наступному ударі з броньованими плитами. Відбиваючись від останніх, матеріал знову попадає під

молотки і, нарешті, додатково подрібнюється при русі молотків вздовж подової решітки. Максимальний розмір частинок матеріалу, що подрібнюється, визначається діаметром отворів і шириною щілин в подовій решітці.

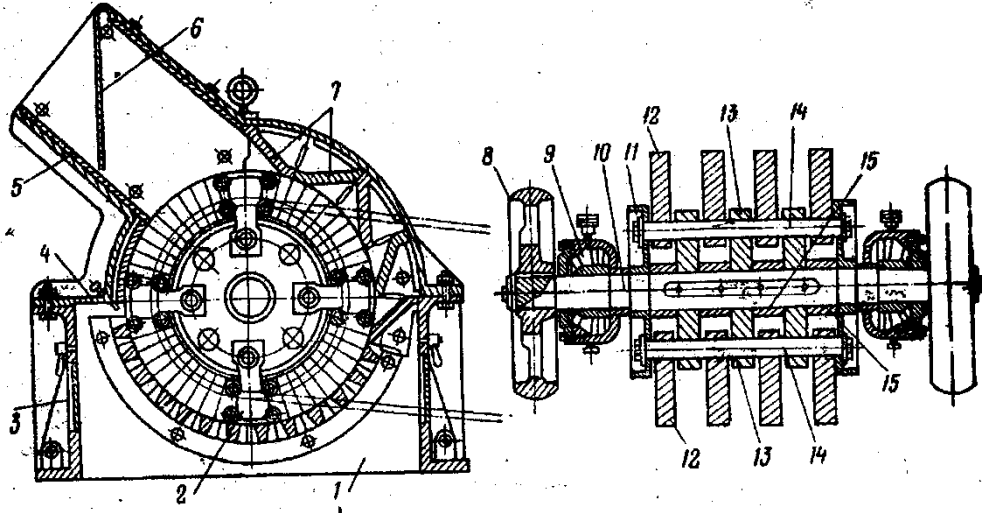


Рис. 6.21. Молоткова дробарка:

1 – нижня частина корпусу; 2 – нижня решітка; 3 – люк; 4 – верхня частина корпусу; 5 – завантажувальна воронка; 6 – захисна шторка; 7 – броньовані плити; 8 – маховик; 9 – підшипник; 10 – вал; 11 – кільцева шайба; 12 – молотки; 13 – диски; 14 – стяжки; 15 – дистанційні кільця

Молоткові машини застосовуються при подрібненні різних крихких матеріалів малої і середньої міцності (шамот, шлак, вапняні, граніт, польовий шпат, сланці та інші). Ступінь подрібнення зазвичай дорівнює $i = 10 \div 15$, а кінцевий розмір частинок рідко менше 3 мм. Колова (лінійна) швидкість молотків – $25 \div 55$ м/с. Діаметр D кола, що описується крайовими молотками, досягає 1300 мм при ширині ротора $(0,5 \div 1,33)D$. Продуктивність однієї машини – 3-50 т/год.

Орієнтовні дані щодо вибору машин роздавлюючої та ударної дії.

У способах подрібнення, які ґрунтуються на роздавлюванні, основною характеристикою є $\sigma_{ст}$ та модуль пружності E .

Величини $\sigma_{ст}$ та E визначаються при стисканні на пресі зразків кубічної форми з ребром 50 мм.

По величині $\sigma_{ст}$ матеріали, які підлягають подрібненню, розділюються на:

- м'які – $\sigma_{ст} \leq 80$ МПа;
- середньої міцності – $\sigma_{ст} = 80 \div 150$ МПа;
- міцні – $\sigma_{ст} = 150 \div 250$ МПа;
- великої міцності – $\sigma_{ст} > 250$ МПа.

Дослідним шляхом встановлено, що при збільшенні розмірів матеріалу, який підлягає подрібненню, міцність його зменшується. Це пояснюється наявністю в цих шматках тріщин з локальними концентраціями напружень.

Орієнтовні дані для вибору машин роздавлення наведені в табл. 26.4.

Таблиця. 6.4. Орієнтовні дані для вибору машин роздавлювання, стирання, розколювання та ударної дії

Характеристика машин	Тип машини					
	Молоткові дробарки	Конусні дробарки	Валкові дробарки			Щоківі дробарки
			Зубчаті валки	Рифлені валки	Гладенькі валки	
σ_{max} , МПа	80	350	80	250	400	350
$D_{n(max)}$, м	0,02	1,2	1,2	0,06	0,075	1,3
i	10÷30	4÷8	6÷10	3÷5	3÷5	4÷6

6.4.5. Дезінтегратори і дисмембратори

Дезінтегратори відносяться до машин дрібного подрібнення, в яких подрібнення відбувається за рахунок вільного удару (рис. 6.22). Ступінь подрібнення досягає 40, але в більшості конструкцій $i \leq 10$, тому що при збільшенні ступені подрібнення відбувається зниження продуктивності. Як правило ці машини застосовуються для подрібнення солей, барвників і інших матеріалів невеликої міцності, аморфних і волокнистих матеріалів із вологістю до 10%.

Кожний ротор дезінтегратора (рис. 6.22) складається з дисків 1, з'єднаних з кільцевими дисками 2 сталевими циліндричними пальцями 9, і закріплений за допомогою ступиць на окремих валах 3, 7. Вали роторів приводяться до обертання від електродвигунів через шківів 4, 6. Матеріал, що подрібнюється, подається через завантажувальний отвір 8 до центра ротора.

На рухомих дисках 8 (рис. 6.22а), встановлені по колу сталеві циліндричні пальці 9 і 10, які з'єднують у верхній частині кільцями. Вали рухомих дисків 4 приводяться через шківів 4 до обертання назустріч один одному. Матеріал, що подрібнюється, подається через завантажувальну воронку 6 по вісі обертання лівого диску 8.

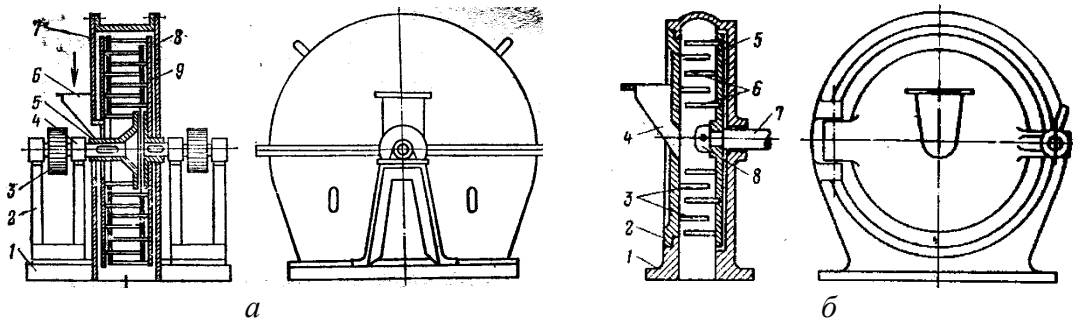


Рис. 6.22. Дезінтегратор і дисмембратор:

- а* – дезінтегратор: 1 – станина; 2 – стійки з підшипниками; 3 – шківів приводів; 4 – вали приводів; 5 – втулки; 6 – завантажувальна воронка; 7 – кожух; 8 – рухомі диски; 9 – пальці правого рухомого диска; 10 – пальці лівого рухомого диска;
- б* – дисмембратор: 1 – корпус; 2 – відкидна кришка; 3 – пальці кришки; 4 – завантажувальна воронка; 5 – рухомий диск; 6 – пальці рухомого диска; 7 – вал приводу; 8 – гайка.
- I – завантаження матеріалу, II – вивантаження матеріалу

Пальці, розташовані по внутрішньому колу, подрібнюють матеріал і відкидають його шматки до наступного ряду, який рухається у протилежному напрямку. Таким чином матеріал поступово подрібнюється пальцями ротора.

6.5. Розмелювання матеріалів

Розмелювання відноситься до класу тонкого подрібнення матеріалів при високих ступенях подрібнення $i = 50 - 100$, при цьому розмір кінцевого продукту менше 0,5 мм.

6.5.1. Млини

Процес розмелювання здійснюється в млинах. Найбільш поширеними є кульові і стрижневі млини, які використовуються для розмелювання ціаніду калію, селітри, відходів содового виробництва, тальку, апатиту, вугілля, широко використовуються в силікатній промисловості для розмелювання цементу (клінкера) і т.д.

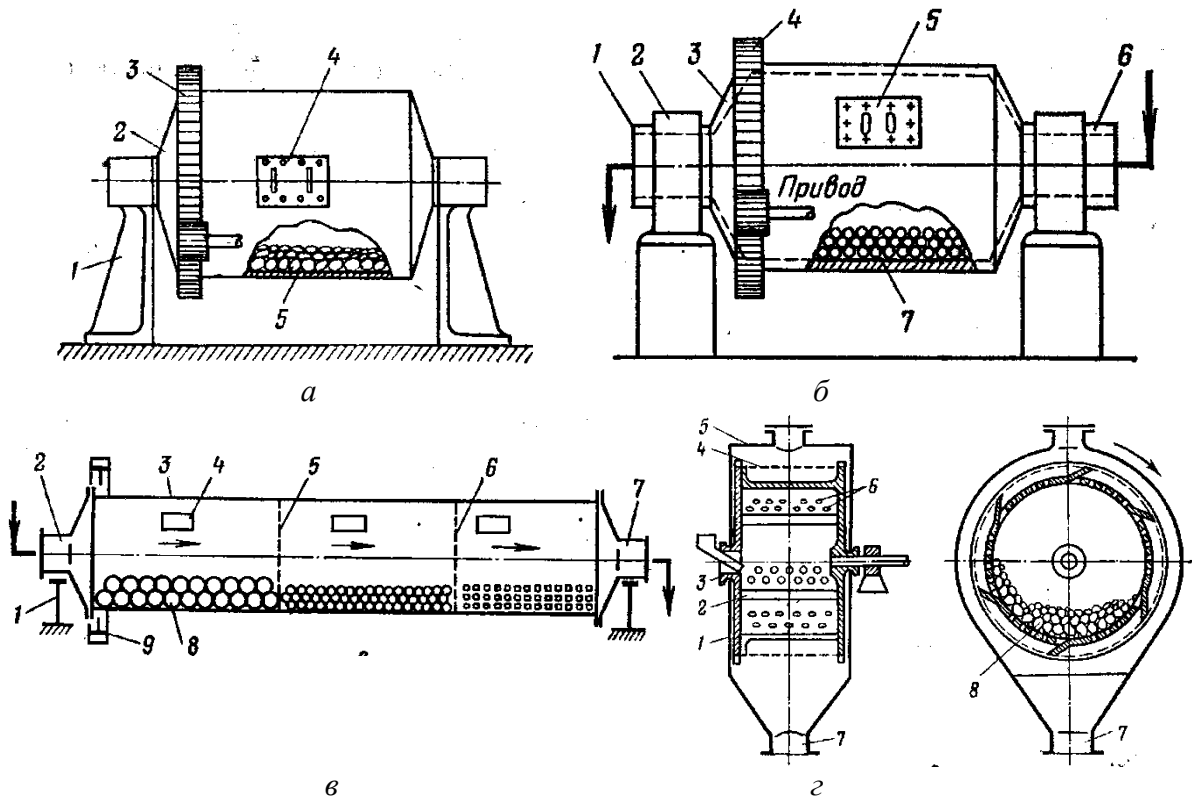


Рис. 6.23. Барабанні млини:

- а* – однокамерний млин періодичної дії: 1 – опори; 2 – барабан; 3 – зубчатий привід; 4 – люк; 5 – подрібнювальні тіла;
- б* – однокамерний млин безперервної дії: 1 – вивантажувальна пустотіла цапфа; 2 – підшипник; 3 – барабан; 4 – зубчатий привід; 5 – люк; 6 – завантажувальна цапфа; 7 – подрібнювальні тіла;
- в* – багатокамерний млин безперервної дії: 1 – стійка; 2 – завантажувальна цапфа; 3 – барабан; 4 – люк; 5,6 – діафрагми; 7 – вивантажувальна цапфа; 8 – подрібнювальні тіла; 9 – зубцюватий привід;
- г* – ситовий млин безперервної дії: 1 – барабан; 2 – щілина; 3 – завантажувальна цапфа; 4 – сито; 5 – кожух; 6 – отвори; 7 – вивантажувальна цапфа; 8 – подрібнювальні тіла

При обертанні подрібнювальні тіла притискуються відцентровою силою до внутрішньої стінки барабану і піднімаються на певну висоту, а потім при падінні подрібнюють завантажений матеріал ударом. Поряд з цим, завдяки переміщенню тіл подрібнення в нижній частині перетину барабана, при їх скачуванні відбувається також подрібнення стиранням.

В малотоннажних виробництвах на невеликих установках застосовують барабанні млини періодичної дії (рис. 6.23*а*). В цих машинах завантаження і розвантаження матеріалу здійснюється через люк 4 на циліндричній стінці барабана.

На великих та середніх виробництвах застосовують млини безперервної дії (рис. 6.23*б*). Ці млини мають пустотілі опорні цапфи 1 і 6 через які відбувається безперервне завантаження та розвантаження матеріалу. Вивантаження матеріалу проводиться струменем повітря (сухе подрібнення) чи потоком води (мокре подрібнення). Подача повітря або води проводиться через завантажувальну пустотілу цапфу 1. Для відділення твердих частинок від транспортуючих потоків повітря чи води застосовують відстійники, циклони, фільтри, гідроциклони.

Матеріал, який вивантажується з млина потоками повітря чи води, містить лише певну величину частинок заданого розміру. Тому наведені млини працюють часто в замкнутому циклі з класифікаторами, після яких частинки товарної фракції направляються за призначенням, а більші за розмірами повертаються до млина на подальше подрібнення.

Діаметр млинів для сухого подрібнення досягає 3,8 м при довжині 5,5 м, і, відповідно, для мокрого розмелювання 3,2 і 3,1 м.

Для одержання розмеленого матеріалу без застосування класифікувальних пристроїв застосовують *багатокамерні (трубні) барабанні млини* (рис. 6.23в). В цьому випадку барабан млина розділено кільцевими діафрагмами на ряд камер (3-5), які заповнюються тілами подрібнення (кулями, стрижнями) різних розмірів. Діаметр трубних млинів досягає 1,5 м, а їх довжина – 7,5 м. Завантаження і розвантаження подрібнювальних тіл проводиться через люки на барабані, а вихідного матеріалу і готового продукту через пустотілі цапфи 1 і 6 (рис. 6.23в). Якість розмелювання залежить від часу перебування матеріалу в млині.

Без класифікувальних пристроїв працюють *ситові барабанні млини* безперервної дії (рис. 6.23г). Особливістю конструкції цих млинів є наявність циліндричного сита, призначеного для вилучення частинок заданого розміру. Броньований зсередини робочий барабан, де знаходяться подрібнювальні тіла, має створки для вивантаження матеріалу на сито і повздовжні щілини для повернення на додаткове подрібнення до барабану великих частинок, які не пройшли через сито. Барабан має одну пустотілу цапфу для безперервної подачі вихідного матеріалу. Ці млини виготовляються з діаметром барабану 500 і 1500 мм і застосовуються для сухого подрібнення матеріалів, які не злипаються.

Технологічні характеристики кульового млина.

Швидкість обертання млина. В залежності від швидкості обертання млина на подрібнювальні тіла діє відповідна відцентрова сила. При великому числі обертів барабана кулі під дією відцентрової сили притиснуті до барабана і не будуть виконувати роботи подрібнення. При малому числі обертів барабана тіла, що мелють, піднімаються на невелику висоту, скочуються по його поверхні й не подрібнюють матеріал. При оптимальному числі обертів барабана подрібнення відбувається більш ефективно (ударом і стиранням). При цьому кулі доходять до якоїсь точки *A*, відриваються і рухаються вниз по параболічній траєкторії (рис. 6.24).

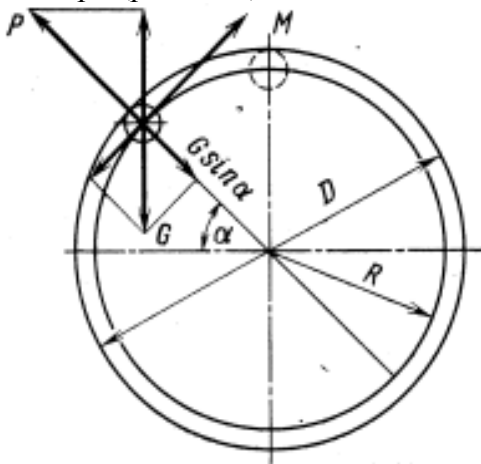


Рис. 6.24. Схема щодо визначення числа обертів млина

На кулю, що знаходиться на стінці барабана млина (рис. 6.24), діє сила тяжіння G і відцентрова сила P . Сила тяжіння визначається за виразом:

$$G = mg,$$

а відцентрова сила:

$$P = m \omega^2 R = m \left(\frac{\pi n}{30} \right)^2 R.$$

При цьому вважається, що лінійні швидкості руху кулі і барабана рівні, а R дорівнює внутрішньому радіусу барабана, так як діаметр кулі, в порівнянні з діаметром барабана – незначний.

Для того, щоб куля могла відокремитись від стінки барабана і впасти вниз, повинна виконуватися умова:

$$G \sin \alpha > P,$$

або

$$G \sin \alpha > m \left(\frac{\pi n}{30} \right)^2 R. \quad (6.30)$$

В крайньому положенні, коли куля знаходиться в точці M ($\alpha=90^\circ$, $\sin\alpha=1$) вираз (6.30) набуває вигляду:

$$G > \frac{G}{g} \left(\frac{\pi n}{30} \right)^2 R.$$

Звідси критичне число обертів млина, при якому куля вже не буде відокремлюватись від стінки барабана і падати вниз, дорівнює:

$$n_{\text{крит}} = \sqrt{\frac{900g}{\pi^2 R}} = \frac{30}{\sqrt{R}} = \frac{42,3}{\sqrt{D}},$$

приймавши, що $\pi^2 \approx g$.

Робоче число обертів барабану визначається з умови:

$$n < n_{\text{кр}}.$$

За дослідними даними робоче число обертів барабана становить 75% від критичного, тобто:

$$n_p = \frac{32}{\sqrt{D}} \text{ об/хв.}$$

Завантаження млинів. Розмір молотьних тіл. Коефіцієнт заповнення млина кулями φ , що являє собою відношення об'єму куль до об'єму млина, складає $\varphi = 0,25 \div 0,33$ для сталевих куль і циліндрів, і $0,3 \div 0,4$ для гальки. По величині масу матеріалу, що завантажується:

$$G_{\text{заар}} = \pi R^2 L \varphi \rho_{\text{мат}} \mu.$$

Розмір сталевих куль, зазвичай, вибирається в залежності від найбільшого початкового розміру матеріалу, що подрібнюється. Зокрема, за формулою К.А. Розумова, мм:

$$d_{\text{мат}} = 28 \sqrt[3]{d}.$$

Знос куль становить $0,5 \div 1,5$ кг/1 т. руди і може знизити продуктивність млинів на $3 \div 5\%$. Раціональне завантаження млинів і регулярне довантаження їх тілами що мелють можуть підвищити продуктивність машини до 25%.

Потужність двигуна кульових млинів. Кульовий млин на відміну від інших машин максимальну потужність споживає на холостому ході, що треба особливо враховувати при експлуатації млина.

У гірничо-металургійній промисловості споживану потужність розраховують за емпіричною формулою, кВт.

$$N = \frac{G_{\text{к}}}{\varphi} N_0 \sqrt{D},$$

де $G_{\text{к}}$ – маса куль;

φ – коефіцієнт заповнення млина;

D – діаметр млина, м;

N_0 – корисна потужність, споживана млином при $\varphi = 30 \div 35\%$;

$n/n_{\text{кр}} = 100 \div 70\%$.

Продуктивність млинів. Продуктивність млинів залежить від геометричних розмірів млина, числа камер, конструкції перегородок, швидкості обертання, маси, форми й розміру тіл що мелють, ступеня заповнення, властивостей матеріалу, подачі матеріалу тощо.

Орієнтовно можна розрахувати масову продуктивність, т/год., за емпіричною формулою:

$$G = C \cdot D^{2,4} n^{0,8} L \varphi^{0,6}$$

де D і L – діаметр і довжина барабану, м;

n – число обертів барабану, 1/хв.;

φ – коефіцієнт заповнення барабану, $\varphi \leq 0,3$;

C – коефіцієнт набуває значень $0,9 \div 2,0$ і залежить від конструктивних особливостей млина.

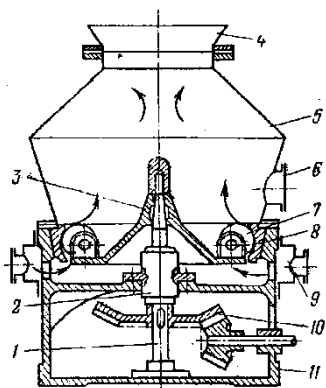
Точність розрахункової формули $\pm 20\%$.

Кільцеві млини. Кільцеві млини застосовуються для тонкого подрібнення матеріалів м'якої й середньої твердості (тальк, вапняк, графіт і т.д.). Принцип дії млина – подрібнення

матеріалів стиранням і роздавленням між пальцем чи тарілкою та роликком. За принципом дії ці млини поділяються на маятникові, роликові і кільцеві.

Кульово-кільцевий млин.

Існує декілька конструктивних модифікацій кульово-кільцевих млинів, які мають один принцип дії. Сутність роботи полягає в тому, що матеріал у всіх випадках подрібнюється при його попаданні між кільцем і одночасно притиснутою до нього множиною куль. В одних конструкціях кулі притискаються до кільця стисненими пружинами, в других – відцентровими силами. На рис. 6.24 схематично показана машина другого типу. Тут матеріал надходить на обертове водило, відкидається відцентровою силою до розмелювального кільця, який попадає під кулі та подрібнюється. Вихідний потік повітря відводить подрібнений матеріал до сепаратора, звідки частинки заданого розміру відводяться за призначенням, а більші за розмірами повертаються до машини на розмелювання. Тонкість розмелювання можливо регулювати швидкістю потоку повітря, оскільки розмір частинок, які виносяться, залежить від швидкості виносу. Діаметр кільця для розмелювання в межах 600÷1450 мм, діаметр куль 140÷190 мм, число куль 4÷6, частота обертів 150-250 об/хв.



Кульово-кільцевий млин застосовується для подрібнення м'яких матеріалів (вапняк, вугілля, мармур, клінкер та інші). При тонині розмелювання 0,075 мм продуктивність млина знаходиться в межах 3-12т/год.

Газоструменеві млини

Принцип дії газоструменевих млинів ґрунтується на ударі об тверду перешкоду, або зіткненні кусків матеріалу, що подрібнюється, які попередньо набрали велику швидкість руху завдяки захопленню газом струменем.

На рис. 6.25а наведена схема газоструменевого млина, спорядженого сепаратором. Газовий струмінь захоплює частинки твердого матеріалу і розганяє їх до відцентрового

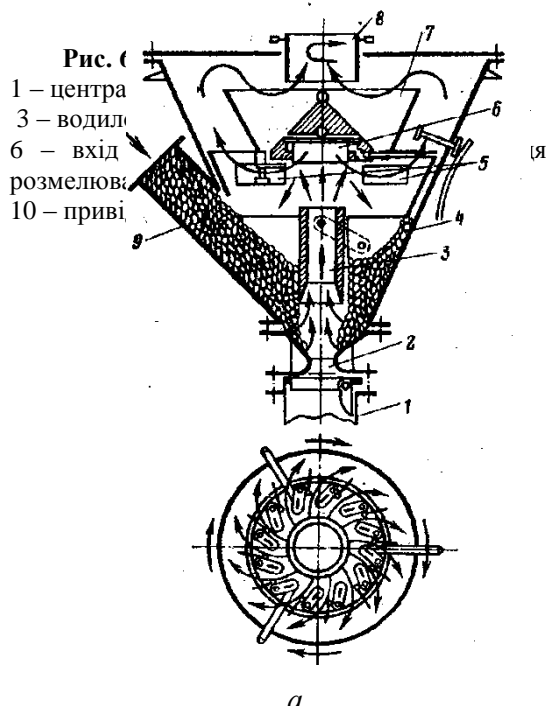


Рис. 6.25
1 – центра
3 – водило
6 – вхід
розмелюв.
10 – приві

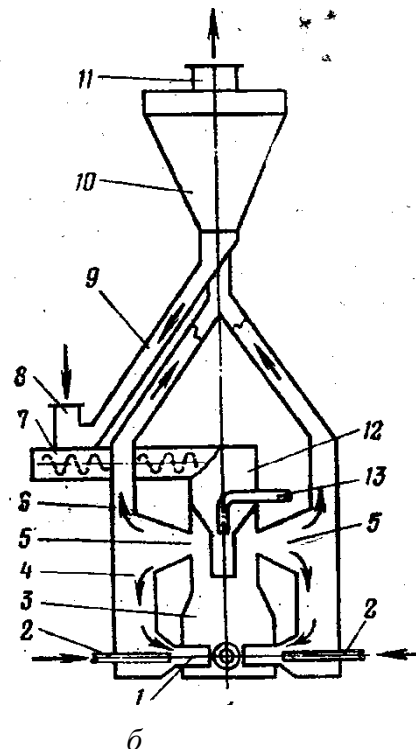


Рис. 6.26. Газоструменеві млини:

а - млин з плитою розмелювання: 1 – газопровід; 2 – інжектор; 3 – розгінна труба; 4 – корпус; 5 – лопаті сепаратора; 6 – плита розмелювання; 7 – конфузур; 8 – центральний штуцер; 9 – штуцер подачі вихідного матеріалу; б - протиструменевий млин: 1 – штуцер; 2 – сопла; 3 – камера подрібнення; 4 – попередній сепаратор; 5 – отвори відведення; 6 – вихідний штуцер; 7 – шнек живлення; 8 – штуцер подачі вихідного матеріалу; 9 – повернення великих часток; 10 – сепаратор; 11 – відвід тонкої фракції; 12 – воронка живлення; 13 – сопло

сепаратора. Звідси частинки заданої фракції виводяться газовим струменем через центральний штуцер за призначенням. Частинки більш великої фракції, досягши стінок корпусу, повертаються на повторне подрібнення. Дискретність розмелювання регулюється зміною направленості лопатей сепаратора.

На рис. 6.26б наведена схема газоструменевого млина, дія якого ґрунтується на зустрічному ударі частинок, що рухаються з великою швидкістю.

Основним елементом млина є два направлені назустріч один одному сопла, з яких з великою швидкістю витікають два газові струмені. Вихідний матеріал подається шнеком 7 до центральної воронки 8, звідки виштовхуються газовим інжектором 13 та захоплюються газовим струменем сопел 2, при зустрічному русі яких відбувається подрібнення твердих частинок, внаслідок зустрічного удару.

Далі подрібнений матеріал виноситься по стоякам до сепаратора, але великі за розмірами частинки випадають з шнеку і знов повертаються на подрібнення, частинки заданих розмірів виносяться з апарату за призначенням.

Газоструменеві млини забезпечують високу площину розмелювання, але мають високі питомі витрати енергії і значний ерозійний знос. Доцільно застосовувати у випадках подрібнення особливо цінних матеріалів.

6.6. Надтонке подрібнення

Проблема надтонкого подрібнення являє значний інтерес для промисловості. Дуже тонко подрібнені речовини мають більшу поверхню контакту, вони легше вступають в реакції, і їх можна проводити при менших температурах і тисках. Швидкість процесів за участю твердих речовин пропорційна величині поверхонь їх часток. Тонко подрібнені фарби краще покривають поверхню, а фармацевтичні препарати краще засвоюються організмом.

Звичайне розмелювання не дозволяє отримати частки розміром менше 50 мкм. Із збільшенням часу подрібнення різко зростає витрата енергії і знижується продуктивність машин, росте знос металу млинів і тіл що мелють.

Виникає проблема створення нового типу машин для подрібнення. До машин надтонкого подрібнення відносяться *колоїдні млини*, *вібромлини*, *струминні млини*. Процес колоїдного розмолу не має надійної теоретичної бази. В основному колоїдні млини отримали лабораторне застосування.

6.6.1. Вібромлини

У вібромлинах розмелювання виконується ударом і стиранням тілами що мелють, які здійснюють складні рухи з амплітудою коливань 2 - 4 мм і частотою коливань до 3000 за 1 хв. Вібромлини поділяються на інерційні (рис. 6.27а) і гіраційні (рис. 6.27б), що підвішуються на ексцентриковий валу.

Інерційний вібромлин (рис. 6.27а) складається з корпусу, завантаженого на 30% об'єму молотильними тілами і спирається на пружини. Тіла що мелють – сталеві відшліфовані кулі або циліндрики $d = 8 - 15$ мм, порцелянові кулі $d = 12 \div 15$ мм. У трубі, що проходить по осі корпусу, встановлений дисбалансний вал, який приводиться в обертання електродвигуном через гнучку муфту. При швидкості обертання валу $n = 3000$ об/хв. корпус млина з кулями й подрібнюваним матеріалом приводиться в коливання по еліптичній траєкторії. При цьому кулі при співударі подрібнюють матеріал. Млини бувають періодичної й безперервної дії. Розвантаження в них проходить відводом готового продукту за допомогою потоку повітря. При подрібненні хімічно активних матеріалів млин всередині гумується. Діаметр завантажувальних часток повинен бути менше $1 \div 2$ мм. Кінцевий розмір - до 0,1 мкм. Потужність електродвигуна $4 \div 70$ кВт, продуктивність $G \approx 200$ кг/год.

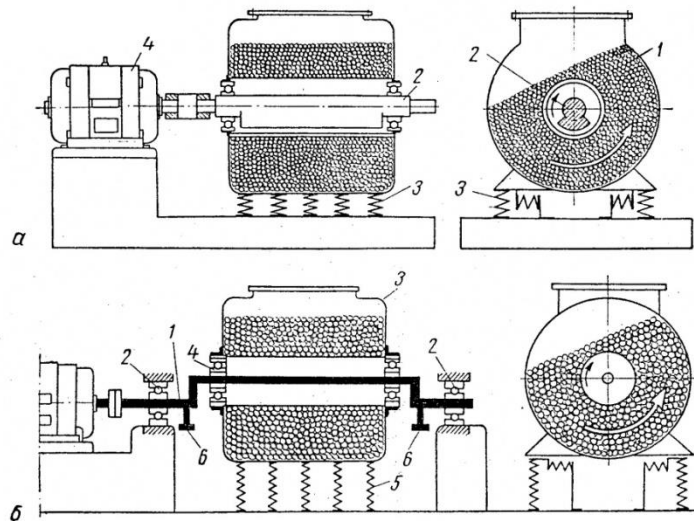


Рис. 6.27. Схема вібраційних млинів:

а – інерційного (1 – корпус; 2 – дисбалансний вал; 3 – пружина; 4 – привід);

б – гіраційного (1 – ексцентриковий вал; 2, 4 – підшипники; 3 – корпус; 5 – пружина; 6 – противага)

Переваги млинів: подрібнюють м'які і тверді матеріали; дають тонкий продукт подрібнення; досягають доброго змішування матеріалу.

Недоліки млинів: низька продуктивність; обмеженість початкового розміру частинок; добре працюють тільки при малих розмірах часток початкового матеріалу; недосконалість конструкції; частина енергії витрачається на нагрівання.

Так, застосування вібромлинів замість кульових у виробництві олівцевого графіту скоротило термін помолу з 8 діб до 3 годин. Це у 5 разів збільшило продуктивність млина і знизило витрату енергії з 1000 до 875 кВт на тонну. У виробництві фарб вібромлин заміняє три апарати (змішувач, фарботерку, кульовий млин), підвищилась продуктивність до 200 кг/год. замість попередньої, що становила 65 кг/год.

Струминні млини. У струминних млинах подрібнення відбувається за рахунок зіткнення частинок матеріалу у вихоровому потоці пари чи повітря, який подається з надзвуковою швидкістю із сопел у робочу камеру. Максимальний розмір отриманих часток 1-5 мкм.

Застосування млинів: розмелювання торієвих матеріалів в атомній промисловості; пігментів і барвників - у лакофарбовій; алюмінію, чавуну - у виробництві порошоків, лікарських препаратів, какао, злаків, отрутохімікатів тощо.

6.6.2. Відцентрово-кульові й планетарні млини

У відцентрово-кульових млинах (рис. 6.28а) кулі під час обертання чаші відкидаються відцентровими силами до відбійної стінки статора, подрібнюючи при цьому матеріал, після чого знову падають у чашу. Потік повітря, утворюваний вентилятором, захоплює подрібнений матеріал. При цьому в чашу на доподрібнення падають крупні грудки й зерна, відбиті відповідно решіткою й сепаратором. Ці млини використовують для подрібнення тальку, крейди та інших матеріалів незначної твердості. Ступінь подрібнення – 5 – 100.

У планетарних млинах (рис. 6.28б) декілька барабанів змонтовано на спільному водилі. На осі кожного барабана закріплено шестірню, зчеплену з нерухомим центральним зубчастим колесом. При обертанні водила шестерні обкочуються навкруги колеса, і барабани одночасно обертаються навкруги своїх осей і центрального вала. У результаті розмельні кулі набувають складного руху при значних прискореннях, що значно інтенсифікує подрібнення матеріалу. Основна перевага цих млинів – висока ефективність подрібнення; недоліки – незначна продуктивність, періодичність процесу, розігрівання подрібнюваного матеріалу внаслідок значного виділення теплоти. Ступінь подрібнення 20–300.

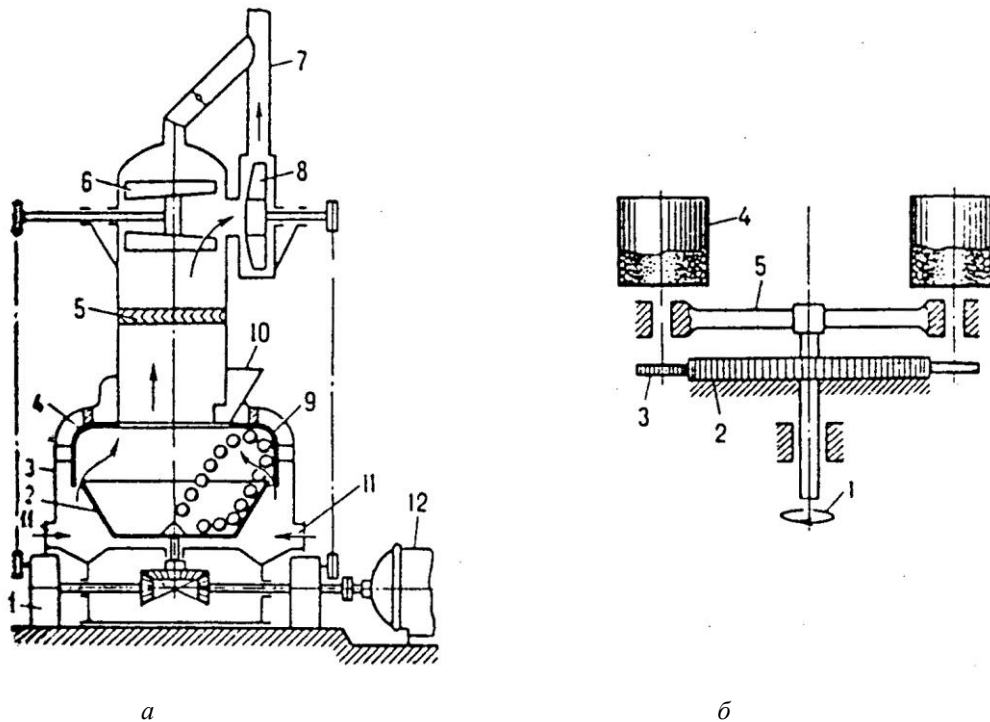


Рис.6.28. Схеми млинів:

- а – відцентрово-кульового (1, 12 – привід; 2 – корпус; 3 – чаша; 4 – відбійна поверхня статора; 5 – решітка; 6 – повітряний сепаратор; 7 – повітропровід; 8 – вентилятор; 9 – розмельні кулі; 10, 11 – патрубки для подавання відповідно вихідного матеріалу й повітря);
 б – планетарного (1 – привід; 2 – зубчасте колесо; 3 – шестерня; 4 – барабан; 5 – водило)

6.6.3. Ножові млини, жорна й фарботерки

У ножових млинах (рис. 6.29а) матеріал піддається рубильній й різальній дії ножів ротора й статора. Подрібнений продукт розвантажується крізь перфоровану решітку. Основна перевага – можливість ефективного подрібнення еластичних матеріалів (гумо- й полімервмісних відходів тощо). Ступінь подрібнення 10–50.

У жорнах (рис. 6.29б), які застосовують головним чином у виробництві барвників, паперу й картону, матеріал надходить усередину верхнього нерухомого круга-жорна, який власною вагою й пружинами притискається до нижнього обертового жорна. Під дією відцентрових сил і завдяки напрямним насічкам на робочих поверхнях жорен матеріал втягується в зазор між ними, подрібнюється за рахунок стирання й розвантажується. Основна перевага – високий ступінь подрібнення; недоліки – незначна продуктивність та інтенсивне зношення жорен. Ступінь подрібнення 5–100.

Фарботерки (рис. 6.29в) дозволяють диспергувати або перетирати матеріал (у виробництві фарб, полімерних паст тощо) у регульованому зазорі між паралельними валками, які обертаються один назустріч одному з різними швидкостями. Перевага фарботерок – зручність регулювання ступеня подрібнення (від 20 до 100); недоліки – обмежена продуктивність і нерівномірне зношування валків.

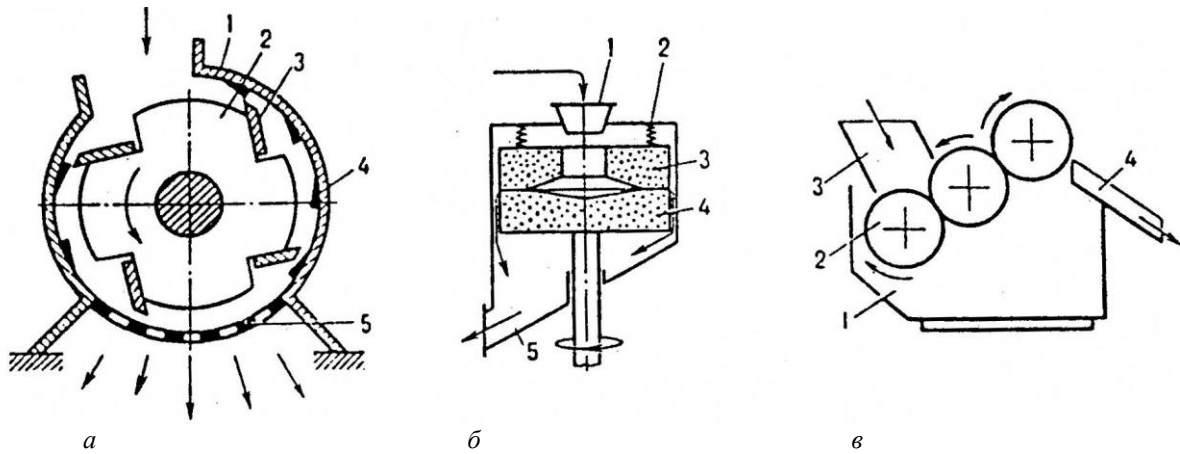


Рис.6.29. Схеми млинів:

- a* – ножовий млин (1 – корпус-статор; 2 – ротор; 3, 4 – обертовий і нерухомий ножі відповідно; 5 – перфорована решітка);
б – жорна (1 – завантажувальний бункер; 2 – пружини; 3, 4 – жорна; 5 – розвантажувальний патрубок);
в – фарботерка (1 – корпус; 2 – валок; 3 – завантажувальний бункер; 4 – розвантажувальний лотік)

6.6.4. Струменеві, колоїдні й кавітаційні млини

У струменевих млинах подрібнення матеріалу відбувається у струменях газоподібного агента (повітря, пара тощо) при співударянні зерен між собою, а також при ударах і стиранні їх на стінках робочої камери. Розмір готового продукту 2 - 5 мкм.

На рис. 6.30*a* наведено схему струменевого млина з вертикальною трубчастою подрібнювальною камерою. Зерна матеріалу, що підлягають подрібненню, стрічковим живильником 1 подаються в завантажувальний бункер 2, звідки по трубопроводу 3 потрапляють в дифузор 4, де підхоплюються повітрям, що подається з патрубку 5, сполученого з повітроводом 7, після чого зерна матеріалу надходять у зону подрібнення *A* подрібнювально-розділювальної камери 6. Повітря після колектора 8 надходить у сопла 9, які забезпечують циркуляцію повітря в камері 6 і взаємне співударяння подрібнюваних зерен. Розділення зерен за розмірами відбувається в колінах *B* і *B* за рахунок інерційних сил: великі зерна відкидаються до зовнішньої поверхні труби і знову потрапляють в зону подрібнення *A*, а дрібні рухаються в потоці повітря поблизу внутрішньої поверхні труби й відводяться як продукт крізь жалюзі 10 інерційного роздільника.

Кавітаційні млини (рис. 6.30*б*) працюють у системі з напірними баками, що забезпечує циркуляцію й високий ступінь подрібнення матеріалу. Діючи як насос, млин прокачує суспензію з подрібнюваною дисперсною фазою крізь кільцевий зазор між ротором і статором, причому завдяки поздовжнім виступам і западинам на їхніх поверхнях тиск у потоці коливається і, як наслідок, виникає кавітаційний ефект. У результаті тверда фаза інтенсивно подрібнюється. Готовий продукт розвантажують за допомогою спеціального крана в нижній частині млина. Основна перевага – висока однорідність подрібненого продукту; недоліки – незначна продуктивність, інтенсивне зношування робочих органів машини. Ці млини звичайно використовують у виробництві гумових сумішей і лакофарбових матеріалів. Ступінь подрібнення 5–40.

У колоїдних млинах матеріал подрібнюється в зазорі величиною менше міліметра між корпусом і швидкообертливим ротором у потоці рідини для запобігання злипанню між собою дрібних зерен, розмір яких зазвичай менше 1 мкм. Масове співвідношення твердої й рідкої фаз у суспензії від 1:6 до 1:2.

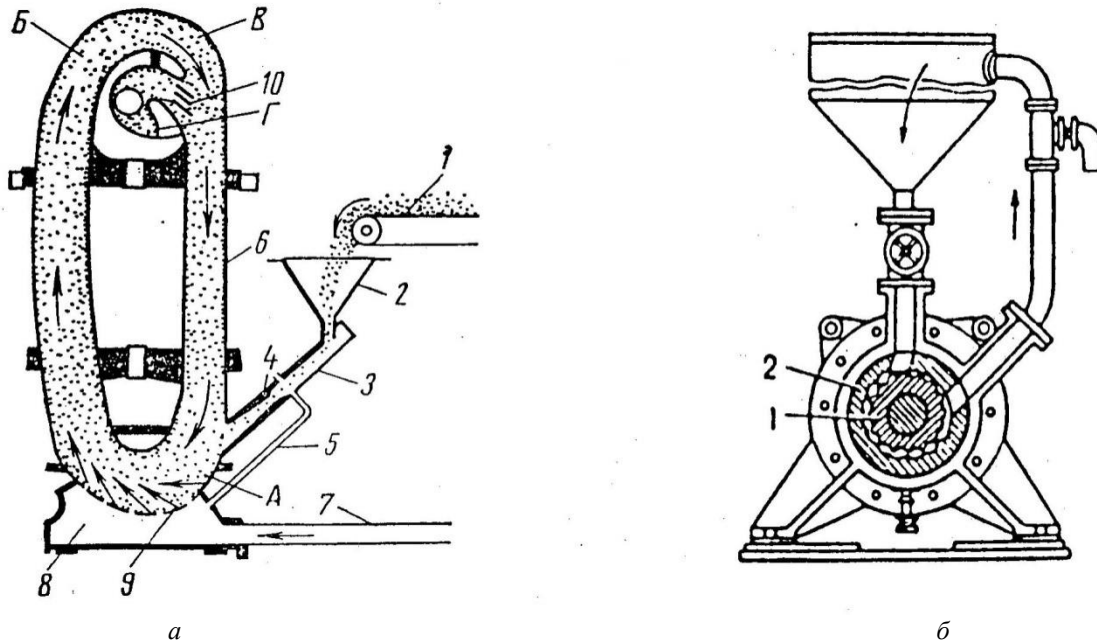


Рис.6.30. Схема млинів:

а – струменевого з вертикальною трубчастою подрібнювальною камерою (1 – стрічковий живильник; 2 – завантажувальний бункер; 3 – трубопровід; 4 – дифузор; 5 – патрубок; 6 – подрібнювально-розділювальна камера; 7 – повітровід; 8 – колектор; 9 – сопла; 10 – жалюзі);
б – кавітаційного (1 – ротор; 2 – статор)

6.6.5. Живильники

Живильники призначені для регулярної рівномірної подачі сировини до завантажувального отвору машини, що подрібнює. Вирізняють основні типи живильників:

1. *Ланцюгові живильники.* Живильники служать для рівномірної подачі крупношматкових і середньошматкових матеріалів з початковими розмірами $D = 1000 \div 1500$ мм.

2. *Пластинчаті живильники.* Живильники використовуються для рівномірної подачі шматків матеріалу з розміром до $D \approx 500$ мм.

3. *Лоткові живильники.* Це живильники пульсуючого типу, призначені для подачі середніх і дрібних з розміром шматків $D \approx 50$ мм.

4. *Дискові живильники.* Застосовуються для рівномірної подачі дрібношматкових матеріалів з розміром $D \approx 5 \div 10$ мм.

5. *Шнекові живильники.* Застосовуються для подачі дрібних шматків і порошкоподібних матеріалів $D \approx 0,1 \div 3,5$ мм.

6. *Барабанні живильники.* Застосовуються для рівномірної подачі м'яких сипучих матеріалів з розміром $D \leq 30$ мм. Матеріал, що надходить, заповнює ємність обертового барабана і розвантажується через нижній відвідний штуцер $G = 5 \div 25$ м³/год.

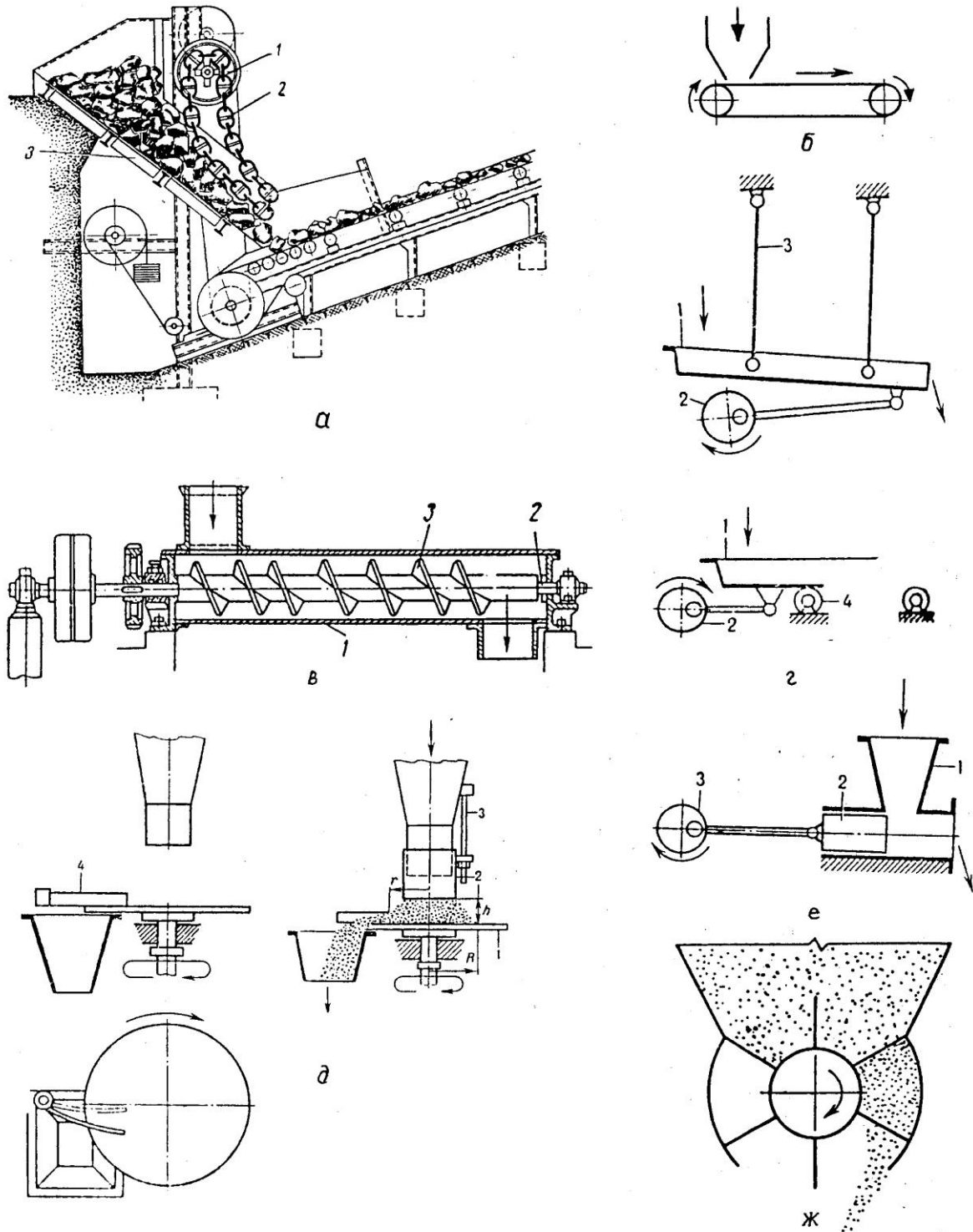


Рис.6.31. Живильники для сипких матеріалів:
a – ланцюговий (1 – барабан; 2 – ланцюг; 3 – лотік; 4 – стрічковий транспортер);
б – стрічковий; *в* – шнековий; *г* – підвісний і каретковий лотковий (або хитні; 1 – лотік; 2 – ексцентриковий механізм; 3 – тяги; 4 – ролики); *д* – тарілчастий (1 – обертовий диск; 2 – скребок; 3 – рухома обійма);
е – плунжерний (1 – корпус; 2 – плунжер; 3 – ексцентриковий механізм); *ж* – секційний

Запитання для самоконтролю

1. Що таке подрібнення? Проаналізуйте способи подрібнення.

2. В чому полягає сутність гіпотез подрібнення? Як застосувати висновки з гіпотез подрібнення?
3. Принципи роботи шокової дробарки. Які основні технологічні характеристики шокової дробарки?
4. Які особливості роботи конусної дробарки?
5. Який спосіб подрібнення реалізовується у валкових машинах? Яке співвідношення розмірів валків і початкових розмірів матеріалу.
6. Принципи роботи та технологічні характеристики бігунів.
7. Чи можливо збільшити подрібнюючі зусилля в бігунах?
8. Чи виконується «золоте правило подрібнення» в молоткових дробарках?
9. Який спосіб подрібнення закладено в роботі дезінтегратора і дисмембратора?
10. Який спосіб розмелювання реалізується в кульових барабанних млинах?
11. Як визначається робоче число обертів барабанного кульового млина?
12. На чому ґрунтується ефективність роботи вібромлинів до тонкого розмелювання?
13. В чому полягає принцип роботи відцентрово-кульових млинів?
14. Перелічити основні типи живильників. Чи залежить їх конструкція від розмірів матеріалу?

ГЛАВА 7. СОРТУВАННЯ МАТЕРІАЛІВ ТА КЛАСИФІКУВАННЯ ТВЕРДИХ МАТЕРІАЛІВ

7.1. Загальні положення

Класифікуванням за крупністю називається процес розділення твердих матеріалів за розміром грудок або зерен на класи (фракції).

Класифікування за крупністю застосовують:

– як допоміжну операцію, наприклад, у схемах дроблення або подрібнення вихідного матеріалу;

– як підготовчу операцію, наприклад, під час розділення матеріалу на декілька класів крупності, призначених для наступного роздільного оброблення;

– як самостійну операцію для виділення класів, які є готовим продуктом.

У техніці використовують два основні види класифікування за крупністю:

1) *грохочення* – процес розділення грудкових і зернистих матеріалів на класи різної крупності за допомогою просіювальних пристроїв з каліброваними отворами (ДСТУ 2415–94). При грохоченні крізь отвори просіювального пристрою проходять грудки (зерна) матеріалу, розміри яких менші, ніж розміри отворів; ці грудки (зерна) утворюють так званий нижній клас (нижню фракцію або подрешітний продукт). Грудки (зерна), які не пройшли крізь отвори просіювального пристрою, утворюють верхній клас (верхню фракцію або надрешітний продукт);

2) *класифікування* – процес розділення матеріалу на класи різної крупності в рідкому чи газоподібному середовищі, у якому утворюється завись зерен класифікованого матеріалу з різною швидкістю осадження.

Грохочення й класифікування використовують при збагаченні корисних копалин, виробництві будівельних матеріалів, синтетичних каучуків, барвників, люмінофорів, скла, абразивних порошків тощо.

7.2. Грохочення

Грохочення застосовують для розділення грудок і зерен матеріалів розміром від сотень міліметрів (грохочення крупних грудок) до часток міліметра (грохочення дуже дрібних грудок).

Грохочення крупних грудок – грохочення, що застосовують у разі крупності грудок у вихідному матеріалі $-1200+0$ мм (див. нижче) і виконують на ситах з розмірами отворів від 300 до 100 мм.

Грохочення середніх грудок – грохочення, що застосовують у разі крупності грудок у вихідному матеріалі $-350+0$ мм і виконують на ситах з розмірами отворів від 60 до 25 мм.

Грохочення дрібних грудок – грохочення, що застосовують у разі крупності грудок у вихідному матеріалі $-75+0$ мм і виконують на ситах з розмірами отворів від 25 до 6 мм.

Грохочення дуже дрібних грудок – грохочення, що застосовують у разі крупності грудок у вихідному матеріалі $-10+0$ мм і виконують на ситах з розмірами отворів від 5,0 до 0,5 мм (ДСТУ 2684–94).

Іноді застосовують *особливо тонке грохочення* (розмір отворів просіювальної поверхні до 40 мкм).

Крім згаданих самостійного, підготовчого, допоміжного, попереднього й контрольного (перевірною) грохочення також використовують *зневоднювальне грохочення*, яке застосовують, щоб видалити основну масу води (після промивання) чи суспензії (під час сепарації у важкому середовищі).

Для грохочення використовують спеціальні машини – *грохоти*, як просіювальні пристрої яких найчастіше застосовують дротяні сита, листові решета та колосникові решітки (рис. 27.1, 27.2).

Дротяні сита виготовляють зі сталевого, латунного, мідного, бронзового, нікелевого або іншого дроту з квадратними або прямокутними отворами, які мають розміри від 100 до 0,04 мм. Номер сита відповідає розмірові сторони отвору (комірки) на просвіт у міліметрах (наприклад, сита № 0053 і № 4 мають сторону отворів у 0,053 мм та 4 мм). Є також сантиметрова система сит (застосовують у Німеччині), за якою номер сита відповідає кількості отворів на один квадратний сантиметр, і дюймова (застосовують у США та Великій Британії), яка характеризується числом “меш” (меш – це кількість отворів на лінійний дюйм (25,4 мм)).

Листові решета – це просіювальні пристрої, виготовлені з перфорованих листів (металевих, гумових та ін.) завтовшки зазвичай 4–10 мм, у яких штамнують круглі, квадратні або прямокутні (рідше – фігурні) отвори розміром до 60 мм, які іноді розширюються донизу, щоб під час грохочення вони не забивалися.

Якщо взяти решета з круглими, квадратними або прямокутними отворами одного розміру (діаметр круглого отвору дорівнює стороні квадратного й ширині прямокутного), то найкрупніший підрешітний продукт буде одержано на ситах з прямокутними отворами, дрібніший – на ситах з квадратними отворами і найдрібніший – на ситах з круглими отворами.

Просіювальні пристрої грохотів характеризуються живим перерізом (відношенням площі отворів сита на просвіт до його загальної площі), вираженим у відсотках (рис. 7.2):

$$L = 100 b^2 / (a + b)^2 ;$$

$$L = 100 lb / [(a + b)(a + l)] ,$$

де a – діаметр дроту;

b – ширина отвору;

l – довжина отвору.

Колосникові решітки – це просіювальні пристрої, набрані з окремих колосників (найчастіше паралельних стрижнів зазвичай трапецієвидного поперечного перерізу, який звужується донизу, або спрацьованих залізничних рейок, перевернутих головою донизу).

Процес розділення вихідного матеріалу на грохоті характеризується *ефективністю грохочення*, тобто відношенням маси підрешітного продукту до маси нижнього класу крупності у вихідному матеріалі (ДСТУ 2684–94).

На ефективність грохочення впливають: форма зерен (сферичні зерна розсіюються краще); кут нахилу грохота (проходження зерен знижується зі збільшенням нахилу грохота й товщини просіювальної поверхні); вологість матеріалу (зазвичай вологість не повинна перевищувати 7–12 %; із збільшенням вологості ефективність знижується); товщина шару матеріалу на грохоті та швидкість руху матеріалу (зі збільшенням товщини шару ймовірність проходження зерен крізь отвори й відповідно ефективність знижуються); розмір зерен (дрібні зерна важче розсіювати, тому що поверхнева вологість утримує зерна на грохоті); довжина шляху грохочення (чим більший шлях, тим вища ефективність) і деякі інші чинники.

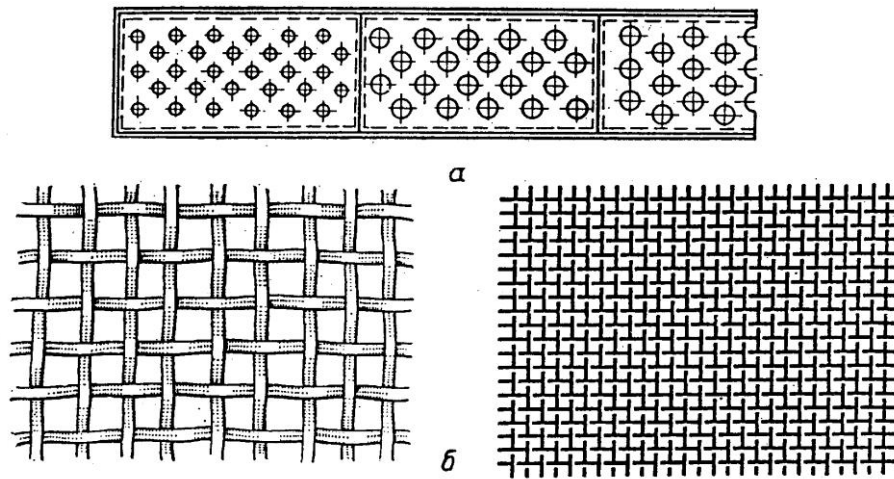


Рис.7.1. Решета (а) і сита (б)

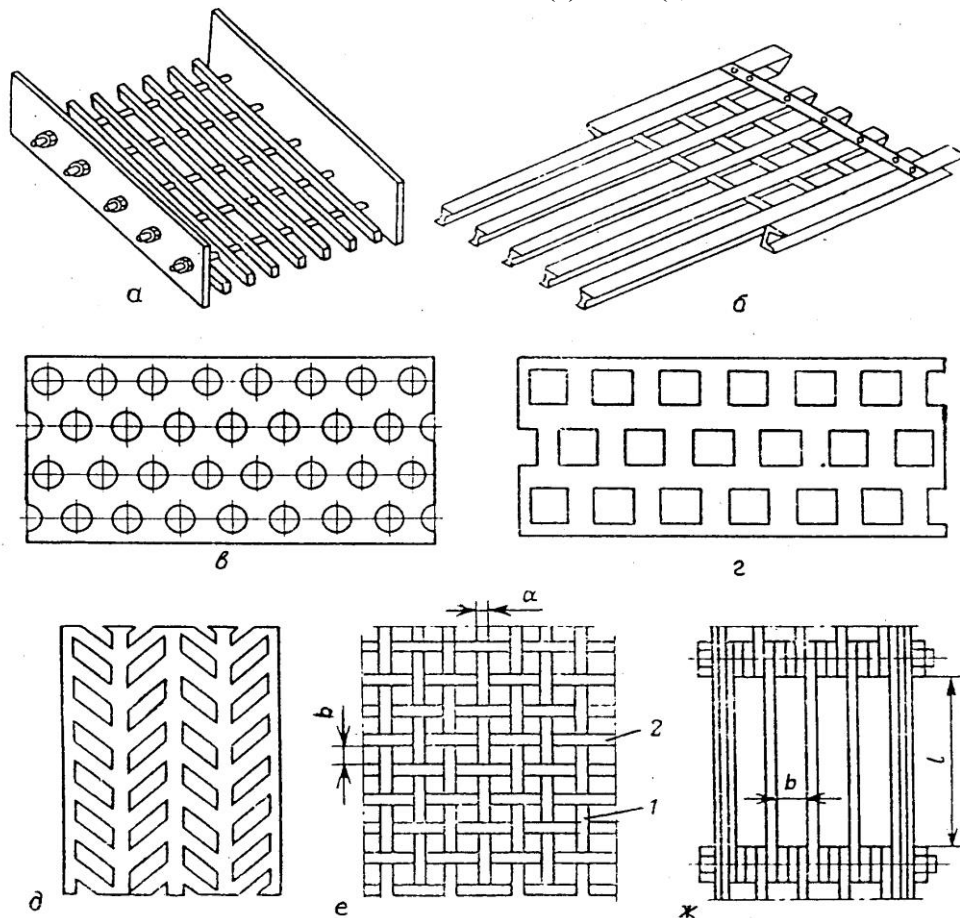


Рис.7.2.

Просіювальні пристрої:

a, б – колосникові решітки; *в-д* – листові решета відповідно з круглими, квадратними й фігурними отворами; *е, ж* – дротяні сита з квадратними й прямокутними отворами; 1 – основа; 2 – утік

Оскільки у виробничих умовах визначення маси підрешітного продукту ускладнене, на практиці для оцінювання ефективності розділення користуються таким поняттям як коефіцієнт корисної дії грохочення:

$$\eta = 10^4 (a - b) / [a (100 - b)],$$

де η – коефіцієнт корисної дії грохочення, %;

a – масова частка нижнього класу у вихідному матеріалі, %;

b – масова частка нижнього класу в надрешітному продукті, %.

Значення a і b визначають на підставі ретельного розсіювання проб вихідного матеріалу й надрешітного продукту, проведеного на ситах з отворами таких самих розмірів і

форми, як і на просіювальній поверхні грохота.

Основними показниками роботи грохота є продуктивність і ефективність грохочення. Ці показники завжди взаємозв'язані. Продуктивність різних грохотів можна порівнювати лише за умови забезпечення ними однакової ефективності грохочення. Вважають, що від ширини грохота залежить його продуктивність, а від довжини – ефективність грохочення.

Найбільший розмір грудки (зерна) d , що може пройти крізь отвір похилого решета (сита), визначають із залежності (рис.7.3):

$$d = D \cos \alpha - \delta \sin \alpha,$$

де D – розмір отвору;

δ – товщина решета, яку зазвичай беруть рівною $0,625 D$;

α – кут нахилу решета.

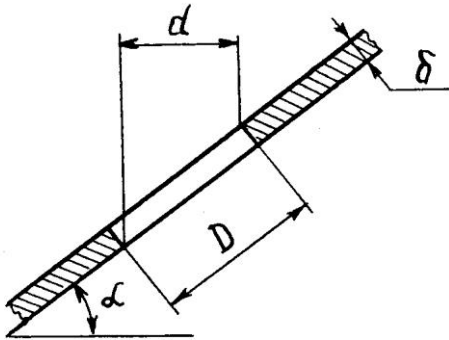


Рис. 7.3. До визначення найбільшого розміру грудки (зерна), що проходить крізь решето

Зерна розміром від 0,75 до 1,5 розмірів отворів сита вважають “важкими” для грохочення, оскільки вони проходять крізь сито з певними складнощами: зерна розміром, меншим від розміру отвору, “заважають” одне одному, а трохи більшим – легко застрягають в отворах і ускладнюють проходження інших зерен крізь сито.

Оброблювана тверда сировина та одержувані з неї продукти являють собою суміш грудок або зерен неправильної форми різного розміру. Розподіл грудок і зерен по класах крупності характеризує

гранулометричний склад суміші.

Для визначення гранулометричного складу суміші використовують:

- вимірювання великих грудок за трьома взаємно перпендикулярними напрямками;
- ситовий аналіз (розсіювання матеріалу на наборі сит на класи різної крупності);
- седиментаційний аналіз (розділення матеріалу за швидкістю осадження зерен різної крупності у водному середовищі для матеріалу крупністю від 5 до 50 мкм; для дрібніших матеріалів застосовують седиментацію у відцентровому полі);
- мікроскопічний аналіз (вимірювання зерен під мікроскопом і класифікування їх по групах у вузьких границях певних розмірів; застосовують для матеріалів крупністю від 50 мкм до десятих часток мікрметра).

У хімічній технології гранулометричний склад матеріалів найчастіше визначають за допомогою ситового аналізу.

Для ситового аналізу застосовують набір сит з постійним відношенням (модулем шкали грохочення) розміру отворів кожного попереднього сита до наступного, що дорівнює зазвичай 2 , $2^{0,5}$ або $2^{0,25}$. Відношення мас одержаних залишків на ситах до маси вихідної суміші дає вміст різних класів зерен у матеріалі, тобто зерен, обмежених за розміром певними верхньою й нижньою границями. Класи зерен позначають розмірами отворів двох сусідніх сит, одне з яких повністю пропускає зерна (підрешітний продукт (зі знаком мінус) – d , тобто дрібнішими за d), а друге – повністю затримує (надрешітний продукт (зі знаком плюс) $+d$, тобто крупнішими за d , де d – розмір отворів сита). Так, сипкий матеріал, який пройшов крізь сито з отворами 4 мм (підрешітний продукт) і не пройшов крізь сито з отворами 2 мм (надрешітний продукт), позначають $-4+2$ мм. Також для характеристики сипкого матеріалу використовують термін *гранулометричний клас*, який дорівнює ширині отвору найдрібнішого сита, крізь яке проходить не менше 95 % маси матеріалу (ISO 1927–84, ДСТУ 2531–94).

Кількість класів (фракцій) твердого сипкого матеріалу в розсіюваній суміші залежить від кількості сит, на яких виконують грохочення. Послідовно розсіюючи матеріалу на n ситах, одержують $n+1$ класів крупності від $+d_1$, $-d_1+d_2$, $-d_2+d_3$ і т.д. до $-d_n$ (наприклад, класи

+25, -25+13, -13+6, -6+3 і -3+0 мм).

Ситовий аналіз полягає в розсіюванні проби матеріалу на кількох ситах з різними стандартними розмірами отворів певного модуля. Ситовий аналіз матеріалу, крупнішого за 25 мм, виконують вручну на наборі сит або на хитних горизонтальних грохотах. Матеріал крупністю менше 25 мм розсіюється на лабораторних ситах. Залежно від крупності матеріалу й необхідної точності ситового аналізу проби розсіюються сухим або мокрим способом. Якщо дозволяє крупність і матеріал не схильний до злипання, застосовують сухий спосіб розсіювання на механічному струшувачі, сита в якому розташовують одне над одним зверху вниз від крупних отворів до дрібних. Пробу засипають на верхнє сито, закривають кришкою і струшують протягом 10–30 хвилин. Під нижнім ситом установлюють піддон, куди збирається найдрібніший клас (підрешітний продукт нижнього сита). Після розсіювання проби кожний клас крупності зважують. Вихід кожного класу визначають діленням його маси на загальну масу проби.

Для тонкоподрібненого матеріалу застосовують мокре розсіювання. Для цього пробу засипають на сито з дрібними отворами й відмивають найдрібніші зерна, багаторазово занурюючи сита в бачок з водою або промиваючи матеріал на ситі слабим струменем води. Відмивають доти, доки промивальна вода не стане прозорою. Матеріал, що залишився на ситі, висушують і зважують. За різницею визначають масу відмитого шламу. Висушений залишок матеріалу розсіюють сухим способом на ситах, включаючи й найдрібніше, на якому відмивали шлам. Визначивши масу підрешітного продукту нижнього сита, її додають до отриманої раніше маси відмитого шламу.

У результаті ситового аналізу, який оформлюють зазвичай у вигляді таблиць або графіків, отримують одну з характеристик сипкого матеріалу – фракційний (гранулометричний) склад, тобто статистичну сукупність зерен різного розміру.

Сумарні виходи “по плюсу” (+) або “по мінусу” (–) являють собою суму виходів усіх класів, відповідно крупніших або дрібніших за отвори даного сита.

За даними ситового аналізу будуються характеристики крупності (рис. 7.4). На підставі сумарних виходів матеріалу, крупніших за розмір отворів сита, будується крива “по плюсу”, а менших – “по мінусу”. Сума виходів по обох залежностях становить 100 %, тому обидві залежності є дзеркальним відбитком одна одної. Вони завжди перетинаються в точці, що відповідає сумарному виходу 50 %.

Сумарні характеристики “по плюсу” бувають увігнутими (див. рис. 7.4), опуклими й прямолінійними. Увігнута крива вказує на переважання в матеріалі дрібних зерен, опукла – крупних, а прямолінійна характеристика свідчить про рівномірний розподіл класів крупності. Увігнуті залежності характерні для крихких матеріалів, а опуклі – для міцних.

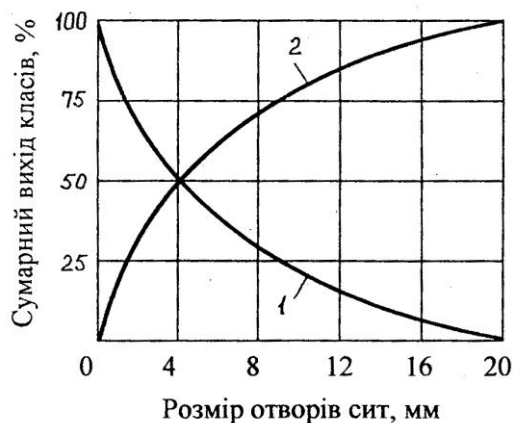


Рис. 7.4. Сумарні виходи “по плюсу” (1) і “по мінусу” (2)

Грохочення виконують на одному ситі (решеті, колоснику) або послідовно на кількох ситах – багаторазове грохочення.

Розрізняють такі способи багаторазового грохочення (рис.27.5):

1) від дрібного до великого – на ситах, розташованих в одній площині, розміри отворів яких збільшуються від кожного попереднього до наступного; переваги способу: зручність експлуатації й ремонту, незначна висота грохота; недоліки: невисока ефективність грохочення дрібної фракції, значне зношування дрібних сит, значна довжина грохота.

2) від великого до дрібного – на ситах, розташованих одне над одним, розміри отворів яких зменшуються від верхнього сита до нижнього; переваги способу: висока ефективність

грохочення, незначне зношування сит, мала довжина; недоліки: незручність експлуатації й ремонту, значна висота грохота.

3) *комбінований спосіб* є сполученням перших двох способів.

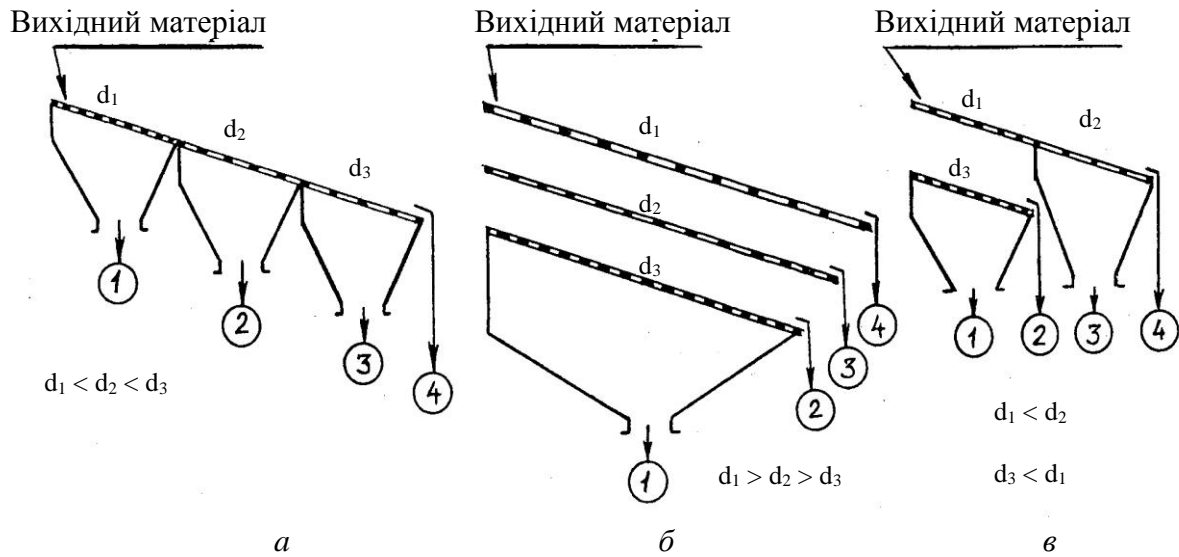


Рис. 7.5. Схеми способів багаторазового грохочення:

а – від дрібного до великого; б – від великого до дрібного; в – комбінований спосіб

Грохочення матеріалів виконують під час їх руху відносно просіювального пристрою (робочої поверхні) грохота. Відносний рух матеріалу утворюють або на нерухомому грохоті, встановленому під кутом до горизонту, більшим ніж кут тертя матеріалу по просіювальному пристрою, або на рухомих просіювальних пристроях грохотів.

Розрізняють такі типи грохотів: нерухомі; з рухом окремих елементів просіювального пристрою (наприклад, з еластичним ситом); рухомі з коливальним (наприклад, вібраційні або інерційні), обертовим (наприклад, барабанні) або хвилеподібним (наприклад, спеціальні інерційні) рухом робочої поверхні; з рухом матеріалу в потоці пульпи. За формою просіювальної поверхні грохоти поділяються на плоскі, дугові, барабанні й багатогранні, за розташуванням у просторі – на горизонтальні й похилі, а за кількістю сит – на одно-, дво- і багатоситові.

Нерухомий колосниковий грохот – це решітка з паралельних колосників, встановлених під кутом $30\text{--}50^\circ$ до горизонту. Його застосовують для грохочення крупних і середніх грудок, розмір щілин між колосниками не менше 50 мм. Просіювальна поверхня з боків обмежена бортами. Вихідний матеріал надходить на верхню частину колосникової решітки й рухається по ній самопливом під дією сили тяжіння. Дрібніший продукт проходить крізь щілини, утворені колосниками, а крупний розвантажується в кінці решітки. Незважаючи на просту конструкцію, цей грохот забезпечує невисоку ефективність грохочення й досить легко забивається, що ускладнює його експлуатацію.

Валковий грохот являє собою ряд паралельно розташованих у горизонтальній площині валів із змонтованими на них концентрично або з ексцентриситетом круглими або трикутними роликками (дисками), які обертаються від єдиної ланцюгової передачі в одному напрямку (рис. 7.6а, 7.7а). Швидкість обертання дисків збільшується в напрямку руху матеріалу. Верхня фракція розвантажується на виході з грохота, а нижня провалюється між дисками й валами. У процесі розсіювання диски, встановлені з ексцентриситетом, ворухать матеріал, що сприяє ефективності грохочення. Іноді валковий грохот називають роликковим.

Хитні грохоти встановлюють під кутом $7\text{--}14^\circ$ до горизонту. Від приводу вони здійснюють відносно повільний коливальний рух (5–8 Гц), завдяки якому матеріал переміщується вздовж просіювального пристрою та одночасно розсіюється (рис. 27.6б).

Переваги хитних грохотів: значна продуктивність, висока ефективність, компактність,

зручність експлуатації й ремонту; недоліки: незрівноваженість конструкції, що призводить до вібрації, поштовхів і струсу.

Барабанні грохоти – це циліндричні або багатогранні обертові барабани (останні грохоти називають буратами), встановлені під кутом не більше 7° до горизонту, а також конічні горизонтально встановлені обертові барабани, у яких матеріал переміщається завдяки формі барабана, що розширюється по ходу розсіюваного матеріалу (рис. 7.6*в-е*). Діаметр барабанів від 500 до 3000 мм, довжина – від 2000 до 9000 мм, а продуктивність досягає 200–250 т/год. Ефективність грохочення зазвичай не перевищує 60–70 %.

Бурати найчастіше виконують у вигляді шестигранного барабана, кожна грань якого складається зі знімних плоских сит, що значно полегшує експлуатацію й ремонт грохота (рис. 7.6*д, 7.7б*).

Переваги барабанних грохотів: простота конструкції та експлуатації, динамічна зрівноваженість (немає коливань і вібрацій); недоліки: значні габарити й металоемність, схильність до забивання, низький ступінь використання поверхні сит (20–30 %) унаслідок малого коефіцієнта заповнення барабана матеріалом (15–18 %).

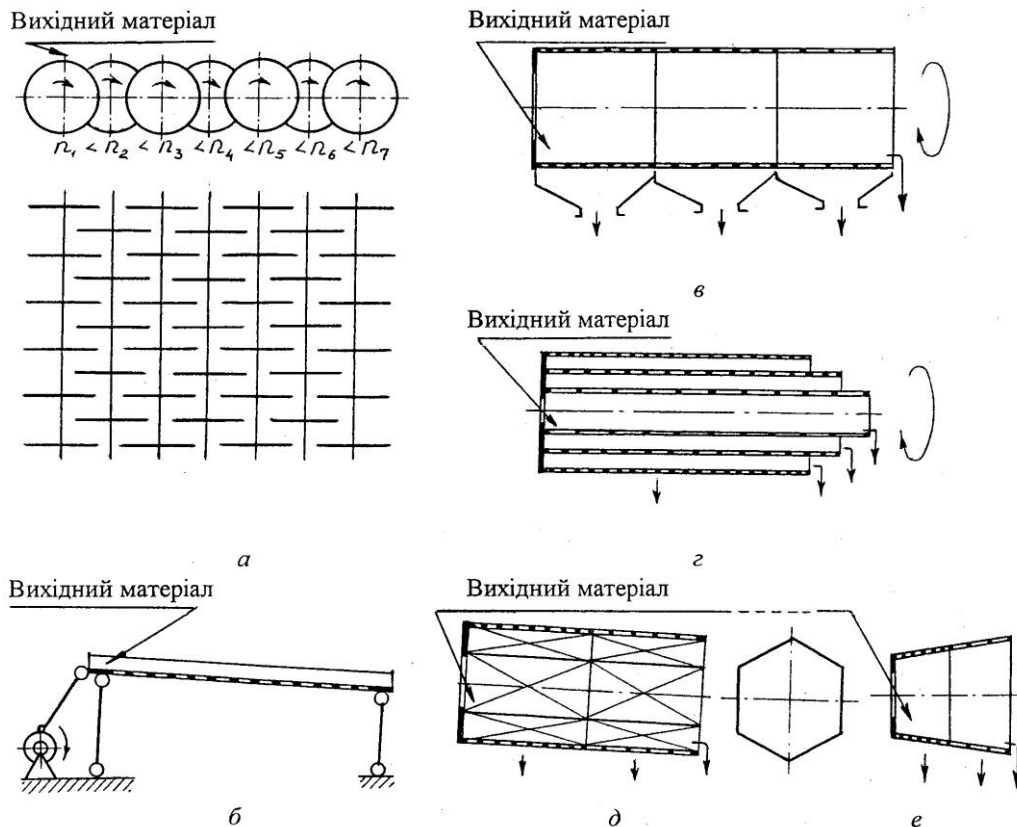


Рис.7.6. Схеми грохотів:

а – валкового; *б* – плоского хитного; *в-е* – барабанних (*в* – циліндричного з послідовним розташуванням сит, *г* – циліндричного зі співвісним розташуванням сит; *д* – багатогранного (бурата); *е* – конічного)

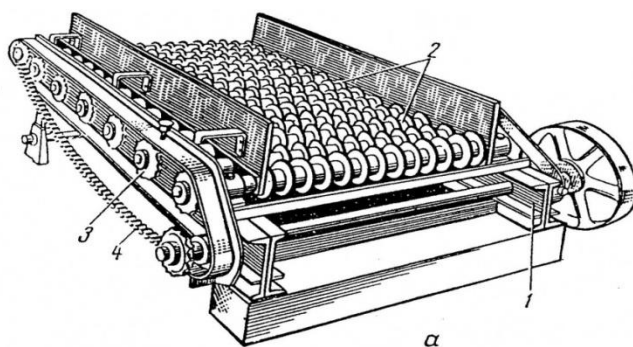
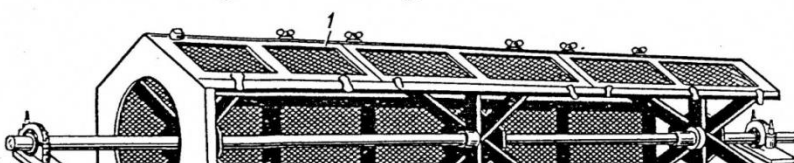


Рис.7.7. Загальний вигляд грохотів:

а – валкового (1 – рама; 2 – валки; 3 – зірочка; 4 – ланцюг);
б – барабанного багатогранного – бурата (1 – плоске сито)



Вібраційні грохоти розсіюють матеріал завдяки спеціальному механізму, який спричинює коливання сита з частотою 10–25 Гц і амплітудою 0,5–12 мм. Розрізняють також інерційні, самобалансні й резонансні грохоти. В інерційному грохоті коливання виникають під впливом дисбалансного віброзбудника, у самобалансному коробі грохота прямолінійно коливається від інерційного (дисбалансного) віброзбудника, а в резонансному період коливання просіювальної поверхні грохота близький до періоду коливань пружно закріпленої рами.

Щоб зменшити зношування просіювальних пристроїв застосовують інерційні грохоти з еластичною робочою поверхнею що деформується з полімерних або еластомерних матеріалів, наприклад з гумовим ситом, виконаним з поздовжніх шнурів діаметром 3–6 мм при зазорі між ними до 8 мм, які спираються на поперечні гребінчасті планки.

Переваги грохотів з вібраційними пристроями – високі продуктивність і ефективність грохочення, практично немає забивання грохота, придатність до розсіювання вологих матеріалів, компактність, незначна енергоємність; недолік – наявність вібрації.

7.3. Класифікування

Розрізняють такі види класифікування (ДСТУ 2684–94):

1) *повітряне (сухе) класифікування* – класифікування, у якому вихідний матеріал розділяється за крупністю в повітряних потоках;

2) *мокре класифікування* – класифікування, у якому вихідний матеріал розділяється за крупністю у водяному середовищі;

3) *гідралічне класифікування* – класифікування, у якому крупнозернистий матеріал (пісок) розвантажується самопливом (гідроциклони).

4) *механічне класифікування* – класифікування, під час якого крупнозернистий матеріал (пісок) з апарата видаляє механічний розвантажувальний пристрій (рейкові, чашові, спіральні, елеваторні пристрої);

5) *електрокласифікування* – класифікування, у якому вихідний сухий сипкий матеріал розділяється за крупністю в електричних полях.

7.3.1. Гідралічна класифікація

Гідралічне сортування застосовується для поділу матеріалів за розмірами і густиною, а також для збагачення, тобто видалення шкідливих домішок з матеріалу.

Якщо частинка вноситься потоком рідини або газу в апарат, то на неї діє тиск рухомого середовища, що зумовлює W_{Γ} – горизонтальна швидкість, і сила тяжіння, яка зумовлює швидкість осадження W_0 та сила Архимеда, яка діє вертикально вгору. В результаті спільної дії цих сил траєкторією руху частинки буде парабола. Схема осадження частинки наведена на рис. 7.8.

Умова рівномірного осадження частинки:

$$S + A = G, \text{ або } G - A = S,$$

де S – сила тертя;
 A – Архімедова сила;
 G – сила тяжіння.

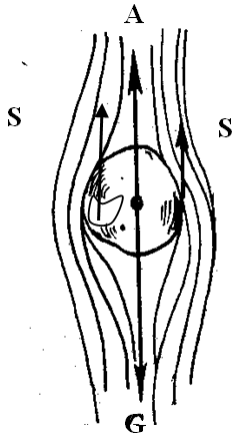


Рис. 7.8. Осадження частинки у в'язкому середовищі

Якщо рух рідини ламінарний, опір руху частки – опір тертя при осадженні кулястої частки можна знайти, використовуючи закон Стокса:

$$S = 3\pi dW_0\mu. \quad (7.1)$$

Виразивши силу тяжіння:

$$G = \frac{\pi d^3}{6} \rho_\delta g,$$

і силу Архімеда:

$$A = \frac{\pi d^3}{6} \rho_p g,$$

та виконавши підстановку у рівняння (7.1), одержимо:

$$\frac{\pi d^3}{6} (\rho_\delta - \rho_p) g = 3\pi dW_0\mu.$$

Звідси швидкість осадження сферичної частинки розраховується за виразом, м/с:

$$W_0 = \frac{1}{18} \frac{d^2 g}{\mu} (\rho_\delta - \rho_p). \quad (7.2)$$

де ρ – густина рідини кг/м³,
 μ – в'язкість середовища, Па·с.

Час осідання твердої частинки, яка знаходиться в точці 1 (рис. 27.9) дорівнює:

$$\tau_{oc} = \frac{h}{W_0}. \quad (7.3)$$

Час руху по горизонтальній прямій або час перебування в рідині до моменту осадження визначиться:

$$\tau_{i\ddot{a}d} = \frac{l_1}{W_a}. \quad (7.4)$$

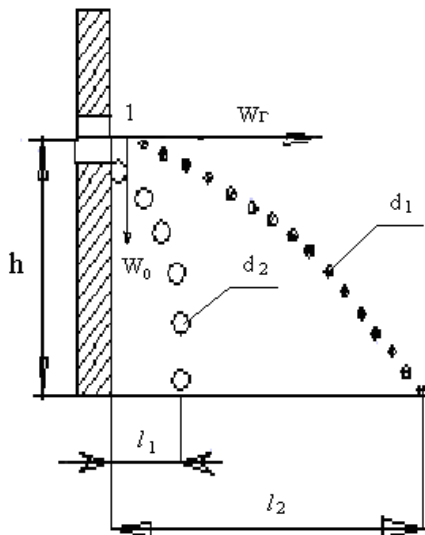


Рис. 7.9. Гідралічна класифікація середовищі

Умовою для осадження твердої частинки заданого діаметра d є:

$$\tau_{i\ddot{a}n} = \tau_{i\ddot{a}d} \quad (7.5)$$

Виконавши відповідну підстановку у (7.5) виразів (7.3) і (7.4), одержимо:

$$\frac{h}{W_0} = \frac{l_1}{W_a}. \quad (7.6)$$

Звідки дальність виносу частинок визначиться:

$$l_1 = \frac{W_a h}{W_0} = \frac{18W_a h \mu}{d^2 g (\rho_\delta - \rho_p)}.$$

Позначивши як постійну величину:

$$A = \frac{18W_a h \mu}{g (\rho_\delta - \rho_p)},$$

рівняння (7.6) набуває вигляду

$$l = \frac{A}{d^2}.$$

Дальність виносу частинки обернено пропорційна квадрату її діаметра.

У випадку, коли $d_2 < d_1$, то $l_2 > l_1$.

На підставі досліджень установлено такі закономірності осадження зерен:

- крупніші зерна й зерна з більшою густиною мають більші швидкості осадження;
- зі збільшенням густини та в'язкості середовища швидкість осадження в ньому зерен зменшується;

- форма зерен і характер їхньої поверхні значно впливають на швидкість осадження. За однакової маси зерен найбільшу швидкість осадження мають зерна кулястої форми, а найменшу – пластинчастої. Шорсткі зерна осаджуються повільніше, ніж зерна з гладкою поверхнею;

- підвищення температури середовища зменшує його в'язкість і збільшує швидкість осадження зерен (це помітніше при ламінарному осадженні зерен).

У процесі розділення зерен різних розмірів і густини в системі можна спостерігати явище рівноспадності. *Рівноспадними* називаються зерна, які за різних густин і розмірів мають однакову швидкість осадження в тому самому середовищі. Відношення діаметрів рівноспадних зерен легкого мінералу до важкого називається коефіцієнтом рівноспадності.

Для зерен однакової форми розміром 2 мм і більше коефіцієнт рівноспадності e обчислюють за формулою:

$$e = (\rho_{T1} - \rho_p) / (\rho_{T2} - \rho_p),$$

де ρ_{T1} і ρ_{T2} – густини важкого й легкого рівноспадних зерен відповідно.

Для зерен розміром 0,1–2,0 мм:

$$e = [(\rho_{T1} - \rho_p) / (\rho_{T2} - \rho_p)]^{2/3},$$

а для зерен розміром 0,1 мм і менше:

$$e = [(\rho_{T1} - \rho_p) / (\rho_{T2} - \rho_p)]^{1/2}.$$

Як видно з наведених залежностей, значення коефіцієнта рівноспадності змінюється зі зміною розмірів зерен розділюваної суміші.

Для ефективного розділення зерен різних мінералів слід забезпечити крупність зерен суміші у границях коефіцієнта рівноспадності (наприклад, якщо коефіцієнт рівноспадності становить 3,95, то для ефективного розділення необхідно, щоб відношення максимального й мінімального розмірів зерен у суміші не перевищувало чотири).

Усе викладене справедливе для поодиноких зерен, тобто для умов вільного осадження. Але в практиці класифікування найчастіше

спостерігається стиснене осадження, тобто рух великої кількості зерен у вигляді більш чи менш щільної маси, які крім впливу гравітаційних сил і сил опору середовища зазнають динамічної дії навколишніх зерен, що безперервно стикаються.

Швидкість стисненого осадження $w_{ст}$, яка завжди менша, ніж швидкість вільного, можна приблизно оцінити за допомогою залежності:

$$w_{ст} = K w_0,$$

де K – коефіцієнт зниження швидкості (наприклад, для кварцу він становить 0,362, а для свинцевого блиску – 0,288).

7.3.2. Повітряна сепарація

Повітряна сепарація застосовується для сортування дрібних частинок, коли тонина розмелювання відповідає сити $N_0 01... 0085$ і нижче. При класифікації таких частинок

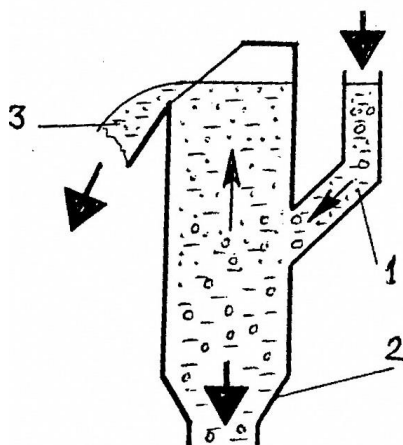


Рис. 7.10. Схема безперервної мокрої класифікування під дією сили тяжіння у висхідному потоці рідини:

1 – патрубок вихідного матеріалу; 2 – крупний клас; 3 – дрібний клас

продуктивність класифікаторів дуже низька.

Принцип дії повітряної класифікації такий же, що і гідравлічної класифікації.

Розділення може відбуватися як під дією сили тяжіння, так і за рахунок відцентрових сил.

Існують відповідні апарати:

- 1) з горизонтальним повітряним потоком;
- 2) з комбінованим, в яких матеріал розділяється в полі відцентрових сил і відводиться з апарату під дією сили тяжіння;
- 3) з проточним рухом, в яких вертикальний повітряний потік створюється окремим вентилятором.

Основні апарати: відстійний газохід, комбінований апарат із замкнутим циклом за повітрям, повітря-прохідний сепаратор .

7.3.3. Магнітна сепарація

Магнітне сортування застосовується для виділення із сировини предметів і домішок, що мають магнітні властивості. Основою апарата є електромагнітний барабан з вбудованою всередині магнітною системою. Матеріал попадає на барабан, частинки металу притягаються до нього й обертаються разом з барабаном до тієї точки, де виходять із зони дії магнітного поля і вивантажуються в бункер.

Запитання для самоконтролю

1. В чому полягає сукупність класифікації?
2. Перелічіть основні конструкції пристроїв для просіювання.
3. Як визначається ККД грохочення?
4. Фактори, які впливають на ефективність процесу грохочення?
5. Основні схеми просіювання.
6. Наведіть основні види класифікування.
7. В чому полягає сутність гідравлічного класифікування?