МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ

ХІМІЧНА ТЕХНОЛОГІЯ ТА ОБЛАДНАННЯ ПІДПРИЄМСТВ

Навчальний посібник
для студентів спеціальності
133 – «Галузеве машинобудування»
денної та заочної форм навчання

ЛУЦЬК 2018

УДК 681.51
Х46

До друку
Голова навчально-методичної ради Луцького НТУ _____ В.І. Талах

Електронна копія друкованого видання передана для внесення в репозиторій Луцького НТУ
Директор бібліотеки _____ С.С. Бакуменко.

Затверджено навчально-методичною радою Луцького НТУ
протокол № ___ від «__» _____ 2018 р.

Рекомендовано до до видання навчально-методичною радою машинобудівного факультету Луцького НТУ, протокол № ___ від «__» _____ 2018 р.
Голова навчально-методичної ради машинобудівного факультету _____С.І. Пустюльга

Розглянуто і схвалено на засіданні кафедри галузевого машинобудування Луцького НТУ
протокол № ___ від «__» _____ 2018 р.
Завідувач кафедри галузевого машинобудування _____ В.С. Пуць

Укладачі: О.Д. Клименко, кандидат технічних наук, доцент Луцького НТУ
Е.Л. Селезньов, кандидат технічних наук, доцент Луцького НТУ

Рецензенти: О.С. Поліщук, кандидат технічних наук, доцент, завідувач кафедри машин і апаратів, електромеханічних та енергетичних систем Хмельницького національного університету

Ж.О. Кормош, кандидат технічних наук, професор, завідувач кафедри аналітичної хімії та екотехнологій Східноєвропейського національного університету імені Лесі Українки

О.О. Налобіна, доктор технічних наук, професор кафедри будівельних, дорожніх, меліоративних, сільськогосподарських машин і обладнання національного університету водного господарства та природокористування

Відповідальний
за випуск: В.С. Пуць, кандидат технічних наук, доцент Луцького НТУ

Х46 **Хімічна технологія та обладнання підприємств.** Навчальний посібник для студентів спеціальності 133 – «Галузеве машинобудування» денної та заочної форм навчання / О.Д. Клименко, Е.Л.Селезньов. – Луцьк: Луцький НТУ, 2018. – 136 с.

Видання містить теоретичні відомості, практичну частину та тестові завдання з гідромеханічних процесів та обладнання, що використовуються на підприємствах галузі.

Призначене для студентів спеціальності 133 «Галузеве машинобудування»денної та заочної форм навчання.

© О.Д. Клименко,
Е.Л. Селезньов, 2018

ПЕРЕДМОВА

Навчальна дисципліна «Хімічна технологія та обладнання підприємств» є однією з основних дисциплін підготовки бакалавра спеціальності 133 – «Галузеве машинобудування».

Мета викладання дисципліни – отримання студентами необхідних знань, умінь та навичок у галузі хімічних виробництв підприємств, а саме засвоєння типових хіміко-технологічних процесів, починаючи з підготовчих виробництв та закінчуючи фінішними операціями.

Завдання викладання дисципліни полягає у вивченні та отриманні практичних навичок з визначення фізико-механічних властивостей матеріалів, що використовуються у промисловості, вивченні типових технологічних процесів та обладнання, яке їх реалізовує, а також у вивченні взаємодії робочих інструментів обладнання з оброблюваними матеріалами.

У результаті аналізу досвіду викладання дисципліни провідними кафедрами вітчизняних і зарубіжних навчальних закладів було визначено, що курс повинен містити:

– загальнотеоретичні положення хімічної технології;

– принципи будови основних типів машин підприємств, що використовують хімічні технології;

– основні технологічні схеми одержання напівфабрикату та виробів на підприємствах;

– технологічні характеристики основних типів машин підприємств, що використовують хімічні технології.

Навчальний посібник складається з таких основних тем:

ХІМІЧНІ ТЕХНОЛОГІЇ. СИРОВИНА ДЛЯ ХІМІЧНОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

НЕОДНОРІДНІ СИСТЕМИ

ОСАДЖЕННЯ

ФІЛЬТРУВАННЯ

ЦЕНТРИФУГУВАННЯ

ПЕРЕМІШУВАННЯ

Навчальний посібник розроблено на основі конспекту лекцій з курсу «Хімічна технологія та обладнання підприємств», який вже апробований у навчальному процесі протягом більше 10 років, доповнений новим змістовним і графічним матеріалом.

Крім того, у навчальному посібнику наведено практичні завдання і тестові завдання для самоконтролю.

ВСТУП

Розвиток хімічної промисловості відбувається темпами, що значно випереджають середні темпи розвитку інших галузей промисловості. Сучасні хімічні підприємства являють собою в більшості випадків складні комбінати різноманітних хімічних виробництв, що об'єднуються комплексним використанням сировини або отриманням різних напівфабрикатів, необхідних для випуску кінцевого продукту. Багато галузей промисловості використовують виробництва, що базуються на хіміко-технологічних процесах. Деякі виробництва целюлозно-паперової, текстильної, харчової, холодильної, фармацевтичної, фото- і кінопромисловості є суто хімічними.

Основною тенденцією розвитку виробництв є хімізація. Необхідність створення нових видів штучних шкір, армованих плівок, нетканих і інших матеріалів, нові хімічні способи виробництва ведуть до заміни традиційних технологій новими, здатними різко підвищити продуктивність праці і якість продукції. В основі таких технологій лежить глибоке знання хімічних, фізико-хімічних, механічних процесів.

Галузі промисловості потребують фахівців, що знають закономірності хімічної технології, володіють її типовими методами і прийомами, добре знайомі з хімічною реакційною апаратурою. В курсі "Хімічна технологія та обладнання підприємств" розглядаються питання теорії процесів, закономірності роботи апаратури для їх реалізації незалежно від місця в технологічній лінії.

Знання закономірностей процесів дозволяє удосконалювати технологію виробництв шляхом вибору більш раціональних режимів, апаратів і їх поєднання.

Задачею курсу є вивчення теоретичних основ і методів розрахунку типових процесів виробництв, а також принципів облаштування обладнання.

1. ХІМІЧНІ ТЕХНОЛОГІЇ. СИРОВИНА ДЛЯ ХІМІЧНОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

ЗАГАЛЬНІ ПОЛОЖЕННЯ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ

Технологія – наука, що вивчає способи і процеси переробки продуктів природи (сировини) в предмети споживання і засоби виробництва.

Спосіб переробки – це сукупність всіх операцій, які проходить сировина до отримання із неї готової продукції. Спосіб переробки називають у технології способом виробництва даного продукту. Спосіб виробництва складається з послідовності операцій, що відбуваються в відповідних машинах і апаратах. Опис операцій називається *технологічною схемою.* Технологічна схема описується або в текстовій формі, або послідовним схематичним зображенням зв'язаних між собою апаратів. Операція здійснюється в одному або декількох апаратах (машинах), вона є поєднанням різних технологічних процесів. У кожному апараті може відбуватися один або декілька процесів. У хімічних апаратах-реакторах одночасно відбуваються гідравлічні, теплові, дифузійні і хімічні процеси.

Технологія поділяється на механічну і хімічну.

У механічній технології розглядаються процеси, в яких змінюється форма або зовнішній вигляд і фізичні властивості матеріалів за допомогою механічного впливу на них робочих органів машин, а в хімічній – процеси корінної зміни складу, властивостей і внутрішньої будови речовини. Цей поділ значною мірою умовний, оскільки під час зміни виду матеріалу часто змінюється його склад і хімічні властивості. Так, наприклад, виробництво литтям відноситься до механічної технології, але під час лиття металів відбуваються і хімічні реакції.

Хімічна технологія поділяється на технологію *неорганічних* і *органічних речовин.* Два розділи технології об'єднуються загальними принципами і закономірностями.

ОСНОВНІ ПРОЦЕСИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ

В основі класифікації процесів хімічної технології лежать закономірності, що характеризують їх протікання:

– *гідромеханічні процеси* відбуваються за законами гідродинаміки – науки про рух рідин і газів. До цих процесів відносять змішування рідин і газів, розділення рідинних і газових неоднорідних систем у полі гравітаційних відцентрових сил, під дією різниці тисків і електричних потенціалів, під час руху неоднорідних систем через пористі мембрани. Тут же розглядаються процеси змішування рідких, пастоподібних і сипучих матеріалів досить поширені в промисловості;

– *теплові процеси* визначаються законами теплопередачі. До цих процесів відносять: нагрівання, охолодження, випарювання, конденсування;

– *масообміні процеси* визначаються законами масопереносу компонентів із однієї фази в іншу через поверхню розподілу фаз. До цих процесів відносять: абсорбція, ректифікація (перегонка), екстракція із розчинів і твердих тіл, розширення, кристалізація, адсорбція, сушка.

Механічні процеси визначаються законами механіки твердого тіла. До цих процесів відносять подрібнення, дозування, змішування твердих тіл і гранулювання порошків.

Хімічні процеси визначаються законами хімічної кінетики.

Процеси хімічної технології можуть бути неперервними і періодичними.

Періодичні процеси характеризуються єдністю місця проведення різноманітних стадій процесу – робочими циклами. Ці процеси економічно вигідні для малосерійного виробництва.

Для *неперервних процесів* характерні такі, що встановилися в часі режими, неперервний підвід вихідних матеріалів і відвід готової продукції. Неперервні процеси – найбільш прогресивна форма технології.

Розрахунок процесів і апаратів складається із обґрунтування робочих параметрів (тиску, температур) і визначення матеріальних та енергетичних потоків. На базі цих параметрів потоку спочатку розраховують робочі

перерізи апаратів і гідродинамічну обстановку, що забезпечує роботу технологічної установки під час встановлених матеріальних і енергетичних потоках. Потім вибирають матеріали і конструкцію елементів кожного апарату, що забезпечує надійну і довготривалу експлуатацію всієї установки. Щоб забезпечити взаємозв'язок потоків, втрати напору і розрахувати розміри апаратів, складають матеріальні і енергетичні баланси процесу. Матеріальні баланси базуються на законні збереження маси, енергетичні – на законні збереження енергії. Під час розробки промислових процесів і апаратів необхідно враховувати основні закономірності процесів. Це можна зробити експериментально на установках невеликого розміру. Отримані результати у вигляді рівнянь, графіків, таблиць використовуються для розрахунку промислових процесів і апаратів. Для успішного переносу результатів експерименту на аналогічні виробничі процеси використовують теорію моделювання (фізичне і математичне моделювання). Характерною особливістю технологічних процесів багатьох виробництв є те, що вони здійснюються в рідких і газоподібних середовищах і пов'язанні зі змішуванням або, навпаки, розділенням неоднорідних систем.

СИРОВИНА ДЛЯ ХІМІЧНОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

Сировина є одним із основних елементів технологічного процесу, який визначає значною мірою економічність процесу, техніку виробництва і якість продукції.

Сировиною називають природні матеріали, що використовуються під час виробництва промислових продуктів.

Потреби промисловості в різноманітній доступній і дешевій сировині і розвиток техніки постійно розширюють сировинну базу. Багато виробництв в якості сировини використовують продукти інших виробництв, так званні напівпродукти, або відходи. Як вихідна сировина, так і готові продукти повинні відповідати певним вимогам. Сировина, що використовується в хімічних процесах промисловості, класифікується за різними ознаками: *за походженням* – мінеральна, рослинна і тваринна; *за хімічним складом* –

неорганічна і органічна; *за агрегатним станом* – тверда, рідка і газоподібна.

Мінеральна сировина поділяється на рудну (металічну), яка служить джерелом отримання металу, і нерудну (неметалічну). Рудна мінеральна сировина містить метали, головним чином у виді оксидів. Нерудна мінеральна сировина різна за хімічним складом і використовується або в природному стані (пісок, глина, азбест і т.д.) або поступає на хімічну переробку (хімічна мінеральна сировина – сульфати, фосфати, хлориди, алюмосилікати і т.д.).

Рослинна і тваринна сировина (деревина, бавовна, масла і жири, шкіра, вовна і т.д.) переробляється в продукти побутового, промислового призначення (технічна сировина).

Основні напрямки в вирішенні проблем хімічної сировини:

1. Пошук і використання більш дешевих видів сировини.
2. Використання концентрованої сировини.
3. Комплексне використання сировини.

Пошук дешевої і доступної сировини ведеться різними шляхами: наближенням джерела сировини до виробництва, переробкою відходів основного виробництва (принцип комбінованого виробництва), безпосереднім використанням відходів, заміною одного виду сировини іншим, більш дешевим. Природна сировина, а також відходи інших виробництв, містять шкідливі компоненти або баластні домішки, яких необхідно позбутись, тобто концентрувати корисні компоненти.

Методи концентрації (збагачення) сировини залежать від її агрегатного стану.

Із газових сумішей корисні компоненти виділяють, використовуючи різноманітні властивості газів:

1. Різниці в температурах кипіння компонентів газового середовища.
2. Різниця в розчинності в тій чи іншій рідині компонентів газової суміші.

Рідкі розчини найбільш часто концентрують шляхом випарювання і конденсування або кристалізацією. *Тверді матеріали* спочатку подрібнюють, а потім розподіляють. У результаті розподілу отримують *концентрат* (фракція, збагачена корисними компонентами), проміжний продукт і відходи.

Способи збагачення твердих матеріалів поділяються на: *механічні, хімічні* і *фізико-хімічні.* Механічні способи базуються на різниці у фізичних властивостях компонентів: густині, розмірах і формі зерен, міцності, магнітній проникності, електропровідності. До механічних способів належать: розсіювання, гравітаційне розділення, електромагнітна сепарація, термічне збагачення. *Розсіювання* використовують для розділення матеріалів, що складаються із компонентів різної величини зерен. Послідовним пропусканням подрібненого матеріалу через ряд металевих сит з отворами різного діаметру розділяють вихідний матеріал на фракції. *Гравітаційне збагачення* (мокре і сухе) базується на різній швидкості падіння частин різної густини і розмірів у потоці рідини або газу. Найчастіше проводять мокре збагачення в потоці води, принципову схему якого наведено на рис.1.1.

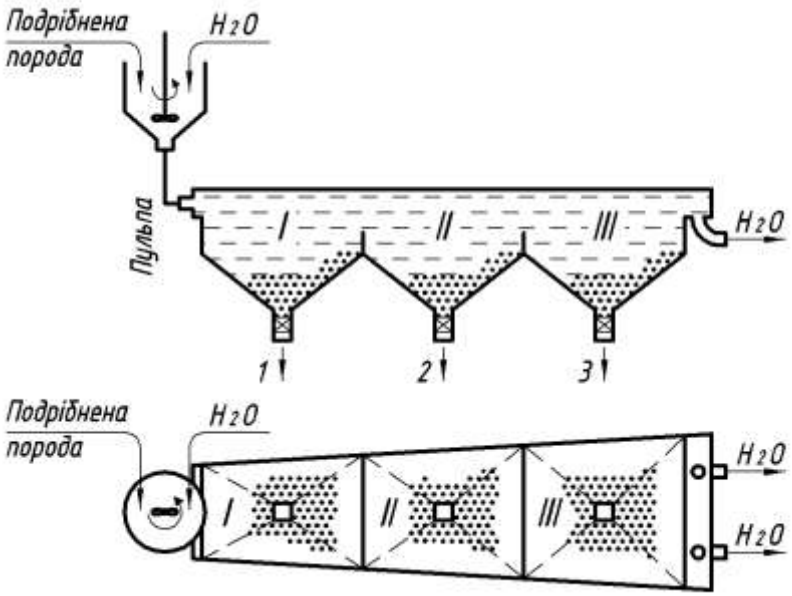


Рис. 1.1. Принципова схема мокрого гравітаційного збагачення:
I, II, III – осаджуючі камери; 1 – тяжка фракція; 2 – середня фракція; 3 – легка фракція

Електромагнітне збагачення базується на різній магнітній проникності твердих матеріалів і використовується для відділення магнітних матеріалів від немагнітних. Під час проходження через електромагнітний сепаратор подрібненого матеріалу відбувається розділення на магнітну і немагнітну фракції (рис. 1.2).

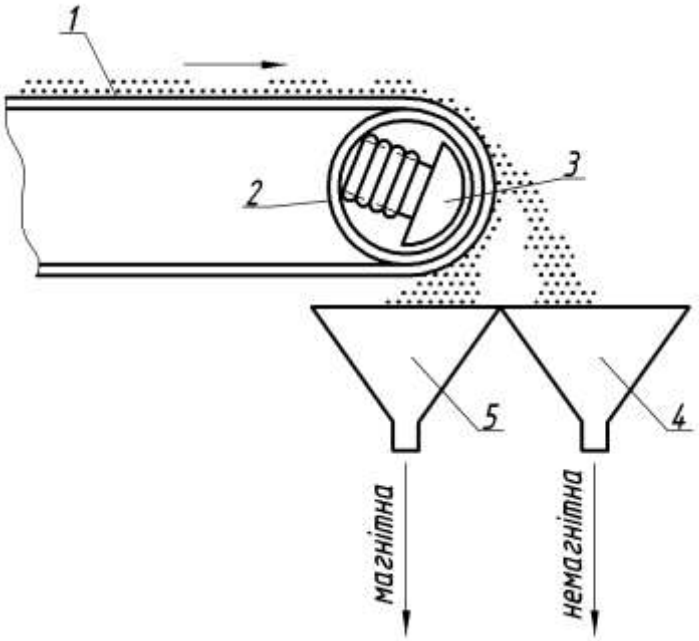


Рис. 1.2. Схема електромагнітного сепаратора:
1 – стрічка транспортера; 2 – барабан транспортера; 3 – електромагніт;
4, 5 – бункер

Термічне збагачення базується на різниці в температурі плавлення різних фракцій.

Хімічне збагачення базується на різниці у взаємодії компонентів сировини з хімічними реагентами з подальшим виділенням утвореної сполуки осадженням, випарюванням, плавленням.

До фізико-хімічних способів збагачення належить *флотаційний спосіб. Флотація* – важливий спосіб збагачення, що базується на різниці у змочуванні водою і реагентом фракцій. За змочуваністю природні матеріали поділяються на змочувані водою – *гідрофільні*, і погано змочуванні водою – *гідрофобні.* На рис. 1.3 показано змочуваність частин твердого матеріалу.

З частинкою, що не змочується, рідина утворює тупий кут, а з частинкою, що змочується – гострий кут. Сили поверхневого натягу прагнуть вирівняти рівень рідини, внаслідок чого частинка, що не змочується, виштовхується на поверхню, а частинка, що змочується, занурюється в рідину. Для розділення різних фракцій використовують *флотаційні реагенти* – речовини, що вибірково підсилюють або послаблюють змочування водою певної фракції матеріалу.

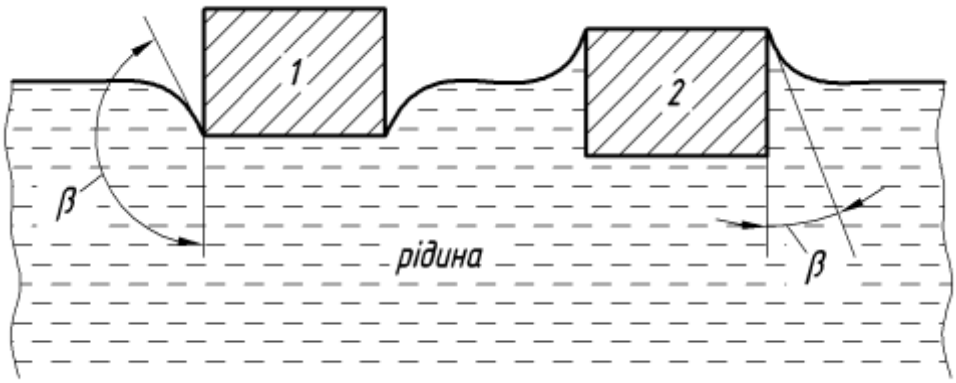


Рис. 1.3. Вплив змочування:
1 – частинка, що не змочується; 2 – частинка, що змочується

Залежно від впливу флотаційного реагенту на певну фракцію розрізняють:

1. *Збирачі* – речовини, які утворюють на поверхні фракції гідрофобний шар: олеїнова кислота, нафтенові кислоти, ксантогенати.

2. *Депресори* – речовини, що посилюють гідрофільність певних мінералів, перешкоджаючи їх спливанню: вапно, ціаністі солі.

Техніка флотації полягає в тому, що сировину, подрібнену до розміру частинок не більше 0,1–0,3 мм, разом з водою і флотреагентом подають у флотаційну машину. Використовуються флотаційні машини з механічним перемішуванням пульпи з повітрям і з пневматичним (повітряним) перемішуванням. На рис. 1.4 представлено схему машини з повітряним перемішуванням. Повітря, що подається із загальної труби і виходить бульбашками через трубки, служить одночасно і для перемішування, і для піднімання гідрофобних мінеральних частин на поверхню пульпи. Утворена мінералізована піна відводиться через жолоба і самовільно руйнується,

концентрат відділяють у відстійниках від води і сушать в сушарках, із нижньої частини виділяють гідрофільну фракцію.

Комплексне використання сировини означає отримання продуктів із всіх компонентів сировини. Основний шлях комплексного використання сировини – послідовна переробка сировини складної структури в різні продукти. Прикладом комплексного використання сировини в легкій промисловості є переробка хутряних шкірок невисокої якості. Для цього зі шкірок знімають хутрове покриття, яке використовується для створення фетрових головних уборів. Саму шкірку, що є відходом виробництва, переробляють на клейові засоби.

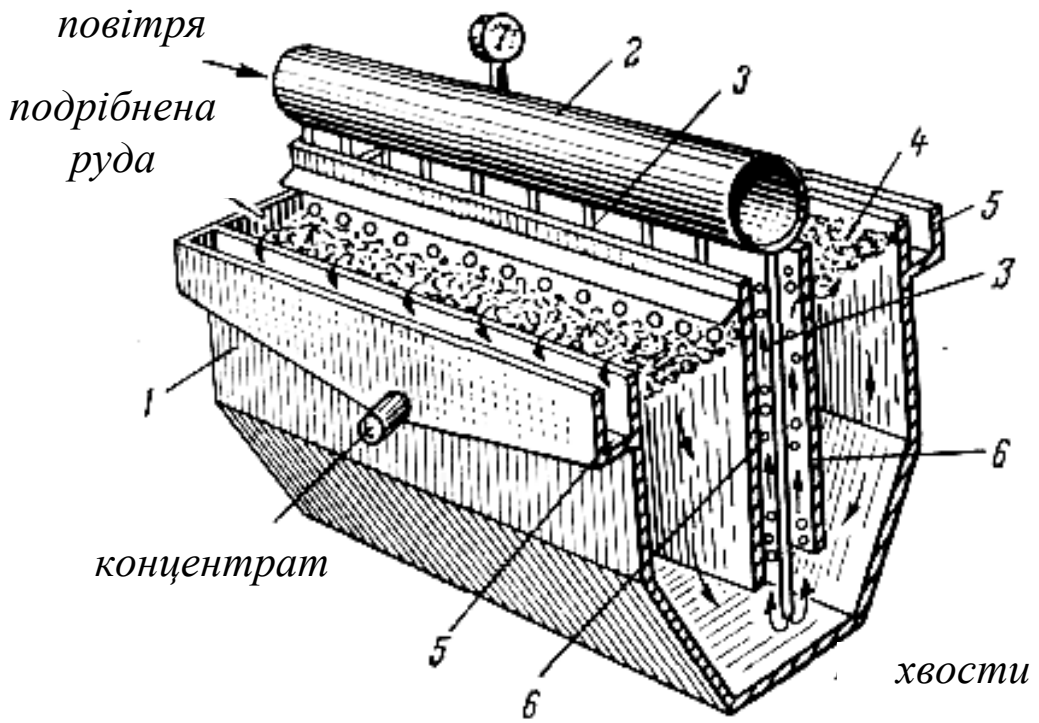


Рис. 1.4. Флотаційна машина з повітряним перемішуванням:
1 – циркуляційна камера; 2 – колектор повітря; 3 – повітряні трубки; 4 –шар піни; 5 – жолоб для концентрату; 6 – перегородки

2. НЕОДНОРІДНІ СИСТЕМИ

ЗАГАЛЬНІ ПОЛОЖЕННЯ

У виробництвах легкої промисловості для одержання плівкових матеріалів і штучної шкіри, утворення клейових плівок під час виготовлення взуття й одягу широко застосовуються латекси різної природи, дисперсійні у воді відходи шкіри, бавовни, мінеральні наповнювачі. Багато технологічних процесів (двоїння, стругання шкіри, шліфування, фрезерування деталей взуття) супроводжуються значним утворенням пилів, туманів (випарювання пластифікаторів). Під час проведення рідинних процесів (у виробництві шкіри) утворюються водяні суспензії і колоїдні розчини.

Усе це складні неоднорідні системи, для переробки і поділу яких необхідні особливі умови й устаткування.

Неоднорідні (гетерогенні) системи – це системи, що складаються з двох чи декількох фаз. Фази, що складають систему, можуть бути механічно відділені одна від одної. Будь-яка неоднорідна бінарна система складається з дисперсної фази і дисперсійного середовища, у якій розподілені частки дисперсної фази.

Залежно від фізичного стану фаз розрізняють: суспензії, емульсії, піни, пили, дими і тумани.

Суспензії – неоднорідні системи, що складаються з рідини і зависаючих у ній твердих частинок. Залежно від розмірів твердих частинок суспензії умовно підрозділяють на грубі (більше 100 мкм), тонкі (0,5–100 мкм) і каламуть (0,1–0,5 мкм). Перехідну область між суспензіями і гомогенними системами займають колоїдні розчини, частинки яких за розміром займають середнє положення між молекулами і частинками суспензій. Границя між суспензіями і колоїдними розчинами може бути охарактеризована появою броунівського руху твердих частинок, що перешкоджає осадженню колоїдних розчинів під дією сили ваги.

Емульсії – системи, що складаються з рідини і розподілених у ній частинок іншої рідини, що не змішується з першою. Розмір частинок дисперсної фази може коливатися в широких межах. Під дією сили ваги емульсії розшаровуються, проте під час незначних розмірів крапель (менше 0,4–0,5 мкм), чи під час додавання стабілізаторів емульсії стають стійкими і не розшаровуються протягом тривалого часу. Зі збільшенням концентрації дисперсної фази з'являється можливість *інверсії* фаз. У результаті інверсії крапель дисперсна фаза стає суцільною; в ній зависають частинки фази, що була до цього дисперсійним середовищем.

Піни – системи, що складаються з рідини і розподілених у ній частинок газу. Ці газорідинні системи за своїми властивостями близькі до емульсій.

Пили і *дими* – системи, що складаються з газу і розподілених у ньому частинок твердої речовини. Пили утворюються за механічного розподілу частинок у газі (під час дроблення, перемішування і транспортування твердих матеріалів і ін.). Розміри твердих частинок пилів складають приблизно 3–70 мкм. Дими отримують у процесі конденсації пари (газів) під час переходу їх у твердий стан; під час цьому утворюються тверді, що зависли в газі частинки розміром 0,3–5 мкм. Під час утворення дисперсної фази з частинок рідини, розподілених у газі, приблизно таких же розмірів (0,3–5 мкм) виникають системи, названі *туманами*. Пили, дими і тумани є аеродисперсними системи чи аерозолями.

Зазначені системи можуть утворюватися також за хімічної взаємодії газів, що відбувається з утворенням твердої чи рідкої фази. Під час цьому дисперсність системи буде визначатися швидкістю утворення центрів конденсації і швидкістю їхнього росту.

У промисловості досить поширені процеси, пов'язані з поділом рідких і газових неоднорідних систем. Вибір методу їхнього поділу обумовлюється розмірами зависаючих частинок та різницею густин дисперсної фази і дисперсійного середовища. Застосовують такі *методи поділу*: осадження, фільтрування і центрифугування. Ці методи лежать в основі гідромеханічних процесів поділу неоднорідних систем.

Осадження – це процес поділу, за якого зависаючі в рідині чи газі тверді чи рідкі частинки відокремлюються під дією сил ваги, інерції (у тому числі відцентрових) чи електростатичних сил. Осадження, що відбувається під дією сили ваги, називається *відстоюванням*.

Фільтрування – процес поділу системи за допомогою пористої перегородки, здатної пропускати рідину чи газ, але затримувати зависаючі в середовищі тверді частки. Воно здійснюється під дією тиску чи відцентрових сил і застосовується для більш тонкого поділу суспензій і пилів, чим під час осадження.

Центрифугування – процес поділу суспензій і емульсій під дією відцентрових сил. Під дією цих сил осадження поєднується з ущільненням осаду, що утвориться, а фільтрування – з ущільненням і механічним сушінням осаду.

Практична частина

ОСНОВНІ ЗАЛЕЖНОСТІ

Суспензії характеризуються ваговим співвідношенням рідкої і твердої фаз (Р:Т). Це співвідношення може бути виражене через вагову частку *x* твердої фази в суспензії

$$n = (P:T) = \frac{1-x}{x}. \qquad (1)$$

Позначивши через ρ_c і $\rho_{тв.}$ густину суспензії і твердої фази, що міститься в ній, отримаємо наступний вираз об'ємної частки твердих частинок в суспензії:

$$q = \frac{\frac{x}{\rho_{тв}}}{\frac{1}{\rho_c}} = \frac{x\rho_c}{\rho_{тв}}. \qquad (2)$$

Густину ρ_c визначають, виходячи з того, що питомий об'єм суспензії рівний сумі об'ємів складаючих її твердої і рідкої фаз $\frac{1}{\rho_c} = \frac{x}{\rho_{тв}} + \frac{1-x}{\rho_p}$, звідки

$$\rho_c = \frac{1}{\frac{x}{\rho_{тв}} + \frac{1-x}{\rho_p}}, \qquad (3)$$

де $\rho_р$ – густина рідкої фази.

Отримуваний в результаті розділення вологий осад також характеризується відношенням рідкої і твердої фаз $п_{ос}$ = $(Р:Т)_{ос}$ = $\omega/(1-\omega)$, де ω – вагова частка рідкої фази в осаді.

Аналогічні залежності прикладені до емульсій, які складаються з двох рідких фаз P_1 і P_2 і відповідно характеризуються відношенням

$$п_{ем} = P_1 : P_2.$$

В'язкість суспензій і емульсій визначається залежно від в'язкості μ_0 суцільної фази і об'ємної концентрації q дисперсної фази. В'язкість розбавлених суспензій залежить від концентрації твердої фази, але не залежить від розміру твердих частинок і визначається за формулою А. І. Бачинського:

$$\mu = \mu_0 (1 + 4{,}5q). \qquad (4)$$

В'язкість емульсій визначається за формулою

$$\mu = \mu_0 \frac{\sqrt[3]{\frac{1}{q}}}{\sqrt[3]{\frac{1}{q}} - 1}. \qquad (5)$$

Матеріальний баланс розділення

Розглянемо матеріальний баланс розділення суспензій, як найбільш поширеного процесу розділення рідких неоднорідних систем.

Хай G_c – кількість суспензії (у кг), що розділяється, x_1 – вагова частка твердої фази в суспензії. В результаті розділення одержується осад в кількості $G_{ос}$, кг із змістом твердої фази x_2 і вологістю ω = 1 – x_2 і рідина, кількість якої рівна G_p, кг.

Тоді рівняння матеріального балансу матимуть такий вигляд:

– для всієї системи

$$G_c = G_{ос} + G_p, \qquad (6)$$

– для твердої фази

$$G_c x_1 = G_{ос} x_2, \qquad (7)$$

або

$$G_c x_1 = G_{oc}\left(1-\omega\right). \qquad (8)$$

Сумісним рішенням рівнянь (6) і (8) визначають кількість вологого осаду і кількість рідкої фази.

ПРИКЛАД ДЛЯ САМОСТІЙНОГО РОЗВ'ЯЗУВАННЯ

Приклад 1. Визначити об'ємну частку твердої фази, густину і в'язкість суспензії, якщо вагове співвідношення рідкої і твердої фаз в суспензії Р:Т. Густина твердої фази $\rho_{тв}$, кг/м^3, густина рідкої фази $\rho_р$= 1000 кг/м^3. В'язкість рідкої фази $\mu_о$ = 0,001 Н·с/м^2 (1 спз).

Варіанти завдань наведено в таблиці

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
Р:Т	5,2	6,9	4,3	7,5	7,8	8,2	6,3	5,6	8,3	7,9
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
$\rho_{тв}$	3600	2400	2800	3200	4100	3500	4500	3300	2850	3150

3. ОСАДЖЕННЯ

Для попереднього (грубого) поділу неоднорідних систем застосовується в основному *відстоювання*.

Під час відстоювання пилу суспензію чи емульсію пропускають через камеру і зависаючі частинки осаджуються на її дно (рис. 3.1).

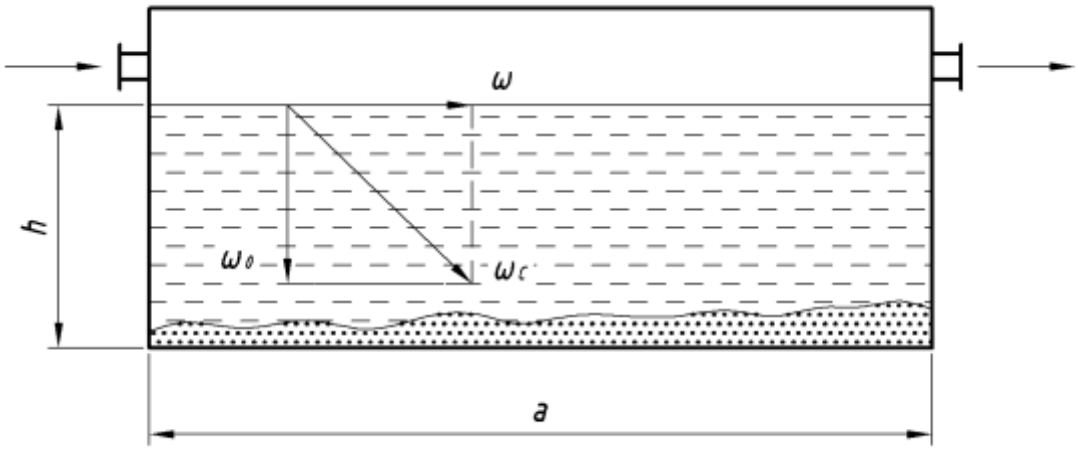


Рис. 3.1. Схема відстійника

Швидкість осадження (падіння тіл) у середовищі визначається за формулою, м/с:

$$\omega_0 = \sqrt{\frac{4gd(\rho - \rho_0)}{3\xi\rho_0}}, \qquad (3.1)$$

де d – середній діаметр частинок; ρ *і* ρ_0 – густина частинок і середовища; ξ – коефіцієнт опору середовища.

Коефіцієнт опору є функцією числа Рейнольдса і визначається дослідним шляхом залежно від швидкості руху частинок, густини і в'язкості середовища.

Експериментально встановлено:

– при $\mathrm{Re} \le 2$ $\xi = \dfrac{24}{\mathrm{Re}}$;

– при $2 < \mathrm{Re} \le 500$ $\xi = \dfrac{18{,}5}{\mathrm{Re}^{0{,}6}}$;

– при $500 < \mathrm{Re} \le 150000$ $\xi = 0{,}44$.

Відстійники, що застосовуються у промисловості, доцільно підрозділити на три групи: для пилу, для суспензій і для емульсій.

Найпростішим відстійником є *відстійний газохід* – розширена частина газопроводу. Відстійний газохід обладнується перегородками 1 (рис. 3.2) і збірниками пилу 3.

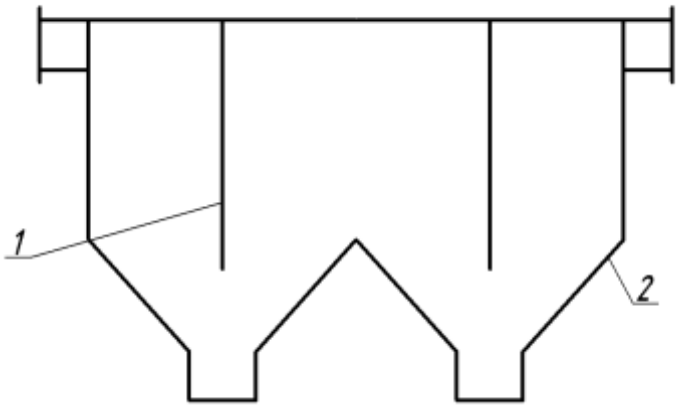


Рис. 3.2. Відстійний газохід

Завдяки наявності перегородок газовий потік завихрюється і відцентрові сили, що виникають при цьому сприяють осадженню частинок пилу. Зі збірників пил вивантажується періодично.

На рис. 3.3 показано безперервно діючий відстійник із гребкоподібною мішалкою для суспензій. Відстійник складається з циліндричного резервуара з конічним дном і внутрішнім кільцевим жолобом. У центрі резервуара встановлена труба для подачі суспензії. У резервуарі встановлена мішалка з похилими гвинтами і гребками 8, що переміщують осад до розвантажувального отвору 7. Мішалка обертається з частотою 0,5 хв$^{-1}$. Рідина, звільнена від осаду, переливається в кільцевий жолоб *2* і видаляється спеціальною трубою 6. Осад, що містить рідку фазу, віддаляється з відстійника за допомогою діафрагмового насоса. Вал мішалки приводиться в обертання приводом вала 5 через редуктор. Для збільшення швидкості осадження твердих частинок з газу чи рідини застосовують осадження під дією відцентрових сил. Якщо тіло обертається навколо осі, то на нього діє доцентрова сила, спрямована в сторону осі

обертання. При цьому відповідно до третього закону механіки виникає сила, рівна за величиною доцентрової, але протилежна їй за напрямком. Ця сила називається відцентровою; вона є силою інерції, що виникає під час зміни напряму руху тіла.

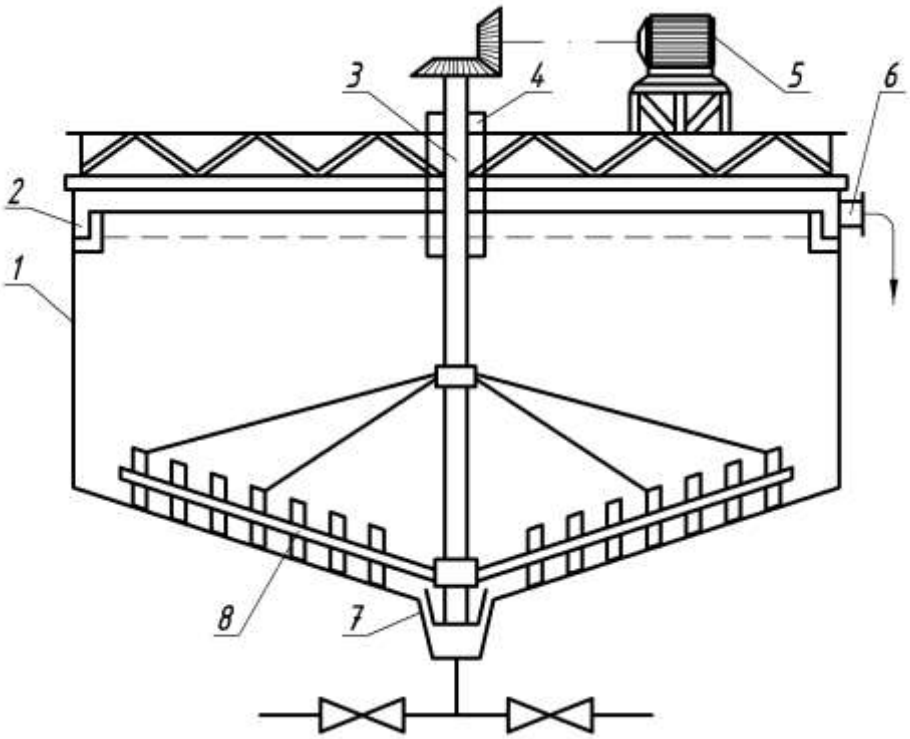


Рис. 3.3. Відстійник з гребкоподібною мішалкою:
1 – корпус; 2 – кільцевий жолоб для відводу рідини; 3 – вал; 4 – труба для подачі суспензії; 5 – привод вала; 6 – труба для відведення рідини; 7 – штуцер для виводу суспензії; 8 – лопатки

Якщо позначити масу тіла m, кг, частоту обертання тіла ω, $с^{-1}$ і радіус обертання r, м, тоді відцентрова сила, Н:

$$F_ц = m\omega^2 / r . \qquad (3.2)$$

Під час виведення формули прийнято, що колова швидкість потоку газу постійна і вплив частинок один на одну відсутній. На практиці за значних концентрацій пилу ефективність осадження підвищується внаслідок укрупнення (агломерації) частинок і механічного віднесення дрібних частинок великими.

Для осадження під дією відцентрових сил використовують *циклони* (гідроциклони).

Циклон (рис. 3.4) є циліндричним корпусом 1 з конічним днищем 2 і вихлопною трубою 4, розташованою усередині циліндричної частини апарату. Газ, що містить пил, підводиться до циклона по трубопроводу *5*, спрямованому по дотичній до циліндричного корпуса, внаслідок чого газ здійснює в середині циклона обертальний рух навколо вихлопної труби. За обертального руху газу виникає відцентрова сила, під дією якої зависаючі в газі тверді частинки, які володіють більшої, ніж частинки газу, масою, відкидаються від центра до периферії, осідають на стінках апарату і потім зсипаються в його конічну частину і виводяться по штуцері 3.

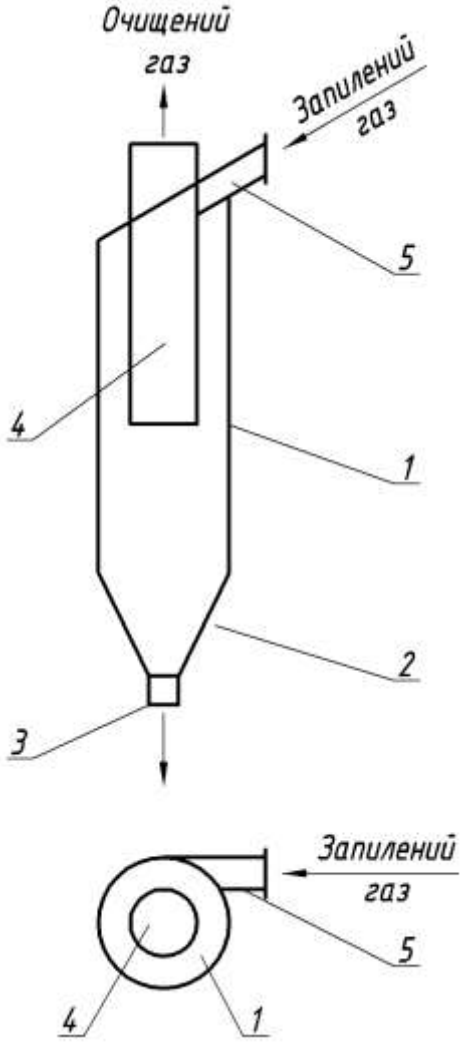


Рис. 3.4. Принципова схема циклона

Газ, звільнений від зависаючих у ньому твердих частинок, видаляється з циклону по вихлопній трубі, а осілі в конічній частині апарата тверді

частки видаляються періодично, у міру нагромадження, чи безупинно через патрубок.

ККД сучасних циклонів у середньому дорівнює 70–80%, але може бути меншим і більшим у залежності від властивостей пилу, що осаджується. Слід, однак, підкреслити, що необхідні подальші експериментальні роботи з уточнення ККД циклонів.

Осадження пилу під впливом відцентрової сили відбувається за тими законами, що й осадження під дією сили ваги, з тією лише відмінністю, що швидкість осадження частинок значно більша швидкості осадження у відстійних апаратах, так як у відцентрових апаратах сила, що діє на зависаючу в газі частинку у декілька разів більша сили ваги.

Осадження в електричному полі обумовлене силами притягання між різнойменними зарядами. Частинки пилу притягаються позитивно зарядженим осаджувальним електродом. Так як величина заряду пилу може набувати великих значень, сили електричного поля можуть у багато разів перевищувати відцентрові, а тому в електрофільтрах можна вловлювати частинки діаметром <10 мкм.

Практична частина

ОСНОВНІ ЗАЛЕЖНОСТІ

Осадження під дією сили тяжіння (пилові камери, відстійники).

Для опису в критерійній формі процесу осадження кулястої частинки в нерухомому необмеженому середовищі можуть бути застосовані критерії подібності: Архімеда Ar, Лященко Ly і Рейнольдса Re. Найбільш зручною формою критеріальної залежності є Ly = *f* (Ar).

За так званого ламінарного режиму осадження, коли критерії мають значення Ar < 3,6; Ly < $2 \cdot 10^{-3}$; Re < 0,2, Стоксом теоретично одержана наступна формула для швидкості осадження $\omega_{ос}$ (у м/с) кулястої частинки

$$\omega_{oc} = \frac{d^2 (\rho - \rho_c) g}{18 \mu_c}. \qquad (1)$$

Практично можливо застосування формули Стокса і за більш високих значеннях критеріїв Архімеда і Лященко. Для осадження частинки в газовому середовищі формула (1) спрощується, оскільки в цьому випадку величиною ρ_c можна нехтувати.

$$\omega_{oc} = \frac{d^2 \rho g}{18 \mu_c}. \tag{2}$$

У формулах (1) і (2): d – діаметр кулястої частинки, м; ρ – густина частинки, кг/м^3; ρ_c – густина середовища, кг/м^3; μ_c – динамічний коефіцієнт в'язкості середовища, Па·с, тобто Н·с/м^2, або кг/(м·с).

Визначення швидкості осадження кулястої одиночної частинки в нерухомому необмеженому середовищі за узагальненим методом, придатним за будь-якого режиму осадження, здійснюють таким чином.

Визначають критерій Архімеда:

$$Ar = Ga \frac{\Delta\rho}{\rho_c} = \frac{\mathrm{Re}^2}{Fr} \frac{\rho - \rho_c}{\rho_c} = \frac{d^3 (\rho - \rho_c) \rho_c g}{\mu_c^2}, \tag{3}$$

де Ga = Re^2/Fr – критерій Галілея.

Для осадження в газовому середовищі $Ar = d^3 \rho \rho_c g / \mu_c^2$.

За знайденим значенням критерію Ar визначають критерій Re або критерій Ly (рис. 1):

$$Ly = \frac{\mathrm{Re}^3}{Ar} = \frac{\mathrm{Re}\, Fr\, \rho_c}{\rho - \rho_c} = \frac{\omega_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g} \tag{4}$$

або (якщо середовище – газ)

$$Ly = \frac{\omega_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c g \rho}. \tag{4a}$$

Далі обчислюють швидкість осадження

$$\omega_{oc} = \frac{\mathrm{Re}\, \mu_c}{\rho_c d} \tag{5}$$

або

$$\omega_{oc} = \sqrt[3]{Ly\, \mu_c (\rho - \rho_c) g / \rho_c^2}. \tag{5a}$$

Для частинки неправильної форми швидкість осадження визначають тим же шляхом з критерію Лященко, але з підстановкою в критерій Архімеда замість d величини d_e. Еквівалентний діаметр d_e частинки неправильної форми обчислюють як діаметр умовної кулі, об'єм якої V рівний об'єму тіла неправильної форми

$$d_e = \sqrt[3]{6V/\pi} = 1{,}24\sqrt[3]{M/\rho}\,, \qquad (6)$$

де M – маса частинки, кг.

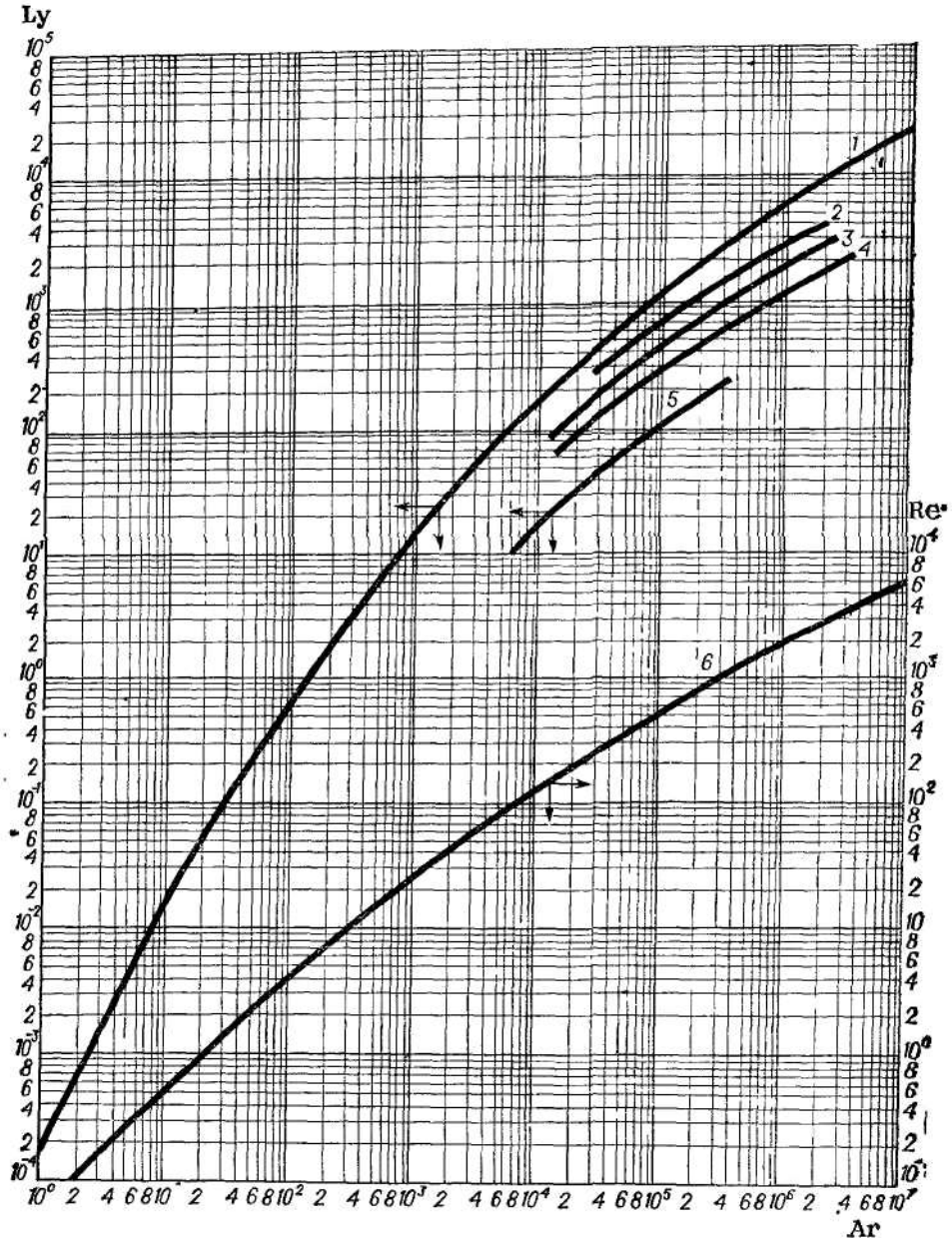


Рис. 1. Залежність критеріїв Re і Ly від критерію Ar для осадження одиночної частинки в нерухомому середовищі: 1 і 6 – кулясті частинки, 2 – закруглені, 3 – кутоподібні, 4 – довгасті; 5 – пластинчасті

Діаметр осідаючої кулястої частинки за відомою швидкістю осадження знаходять зворотним шляхом, тобто визначають спочатку критерій Лященко $Ly = \frac{\omega_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g}$ і за знайденим значенням Ly визначають критерій Ar (рис. 1); з останнього за формулою (3) обчислюють діаметр кулястої частинки.

Еквівалентний діаметр частинки твердого тіла неправильної форми за відомої швидкості осадження визначають таким же чином. Спочатку визначають критерій Ly за формулою (4), потім знаходять значення критерію Ar з рис. 1 для частинки відповідної форми і обчислюють її еквівалентний діаметр:

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar\,\mu_c^2}{(\rho - \rho_c)\rho_c g}}\,. \qquad (7)$$

Площа осадження F_{oc} (у м^2) пилоосаджувальної камери або відстійника для суспензій визначається за формулою

$$F_{oc} = V / \omega'_{oc}\,, \qquad (8)$$

де V – об'ємна витрата газу (рідини), що проходить через апарат паралельно поверхні осадження, м3/с; ω'_{oc} – середня розрахункова швидкість осадження частинок, м/с.

Відношення середньої розрахункової швидкості обмеженого осадження частинок ω'_{oc} до швидкості осадження одиночної частинки ω_{oc} залежить від об'ємної концентрації суспензії. За орієнтовних розрахунків, враховуючи приблизно відмінність реальних умов осадження від теоретичних (обмеженість осадження, форма частинок, рух середовища), середню розрахункову швидкість осадження часто приймають рівній половині теоретичної швидкості осадження одиночної кулястої частинки $\omega'_{oc} = 0{,}5\omega_{oc}$.

У промисловості широко використовується відстійник безперервної дії.

У цьому випадку формула (8) приймає вигляд

$$F_{oc} = \frac{G_н\left(1 - \frac{c_н}{c_{сг}}\right)}{\rho_c \omega'_{oc}}, \quad (9)$$

або

$$F_{oc} = \frac{V_0\left(x_{сг} - x_н\right)}{\omega'_{oc} x_{сг}}. \quad (10)$$

Тут F_{oc} – площа осадження відстійника, м^2; $G_н$ – масова витрата початкової (розбавленої) суспензії, кг/с; $c_н$ – масова концентрація твердої фази в початковій суспензії, кг/кг; $c_{сг}$ – масова концентрація твердої фази в згущеній суспензії (шламі), кг/кг; ρ_c – густина освітленої рідини, кг/м^3; V_0 – об'ємна витрата рідкої фази, що міститься в початковій суспензії, м^3/с; $x_н$ і $x_{сг}$ – концентрації початкової суспензії і шламу, кг твердої фази /кг рідкої фази.

Осадження під дією відцентрової сили (циклони)

Основні розміри циклону (рис. 2) визначаються звично залежно від його діаметра *D*. Для поширених циклонів НИИОГАЗ, ці розміри (у долях *D*) дані у табл. 1.

Таблиця 1

Характеристика циклону	Тип циклона		
	ЦН–24	ЦН–15	ЦН–11
Діаметр вихідної труби D_1	0,6	0,6	0,6
Ширина вхідного патрубка *b*	0,25	0,26	0,26
Висота вхідного патрубка h_1	1,11	0,66	0,48
Висота вихідної труби h_2	2,11	1,74	1,56
Висота циліндрової частини h_3	2,11	2,26	2,08
Висота конічної частини h_4	1,75	2,0	2,0
Загальна висота циклону *H*	4,26	4,56	4,38
Коефіцієнт опору ξ_o	60	160	250

Широко застосовуються три типи цих циклонів:

1) з кутом 24° (ЦН–24); цей тип забезпечує підвищену продуктивність за найменшого гідравлічного опору; призначений для уловлювання крупного пилу;

2) з кутом 15° (ЦН–15); цей тип забезпечує хороший ступінь уловлювання за порівняно невеликого гідравлічного опору;

3) з кутом 11° (ЦН–11); цей тип забезпечує підвищену ефективність і рекомендується як уніфікований пиловловлювач.

Відмітною особливістю циклонів НИИОГАЗ є похилий патрубок для газу, що поступає.

Діаметр циклону *D* визначають за умовною швидкістю газу $\omega_ц$, віднесеною до повного поперечного переріза циліндрової частини циклону:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785\omega_ц}}, \qquad (11)$$

де *V* – об'ємна витрата газу, що проходить через циклон, м^3/с

Швидкість $\omega_ц$ визначається за формулою (12). При цьому заздалегідь задаються відношенням $\Delta p / \rho$. Значення $\omega_ц$ приймають рівними 2,5...4 м/с.

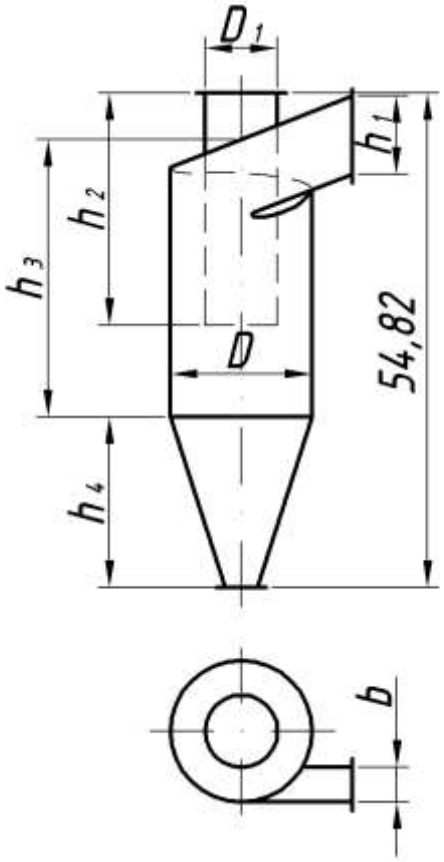


Рис. 3. Циклон НИИОГАЗ

Гідравлічний опір Δp (у Па) циклону розраховують за рівнянням:

$$\Delta p = \xi_0 \frac{\omega_ц^2 \rho}{2}, \qquad (12)$$

де ξ_0 – коефіцієнт опору циклону, безрозмірний; ρ – густина газу, що проходить через циклон, кг/м^3.

Ступінь уловлювання пилу η в циклоні залежить, крім властивостей пилу, від діаметра циклону, а також від швидкості газу $\omega_ц$, тобто від відношення $\Delta p/\rho$ відповідно до формули (12).

ПРИКЛАДИ ДЛЯ САМОСТІЙНОГО РОЗВ'ЯЗАННЯ

Приклад 1. Знайти верхню межу (тобто найбільший діаметр частинок) застосовності формули Стокса до частинок матеріалу густиною ρ, кг/м^3, що осідають у воді за t,°С.

Приклад 2. Знайти швидкість осадження у воді частинок твердої речовини кулястої форми діаметром 0,9 мм, якщо її густина ρ, кг/м^3, а температура води t,°С.

Приклад 3. Визначити розмір найбільших кулястих частинок твердої речовини, які нестимуться висхідним потоком води, що йде із швидкістю $\omega_{ос}$, м/с. Температура води 10°С, густина речовини ρ, кг/м^3.

Приклад 4. Знайти швидкість осадження у воді за t,°С частинки твердої речовини некруглої форми з d_e = 1 мм. Густина речовини ρ, кг/м^3.

Приклад 5. Визначити розміри довгастих частинок першої твердої речовини (ρ_1, кг/м^3) і плоских частинок другої твердої речовини (ρ_2, кг/м^3), що осідають з однаковою швидкістю $\omega_{ос}$, м/с у воді за 20°С. Розміри частинок d_e слід розрахувати за формулою (7).

Приклад 6. Яку висоту треба дати шару газу між полками пилової камери, щоб осіли частинки колчеданного пилу діаметром 8 мкм при витраті пічного газу 0,6 м^3/с (за нормальних умов)? Довжина камери 4,1 м, ширина 2,8 м, загальна висота 4,2 м. Середня температура газу в камері 427°С. В'язкість газу при цій температурі 0,034 10^{-3} Па·с, густина пилу $\rho_п$, кг/м^3, густина газу $\rho_г$, кг/м^3.

Приклад 7. Визначити розмір найменших частинок, що осідають в газоході квадратного перетину довжиною 16 м і висотою 2 м при лінійній

швидкості газу 0,5 м/с. В'язкість газу $0{,}03 \cdot 10^{-3}$ Па·с, густина газу $\rho_г$, кг/м^3, густина частинок пилу $\rho_п$, кг/м^3.

Приклад 8. Визначити діаметр відстійника (див. рис. 3) для безперервного осадження змученої крейди у воді. Продуктивність відстійника $G_н$ т/год. початкової суспензії, що містить 8% (мас.) $CaCO_3$. Діаметр найменших частинок, що підлягають осадженню, 35 мкм. Температура суспензії t,°С. Вологість шламу 70%. Густина крейди 2710 кг/м^3.

Приклад 9. Визначити висоту відстійника (див. рис. 3), якщо відомо, що для ущільнення суспензії в зоні згущування необхідно 16 год. Відносна густина твердої фази $\Delta_{тв}$. Середнє розбавлення в зоні згущування Т : Р. Діаметр відстійника 10 м. Добова продуктивність відстійника 24,2 т твердої фази. Рідка фаза – вода.

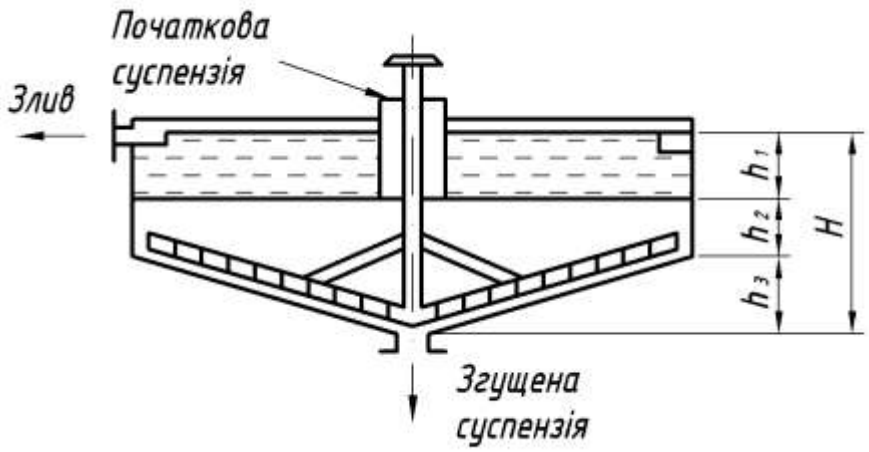


Рис. 3. Відстійник безперервної дії

Приклад 10. Розрахувати циклон для виділення частинок сухого матеріалу з повітря, що виходить з розпилювальної сушарки, за наступними даними: найменший розмір частинок 80 мкм, витрата повітря V, кг/год., температура 100 °С. Співвідношення $\Delta p / \rho$, ξ_0=160.

Варіанти завдань

1 приклад

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
ρ, кг/м^3	2650	2250	1520	1480	2380	2260	1450	2560	2130	1730
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
t, ^{0}C	20	17	25	15	23	14	22	18	21	19

2 приклад

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
ρ, кг/м^3	2650	2250	1520	1480	2380	2260	1450	2560	2130	1730
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
t, ^{0}C	20	17	25	13	16	14	22	18	21	19

3 приклад

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
ρ, кг/м^3	2650	2250	1520	1480	2380	2260	1450	2560	2130	1730
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
$\omega_{ос}$, м/с	0,5	0,8	0,3	0,4	0,7	0,35	0,55	0,6	0,75	0,85

4 приклад

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
ρ, кг/м^3	7650	7250	7520	7480	7380	7260	7450	7560	7130	7730
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
t, ^{0}C	20	27	25	13	16	14	22	18	21	19

5 приклад

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
ρ_1, кг/м^3	1650	1250	1520	1480	1380	1260	1450	1560	1130	1730
ρ_2, кг/м^3	2200	2300	2100	2450	2180	2260	2250	2560	2330	2430
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
$\omega_{ос}$, м/с	0,51	0,8	0,3	0,4	0,7	0,35	0,55	0,6	0,75	0,85

6,7 приклади

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
$\rho_п$, кг/м^3	4000	4250	4520	4480	4380	4260	4450	4560	4130	4730

Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
$\rho_г$, кг/м^3	0,5	0,8	0,3	0,4	0,7	0,35	0,55	0,6	0,75	0,85

8 приклад

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
$G_н$, т/год.	80	70	65	60	90	75	85	55	65	85
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
t, ^{0}C	15	27	25	13	16	14	22	18	21	19

9 приклад

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
$\Delta_{тв}$	2,6	2,2	2,4	2,3	2,7	2,8	2,9	2,5	2,75	2,8
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
T:P	1:1,5	1:1,4	1:1,6	1:1,3	1:1,6	1:1,7	1:1,3	1:1,7	1:1,3	1:1,4

10 приклад

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
V, кг/год.	2000	1800	2200	1900	1700	1650	1950	1850	2050	1750
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
$\Delta p / \rho$	740	650	780	600	670	720	630	750	700	620

4. ФІЛЬТРУВАННЯ

У легкій промисловості фільтрування застосовують у багатьох виробництвах, у першу чергу під час рекуперації дубильних і фарбувальних розчинів для багаторазового використання, а також під час фільтрування рідини після зоління, квашення і т.д. перед їх подальшим очищенням. Під час виробництва взуттєвого картону фільтрування є основним технологічним процесом, що формує під час відливу структури листів картону. Фільтрування базується на затримуванні твердих зважених частинок пористими перегородками, здатними пропускати рідину і затримувати частинки твердої фази. В результаті безпосереднього контакту суспензії з поверхнею пористої перегородки і різниці тисків до і після перегородки дисперсійне середовище проходить через пори і збирається у вигляді звільненого від твердих частинок фільтрату, а тверді частки затримуються на поверхні перегородки, утворюючи шар осаду, що потім видаляється. Під час фільтрації рідке дисперсійне середовище повинне перебороти гідравлічний опір, створений фільтруючою перегородкою. Однак розмір пор фільтруючої перегородки і її опір мають значення тільки в початковий момент процесу, тому що надалі на поверхні фільтруючої перегородки поступово відкладається осад. Цей шар осаду відіграє роль фільтруючого середовища. У процесі фільтрування прагнуть зменшити гідравлічний опір перегородки шляхом періодичного чи безперервного видалення осаду, іноді з подальшим промиванням її поверхні розчинниками.

Фільтрування визначається швидкістю, що пропорційна рушійній силі і обернено пропорційна опору. Фільтрування за постійної різниці тисків і швидкості можливе, якщо рідина фільтрується крізь шар осаду незмінної товщини. Основною характеристикою фільтрів є *режим їхньої роботи* (*періодичний* чи *безперервний*). Обов'язковою частиною фільтра є фільтрувальна перегородка. Для кожного технологічного процесу, що передбачає поділ суспензій шляхом фільтрування, необхідно підбирати найбільш придатну за властивостями фільтруючу перегородку, тобто таку,

що характеризується як найбільшим ефектом вловлювання дисперсійної фази, так і найменшим гідравлічним опором. У даний час існує велика кількість різноманітних фільтруючих перегородок: керамічних, полімерних, з плівкових матеріалів, перфорованих аркушів, тканин, металевих сіток, нетканих матеріалів. Фільтруючі перегородки розміщуються у фільтрах різних конструкцій.

Промислові фільтри розділяються за режимом роботи на фільтри періодичної і безперервної дії, а за величиною робочого тиску на вакуум-фільтри і фільтри, що працюють під тиском. Класифікацію промислових фільтрів наведено в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1

Класифікація промислових фільтрів

<table>
<tr><td colspan="6">Вакуумні</td></tr>
<tr><td colspan="2">Періодичної дії</td><td colspan="4">Безперервної дії</td></tr>
<tr><td>Нутч-фільтри відкриті</td><td>Стрічкові</td><td>Барабанні</td><td>Дискові</td><td>Карусельні</td><td>Стрічкові</td></tr>
<tr><td colspan="6">Фільтри, що працюють під тиском</td></tr>
<tr><td colspan="4">Періодичної дії</td><td colspan="2">Безперервної дії</td></tr>
<tr><td>Фільтрпреси</td><td>Нутч-фільтри закриті</td><td>Мішкові</td><td>Патронні</td><td>Барабанні</td><td>Дискові</td></tr>
</table>

ФІЛЬТРИ ПЕРІОДИЧНОЇ ДІЇ

Фільтрами періодичної дії є нутч-фільтри, листові фільтри, фільтрпреси і патронні згущувачі.

Автоматичний камерний фільтр з механічним затиском плит (фільтрпрес) призначений для фільтрування тонкодисперсних суспензій, що містять від 5 до 500 кг/м^3 твердих частинок, розмірами не більше 3 мм за температуру суспензій від 5°С до 90°С. Фільтр можна застосовувати в різних галузях промисловості.

Переваги фільтру: розвинена фільтрувальна поверхня за незначної займаної виробничої площі; фільтрація і віджиманні осаду в оптимальному шарі під гідравлічним тиском до 15 МПа через гнучкі діафрагми, що різко

знижує витрати стислого повітря на просушування осаду; незначний час (1–2 хв.) на допоміжні операції (розкриття плит, вивантаження осаду, закриття преса і ін.), причому досягається хороша регенерація фільтрувальної тканини.

Фільтр повністю автоматизований і механізований, що дозволяє швидко налагоджувати його на оптимальний технологічний режим. Металоємність фільтрпреса ФПАКМ, віднесена до одиниці продуктивності по фільтрованій суспензії в 2–3 рази менше, ніж у рамних пресів, а металоємність, віднесена до 1 м^2 фільтрувальної поверхні, нижче, ніж у барабанних фільтрів безперервної дії. Застосування ФПАКМ дозволяє збільшити продуктивність праці в 4–10 разів у порівнянні з рамними фільтрпресами періодичної дії (один оператор може обслуговувати до 10 фільтрпресів) і різко скоротити витрату фільтрувальної тканини. Деталі і вузли ФПАКМ виготовляють з вуглецевих сталей під час роботи з лужними і нейтральними середовищами та із сталі Х18Н10Т і титану під час роботи з кислими середовищами.

Автоматичний фільтрпрес типу ФПАКМ (рис. 4.1) складається з набору горизонтально розташованих одна над іншою фільтруючих рам 1, між якими зигзагоподібно протягнута нескінченна стрічка фільтрувальної тканини 2, що приводиться в рух механізмом 10. Рами розташовуються із зазором між верхньою упорною 5 і нижній натискною 7 плитами і можуть бути стиснуті механізмом затиску 8. Зусилля затиску сприймають стійки 6. Ущільнення між плитами, і рамами здійснюється гумовою прокладкою. Для натягнення стрічки призначене пристрій 4. Знімання осаду під час руху стрічки виконують ножі 3 по обидві сторони фільтрпреса, після зняття осаду стрічка проходить камеру регенерації 9.

Фільтруюча рама (рис. 4.2) складається з двох частин – нижньої із спіралями і отвором для відведення фільтру і верхньої, яка служить камерою для суспензії і осаду. Рами мають бобишки, що створюють під час їх стиснення колектор подачі і колектор відведення. Між верхньою і нижньою частинами фільтрувальної рами встановлена гумова діафрагма,

яка витісняє рідку фазу і спресовує осад. Цикл роботи фільтру включає стадії фільтрації промивки і віджимання або просушування і вивантаження осаду.

За стиснутих рам суспензія під тиском поступає в простір над фільтрувальною тканиною. Рідка фаза проходить фільтрувальну тканину, тверда фаза затримується, утворюючи шари осаду. Досягши потрібної товщини шару осаду подачу суспензії припиняють і суспензію, що залишилася в порожнині рами, витісняють гумовою діафрагмою, подаючи до неї під тиском воду.

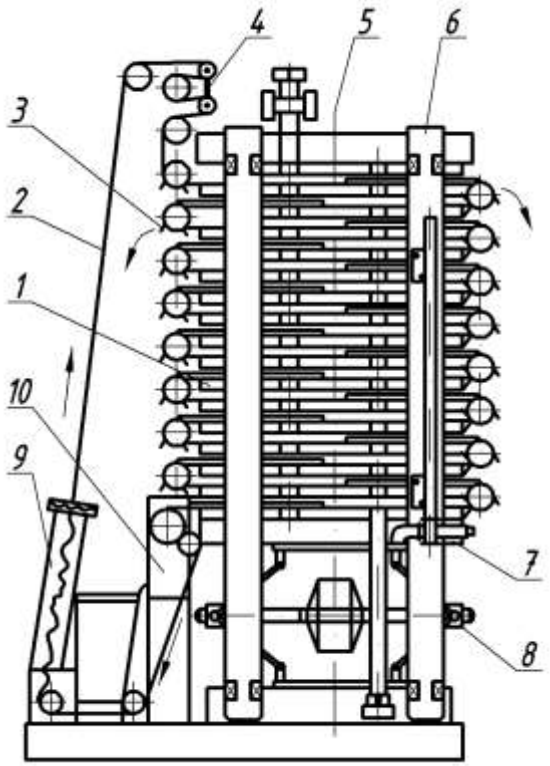


Рис. 4.1. Автоматичний фільтрпрес ФПАКМ:
1 – фільтрувальні рами;
2 – фільтрувальна тканина;
3 – ніжки; 4 – затяжний пристрій;
5 – упорна плита; 6 – стійка;
7 – нижня натискна плита;
8 – механізм затиску; 9 – камера регенерації; 10 – механізм пересування тканини

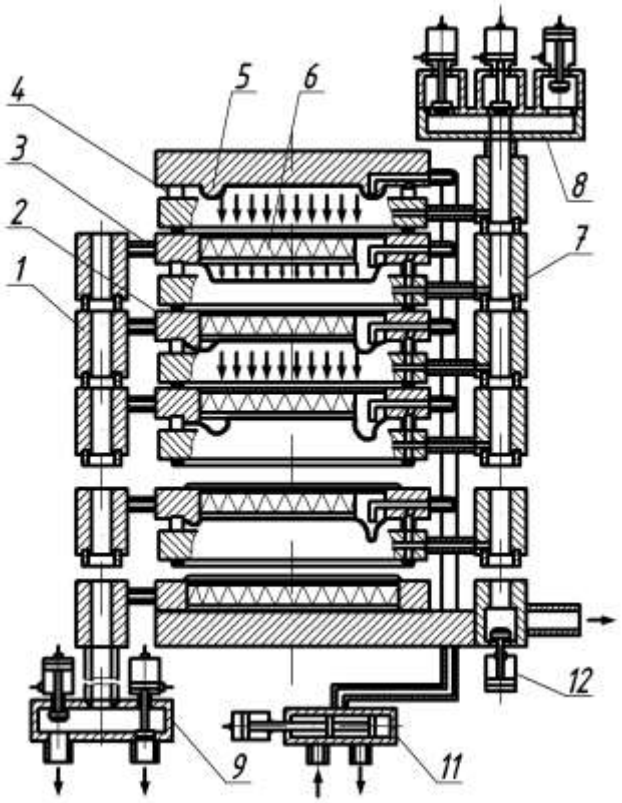


Рис. 4.2. Конструкція і схема роботи блоку фільтруючих плит:
1 – колектор; 2 – фільтрувальна тканина; 3 – нижня плита; 4 – верхня плита; 5 –діафрагма; 6 – спіралі;
7 – колектор подачі; 8,9,10 – блоки клапанів відповідно подачі, відведення і скидання; 11 – клапани колектора тиску

У разі потреби осад промивають і потім пресують діафрагмою або продувають стиснутим газом. Після цього плити розтискаються, включається механізм пересування тканини і осад віддаляється. Управління фільтрпресом автоматичне.

Листовий (пластинчастий) фільтр є резервуаром, в якому розміщують фільтрувальні елементи – листи, що складаються з рамки з натягнутою на неї тканиною, суспензія подається під тиском в резервуар, а фільтрат виводиться трубками з внутрішньої порожнини кожного елементу. Осад віджимається від фільтрування поверхні елементів повітрям або парою, і поверхню очищають в ручну або, якщо це доступно за технологічними умовами, осад вимивають іншою рідиною, не відкриваючи фільтр. Листові фільтри розрізняють за формою і розташуванню резервуару і фільтруючих елементів.

На рис. 4.3 показано поширений листовий горизонтальний фільтрпрес з круглими елементами. Ці фільтрпреси застосовують у процесах очищення оливних середовищ. Циліндричний корпус складається з двох частин 1 і 3. Нижня половина закріплена на осі 3 і притискається до верхньої відкидними болтами 4. Герметичне притиснення здійснює ексцентриковий вал 5, поворотом якого одночасно підтягають всі відкидні болти. Вал приводиться в обертання через циліндричну передачу. Для підйому і опускання нижньої половини корпусу передбачений спеціальний гідравлічний пристрій.

Фільтруючий елемент є металевою рамкою, на яку натягнута каркасна сітка. Поверх каркасної сітки укладені один або декілька шарів дрібнішої сітки, потім фільтрувальна тканина, закріплена шнуром.

Суспензія поступає в резервуар через штуцер 6 під розподільні грати 7. Фільтрат виводять від кожного елементу 8 через скляну трубку 9 і загальний колектор 10.

Скляна трубка дозволяє контролювати роботу елемента. Трубку встановлюють між двома кранами, за допомогою яких елемент відключають у разі його незадовільної роботи.

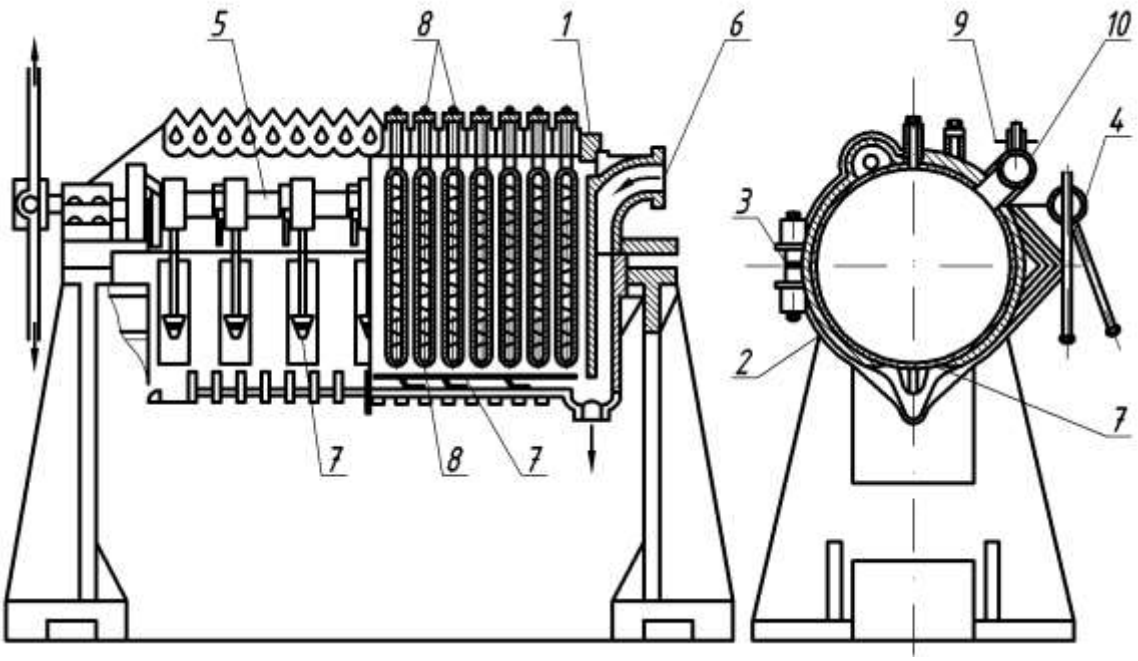


Рис. 4.3. Листовий фільтр:
1, 2 – частини корпусу; 3 – вісь; 4 – відкидні болти; 5 – ексцентриковий вал; 6 – штуцер введення суспензії; 7 – розподільні грати; 8 – фільтруючий елемент; 9 – колектор; 10 – загальний колектор

ФІЛЬТРИ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ

У фільтрах безперервної дії одночасно проводяться операції: фільтрація, сушка, промивка, розвантаження і регенерація фільтрувальної тканини. Ці операції проходять безперервно і незалежно одна від одної в кожній зоні фільтру, тому процес роботи фільтру протікає безперервно. Фільтри безперервної дії розрізняють за формою фільтрувальної перегородки і підрозділяють на барабанні, дискові і стрічкові, і за робочим тиском на апарати, що працюють під розрядженням і під тиском.

До недоліків цих фільтрів відносяться їх відносна складність, висока вартість, необхідність установки допоміжного устаткування і велика витрата енергії головним чином на вакуум насоси і повітродувки.

Барабанні фільтри

Найбільш широкого поширення в хімічній промисловості набули барабанні фільтри, що працюють під розрядженням (барабанні вакуум-фільтри). За конструкцією ці фільтри підрозділяють на апарати із

зовнішньою і внутрішньою фільтруючою поверхнею. Чередування операцій у барабанних фільтрах відбувається за допомогою розподільної головки або спеціальних клапанів. Усередині барабана розташована система розподільних труб, що зв'язують поверхню обичайки барабана з диском, що обертається, який приварений до торця правої цапфи (рис. 4.4). Барабан спирається двома цапфами на підшипники ковзання, встановлені поза корпусом фільтру. У місцях виходу цапф з корпусу передбачені сальникові ущільнення. Ліва цапфа закінчується черв'ячним колесом приводу барабана. На правій цапфі встановлена розподільна головка барабана. У верхній частині корпусу над барабаном розташований ряд труб, по яким до поверхні барабана подається розчинник для промивки осаду. На утворюючій барабана встановлений ніж для знімання осаду, який потрапляє потім в шнек і виводиться через штуцер. Частина нижньої поверхні барабана занурена в суспензію. У барабані є декілька робочих зон: фільтрації, промивки осаду розчинником, просушування, здування і знімання осаду.

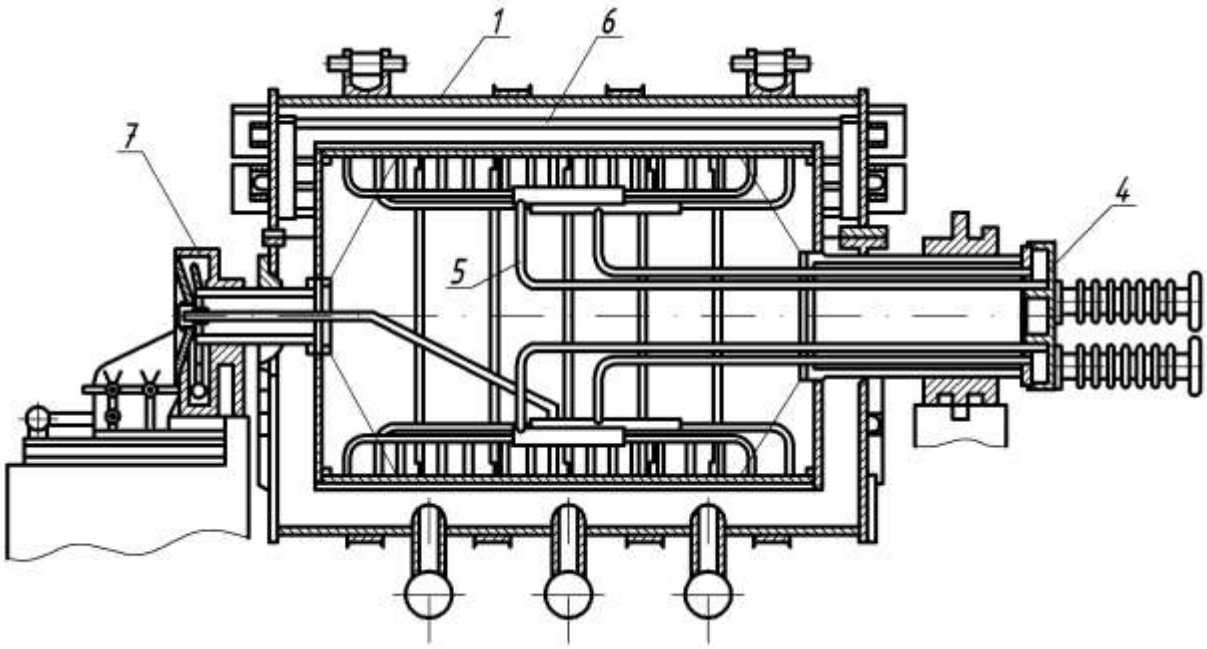


Рис. 4.4. Барабанний вакуум-фільтр:
1 – барабан; 2 – нижнє напівкорито; 3 – кришка; 4 – розподільна головка; 5 – система розподільних труб; 6 – пристрій для промивки осаду; 7 – привід барабана

За допомогою розподільної головки фільтру (рис. 4.5) з поверхні барабана відводять фільтрат і розчинник (промивальну рідину), а також інертний газ для здування осаду. У головці є прикріплені до барабана рухомий диск і нерухомий диск. Отвори в пересувному диску сполучаються з камерами барабана, а отвори в нерухомому диску – з відповідними трубопроводами.

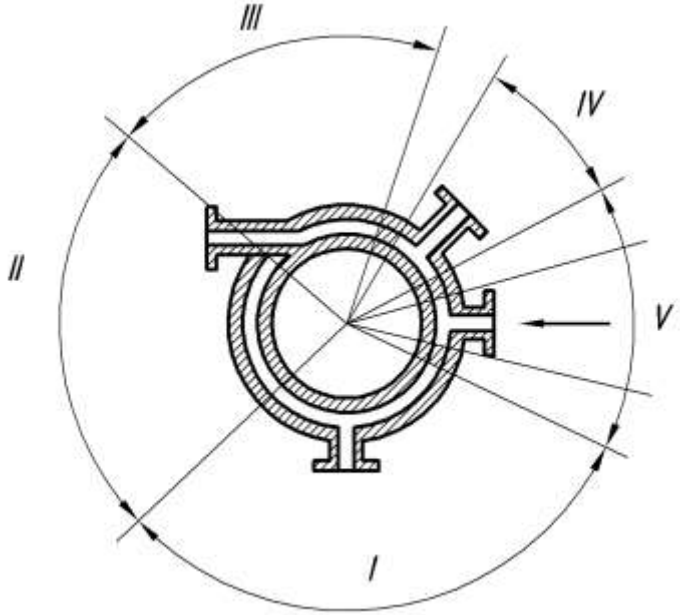


Рис. 4.5. Схема будови розподільної головки:
I – зона фільтрації; II – зона просушування; III – зона промивки і просушування осаду; IV – зона здування осаду; V – зона очищення тканини

Стандартні барабанні вакуум-фільтри з поверхнею фільтрації від 1 до 40 м^2 мають барабан діаметром 1 – 3 м, довжиною 3,5 – 4,0 м. Барабан здійснює від 0,1 до 3 оборотів за хвилину, необхідна потужність двигунів фільтру від 0,1 – 4,5 кВт.

Спосіб видалення осаду залежить від його властивостей і товщини. Так, щільний, маловажний осад завтовшки 8 – 10 мм знімають за допомогою ножа. Для видалення тонких (2 – 4 мм) шарів осаду застосовують нескінченні шнури, що охоплюють барабан, тонкі, що мажуться опади видаляються знімним валиком, дуже тонкий (завтовшки близько 1 мм) осад знімають за допомогою нескінченного полотна фільтрувальної перегородки. Для оберігання осаду від розтріскування (для

уникнення зменшення вакууму) застосовують пристосування для затирання тріщин і промивки осаду через полотно. Для додаткового видалення вологи з осаду використовують віджимні валики і спеціальні вібратори. Найбільш поширеним є кут, що відповідає частині барабана фільтру, зануреній в рідину, звично складає біля 170^0, проте, є вакуум-фільтри з більшою або меншою глибиною занурення.

Для розділення висококонцентрованих суспензій з важкою твердою фазою є вакуум-фільтри з неглибоким зануренням барабана в рідину. Ці фільтри дозволяють знімати тонкий шар осаду, оскільки його фільтрувальна поверхня легко очищається. Завдяки розташуванню знімного ножа нижче за центр барабана осад під дією сили тяжіння легко очищається від поверхні барабана, і здування не потрібне. Фільтри цієї конструкції знайшли застосування для обезводнення концентратів флотацій і промивки ціаністих шламів.

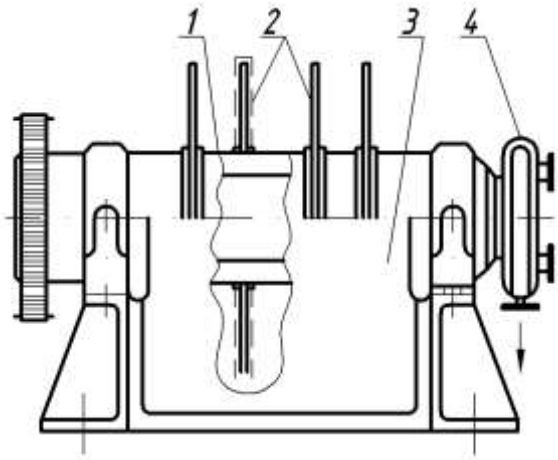
Для фільтрації колоїдних і легких речовин служать вакуум-фільтри барабанного типу з намивною, зернистою або волокнистою фільтруючою поверхнею. Для нанесення цього шару ванну фільтру заздалегідь заповнюють рідиною, що містить певну кількість допоміжної фільтрувальної речовини. Під час включення фільтра в роботу на його поверхню за 0,5 – 1 години наноситься фільтрувальний шар товщиною 25 – 50 мм. Для видалення осаду служить пересувний ніж з гострим лезом, який знімає разом з осадом дуже тонкий шар намитого шару фільтрувальної перегородки. Ніж має мікрометричний пристрій для автоматичного переміщення на 0,01 – 0,05 мм за один оберт барабана. Іноді фільтр забезпечують двома ножами, один з яких видаляє осад, а інший – фільтрувальну перегородку.

Для фільтрації рідини з важкими зваженими частинками застосовують також барабанні вакуум-фільтри з внутрішньою фільтруючою поверхнею.

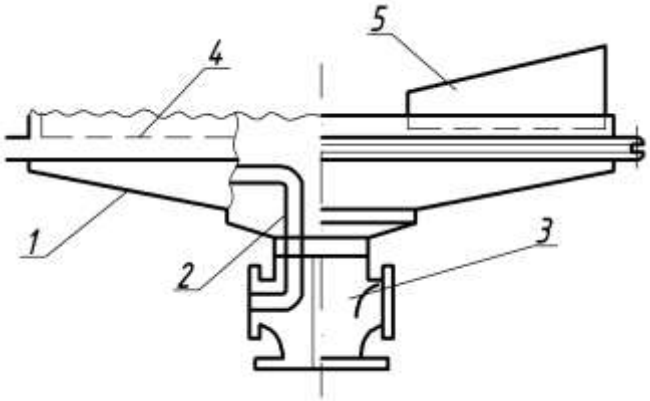
Дискові фільтри

Ці апарати мають розвиненішу фільтрувальну поверхню, чим барабанні. Поверхня фільтрації стандартних фільтрів (рис. 4.6, а) від 1 до

85 м^2 діаметр диска від 0,9 до 3.5 м, число дисків від 1 до 10, частота обертання фільтруючих дисків 0,13 – 2 об/хв., потужність електродвигуна 0,2 – 5 кВт, великі фільтри маю дві розподільні головки. Диски фільтру виготовляють з окремих секторів.



а)



б)

Рис. 4.6. Вакуум-фільтри:
а) дисковий фільтр: 1 – порожнистий вал; 2 – диски; 3 – ванна; 4 – розподільна головка; б) тарілчастий фільтр: 1 – горизонтальний порожнистий диск; 2 – трубки для зливу фільтрату; 3 – розподільна головка; 4 – фільтрувальна тканина; 5 – ніж.

Для полегшення відділення осаду і зменшення зносу фільтрувальної перегородки застосовують опуклі сектори. Для знімання осаду з поверхні дисків застосовують стиснуте повітря (для здування) і ножі або валки (для відриву осаду). Направляючими для відокремленого осаду служать також похилі пластини, закріплені на шарнірах, і ролики, що котяться поверхню диска. Ролики притискаються до диска противагами.

У порівнянні з іншими апаратами дискові фільтри відрізняються найбільшою фільтруючою поверхнею на одиницю займаної площі, можливістю незалежного ремонту окремих дисків, малою витратою фільтруючої тканини і невеликою витратою енергії. Проте, в цих апаратах погано здійснюється промивка осаду, при якому розбавляється суспензія у ванні фільтру. Дискові фільтри, так само, як і барабанні, виготовляють для роботи під тиском. Фільтрувальна поверхня цих фільтрів складає 2,3 – 74,3 $м^{3.}$ За будовою такі фільтри аналогічні дисковим вакуум-фільтрам. Вал з дисками поміщений у закритому корпусі, в якому подачею свіжого повітря або інертного газу створюється тиск до 0,7 МПа. Каламутний і чистий фільтрат виходить окремо через кінці дискового валу. Осад знімається з поверхні диска ножами і виводиться з апарату шнековим пристроєм з пружинним клапаном. Іноді дискові фільтри під тиском застосовують тільки для згущення суспензій, тоді їх конструкція спрощується.

Тарілчастий фільтр (планфільтр)

Для фільтрації суспензій, осад яких складається з важких і грубозернистих матеріалів і його необхідно ретельно промивати, застосовують тарілчастий фільтр, або планфільтр (рис. 4.6, б). Суспензія поступає на горизонтальний диск з низькими бортами, обтягнутий фільтруючою тканиною. Осад видаляється ножами після повного обороту диска, фільтрат проходить через тканину, потрапляє в осередки диска, а звідти видаляється через канали у вертикальному валу. Деякі планфільтри мають перекидні сектори, що дозволяє краще очищати тканину.

Переваги планфільтрів: прискорення процесу фільтрації завдяки тому, що напрямок тиску суспензії співпадає з напрямком природного осадження частинок твердої фази, зручність промивки, можливість фільтрації суспензії з неоднорідними за величиною частинками.

Недоліками цього апарату є громіздкість установки, мала фільтрувальна поверхня, утруднення знімання осаду і регенерації тканини.

Стрічковий вакуум-фільтр

На довгому столі закріплені відкриті зверху вакуум-камери 3 (рис. 4.7), патрубки, що мають в нижній частині, для з'єднання з колекторами фільтрату 8 або промиваючої рідини 10.

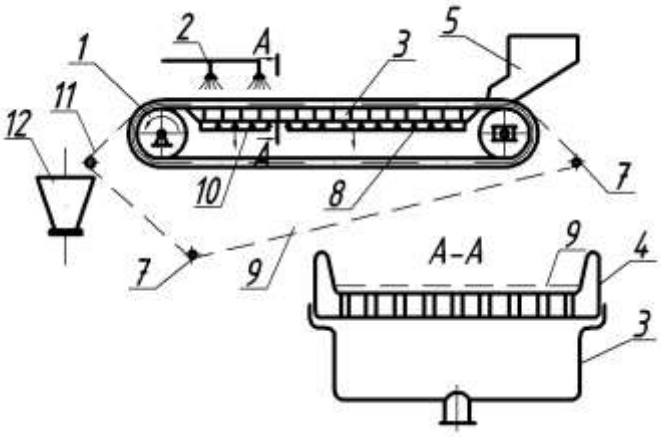


Рис. 4.7. Схема стрічкового вакуум-фільтра:
1 – приводний барабан; 2 – форсунки; 3 – вакуум–камери;
4 – нескінченна гумова стрічка; 5 – лоток для подачі суспензії; 6 – натяжний барабан; 7 – натяжні ролики; 8 – колектор фільтрату; 9 – фільтрувальна тканина; 10 – колектор промиваючої рідини; 11 – валик для знімання осаду; 12 – бункер для осаду.

До верхньої частини вакуум-камер притискається нескінченна гумова стрічка 4 з бортами, натягнута на приводний барабан 1 і натяжний барабан 6. Фільтрувальна тканина 9 у вигляді нескінченною полотна притискається до гумової стрічки під час натягнення її роликами 7. Суспензія подається на стрічку з лотка 5. Під час проходження стрічки з суспензією над вакуум-камерами відбувається фільтрування і відкладення на тканині осаду. Промиваюча рідина подається через форсунки 3. На приводному барабані фільтрувальна тканина відділяється від гумової стрічки і огинає валик 11, при цьому осад відділяється від тканини і падає в бункер 13. Під час проходження між роликами 7 тканина просушується і очищається. Стрічкові фільтри виготовляють з шириною стрічки 0,5 – 1,0 м і площею фільтрації 3,2 – 4,3 м$^{3.}$

Переваги стрічкових фільтрів: відсутність розподільної головки, можливість осадження крупних частинок під дією сили тяжіння, завдяки чому фільтрація прискорюється, зручність промивки, можливість роботи з

тонким шаром осаду. Проте, стрічкові фільтри мають малу поверхню фільтрації, малий коефіцієнт використання фільтрувальної тканини, вимагають рівномірної подачі суспензії, крім того, в цих апаратах одержується каламутний фільтрат і охолоджується фільтрована суспензія.

Вдосконаленою моделлю є безперервно діючий стрічковий фільтр, що працює під тиском, проте, він може працювати тільки під незначним тиском, оскільки корпус виконаний з плоскими стінками.

У стрічкових капілярних фільтрах рідка фаза суспензії всмоктується капілярами повстяної стрічки, а тверда фата залишається на стрічці. Промитий осад зневоднюється такими ж стрічками. Ці фільтри застосовують для фільтрації суспензій з невеликим вмістом рідкої фази.

Переваги цих фільтрів: простота конструкції, відсутність допоміжних пристроїв для створення розрядження або тиску, досить значна продуктивність.

МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ ФІЛЬТРІВ

Фільтри періодичної дії (фільтр-преси)

Цикл фільтрування складається з наступних операцій: підготовка фільтрату, фільтрування, промивка осаду, вивантаження осаду.

Продуктивність фільтру залежить головним чином від товщини осаду і зростає під час її зменшення. У зв'язку з цим необхідно частіше видаляти осад, щоб його товщина не зростала. Проте, часте видалення осаду пов'язано з частим повторенням циклів роботи і зростанням допоміжного часу, тому слід встановити оптимальну продуктивність циклу фільтрування, коли забезпечується максимальна продуктивність. Останню можна знайти якщо знайти максимум функції, що її описує.

Не приводячи детального виведення, вираз для максимальної продуктивності для поверхні фільтру в 1 м^2 можна представити в наступному вигляді

$$Q'_{\max} = \frac{1}{2 \cdot \sqrt{K'_1 \tau_\partial} + K'_2 V'_0}, \qquad (4.1)$$

де

$$K_1' = b_1 + b_2 = \frac{\mu r_m c}{2P} + \frac{\mu_{пр} r_m c U n^2}{A P_{пр}}; \tag{4.2}$$

$$K_2' = 2b_1 + b_2; \tag{4.3}$$

$$A = \frac{K}{\ln \frac{\sigma_1}{\sigma_2}}. \tag{4.4}$$

У цих виразах $\tau_д$ – допоміжний час; $\mu_{пр}$ – динамічна в'язкість промивної води; $P_{пр}$ – тиск під час промивки; $п$ – кількість шарів осаду, що одночасно промиваються; σ_1 і σ_2 – початкова і кінцева концентрація розчинної речовини в промивній рідині; K – константа промивки.

Мінімальна тривалість циклу роботи фільтру

$$\tau_{ц\min} = 2\tau_д + K_2' V_0' \sqrt{\frac{\tau_д}{K_1'}}, \tag{4.5}$$

при цьому час фільтрації

$$\tau = \frac{\tau_д b_2}{K_1'}, \tag{4.6}$$

а час промивки

$$\tau_{пр} = \frac{\tau_д b_2}{K_1'}. \tag{4.7}$$

Повна максимальна продуктивність фільтру

$$Q_{\max} = Q_{\max}' F_1 = \frac{F_1}{2\sqrt{K_1' \tau_д} + K_2' V_0'}. \tag{4.8}$$

Тут площа фільтрування

$$F_1 = Q_{\max}\left(2\sqrt{K_1' \tau_д} + K_2' V_0'\right). \tag{4.9}$$

При цьому об'єм фільтру

$$V_{\min} = \sqrt{\frac{\tau}{K_1'}} \tag{4.10}$$

і товщина осаду

$$\sigma_{\min} = U\sqrt{\frac{\tau_\partial}{K_1'}m}\,. \qquad (4.11)$$

У цих формулах не враховано вартість операцій. Для визначення оптимального режиму роботи фільтру знаходять мінімум функції, що виражає залежність витрат на роботу фільтру від вартості окремих операцій.

Витрати на роботу установки, що включає m фільтрів

$$D = \frac{QT}{V'F_1}, \qquad (4.12)$$

де Q – загальний об'єм фільтрату, що підлягає видаленню з суспензії; T – витрати на час одного циклу роботи фільтру; V' – об’єм фільтрату з 1 м^2 площі фільтрування за цикл: F_1– площа поверхні фільтрату.

Витрати на проведення одного циклу роботи фільтру

$$T = \left(\tau + \tau_{пр}\right)A + \tau_\partial B = \left[\left(V'\right)^2 K_1' + K_2' V V_0'\right]A + \tau_\partial B, \qquad (4.13)$$

де $A = a + b$ – витрати на проведення робочих операцій фільтрації і промивки, причому a – виробничі витрати на фільтрацію, $b = \frac{\chi}{izn_1}$ – витрати на амортизацію фільтрпресів (χ – вартість фільтрпреса, i – час його амортизації, z – число робочих діб в році, n_1 – число робочих годин в добі); $B = b + d$ – витрати на проведення допоміжних операцій (d – витрати на розвантаження, збирання і розбирання фільтрпреса).

Після підстановки виразу (4.12) в рівняння (4.11) його диференціюють і прирівнюють похідну до нуля. Тоді одержують:

$$\tau_\partial u = \Phi K_1'\left(V'\right)^2, \qquad (4.14)$$

звідки допоміжний час

$$\tau_\partial = \frac{A}{B}K_1'\left(V'\right)^2 = \frac{A}{B}K_1'\frac{\delta^2}{U^2}\,. \qquad (4.15)$$

Оптимальна товщина шару, а отже і оптимальна товщина плити

$$\delta_{opt} = U\sqrt{\frac{A}{B}\frac{\tau_\partial}{K_1}}\,. \tag{4.16}$$

Оптимальна тривалість циклу роботи фільтру:

$$\tau_{opt} = K_1'(V')^2\left(1+\frac{A}{B}\right)+K_2'V_0'V' = \tau_\partial\left(1+\frac{B}{A}\right)+K_2'V_0'\sqrt{\frac{\tau_\partial B}{K_1'A}}\,. \tag{4.17}$$

При цьому час фільтрації

$$\tau_{opt} = \frac{BB_1\tau_\partial}{K_1'A}\,, \tag{4.18}$$

час промивки

$$\tau_{пр\,opt} = \frac{Bb_2\tau_\partial}{K_1'A}\,. \tag{4.19}$$

Оптимальна продуктивність фільтру

$$Q_{opt} = \frac{F_1}{(A+B)\sqrt{\frac{K_1'+b}{A+B}}+K_2'V_0'}\,. \tag{4.20}$$

Оптимальне число фільтрів для отримання фільтрату в кількості Q:

$$m_{opt} = \frac{Q}{F_1}\left[(A+B)\sqrt{\frac{K_1'\tau_\partial}{AB}+K_2'V_0'}\right]. \tag{4.21}$$

Мінімальні витрати на роботу одного фільтрпреса за цикл

$$T_{\min} = 2\tau_\partial B + AK_2'V_0'\sqrt{\frac{\tau_\partial B}{K_1'A}}\,. \tag{4.22}$$

Мінімальні витрати на роботу декількох фільтрів

$$D_{\min} = \frac{Q}{F_1}\left(2\sqrt{ABK_1'\tau_\partial}AK_2'V_0'\right) = \frac{QA}{F_1}\left(2K_1'\frac{\delta_{opt}}{U}+K_2'V_0'\right). \tag{4.23}$$

Витрати при максимальній продуктивності фільтру

$$D_{Q\max} = \frac{QT_{\min}}{V_{\min}F_1} = \frac{Q}{F_1}\left[(A+B)\sqrt{K_1'\tau}+AK_2'V_0'\right]. \tag{4.24}$$

Мінімальне число фільтрпресів

$$m_{\min} = \frac{Q}{Q'_{\max}} = \frac{Q}{F_1}\left(2\sqrt{K_1'\tau_\partial}+K_2'V_0'\right). \tag{4.25}$$

Якщо $V_0' = 0$, то

$$D_{Q\max} = \frac{(A+B)m_{\min}}{2}. \qquad (4.26)$$

Враховуючи, що вартість фільтрації і промивки для автоматичного фільтрпреса ПФАКМ рівна вартості допоміжних операцій, вказаний фільтр слід розраховувати за формулами для максимальної продуктивності, мінімальної товщини осаду і об'єму фільтрату за мінімальний цикл фільтрування. Необхідно також враховувати, що максимально можлива товщина осаду не повинна перевищувати 35 мм, а допоміжний час складає 1 – 2 хв.

Фільтри безперервної дії

Барабанний фільтр осередкового типу. Під час розрахунку повинні бути задані наступні величини: G – масова продуктивність суспензії, що подається: P – тиск фільтрації; $P_{пр}$ – тиск промивки: r_m і p – константи питомого опору осаду; R_0' і m – константи питомого опору фільтрувальної тканини; μ – динамічна в'язкість фільтру; $\mu_{пр}$ – динамічна в'язкість промивної рідини; $\rho_ф$ і ρ_0 – густина, відповідно, рідкої і твердої фази суспензії; h_2 – товщина вологого осаду за оптимальних умов процесу; α_0 – необхідна кількість промивної рідини на 1 кг вологого осаду в м^3; C_1 – вміст твердої фази у фільтрованій суспензії; C_2 – вміст твердої фази у вологому осаді перед просушуванням.

Зменшення товщини шару осаду прискорює процес фільтрації. Проте, зменшення товщини шару осаду на фільтрі обмежено можливістю задовільного знімання його з фільтрувальної поверхні, тому найменшими значеннями допустимої товщини шару осаду для барабанних фільтрів є: за міцного маловажного осаду – 4 мм; за неміцного, вологого осаду, що трохи мажеться, – 6 мм; за слабкого, липкого осаду – 10 мм. Для дискових фільтрів цим величинам відповідають значення 6, 8 і 12 мм.

Спочатку визначають допоміжні величини: об'ємну масу вологого осаду перед просушуванням ρ_0, об'єм вологого осаду в 1 м^3 фільтрату U; кількість твердої фази на фільтрі від 1 м фільтрату C.

Необхідна продуктивність фільтру за фільтратом

$$Q' = \frac{GC_1}{C}, \tag{4.27}$$

за повітряно-сухим осадом

$$Q_1 = \frac{GC_1}{C_{вс}}, \tag{4.28}$$

де $C_{вс}$ – вміст твердої фази в повітряно-сухому осаді.

Середній питомий опір осаду і фільтрувальної перегородки визначають за заданим тиском фільтрації.

Параметри рівняння фільтрації для одиниці площі фільтру

$$b_1 = \frac{\mu C r_m}{2p}; \tag{4.29}$$

$$V_0 = \frac{R_0}{C r_m}. \tag{4.30}$$

Час фільтрації

$$\tau = \frac{b_1 h_2 \left(h_2 + 2UV_c\right)}{U^2}. \tag{4.31}$$

Час промивки можна визначити таким чином. Знаючи на підставі експериментів кількість промивної рідини α_0, що витрачається на одиницю маси вологого осаду, визначають кількість промивної рідини, що витрачається на одиницю площі фільтру $V_{пр} = \alpha_0 h_2 \rho_0$.

Визначення швидкості промивки аналогічно визначенню швидкості фільтрації

$$W_{пр} = \frac{V_{пр}}{\tau_{пр}} = \frac{P_{пр}}{\mu_{пр} C r_m \left(V' + V_0'\right)}, \tag{4.32}$$

звідки час промивки

$$\tau_{пр} = \frac{V_{пр}\mu_{пр}Cr_m\left(V' + V_0'\right)}{P_{пр}}. \qquad (4.33)$$

Замінивши

$$\frac{V_{пр}\mu_{пр}Cr_m}{P_{пр}} = b_2'h_2 \qquad (4.34)$$

і враховуючи, що $V = h_2 / U$, одержують час промивки

$$\tau_{пр} = \frac{b_2'h_2\left(h_2 + UV_0'\right)}{U}, \qquad (4.35)$$

де

$$b_2' = \frac{\alpha_0\rho_0\mu_{пр}Cr_m}{P_{пр}}. \qquad (4.36)$$

Під час подачі води форсунками час промивки треба збільшити, оскільки для попередження розмивання осаду доводиться покривати водяними струменями більшу поверхню, чим зона промивки. Збільшення часу на промивку через відношення v дійсно зрошуваної форсунками площі $F_{пр}'$ фільтру до теоретичної площі $F_{пр}$ зони промивки, тобто

$$\tau_{пр}' = \tau_{пр}\frac{F_{пр}'}{F_{пр}} = v\tau_{пр}. \qquad (4.37)$$

Час підсушки, знімання осаду і перебування його в мертвих зонах

$$\tau' = \frac{\left(\tau + \tau_{пр}'\right)n_c'}{n_c - n_c'}, \qquad (4.38)$$

де n_c' – число секцій фільтру, що одночасно знаходяться в зонах просушування, знімання і мертвих зонах; n_c – загальне число секцій фільтру.

Ці величини можуть бути задані або вибрані за конструктивними міркуваннями.

Загальна тривалість робочого циклу або час, що витрачається на один оборот барабана:

$$\tau_1 = \tau + \tau_{пр}' + \tau'. \qquad (4.39)$$

Під час визначення часу просушування осаду необхідно врахувати, що звично кут K_0, який займає сектор зони здування і знімання осаду, складає 45 – 55^0 (рис. 4.8).

Кут φ_m – сектори мертвої зони (від рівня рідини до верхньої межі зони фільтрації) складає 3°, кут сектора зони від верхньої межі зони фільтрації до середини її верхнього осередку складає 360/2n_c.

Кут, займаний секторами знімання осаду і мертвих зон, рівний сумі вказаних кутів

$$\varphi' = \varphi_1 + \varphi_m + \frac{360}{2n_c}. \tag{4.40}$$

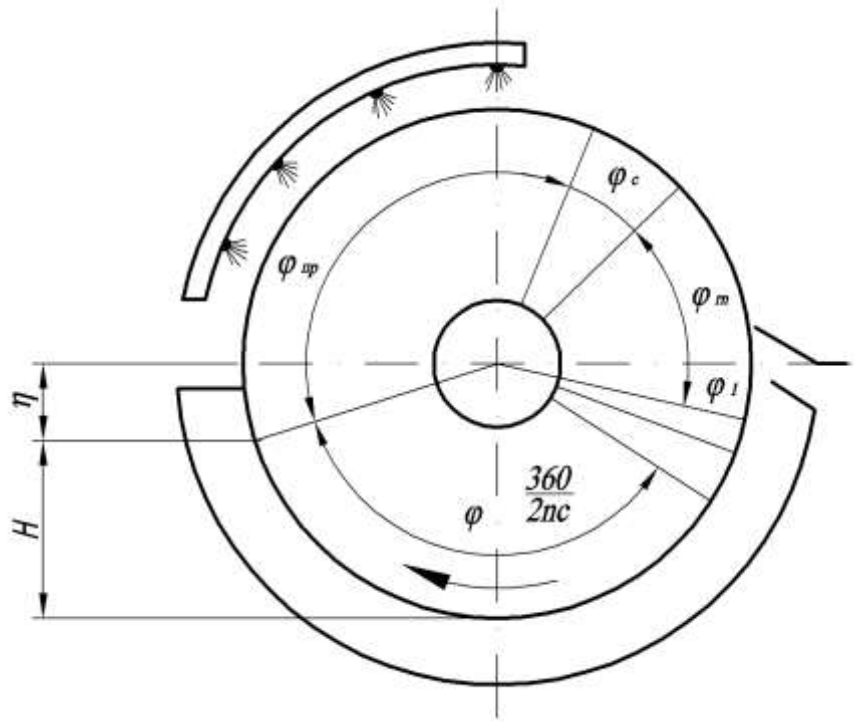


Рис. 4. 8. Розрахункова схема барабанного вакуум-фільтра

Тоді час просушування осаду

$$\tau_c = \tau' - \frac{\varphi'}{360}\tau_0. \tag{4.41}$$

Повна поверхня фільтру

$$F_0 = \frac{\tau_0 Q'}{V'} = \frac{\tau_c Q' U}{h_2}. \tag{4.42}$$

Частота обертання барабана в хвилину

$$n = \frac{1}{\tau_0}. \tag{4.43}$$

Кути секторів фільтру:

– зони фільтрації:

$$\varphi = \omega\tau; \tag{4.44}$$

– зони промивки:

$$\varphi_{пр} = \omega\tau'_{пр}; \tag{4.45}$$

– зони просушування:

$$\varphi_c = \omega\tau_c; \tag{4.46}$$

– мертвих зон (нижче за рівень рідини):

$$\varphi'_z = \varphi_m + \frac{360}{2n_c}. \tag{4.47}$$

У виразах (3.49) –(3.51) ω – кутова швидкість барабана фільтра.

Глибина занурення барабана в суспензію

$$H = \frac{D_б}{2}\left[1 - \cos\left(\varphi'_2 + \varphi\right)\right], \tag{4.48}$$

де $D_б$ – діаметр барабана.

Вибір допоміжного устаткування. Для вибору вакуум насосів необхідно знати залежність кількості повітря $Q_п$, що просмоктується через зони промивки і просушування, від часу перебування в цих зонах.

Для визначення перетину трубопроводів можна приймати наступні швидкості: для рідин – 0,5 м/с, для мокроповітряної суміші – 4 м/с.

Корисний об'єм ванни для фільтрів

$$V_c = Q_{сус}\tau_0, \tag{4.49}$$

де об'єм суспензії, що поступає

$$Q_{сус} = \frac{G}{\rho_{сус}}, \tag{4.50}$$

тут $\rho_{сус}$ – густина суспензії

$$\rho_{сус} = \frac{1}{\frac{C_1}{\rho_c} + \frac{1 - C_1}{\rho_ф}}. \qquad (4.51)$$

Розрахунок потужності приводу фільтру. Потужність приводу барабанного вакуум-фільтра витрачається на подолання наступних моментів опорів.

1. Момент опору, що створюється внаслідок неврівноваженості шару осаду при обертанні барабана або дисків. Осад покриває 3/4 фільтрувальної поверхні барабана, тому неврівноваженість створюється за рахунок осаду, що покриває 1/4 фільтрувальної поверхні

$$M_1 = G_1 r \sin\frac{\alpha}{2}, \qquad (4.52)$$

де G_1– маса осаду на неврівноваженій частині фільтрувальної поверхні барабана або дисків фільтру; r – відстань від центру тяжіння неврівноваженої частини осаду до осі барабана або диска; α – кут сектора неврівноваженої частини осаду на барабані або дисках.

$$G_1 = F_1 h_2 \rho_0, \qquad (4.53)$$

тут F_1 – площа поверхні, покритої неврівноваженою частиною осаду.

Для барабанного фільтра

$$F_1 = \frac{\pi D l}{4}, \qquad (4.54)$$

де D і l – діаметр і довжина барабана;

$$r = \frac{D + h_2}{2}. \qquad (4.55)$$

Оскільки

$$\alpha = \pi / 2 \qquad (4.56)$$

(за умови, що осад покриває 3/4 поверхні барабана), отже, для барабанного фільтра

$$M_1 = \frac{\pi}{4} D l h_2 \rho_0 \frac{D + h_0}{2} \sin\frac{\pi}{4} = 0{,}278 l h_2 \rho_0 D \left(D + h_2\right). \qquad (4.57)$$

2. Момент опору M_2 зрізу осаду.

Для барабанного фільтру:

$$M_2 = fP\frac{D}{2}, \tag{4.58}$$

де f – коефіцієнт тертя під час зрізання осаду; P – зусилля зрізання осаду.

Зусилля зрізання осаду $P = Klh_2$, де питомий опір зрізання осаду.

Тоді

$$M_2 = 0{,}5fKlh_2D. \tag{4.59}$$

3. Момент опору тертя барабана або дисків об суспензію.

За деякими дослідними даними орієнтовно можна приймати

$$M_3 = 0{,}02M_2 \tag{4.60}$$

4. Момент опору M_4 тертя валу фільтра об розподільну головку

$$M_4 = zfP_1r_m, \tag{4.61}$$

де z – число розподільних головок фільтру; f – коефіцієнт тертя; P_1 – сила притиску головки до торця валу фільтра

$$P_1 = FP, \tag{4.62}$$

де F – площа поверхні тертя; P – питомий тиск між поверхнями валу і головки, що труться; r_m – радіус тертя.

Площа поверхні тертя

$$F = \frac{\pi}{4}\left(d_2^2 - d_3^2\right) - n_cf_0, \tag{4.63}$$

тут d_2 і d_3 – відповідно, зовнішній і внутрішній діаметр торця валу фільтра; n_c – число осередків; f_0 – площа отвору осередку.

Радіус тертя

$$r_m = \frac{1}{3}\cdot\frac{d_2^3 - d_3^3}{d_2^2 - d_3^2}. \tag{4.64}$$

5. Момент опору M_5 тертя в підшипниках валу

$$M_5 = \mu_0G\frac{d_ц}{2}, \tag{4.65}$$

де G – маса валу з барабаном (або дисками) і осадом; μ_0 – коефіцієнт тертя цапф валу в підшипниках; $d_ц$ – діаметр цапфи.

Повна потужність електродвигуна для барабанного фільтра.

$$T = 1{,}15\frac{\sum M_i n}{974\eta}. \qquad (4.66)$$

Практична частина

ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ

За Δp = const об'єм фільтрату V, що пройшов через 1 м^2 фільтруючої поверхні за час τ, і тривалість фільтрування τ зв'язані рівнянням

$$V^2 + 2VC = K\tau, \qquad (1)$$

де C – константа фільтрування, що характеризує гідравлічний опір фільтруючої перегородки (тканини), м^3/м^2; K – константа фільтрування, що враховує режим процесу фільтрування і фізико-хімічні властивості осаду і рідини (див. формулу 3), м^2/с; τ – тривалість фільтрування, с.

Константи K і C визначаються дослідним шляхом.

Швидкість фільтрування, м^3/(м^2·с) визначається за рівнянням

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)}. \qquad (2)$$

За цим рівнянням може бути розрахована і швидкість промивки осаду промивною рідиною, якщо в'язкість промивної рідини рівна в'язкості фільтрату і якщо промивна рідина проходить через фільтр тим же шляхом, що і фільтрат. За цих умов швидкість промивки дорівнює швидкості фільтрування в кінцевий момент.

Видозмінене рівняння (2) $\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K}V + \frac{2C}{K}$, що виражає прямолінійну залежність між величинами dτ/dV і V, застосовується для визначення констант C і K за експериментальними даними. Для цієї мети відкладають по осі абсцис зміряні значення V_1, V_2 ..., а по осі ординат – відповідні зміряні значення $\Delta\tau_1/\Delta V_1, \Delta\tau_2/\Delta V_2$... Провівши через експериментальні точки пряму (рис. 1), знаходять потім K і C з рівнянь $tg\beta = 2/K$; $m = 2C/K$.

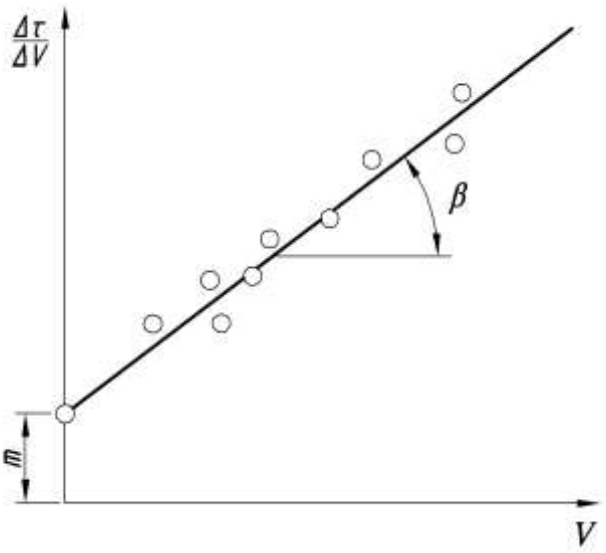


Рис. 1. Залежність $\Delta\tau / \Delta V$ від V

Константа фільтрування K (у м^2/с), віднесена до 1 м^2 фільтруючої поверхні, при Δp = const пов'язана з питомим опором осаду рівнянням

$$K = \frac{2\Delta p}{\mu c r}, \tag{3}$$

де Δp – перепад тиску на фільтрі, Па; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості фільтрату, Па·с; r – питомий опір осаду (з розрахунку на 1 кг твердої сухої речовини, що міститься в ньому), м/кг; c – маса сухої твердої речовини, що відкладається на фільтрі під час проходження через фільтруючу поверхню 1 м^3 фільтрату, кг/м^3.

Величина c (кг/м^3) може бути виражена через концентрацію фільтрованої суспензії x таким чином

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx}. \tag{4}$$

Тут ρ – густина фільтрату, кг/м^3, x – масова концентрація твердої фази в суспензії, кг/кг; m – маса вологого осаду з розрахунку на 1 кг сухої речовини, що міститься в ньому, кг/кг.

Під час підстановки значення c в рівняння (3) одержуємо наступну формулу для константи K (м^2/с)

$$K = \frac{2\Delta p\left(1 - mx\right)}{\mu r x \rho}. \tag{5}$$

Якщо відома константа фільтрування *K*, то питомий опір осаду *r* може бути знайдений з рівняння (3), розв'язаного відносно *r* (м/кг сухого осаду)

$$r = \frac{2\Delta p\left(1 - mx\right)}{K\mu x\rho}. \qquad (6)$$

Константа фільтрування *C* (м^3/м^2), що характеризує опір фільтруючої перегородки-тканини і віднесена до 1 м^2 поверхні фільтра, за Δp =const визначається наступним виразом

$$C = \frac{r_{TK}}{rc}, \qquad (7)$$

або відповідно до рівняння (4)

$$C = \frac{r_{TK}\left(1 - mx\right)}{rx\rho}, \qquad (8)$$

де r_{TK} – питомий опір фільтруючої тканини (на 1 м^2 поверхні), м/м^2; *r* – питомий опір осаду, м/кг.

Отже, якщо значення константи фільтрування *C* (м^3/м^2) відомо, то питомий опір тканини може бути обчислений за формулою

$$r_{TK} = \frac{Crx\rho}{1 - mx}. \qquad (9)$$

Концентрація промивної води у будь-який момент часу від початку основного (дифузійного) періоду промивки може бути обчислена за рівнянням

$$C = C_1 e^{-\frac{K\omega\tau}{\delta}}. \qquad (10)$$

Тут C_1 – концентрація промивної води на початку процесу; *e* – основа натуральних логарифмів (*e* = 2,718); *K* – коефіцієнт, що враховує фізико-хімічні властивості осаду і промивної води, а також режим промивки (знаходиться експериментальним); ω – питома інтенсивність промивки або швидкість проходження промивної води, м^3/(м^2·с); τ – тривалість промивки, с; δ – товщина шару осаду, м.

Під час основного періоду промивки йде процес дифузії розчинної речовини в промивну воду і видалення його з водою. Під час же

початкового періоду промивки відбувається лише витіснення фільтрату промивною водою з пор осаду.

Рівняння (10) після логарифмування приймає вигляд:

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg C_1 - \lg C_2} = \frac{2{,}3\delta}{K\omega}, \tag{11}$$

де τ_1 і τ_2 – час початку і кінця спостережень в будь-який період процесу дифузійної промивки; C_1 і C_2 – відповідні концентрації промивної води.

З рівнянь (10) і (11) може бути знайдена тривалість промивки τ, тобто час, необхідний для заданої зміни концентрації речовини, що вимивається, в осаді, а також величина коефіцієнта *K*.

Кількість сухої речовини *G* (кг) в осаді, що одержується на фільтрі, залежить від кількості зібраного фільтрату *V*, густини фільтрату ρ, масової частки твердої фази в суспензії *x*, вологості осаду (що виражається масовим відношенням *m*) і може бути обчислена за формулою

$$G = Vc = V\frac{\rho x}{1 - mx}. \tag{12}$$

Концентрація твердої фази в суспензії *x* залежно від густини суспензії ρ_c виражається формулою

$$x = \frac{(\rho_c - \rho)\rho_{TB}}{(\rho_{TB} - \rho)\rho_c}. \tag{13}$$

Густина суспензії:

$$\rho_c = \frac{n+1}{\dfrac{1}{\rho_{TB} + \dfrac{n}{\rho}}} = \frac{\rho(1+n)\rho_{TB}}{\rho + \rho_{TB} n}. \tag{14}$$

У цих формулах *x* – масова концентрація твердої фази в суспензії, кг/кг; ρ_c – густина суспензії, кг/м^3; ρ – густина рідкої фази, кг/м^3; ρ_{TB} – густина твердої фази, кг/м^3; *n* – маса рідкої фази в суспензії на одиницю маси твердої фази (Т:Р = 1 : *n*).

За формулою (14) можна обчислити і густину вологого осаду, розглядаючи його як концентровану суспензію.

Розрахунок рукавних фільтрів для газів зводиться до визначення необхідної поверхні F (м^2) фільтру за формулою

$$F = V / V_{пит}, \qquad (15)$$

де V – об'ємна витрата запиленого газу; $V_{пит}$ – питома об'ємна витрата запиленого газу з розрахунку на 1 м^2 поверхні тканини.

Величину $V_{пит}$ приймають звично рівною 0,2—1 м^3/(м^2·хв), а за уловлювання крупного пилу до 2,5 м^3/(м^2·хв).

ПРИКЛАДИ ДЛЯ САМОСТІЙНОГО РОЗВ'ЯЗАННЯ

Приклад 1. Вивести формулу (4), що дає залежність між масою сухого осаду на 1 м^3 фільтрату, густиною фільтрату, концентрацією суспензії і вологістю осаду.

Приклад 2. Визначити тривалість фільтрування 10 дм^3 рідини через 1 м^2 фільтру, якщо за попереднього випробування фільтра з 1 м^2 було зібрано фільтрату: 1 дм^3 через τ_1 хв. і 3 дм^3 через τ_2 хв. після початку фільтрування.

Приклад 3. В умовах попереднього прикладу визначити тривалість промивки осаду, якщо кількість промивної води складає $V_{пр}$, дм^3/м^2 і промивка йде лінією основного фільтрату.

Приклад 4. Під час дослідного фільтрування водної суспензії із вмістом 13,9% карбонату кальцію за 20°С на лабораторному фільтрпресі з F = 0,1 м^2 і товщиною осаду 50 мм були одержані дані, наведені в табл. 1.

Визначити константи фільтрування: K (м^2/год) і C (м^3/м^2).

Таблиця 1

Під час надлишкового тиску		Зібрано фільтрату, дм	Час від початку досліду, с
Па	кгс/см^2		
3,43·10^4	0,35	2,92	τ_1'
		7,80	τ_1''
10,3·10^4	1,05	2,45	τ_2'
		9,80	τ_2''

Приклад 5. В умовах попереднього прикладу розрахувати питомий опір осаду карбонату кальцію. Додатково відомо, що вологість осаду за p_1 = 3,43·10^4 Па (0,35 кгс/см^2) дорівнювала u_1, %, а за p_2 = 10,3·10^4 Па (1,05 кгс/см^2) – u_2, % від маси вологого осаду.

Приклад 6. Чому дорівнює питомий опір тканини під час фільтрування суспензії карбонату кальцію в умовах прикладів 4 і 5?

Приклад 7. Необхідно відфільтрувати суспензію на рамному фільтрпресі і за 3 год. одержати 6 м^3 фільтрату. Дослідне фільтрування цієї суспензії на лабораторному фільтрпресі при тому ж тиску і тій же товщині шару осідання показало, що константи фільтрування, віднесені до 1 м^2 площі фільтра, мають наступні значення: $K = k\cdot10^{-4}$ м^2/год. і $C = c\cdot10^{-3}$ м^3/м$^{3.}$ Визначити необхідні розміри фільтрпреса.

Приклад 8. На барабанний вакуум-фільтр безперервної дії (рис. 2) подається 8,5 м^3/год. водної суспензії, що містить 17,6% твердої фази. Бажана кінцева вологість осаду 34%. Передбачуваний вакуум на заводі 600 мм рт. ст. Під час дослідного фільтрування на лабораторній моделі за вакууму 510 мм. рт. ст. було встановлено, що необхідна вологість осаду досягається за 32 с роботи зони фільтрування. При цьому константи фільтрування, віднесені до 1 м^{2,} виявилися рівними: K, дм^6/(м^4·с) і C, дм^3/м$^{3.}$. Густина суспензії 1120 кг/м$^{3.}$ Визначити необхідну поверхню фільтра і частоту його обертання.

Приклад 9. Скільки часу необхідно відмивати осад на фільтрпресі від NaCl, щоб досягти концентрації 5 г/дм^3, допустимій в промивній воді? Промивка ведеться чистою водою. Інтенсивність промивки 0,33 м^3/(м^2·год). Товщина шару осідання δ, мм. Константа промивки К, см^3/дм^3. У початковий момент промивки концентрація NaCl в промивній воді 143 г/дм^3.

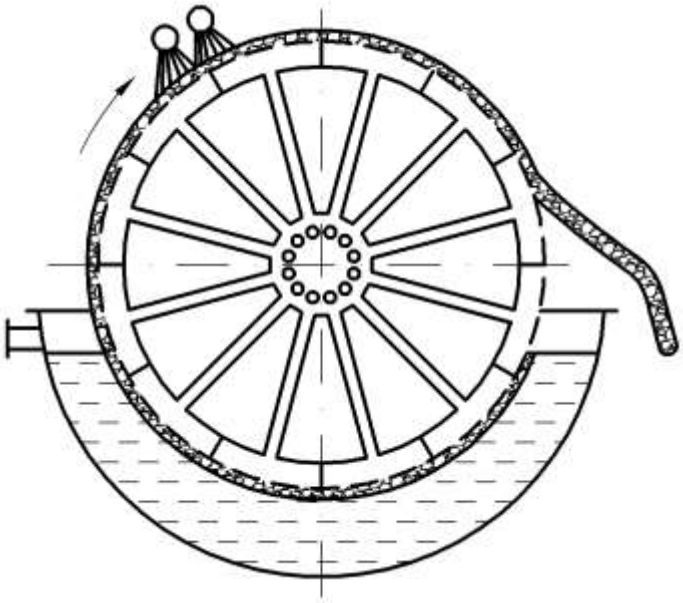


Рис. 2 (до прикладу 8)

Приклад 10. В умовах попереднього прикладу розрахувати концентрацію NaCl в промивній воді через 50 хв. після початку основного періоду промивки.

Варіанти завдань

Приклад 2

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
τ_1, хв.	2,25	2,45	2,4	2,5	2,35	2,75	2,65	2,55	2,5	2,3
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
τ_2, хв.	14,5	14,8	15,5	15,8	14,5	17,5	16,5	16,5	16,0	13,8

Приклад 3

Варіант	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$V_{пр}$, дм^3/м^2	2,4	3,0	2,5	2,8	2,3	3,2	4,2	3,8	2,2	3,6
Варіант	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$V_{пр}$, дм^3/м^2	3,5	2,4	2,3	3,5	3,4	2,8	4,0	3,3	2,1	3,5
Варіант	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$V_{пр}$, дм^3/м^2	2,7	2,6	2,5	3,1	4,3	4,6	3,7	2,6	3,2	2,8

Приклад 4

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
τ_1', с	146	130	125	142	150	145	135	140	155	136
τ_1'', с	888	900	800	850	920	800	830	876	870	860
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0

τ_2', с	50	55	43	52	45	47	57	59	60	54
τ_2'', с	660	670	665	600	630	635	640	645	650	655

Приклад 5

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
u_1, %	37	42	38	40	35	36	41	35	38	44
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
u_2, %	32	30	28	31	29	26	25	32	33	36

Приклад 7

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
k	20,7	20,5	22,3	21,4	20,6	23,7	22,7	20,8	23,3	20,9
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
c	1,45	1,48	1,55	1,35	1,25	1,43	1,53	1,65	1,6	1,52

Приклад 8

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
K	11,2	10,8	12,6	12,4	11,9	15,1	11,6	10,3	11,5	14,3
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
C	6	5	4	4,5	5,5	4,5	6,5	4,7	5,7	7,3

Приклад 9

Перша цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
K	520									
Друга цифра	1	2	3	4	5	6	7	8	9	0
δ	36	25	44	45	55	40	65	47	57	53

5. ЦЕНТРИФУГУВАННЯ

Найбільш поширеним способом розділення рідких неоднорідних систем під дією відцентрових сил є центрифугування (або фугування), яке здійснюється в машинах-центрифугах. Основна частина центрифуги – барабан (корзина) з суцільними або дірчастими стінками, що обертається з великою швидкістю на вертикальному або горизонтальному валу.

Розрізняють наступні процеси розділення суспензій в центрифугах: 1) відцентрове фільтрування; 2) відцентрове відстоювання; 3) відцентрове освітлення.

Відцентрове фільтрування є процесом розділення суспензій в центрифугах з дірчастими барабанами. Внутрішня поверхня такого барабана покрита фільтрувальною тканиною. Суспензія відцентровою силою відкидається до стінок барабана, при цьому тверда фаза залишається на поверхні тканини, а рідина під дією відцентрової сили проходить крізь шар осаду і тканину видаляється назовні через отвори в барабані.

Відцентрове фільтрування в загальному випадку складається з трьох послідовно протікаючих фізичних процесів: 1) фільтрування з освітленням осаду; 2) ущільнення осаду; 3) видалення з осаду рідини, що утримується молекулярними силами.

За допомогою відцентрового фільтрування може бути досягнутий високий ступінь обезводнення осаду.

Відцентрове відстоювання є процесом розділення суспензій в центрифугах, що мають барабани з суцільними стінками. Суспензія вводиться у нижню частину барабана і під дією відцентрової сили відкидається до стінок. Безпосередньо біля стінок утворюється шар осаду, а рідина утворює внутрішній шар і витісняється з барабана суспензією, що поступає на розділення. Піднімаючись догори, рідина переливається через закраїну барабана і видаляється назовні. Під час відцентрового відстоювання відбуваються два фізичні процеси: 1) осадження твердої фази; 2) ущільнення осаду.

Відцентрове освітлювання також проводиться в суцільних барабанах і служить для очищення рідин, що містять незначну кількість твердої фази. Цей процес застосовується для розділення тонких суспензій і колоїдних розчинів. За фізичною суттю відцентрове освітлювання є процесом вільного осадження твердих частинок у полі відцентрових сил. У барабанах з суцільними стінками проводиться також розділення емульсій. Під дією відцентрової сили компоненти емульсії відповідно до густини розташовуються у вигляді розмежованих шарів: зовнішнього шару рідини з більшою густиною і внутрішнього шару легшої рідини. Рідини виводяться з барабана порізно. Таким чином, центрифугування є за суттю процесами відстоювання і фільтрування в полі відцентрових сил. Відцентрові сили, що розвиваються під час центрифугування, сильніше діють на рідку систему ніж сили тяжіння і тиску. Тому центрифугування є набагато ефективнішим способом механічного розділення неоднорідних рідких систем, чим відстоювання і фільтрування.

Напруженість створюваного в центрифузі поля відцентрових сил характеризується чинником розділення, який є відношенням відцентрового прискорення до прискорення сили тяжіння

$$\Phi = \omega^2 r / g, \qquad (5.1)$$

де ω – кутова швидкість обертання барабана, рад/с; r – радіус барабана, м; g – прискорення сили тяжіння, рівне 9,81 м/с^3.

Чим більше чинник розділення, тим вища розділяюча здатність центрифуги. Чинник розділення Φ може бути підвищений шляхом збільшення радіусу барабана і в ще більшому ступені – збільшенням числа оборотів, оскільки величина Φ пропорційна квадрату числа оборотів ($\omega^2 = \pi^2 n^2 / 900$). Проте, збільшувати радіус і число оборотів можна тільки до відомих меж, визначуваних механічною міцністю барабана.

Добуток чинника розділення Φ на поверхню F осадження твердої фази в барабані центрифуги, що позначається Σ, називається індексом продуктивності центрифуги

$$\Sigma = ФF, м^2. \quad (5.2)$$

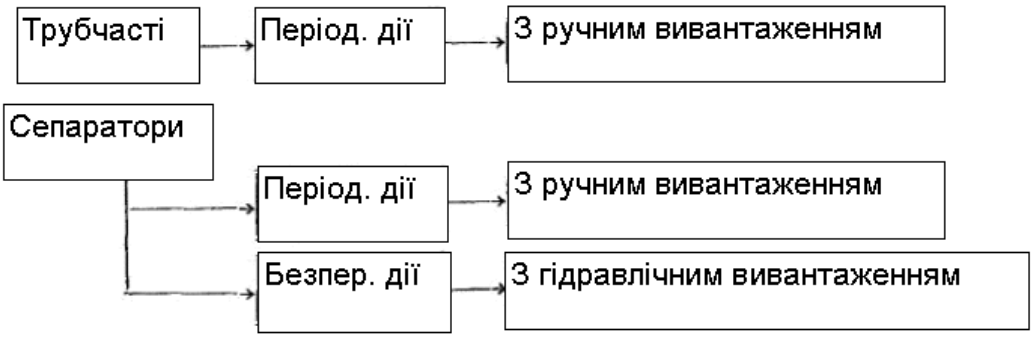
Індекс продуктивності Σ є поверхнею осадження відстійника або фільтра, в якому для даної суспензії досягається та ж продуктивність, що і в центрифузі, що розглядається. Величина Σ відображає вплив всіх конструктивних чинників, що визначають здатність відстійних і фільтруючих центрифуг до розділення суспензій або емульсій.

Центрифуги класифікують за наступними ознаками: 1) за величиною чинника розділення; 2) за величиною індексу продуктивності; 3) за режимом роботи (періодичний або безперервний); 4) за способом вивантаження осаду; 5) за конструктивними ознаками.

Класифікація центрифуг за чинником розділення, режимом роботи і способом вивантаження осаду наведена нижче. Механічне вивантаження осаду – основна умова безперервної роботи центрифуг, тому спосіб розвантаження є важливою ознакою їх класифікації.

Нормальні центрифуги (Ф<3500)

Надцентрифуги (Ф>3500)



Виходячи з конструктивних ознак, центрифуги розрізняють, головним чином, за розташуванням і способу закріплення валу. За цією ознакою центрифуги ділять на вертикальні, горизонтальні і похилі. Існує три види вертикальних центрифуг: стоячі (з підпертим валом), підвішені на колонках і висячі (з верхнім підвісом головного валу). Горизонтальні центрифуги з ножовим зніманням осаду працюють періодичним способом, але оскільки в них можлива повна автоматизація всіх операцій, вони називаються автоматичними центрифугами.

За технологічним призначенням центрифуги розділяються на три типи: 1) освітлюючі – для очищення рідин від твердих домішок, 2) розділяючі – для розділення суспензій і емульсій, 3) концентруючі – для згущування суспензій шляхом відділення частини рідкої фази.

БУДОВА ЦЕНТРИФУГ

Центрифуги періодичної дії з ручним і гравітаційним вивантаженням

Відомо два типи центрифуг періодичної дії з ручним вивантаженням – центрифуги фільтруючого і відстійного типів. Суспензія завантажується в барабан, що знаходиться у спокої або ж обертається з робочою або зниженою швидкістю. У останньому випадку після завантаження барабана швидкість його доводиться до робочої.

У фільтруючій центрифузі рідина (фугат) проходить через фільтрувальну тканину, металеву підкладкову сітку і видаляється через отвори барабана у нерухомий кожух, що охоплює барабан. З кожуха фугах зливається в збірник.

У відстійні центрифуги суспензія завантажується на повному ходу; розділення відбувається, як указувалося, при русі рідини вгору паралельно глухим стінкам барабана, до утворення осаду певної товщини. Після закінчення центрифугування в глухому або дірчастому барабані осад промивають (якщо це необхідно) і якийсь час ведуть фугування для підсушування і ущільнення осаду без подачі суспензії. Потім вимикають електродвигун, зупиняють центрифугу гальмом і вивантажують осад вручну. Ручне вивантаження осаду проводиться через верх або днище барабана. Нижнє вивантаження зручніше, але, як і верхнє, вимагає великої витрати праці. Таким чином, цикл роботи центрифуг складається з ряду операцій, перелік і орієнтовна тривалість яких наведені нижче.

Операція	Тривалість, хв.
Розгін барабана	0,5 – 1,0
Наповнення барабана	1,5 – 30
Центрифугування	2,0 – 40
Промивка осаду	0 – 20
Підсушування осаду	20 – 25
Гальмування	0,7 – 2
Розвантаження	3 – 20

Повна тривалість τ циклу центрифуги з ручним вивантаженням визначається як сума часу окремих операцій, величина τ коливається в дуже широких межах – від 7 хв до 3 год і більше, залежно від властивостей оброблюваних речовин.

Якщо тривалість циклу τ, хв. відома, продуктивність центрифуги може бути визначена за формулою

$$G = 60V\rho / \tau \text{, кг/год.,} \qquad (5.3)$$

де V – об'єм осаду, що утворюється в барабані за один цикл (об'єм, рівний робочій місткості барабана), м^3; ρ – густина осаду, кг/м^3.

На рис. 5.1 показано трьохколонну центрифугу з верхнім ручним вивантаженням. Барабан 1 центрифуги і станина 3, усередині якої він обертається, підвішені за допомогою тяги 4 на трьох колонках 5: вібрація барабана сприймається пружинами 6. Завдяки такій будові коливання барабана не передаються через вал 2 і підшипники на станину і не викликають її розхитування.

Недоліки трьохколонної центрифуги: 1) трудомістке ручне вивантаження осаду зверху, 2) мала доступність для огляду підшипників, приводу і гальма і можливість їх корозії під дією рідини, що проливається.

Цих недоліків певною мірою позбавлена висяча центрифуга з нижнім вивантаженням (рис. 5.2).

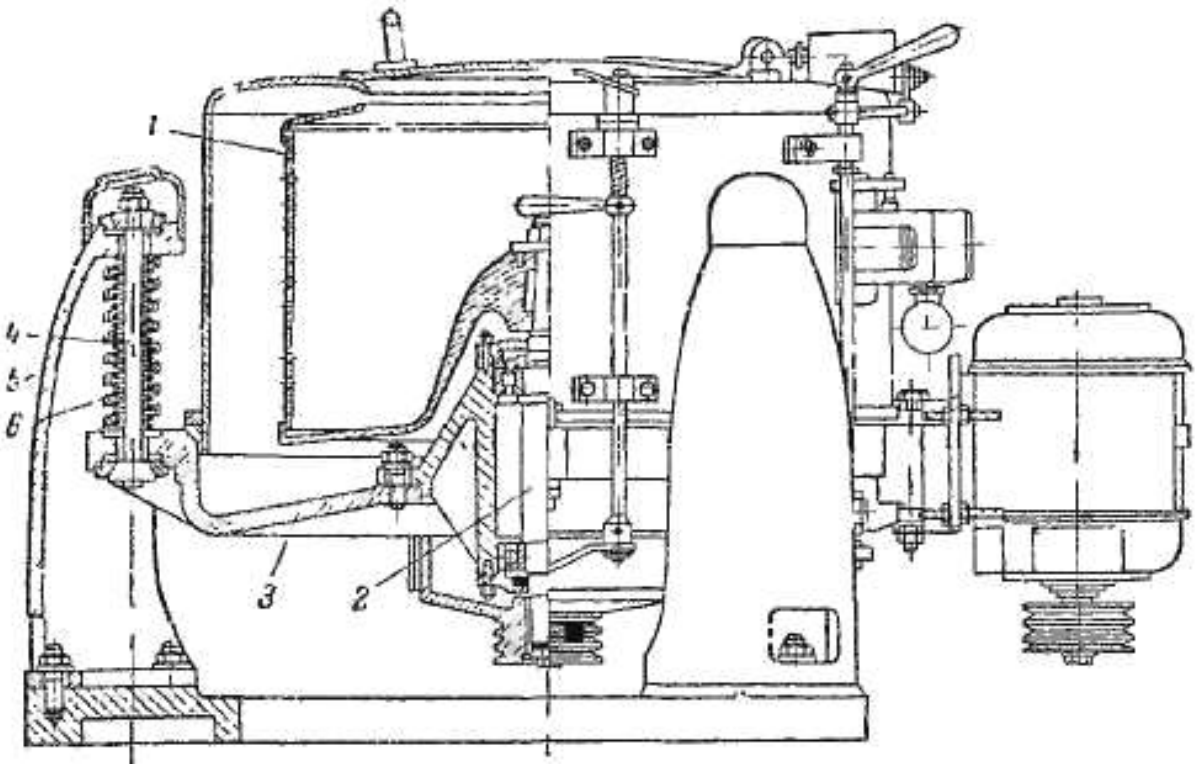


Рис. 5.1. Трьохколонна центрифуга з верхнім вивантаженням:
1 – барабан, 2 – вал, 3 – станина, 4 – тяги, 5 – колонка, 6 – пружини

Барабан 1 такої центрифуги підвішений до нижнього кінця валу 2, що має верхню конічну або кульову опору 3 (часто забезпечену гумовою прокладкою). Барабан не має глухого днища; бічна стінка барабана з'єднується внизу декількома ребрами 4 з його втулкою. Розвантажувальні отвори, що знаходяться між ребрами, під час фугування закривають знімним ковпаком 5, підвішеним на ланцюзі Під час вивантаження центрифуги ковпак підводять або витягують з барабана і осад проштовхують уручну вниз.

Переваги висячої центрифуги: 1) стійкість і деяка свобода коливань барабана, оскільки центр тяжіння системи, що обертається, розташований нижче за опору валу і підшипників; крім того, допустиме деяке

розгойдування барабана; 2) порівняно легке і швидке вивантаження осаду; 3) опора і привод не піддаються корозії.

Вивантаження осаду з мінімальною витратою фізичної праці досягається в саморозвантажних центрифугах (рис. 5.3, зліва показано завантаження барабана, справа – вивантаження осаду). Осад видаляється з них під дією сил тяжіння (гравітаційне вивантаження).

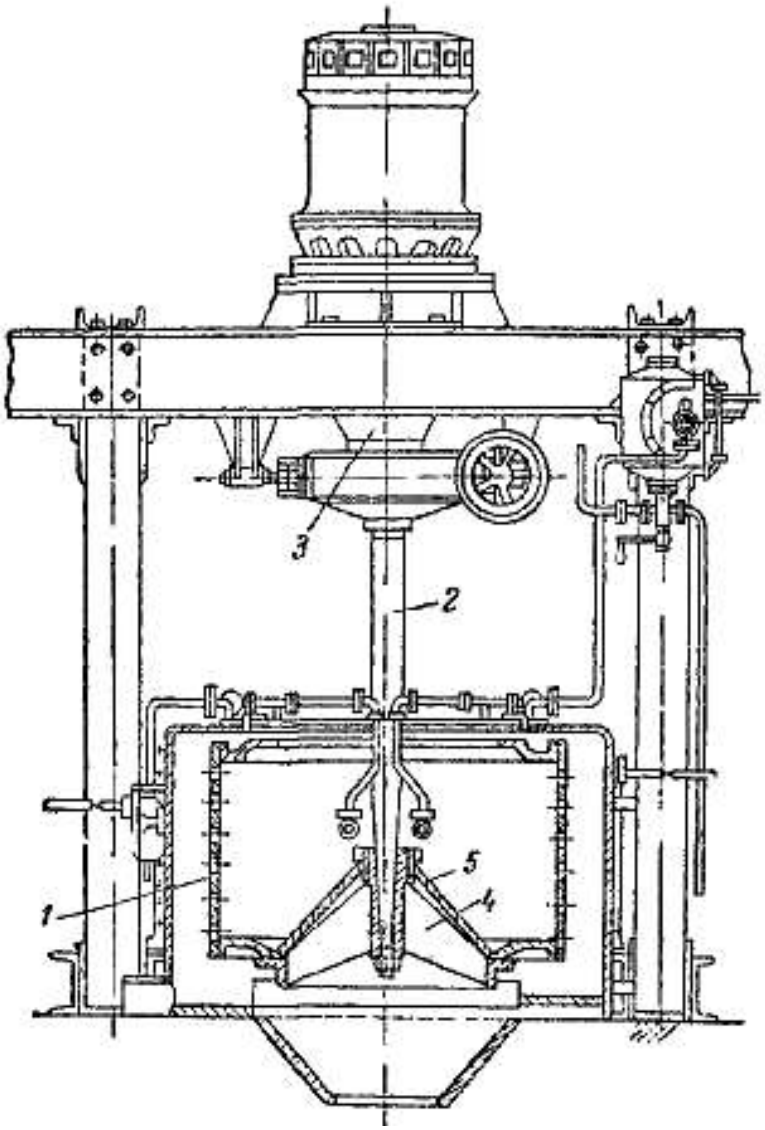


Рис. 5.2. Висяча центрифуга з нижнім вивантаженням:
1 – барабан, 2 – вал, 3 – опора валу, 4 – ребра барабана, 5 – ковпак

Нижня частина барабана 1 має конічну форму з кутом нахилу, що перевищує кут природного укосу матеріалу. Під час зупинки барабана осад сповзає з його стінок і видаляється з центрифуги. Початкова суспензія завантажується на розподільний диск 3 під час обертання барабана із

зниженою швидкістю. У іншому саморозвантажні центрифуги не відрізняються від висячих центрифуг з нижнім вивантаженням.

Фільтруючі центрифуги з ручним і гравітаційним вивантаженням мають наступні переваги порівняно з аналогічними центрифугами відстійного типу: низька кінцева вологість осаду; можливість ретельної промивки осаду.

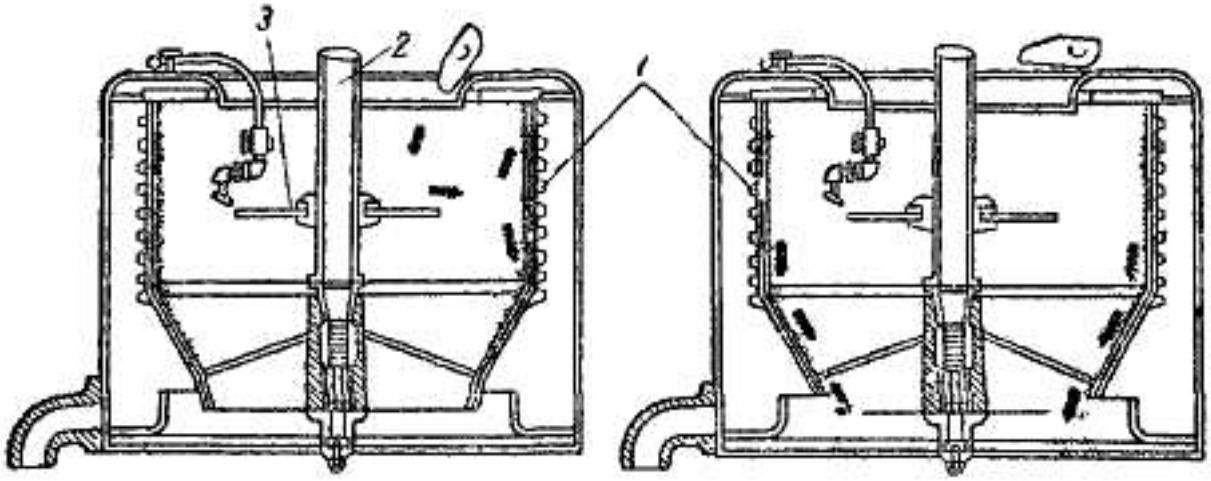


Рис. 5.3. Саморозвантажна центрифуга:
1 – барабан, 2 – вал, 3 – розподільний диск

Автоматичні центрифуги періодичної дії з ножовим зніманням осаду на ходу

У таких центрифугах завантаження і розвантаження відбуваються автоматично, без зупинки або зниження швидкості барабана. Розвантаження на ходу проводиться за допомогою ножа, який переміщається вгору і вниз незалежно від барабана і зрізає осад. Подача суспензії, фугування і зняття осаду здійснюються послідовно один за одним, зміна і тривалість окремих операцій регулюються спеціальним автоматичним пристроєм.

Тривалість окремих операцій в автоматичних центрифугах складає в середньому: наповнення $\tau_н$ = 0,5—2,5 хв., центрифугування $\tau_ц$ = 0,4—0,5 хв., вивантаження $\tau_в$ = 0,7—5 хв. Промивка і сушка осаду проводяться тільки у разі потреби. Тривалість повного циклу τ менша, ніж в

центрифугах з ручним або гравітаційним вивантаженням, і зазвичай не перевищує 10 хв., але в окремих випадках може досягати 160 хв. і більше.

Автоматичні центрифуги з ножовим зніманням осаду виготовляються тільки з горизонтальним валом. Горизонтальна автоматична центрифуга (рис. 5.4) має дірчастий барабан 1, розташований між підшипниками горизонтального валу 3. Суспензія подається по трубі 3, введення і припинення подачі суспензії проводяться за допомогою клапана 4, роботою якого управляє гідравлічний (масляний) циліндр 5. Такий же циліндр приводить в дію ніж 6 для зняття осаду, масло поступає під поршень циліндра (під час підйому ножа) або зверху поршня (під час опускання ножа).

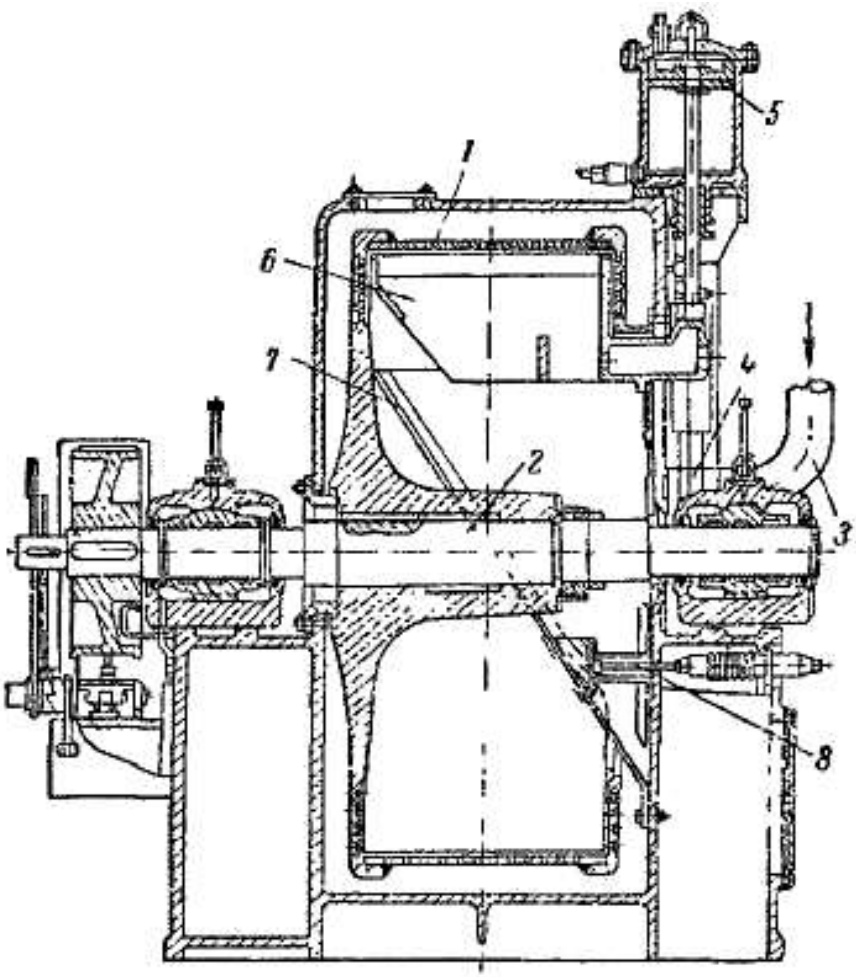


Рис. 5.4. Горизонтальна автоматична центрифуга:
1 – барабан; 2 – горизонтальний вал; 3 – труба для подачі суспензії; 4 – клапан; 5 – масляний циліндр; 6 – ніж; 7 – жолоб; 8 – пневматичний молоток

Введення масла проводиться автоматично через певні проміжки часу з таким розрахунком, щоб дії ножа і клапана координувалися таким чином:

1) подача суспензії – завантажувальний клапан відкритий, ніж опущений; 2) фугування – завантажувальний клапан закритий, ніж опущений; 3) вивантаження осаду – завантажувальний клапан закритий, ніж піднятий.

Осад вивантажується крутим похилим жолобом 7 під дією власної ваги; вивантаження полегшується завдяки частим ударам по жолобу пневматичного молотка 8, який автоматично включається під час підйому ножа і вимикається під час його опускання.

Основні переваги автоматичних центрифуг: 1) усунення непродуктивних витрат часу і енергії, пов'язаних із зупинкою або гальмуванням барабана для розвантаження, 2) повна автоматизація процесу.

Недоліком таких центрифуг є подрібнення осаду під час знімання його ножем.

Центрифуги безперервної дії з вивантаженням пульсуючим поршнем

У центрифуги цього типу суспензія подається безперервно, осад періодично виштовхується поршнем-штовхачем з дірчастого барабана, розташованого на горизонтальному валу (рис. 5.5).

Усередині барабана 1 уздовж його осі переміщається поршень-штовхач 2, який укріплений на кінці штока 7. Шток знаходиться всередині полого валу 5, обертається разом з ним і одночасно здійснює поворотно-поступальний рух. Суспензія підводиться в конус 3 і через отвори в ньому поступає в барабан, покритий зсередини металевим щілистим ситом 4. Шар осаду, що відкладається на ситі, переміщається поршнем-штовхачем 2 до відкритого кінця барабана, через який частина осаду вивантажується в кожух 13. За кожен робочий хід вивантажується така кількість осаду, яка відповідає довжині ходу поршня, рівній приблизно 1/10 висоти барабана. Коли поршень рухається у зворотному напрямі, на поверхні сита 4, що звільняється при цьому, утворюється новий шар осаду.

Під час наступного робочого ходу поршня з барабана виштовхується нова порція осаду і т.д. Поршень-штовхач зазвичай здійснює 10 – 16 ходів на хвилину.

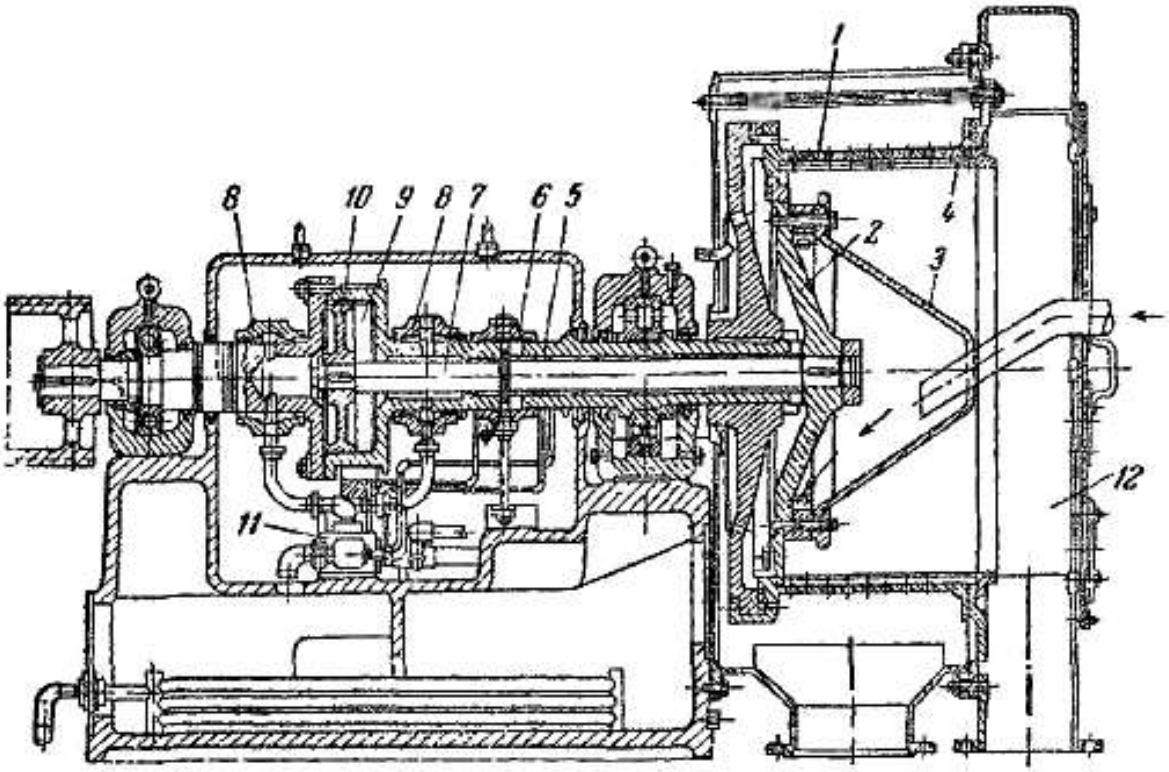


Рис. 5.5. Центрифуга безперервної дії з вивантаженням пульсуючим поршнем:
1 – барабан; 2 – поршень-штовхач; 3 – приймальний конус; 4 – сито; 5 – порожнистий вал; 6 – повзун; 7 – шток; 8 – розподільник; 9 – циліндр; 10 – поршень; 11 – шестерневий насос; 12 – кожух.

Напрям руху поршня змінюється автоматично за допомогою повзуна 6, який, переміщаючись з штоком 7, відкриває і закриває перемикаючий клапан; через цей клапан у золотник поступає масло.

Золотник, у свою чергу, управляє надходженням масла в два розподільника 8. Масло, що нагнітається шестерневим насосом 11, поступає через розподільники поперемінно в праву і ліву порожнини циліндра 9 і тисне на поршень 10, викликаючи поворотно-поступальний рух штовхача. У разі потреби в барабан через спеціальну трубу підводиться вода для промивки осаду, а в кожусі встановлюються роздільні патрубки для відведення фугату і промивних вод. Окрім безперервності дії, основною перевагою описаних центрифуг є менше подрібнення осаду або

розрізання волокон, ніж при вивантаженні іншими механічними способами (ножем, шнеком).

Недоліки цих центрифуг: 1) забруднення фугату осадом, що частково проходить через отвори сита, 2) значна витрата енергії на переміщення осаду, 3) порівняно швидкий знос фільтрувальної перегородки.

Підвищенню продуктивності центрифуг безперервної дії, без зниження ефекту розділення, сприяє збільшення довжини барабана. У зв'язку з цим останнім часом набули поширення центрифуги з пульсуючим вивантаженням осаду і багатоступінчатим барабаном (рис. 5.6).

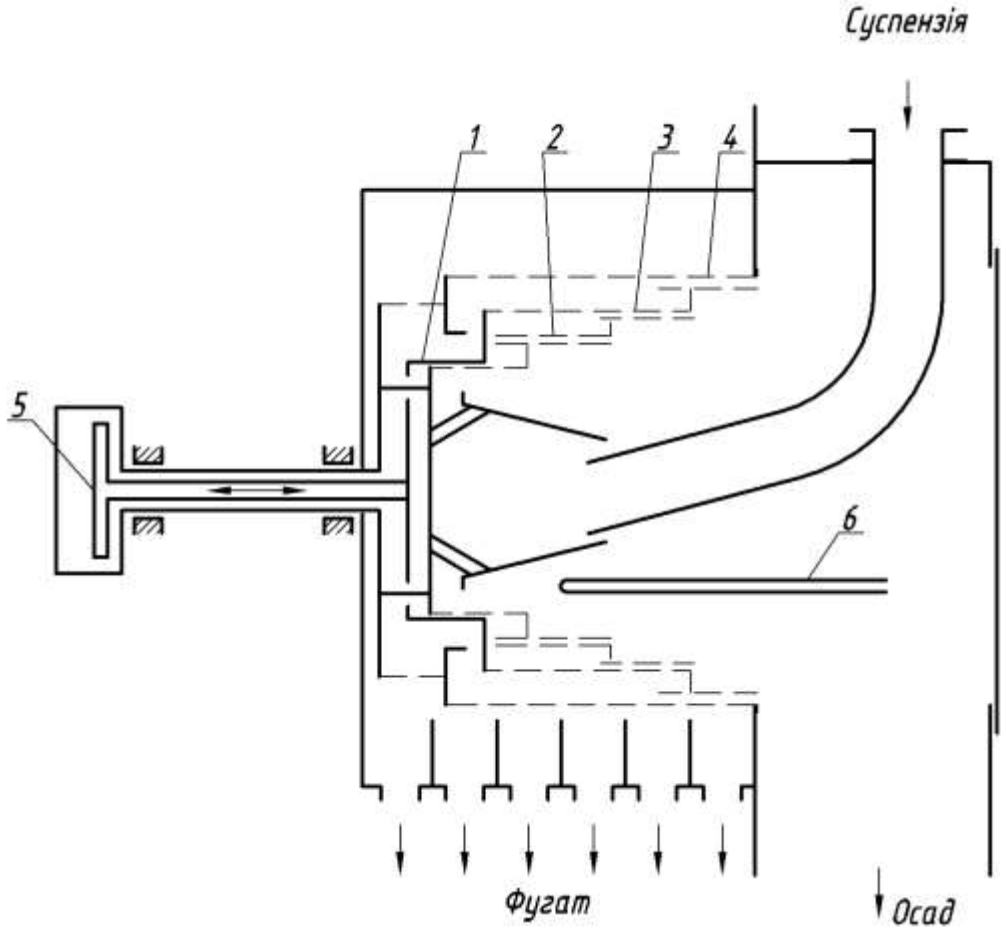


Рис. 5.6. Багатоступінчата центрифуга безперервної дії з пульсуючим вивантаженням осаду:
1 – барабан першого ступеня; 2 – барабана другого ступеня;
3 – барабан третього ступеня; 4 – барабан четвертого ступеня,
5 – гідравлічний привод; 6 – труба для подачі промивної води.

Така центрифуга складається як би з декількох послідовно включених центрифуг з пульсуючим вивантаженням осаду, що мають відносно короткі барабани, зміщені один відносно одного (по загальній осі). Суспензія, що

розділяється, послідовно проходить всі барабани, які здійснюють поворотно-поступальний рух уздовж осі. Кромка торця одного барабана служить поршнем-штовхачем для розвантаження осаду з наступного барабана. Спеціальним поршнем-штовхачем осад виштовхується тільки з барабана першого ступеня. У центрифугах з багатоступінчатим барабаном досягається ефективне розділення суспензій, під час розділення яких потрібне тривале фугування. Переходячи з одного ступеня в іншу, осад розпушується і завдяки цьому додатково підсушується, що сприяє підвищенню продуктивності центрифуги. Одночасно в таких центрифугах досягається ефективніша промивка осаду і краще розділення фугату і промивних вод, чим в одноступінчатих центрифугах.

Питома витрата енергії в багатоступінчатих центрифугах значно менша, ніж в одноступінчатих, оскільки значна частина рідини видаляється вже в барабанах перших ступенів порівняно малого діаметру.

Центрифуги безперервної дії з шнековим вивантаженням

Вивантаження осаду за допомогою шнека проводиться головним чином у горизонтальних центрифугах відстійного типу (рис. 5.7). Глухий барабан 3 таких центрифуги має конічну або циліндрично-конічну форму і обертається на порожнистих цапфах 1. Усередині барабана 3 з меншою швидкістю обертається шнек 5 з порожнистим валом, цапфи якого знаходяться усередині цапф барабана 3. Суспензія подається по трубі 6 і через отвори 4 поступає в зовнішній барабан. У деякій частині об’єму барабана, у ширшого його кінця, відбувається відстоювання суспензії (зона відстоювання), причому рідина переливається через вікна 7 в стінці торця барабана, а осад поволі переміщається шнеком до розвантажувальних вікон 9 у протилежному кінці барабана. Під час руху осаду в незаповненою суспензією частини барабана 3 осад додатково зневоднюється (зона сушки). Переміщення осаду відбувається в результаті того, що шнековий барабан 5 робить менше оборотів в 1 хв (на 1,5 – 2%), ніж барабан 3, обертаючись з ним в однаковому напрямі.

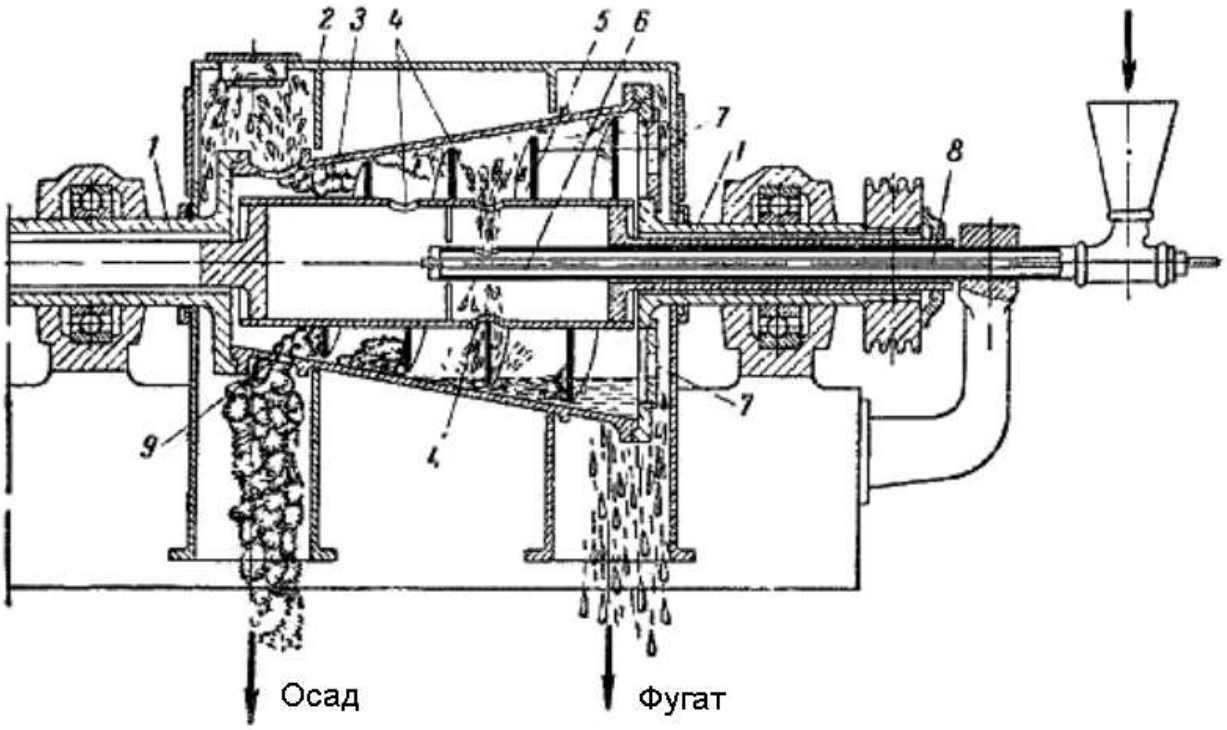


Рис. 5.7. Горизонтальна центрифуга безперервної дії з шнековим вивантаженням:
1 – порожниста цапфа; 2 – кожух; 3 – барабан; 4 – отвори для суспензії; 5 – барабан-шнек; 6 – труба для подачі суспензії; 7 – вікно для фугату; 8 – труба для подачі промивної води; 9 – вікно для вивантаження осаду.

Така різниця швидкостей обертання досягається за допомогою диференціального редуктора. У разі потреби осад промивається в кінці зони відстоювання водою, що подається по трубі 8. Після підсушки осад видаляється через вікна 9 в нерухомий кожух 2, в якому є окремі камери для відведення осаду і фугату. Режим роботи центрифуги можна регулювати, змінюючи тривалість відстоювання і осушення осаду (регулюючи відкриття вікон), або змінюючи числа оборотів барабана і шнека.

Переваги горизонтальних центрифуг з шнековим вивантаженням: 1) висока продуктивність, 2) придатність для розділення суспензій з високим вмістом твердої дрібної речовини, 3) придатність для класифікації.

Недоліки: 1) висока витрата енергії на переміщення осаду і на втрати в диференціальному редукторі, 2) значне подрібнення осаду, 3) забруднення фугату дрібними частинками твердої фази.

Центрифуги безперервної дії з інерційним вивантаженням

Якщо кут нахилу вертикального конічного барабана до його осі більше кута тертя осаду, то останній під дією відцентрової сили може переміщатися уздовж утворюючої барабана до його основи і видалятися з центрифуги. Цей принцип покладений в основу конструкцій безперервно діючих центрифуг з інерційним вивантаженням.

У сучасній центрифузі подібного типу (рис 5.8) оброблювана суспензія поступає зверху в конічний фільтруючий барабан 1, всередині якого обертається гальмуючий шнек 3.

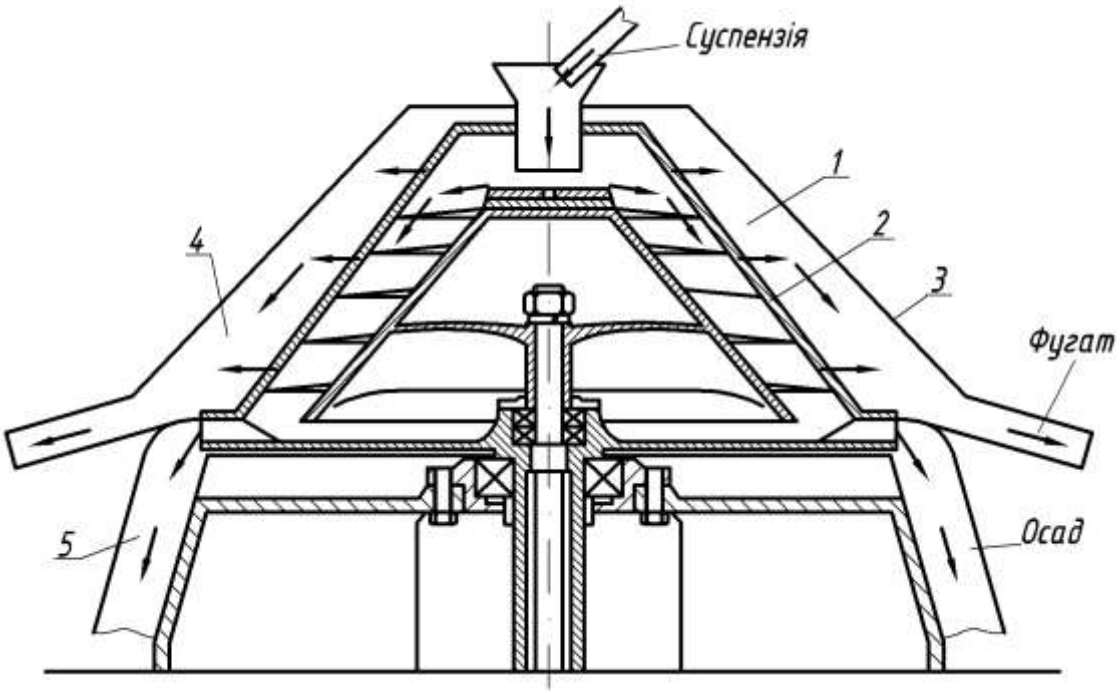


Рис. 5.8. Вертикальна центрифуга з інерційним вивантаженням:
1 – барабан; 2 – гальмуючий шнек; 3 – кожух; 4 – канал для відведення фугату; 5 – канал для видалення осаду

Шнек обертається повільніше за барабан і тому уповільнює рух осаду, переміщення якого визначається швидкістю обертання шнека відносно барабана У такий спосіб збільшується тривалість фугування і, отже, підвищується ступінь розділення Обезводненню осаду сприяє також потоншення його шару у міру переміщення вниз. Осад видаляється через канал 5, фугат відводиться з кожуха 3 через канал 4.

Способу вивантаження осаду відцентровими силами властиві всі переваги інших способів безперервного вивантаження (висока

продуктивність, регулювання тривалості процесу і ін.) В той же час він позбавлений багатьох їх недоліків (забруднення осаду фугатом, подрібнення осаду, значна витрата енергії). Тому розробці нових конструкції центрифуг з інерційним вивантаженням приділяється багато уваги.

Надцентрифуги

Для розділення тонких суспензій і емульсій потрібна дія вельми значних відцентрових сил. У цих випадках застосовуються надцентрифуги, які діляться на трубчасті надцентрифуги і рідинних сепараторів.

Трубчасті надцентрифуги. Трубчаста надцентрифуга має глухий барабан у вигляді труби невеликого діаметру (до 200 мм), який у декілька разів менше її довжини. За такої форми барабана вдається значно збільшити число його оборотів, тобто створити велику відцентрову силу без надмірного збільшення напруги в стінках барабана. Так, якщо збільшити удвічі число оборотів *n* барабана в хвилину і одночасно зменшити в стільки ж раз його діаметр *D*, то окружна швидкість $\omega = \pi Dn / 60$ і напруження в стінках не змінюються, а відцентрова сила ($C = kDn^2$, де *k*— коефіцієнт пропорційності) під час подвоєння числа оборотів збільшиться в 4 рази, а унаслідок зменшення удвічі діаметру зменшиться в 2 рази, тобто всього збільшиться в 2 рази. Крім того, в трубчастому барабані подовжується шлях суспензії, завдяки чому поліпшуються умови відстоювання.

У трубчастій надцентрифузі (рис. 5.9) оброблювана рідина поступає всередину швидкообертового барабана 5 (*п* = 8000—4000 об/ ід.) по трубці 1, ударяється у відбивач 2 і відкидається на стінки барабана. Щоб рідина не відставала від стінок, в барабані установлена довга хрестовина 4. У головці 8 барабана є відособлені отвори для роздільного виходу важкої і легкої рідини, у верхній частині барабана знаходяться дві окремі камери для відведення цих рідин. Важка рідина відводиться через патрубок 6 легка – через патрубок 7. Унаслідок великої швидкості

обертання барабан трубчастих надцентрифуг підвішується на гнучкому валу 9 (веретені).

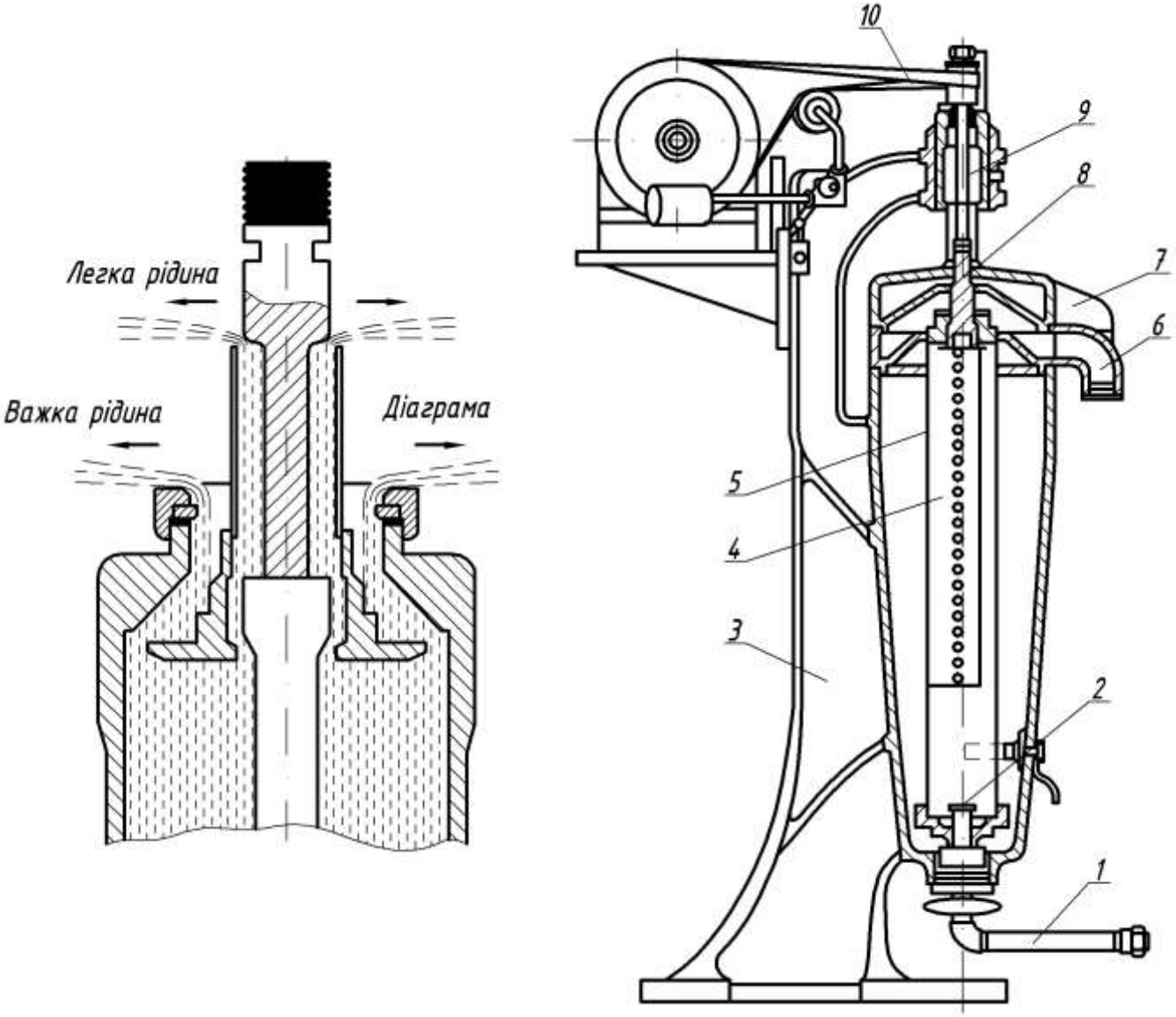


Рис. 5.9. Трубчаста надцентрифуга:
1 – трубка для підведення суспензії; 2 – відбивач; 3 – станина;
4 – хрестовина; 5 – барабан; 6 – патрубок для відведення важкої рідини; 7 – патрубок для відведення легкої рідини; 8 – головка барабана;
9 – гнучкий вал; 10 – привод

У трубчатих надцентрифугах (рис. 5.9, зліва) у верхній частині барабана встановлюється змінна кільцева діафрагма для регулювання відстані r_0 від осі барабана до поверхні шару важкої рідини. Освітлена рідина видаляється через отвори в головці барабана, а осад відкладається на стінках барабана і видаляється уручну після зупинки центрифуги.

Переваги трубчастих надцентрифуг: 1) висока інтенсивність розділення (відцентрова сила, що розвивається, в 8 – 34 рази більша, ніж в звичайних центрифугах), 2) компактність і герметичність.

Недоліки: 1) періодичне розділення суспензій, 2) мала місткість, 3) ручне вивантаження осаду, 4) менша розділова здатність, чим для тарілчастих сепараторів (див. нижче).

Рідинні сепаратори. Ці сепаратори застосовуються для розділення емульсій, а також для освітлювання рідини. Вони мають більші, ніж в трубчастих надцентрифугах, барабани (діаметр 150 – 300 мм) і менше число оборотів (5500 – 10000 об/хв.). Найбільш поширені тарілчасті сепаратори, в яких процес центрифугування прискорюється шляхом розділення лотока рідини на тонкі шари без збільшення її швидкості. Крім того, в тарілчастих сепараторах рідини, що розділилися, більше не стикаються і тому не можуть знов змішуватися. Завдяки цьому створюються сприятливі умови для освітлювання рідин з малим вмістом твердої фази (до 0,1%) і для розділення емульсій.

У барабані 1 тарілчастого сепаратора (рис. 5.10) знаходиться пакет конічних тарілок 3. Рідина, що розділяється, входить через трубу 5 і рухається в порожнинах між тарілками, причому на тарілки рідина поступає через канали, утворені отворами 3. Під час розділення важча рідина прямує до стінки барабана, рухається уподовж неї і видаляється через кільцевий канал 6 в кришці. Легка рідина рухається до середини барабана, проходить між тарілками і живлячою трубою 5, після чого видаляється через край подовженої горловини верхньої тарілки і поступає в канал 4. Під час освітлювання рідини тверді частинки осідають на поверхні кожної тарілки (крім верхньою), зісковзують по ній і скупчуються біля стінок барабана. Освітлена рідина піднімається вгору і зливається через край горловина верхньої тарілки.

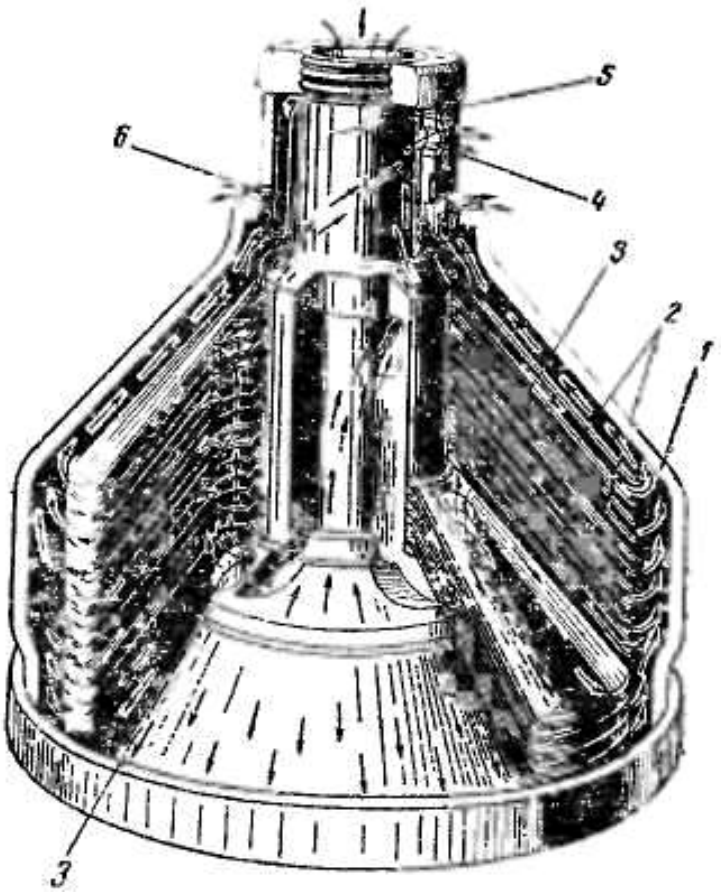


Рис. 5.10. Тарілчастий сепаратор:
1 – барабан; 2 – конічні тарілки; 3 – отвори в тарілках; 4 – каналу для виходу легкої рідини; 5 – труба для підведення рідини, 6 – канал для виходу важкої рідини

На даний час набувають поширення *тарілчасті сепаратори безперервної дії з гідравлічним вивантаженням згущеної суспензії* (важкий компонент) через сопла. Барабан 1 такого сепаратора (рис. 5.11) утворює конусоподібну камеру, в якій знаходиться пакет конічних тарілок 3. Суспензія поступає через, канал в конічній вставці 6 в чашу 4 і проходить між тарілками. Тут з суспензії виділяється важкий компонент, який видаляється з барабана через сопла 3, розташовані по периферії барабана. Легкий компонент видаляється через кільцевий канал 7. В деяких випадках важкий компонент піддається багатократній сепарації, при рециркуляції він повертається в барабан знизу і поступає на тарілки через отвори 5 в чаші 4.

Сепаратори такого типу застосовуються для відділення твердих частинок каталізатора в процесах отримання полімерів.

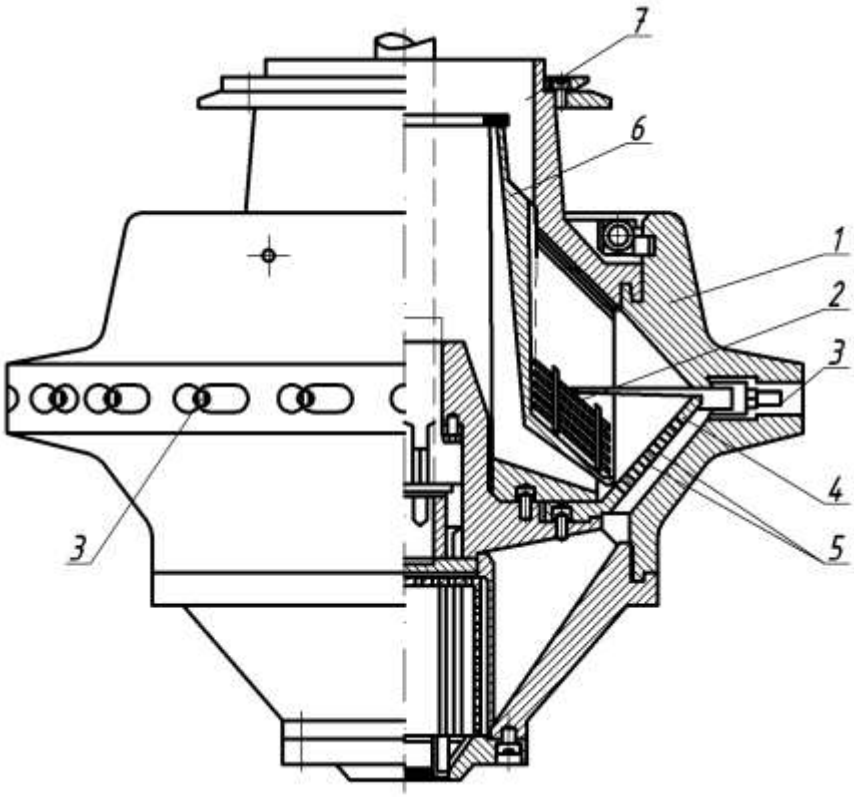


Рис. 5.10. Барабан сепаратора з гідравлічним вивантаженням осаду:
1 – конусоподібний барабан; 2 – конічні тарілки; 3 – сопла; 4 – чаша;
5 – отвори для введення важкого компоненту; 6 – конічна вставка;
7 – кільцевий канал

Переваги тарілчастих сепараторів у порівнянні з трубчастими надцентрифугами: 1) вищий ступінь розділення; 2) велика місткість барабана.

Недоліки: 1) складність будови; 2) складність виготовлення сепараторів для переробки хімічно активних рідин.

Окрім тарілчастих, застосовуються також менш інтенсивні *камерні сепаратори періодичної дії*. У однокамерному сепараторові відсутні тарілки і розділення проводиться в порожнині барабана (камери), що обертається, в нижню частину якого по трубі, осі барабана, що проходить уподовж, подається суспензія або емульсія. Труба має знизу конічний розтруб, на зовнішній поверхні – декілька вертикальних ребер, що перешкоджають відставанню рідини від стінок барабана. Компоненти суміші, що розділяється, відводяться зверху через відособлені канали по осі периферії барабана.

У багатокамерному сепараторові в барабані є декілька циліндричних вставок, утворюючих концентричні камери, через які послідовно, від центру до периферії барабана, рухається суміш, що розділяється.

ПОРІВНЯННЯ, ВИБІР І ОБСЛУГОВУВАННЯ ЦЕНТРИФУГ

Центрифуги безперервної дії продуктивніші періодично діючих і обслуговування їх значно легше. Тому центрифуги безперервної дії все ширше упроваджуються в промисловість, поступово витісняючи центрифуги періодичної дії. Останні зберігають своє значення у виробництвах невеликого масштабу.

Фільтруючі центрифуги періодичної дії з ручним і гравітаційним вивантаженням застосовуються для обробки штучних, волокнистих і зернистих матеріалів. Кінцева вологість осаду, що досягається в них, складає менше 1% для грубозернистих речовин, 1—5% для середньозернистих і 5—40% для дрібнозернистих.

Відстійні центрифуги такого ж типу застосовуються для розділення важкофільтрованих суспензій. Отримувані у відстійних центрифугах осади мають вологість до 70% і вище, тобто значно більшу в порівнянні з осадами у фільтруючих центрифугах.

Продуктивніші автоматичні центрифуги, які, не дивлячись на періодичність дії, займають проміжне положення між періодично і безперервно діючими апаратами. Унаслідок знімання осаду ножем автоматичні центрифуги не рекомендується застосовувати при розділенні матеріалів, для яких небажане подрібнення зерен або розрізання волокон. Для обробки таких матеріалів можуть бути успішно застосовані центрифуги безперервної дії з розвантаженням пульсуючим поршнем. Вони придатні для переробки кристалічних і волокнистих матеріалів, що швидко втрачають вологу (наприклад, сульфату амонію, целюлози і ін.). При цьому, вміст дуже дрібних частинок (діаметром менше 150 мкм) в суспензії, що розділяється, не повинен перевищувати 10—20% кількості твердої фази. Для безперервної обробки суспензій з великим вмістом подрібнених твердих частинок придатні горизонтальні центрифуги з шнековим

вивантаженням. Ці центрифуги використовуються також як класифікатори – для розділення зерен по величині або по густині. Вертикальні центрифуги з шнековим вивантаженням застосовуються головним чином для відділення твердих частинок середньої величини. Центрифуги з інерційним вивантаженням дуже ефективні, але поки що мало поширені.

Надцентрифуги широко застосовуються для освітлювання лаків і масел, для розділення дуже тонких суспензій і емульсій. Унаслідок компактності і герметичності вони зручні для обробки шкідливих, а також гарячих рідин.

Рідинні сепаратори застосовуються для обезводнення нафтових продуктів, смол і рослинних масел. Тарілчасті сепаратори широко використовуються в для розділення в'язких суспензій. Сепаратори добре пристосовані для відділення тонкодисперсної твердої фази і в найближчому майбутньому знайдуть у промисловості ширше застосування.

Центрифуги є швидкохідними машинами, що вимагають дуже ретельного спостереження і обслуговування. Після перевірки готовності установки до роботи центрифугу пускають в хід, стежачи за тим, щоб швидкість обертання барабана наростала плавно, без ривків. Під час роботи центрифуги слід уважно стежити за вібраціями барабана і валу. Сильне тремтіння валу і коливання барабана (барабан «сильно б'є»), указують на нерівномірний розподіл завантаженого матеріалу в центрифузі або на значний знос підшипників. Під час експлуатації центрифуг необхідно строго дотримувати правил техніки безпеки, оскільки порушення їх може привести до аварії і травм. Для зупинки центрифуги спочатку вимикають електродвигун, потім плавно приводять в дію гальмо.

РОЗРАХУНОК ЦЕНТРИФУГ

Технологічний розрахунок центрифуг зводиться до визначення їх продуктивності і витрати енергії на центрифугування. Не дивлячись на складність точного розрахунку продуктивності центрифуг, в даний час розроблений єдиний метод оцінки ефективності і продуктивності фільтруючих і відстійних центрифуг. Цей метод за наявності деяких

дослідних даних дозволяє визначати продуктивність центрифуг з достатньою для технічних розрахунків точністю.

Приймемо наступні позначення:

R і $R_з$ – внутрішній і зовнішній радіуси барабана, м; L – довжина барабана, м; r_0 – внутрішній радіус кільцевого шару суспензії в барабані, м; $F = 2\pi RL$ – поверхня фільтрування суспензії в барабані, м^2, $F' = 2\pi r_0 L$ – поверхня дзеркала суспензії в барабані, м^2, $\Omega = \pi\left(R^2 - r_0^2\right)L$ – робочий об'єм барабана, м^3; ω – кутова швидкість барабана, рад/с; $\tau_{жив}$ – тривалість живлення барабана суспензією, с; $\rho_с$ і $\rho_{ос}$ – густина суспензії і вологого осаду, кг/м^3; $\rho_{тв}$ і $\rho_р$ – густина твердої і рідкої фази суспензії, кг/м^3; $\Delta\rho = \rho_{тв} - \rho_р$ – різниця густини фаз, кг/м^3; μ – в'язкість рідкої фази суспензії, н·с/м^3.

Продуктивність центрифуг. Теоретична продуктивність центрифуг визначається за загальною формулою

$$V_m = a\Sigma, \text{ м}^3/\text{с}. \qquad (5.4)$$

Для осаджувальних центрифуг $a = \omega_0$ (ω_0 – швидкість осадження частинок твердої фази під дією сил тяжіння), для фільтруючих центрифуг $a = k$ (k – постійна фільтрування, залежна від властивостей осаду яка визначається дослідним шляхом).

Продуктивність центрифуг зазвичай характеризується об'ємом V рідини (фугату), що видаляється з барабана в одиницю часу, проте за малого вмісту твердої фази в суспензії продуктивність відстійних центрифуг переважно визначати за об'ємом V суспензії, що поступає в барабан в одиницю часу.

Індекс продуктивності Σ залежить від форми барабана центрифуги. З достатньою для технічних розрахунків точністю значення Σ можна визначати за формулою

$$\Sigma = \Phi_{ср} F_{ср}, \qquad (5.5)$$

де $\Phi_{ср} = \omega^2 (R + r_0)/2g$ – середній чинник розділення центрифуги; $(R + r_0)/2$ – середній радіус шару суспензії, що розділяється, включаючи шар осаду; $F_{ср} = \pi L (R + r_0)$ – середня поверхня розділення, м$^{3.}$

Точніші формули розрахунку Σ для центрифуг різних типів (за В. І. Соколовим) приводяться нижче:

Центрифуги	Розрахункові формули
Фільтруючі з циліндричним барабаном	$\Sigma = \Omega n^2 / \left[900 \ln (R / r_0)\right]$
Відстійні з коротким циліндричним барабаном	$\Sigma = 2\pi n^2 L r_0^2 / 900$
Відстійні з конічним барабаном	$\Sigma \cong \pi r_0^2 n^2 L / 900$

Фактична продуктивність центрифуги менше теоретичної унаслідок ковзання рідини відносно стінок барабана (до досягнення нею швидкості обертання барабана), утворення вихрових потоків, що утрудняють осад дрібних частинок, а також унаслідок перемішуючої дії шнека (у центрифугах з шнековим вивантаженням) і дії інших чинників. Тому фактичну продуктивність центрифуг визначають за формулою

$$V = \xi a \Sigma, \tag{5.6}$$

де ξ – показник ефективності роботи центрифуги, рівний відношенню фактичної і теоретичної продуктивності центрифуги. Показник ефективності роботи центрифуги визначається за узагальненою формулою

$$\xi = A (Fr_ц)^x (\mathrm{Re}_ц)^y (\Delta\rho / \rho_p)^z, \tag{5.7}$$

де $Fr_ц = V^2 / \omega^2 r_0^3 L^3$ – критерій Фруда для поля відцентрових сил; $\mathrm{Re}_ц = V \rho_p / (2\pi r_0 \mu_p)$ – критерій Рейнольдса для рідини в барабані; $\Delta\rho / \rho_p$ – симплекс Архімеда.

За дослідними даними, для відстійних центрифуг з короткими циліндричними барабанами: A = 9, x = 0,1 y = – 0,1, z = 2,04; для відстійних

центрифуг з шнековим вивантаженням: A = 9,52, x = 0,16, y ~ – 0,151, z = 0,286.

Підставляючи вираз ξ за формулою (5.7) в рівняння (5.6) і розв'язуючи останнє відносно V, знаходять продуктивність центрифуги.

Для визначення продуктивності за формулою (5.6) необхідно знати величину a, що характеризує проникність і відповідно опір осаду. Визначення опору осаду в умовах відцентрового фільтрування утруднено, але продуктивність промислової фільтруючої центрифуги можна розрахувати також, не знаючи фізичних властивостей осаду, але проводячи розділення даної суспензії в лабораторних умовах.

Продуктивність промислової центрифуги періодичної дії може бути визначена за рівнянням

$$V = A\sqrt{\Sigma\Omega\tau_{жив}}\,, \tag{5.8}$$

де A – коефіцієнт, що характеризує опір осаду.

Аналогічно, продуктивність лабораторної центрифуги (для якої всі величини позначені індексом «*л*») визначається за рівнянням

$$V_л = A_л\sqrt{\Sigma_л\Omega_л\left(\tau_{жив}\right)_л}\,. \tag{5.9}$$

Розділивши рівняння (5.8) на рівняння (5.9), знаходять продуктивність промислової центрифуги за один цикл

$$V = V_л\sqrt{\left(\Sigma/\Sigma_л\right)\left(\Omega/\Omega_л\right)\left[\tau_{жив}/\left(\tau_{жив}\right)_л\right]}\,. \tag{5.10}$$

Тривалість живлення $\tau_{жив}$ центрифуги вибирають такий, щоб весь робочий об'єм барабана заповнився осадом. Проте, якщо до кінця заповнення барабана осадом значно знижується швидкість центрифугування, для досягнення максимальної середньої продуктивності центрифуги слід приймати, що тривалість підведення суспензії в барабан повинна бути рівна загальній тривалості центрифугування і вивантаження осаду:

$$\tau_{жив} = \tau_ц + \tau_{вив}\,. \tag{5.11}$$

Для визначення продуктивності центрифуг безперервної дії може бути використане рівняння (5.10) з виключенням з нього відношення $\tau_{жив} / \left(\tau_{жив}\right)_л$, оскільки живлення цих центрифуг здійснюється безперервно.

Продуктивність промислових центрифуг безперервної дії, що проводять в основному віджимання вологи з осаду (центрифуги з вивантаженням пульсуючим поршнем), визначають, проводячи попереднє центрифугування продукту в лабораторній центрифузі того ж типу, при тому ж чиннику розділення, однаковій товщині шару суспензії, однаковій довжині ходу поршня і швидкості його руху.

На основі лабораторних даних продуктивність промислової центрифуги по осаду розраховують за формулою

$$G = G_л \frac{R}{R_л}, \text{ м}^3/\text{с}. \qquad (5.12)$$

Після визначення продуктивності перевіряють відповідність вологи осаду заданій величині за формулою

$$\omega = \omega_п \left(\omega_л / \omega_п\right)^{L/L_л}, \qquad (5.13)$$

де $\omega_п$ – вологість осаду на початку центрифугування, визначуване на лабораторній центрифузі; ω і $\omega_л$ – кінцева вологість осаду в промисловій і лабораторній центрифугах.

Витрата енергії. Повна витрата енергії в центрифузі періодичної дії складається з наступних витрат потужності:

1) на повідомлення кінетичної енергії суспензії, що поступає на розділення (під час завантаження барабана), N_1;

2) на подолання шкідливих опорів – на тертя в підшипниках N_2 і тертя барабана в повітря N_3;

3) на зріз осаду (під час вивантаження барабана), N_4.

Для автоматичних і інших періодично діючих центрифуг витрата енергії при окремих операцій циклу різна:

– під час завантаження барабана:

$$N_{заг} = N_1 + N_2 + N_3; \qquad (5.14)$$

– під час віджимання:

$$N_{відж} = N_2 + N_3; \quad (5.15)$$

– під час вивантаження барабана (зрізі осаду):

$$N_{вив} = N_2 + N_3 + N_4. \quad (5.16)$$

Витрата потужності (у кВт) на повідомлення кінетичної енергії суспензії визначається за формулою

$$N_1 = \frac{\varphi \Phi \Omega R}{204 \tau_{жив}} \left[\left(1 - 0{,}5\varphi\psi\right) \rho_{ос} + k \right], \quad (5.17)$$

де φ – коефіцієнт заповнення робочого об'єму барабана осадом; $\psi = 1 - \left(r_0 / R\right)^2$ – відношення робочого об'єму до повного об'єму барабана.

Доданок k у рівнянні (5.17) визначається за наступними формулами:

– для фільтруючих центрифуг:

$$k = \left(A - B\right) \rho_p; \quad (5.18)$$

– для відстійних центрифуг:

$$k = \left(A - B\right) \rho_p \left(\frac{r_0}{R}\right)^2. \quad (5.19)$$

У виразах (5.18) і (5.19): $A = \left(\rho_{тв} - \rho_c\right) / \left(\rho_{тв} - \rho_p\right)$ – об'ємна частка рідкої фази в суспензії; $B = \left(\rho_{тв} - \rho_{ос}\right) / \left(\rho_{тв} - \rho_p\right)$ – об'ємна частка рідкої фази у вологому осаді.

Витрата енергії (у кВт) на тертя в підшипниках:

$$N_2 = \omega P d f / 2000, \quad (5.20)$$

де P – динамічне навантаження на підшипники, залежне від ваги завантаженого барабана і сил, що виникають унаслідок його неврівноваженості (дебалансу), Н; d – діаметр цапф валу, м, f – коефіцієнт тертя (для підшипників ковзання $f \approx 0{,}01$, для підшипників кочення $f \approx 0{,}002$).

Динамічне навантаження на підшипники визначається залежно від статичного навантаження mg і чинника розділення Φ за формулою

$$P = mg\,(1 + 0{,}002\Phi), \quad (5.21)$$

де m – маса завантаженого барабана, кг; g – прискорення сили тяжіння, м/с$^{3.}$

Витрата енергії (у кВт) на тертя барабана в повітря (за густини повітря 1,3 кг/м^2)

$$N_3 = 14{,}7 \cdot 10^{-6} L\omega^3 \left(r_0^4 + R_з^4\right). \tag{5.22}$$

Витрата енергії (у кВт) на зріз осаду

$$N_4 = \frac{l\delta\left(R - \frac{\delta}{2}\right)\sigma}{1{,}62 \cdot 10^4 \tau_{вив}}, \tag{5.23}$$

де l – довжина ріжучої кромки ножа, мм; δ – товщина шару осаду, мм; σ – питомий опір різанню, кгс/мм^2; $\tau_{вив}$ – час зрізу, с.

У центрифугах безперервної дії з вивантаженням осаду пульсуючим поршнем потужність витрачається на повідомлення рідині швидкості обертання барабана (N_1), на подолання шкідливих опорів – тертя в підшипниках і ущільненнях (N_2), на тертя барабана об повітря (N_3) на вивантаження осаду поршнем-штовхачем (N_4).

Витрата енергії (кВт) на повідомлення суспензії швидкості обертання барабана визначається за формулою

$$N_1 = G_c \Phi R / 204, \tag{5.24}$$

де G_c – кількість суспензії, що поступає на розділення, кг/с.

Величини N_2 і N_3 визначаються за відповідними формулами, а витрата енергії (у кВт) на вивантаження осаду за формулою

$$N_4 = \frac{m_{ос} \Phi l_n k f \varepsilon (1 + x)}{6110}. \tag{5.25}$$

У рівнянні (5.25): $m_{ос} = \pi\left(R^2 - r_0^2\right) L \rho_{ос}$ – маса шару осаду в барабані, кг; l_n – довжина ходу поршня-штовхача, м; f – коефіцієнт тертя продукту в сито (для кристалічних речовин $f \approx 0{,}32$—$0{,}54$); ε = 0,75 – коефіцієнт, що враховує деформацію осаду під час фільтрування; $x = 0{,}8 \div 1{,}0$ – відношення часу холостого (зворотного) і робочого ходу поршня.

У центрифугах безперервної дії з шнековим вивантаженням осаду витрата енергії складається з потужності, що витрачається на повідомлення кінетичної енергії осаду і зливу (N_1), потужності, що витрачається на подолання шкідливих опорів (N_2), втрат в редукторі, тертя в цапфах шнека і тертя барабана об повітря, а також потужності, що витрачається на транспортування осаду усередині центрифуги (N_3). Витрата енергії на транспортування осаду є у свою чергу сумою енергії, що витрачається на подолання складової відцентрової сили (направленою уздовж утворюючої барабана, до широкого його кінця) і енергії, що витрачається на подолання сил тертя осаду в стінки барабана і про лопать шнека. Втрати енергії в редукторі цих центрифуг значні і змінюються в широких межах. Тому витрата енергії в центрифугах з шнековим вивантаженням поки не може бути з достатньою точністю визначена розрахунком.

Приклади розрахунку центрифуг

1. Визначити чинник розділення і індекс продуктивності автоматичної фільтруючої центрифуги АГ–1800 з барабаном наступних розмірів: внутрішній радіус R = 900 мм, довжина L = 700 мм, радіус борту r = 650 мм. Число оборотів барабана n = 720 об/хв.

Рішення

Кутова швидкість обертань барабана складає

$$\omega = \pi n / 30 = 3{,}14 \cdot 720 / 30 = 75{,}4 \text{ рад/с.}$$

Визначаємо чинник розділу за формулою

$$\Phi = \omega^2 R / g = 75{,}4^2 \cdot 0{,}9 / 9{,}81 = 521.$$

Знаходимо робочий об’єм барабана центрифуги (приймаючи $r_o = r$)

$$\Omega = \pi \left(R^2 - r_0^2\right) L = 3{,}14\left(0{,}9^2 - 0{,}65^2\right) 0{,}7 \cong 0{,}85 \text{ м}^3.$$

За формулою для фільтруючих центрифуг з циліндричним барабаном визначаємо індекс продуктивності

$$\Sigma = \frac{0{,}85 \cdot 720^2}{900 \cdot \ln \frac{0{,}9}{0{,}65}} = 1500 \text{ м}^3.$$

2. Розрахувати продуктивність і коефіцієнт заповнення осадом центрифуги АГ–1800 (див. приклад 1) під час розділення суспензії гіпсу із співвідношенням Т:Р = 1:3. Густина рідкої фази суспензії $\rho_р$ = 1000 кг/м^3, густина осаду $\rho_{ос}$ = 1830 кг/м^3, потрібна кінцева вологість осаду $\omega_{ос}$ = 20% ваг.

Центрифугування даної суспензії проводилося на лабораторній центрифузі такого ж типу, що має наступну характеристику: радіус барабана $R_л$ = 215 мм, довжина барабана $L_л$ = 190 мм, робочий об'єм $\Omega_л$ = 10,6·10^{-3} м^3. Індекс продуктивності $\Sigma_л$ = 75 м$^{3.}$

На лабораторній центрифузі за тривалості живлення $(\tau_{жив})_л$ =1 хв. було отримано 32,5·10^{-3} міліграм фугату. Осад з вказаною вище кінцевою вологістю виходив під час віджимання протягом $\tau_ц$ = 2 хв. Тривалість вивантаження (зрізу) осаду складала $\tau_{вив}$ = 1 хв.

Рішення

Для досягнення максимальної середньої продуктивності промислової центрифуги приймаємо $\tau_{жив} = \tau_ц + \tau_{вив} = 2 + 1 = 3$ хв.

Тоді тривалість повного циклу центрифугування складе

$$T = \tau_{жив} + \tau_ц + \tau_{вив} = 3 + 2 + 1 = 6 \text{ хв.}$$

Об'єм фугату, що отримується в промисловій центрифузі за одні цикл, визначається за формулою

$$V_ц = 32{,}5 \cdot 10^{-3} \sqrt{\frac{1500}{75} \cdot \frac{0{,}85}{10{,}6 \cdot 10^{-3}} \cdot \frac{3}{1}} = 2{,}25 \text{ м}^3.$$

Визначаємо продуктивність цієї центрифуги:

$$V = V_ц / T = 2{,}25 / 6 = 0{,}375 \; м^3 / хв. = 22{,}5 \text{ м}^3\text{/год.}$$

Згідно рівнянню матеріального балансу по твердій фазі

$$\left(m_{ос} + m_р\right) x_1 = m_{ос}\left(1 - \omega_{ос}\right).$$

Кількість вологого осаду, що одержується за один цикл, складе

$$m_{ос} = \frac{m_p x_1}{1-\omega_{ос}-x_1} = \frac{2250\cdot 0,25}{1-0,2-0,25} = 1020 \text{ кг},$$

де $m = V\cdot\rho_p = 2,25\cdot 1000 = 2250$ кг – кількість фугату, що одержується за один цикл; $x_1 = T/(T+P) = 1/(1+3) = 0,25$ – вагова частка твердої фази в початковій суспензії.

Знаходимо об'єм осаду, що отримується за один цикл

$$V_{ос} = m_{ос}/\rho_{ос} = 1020/1830 = 1,562 \text{ м}^3.$$

Коефіцієнт заповнення барабана центрифуги осадом складає

$$\varphi = V_{ос}/\Omega = 0,562/0,85 = 0,656.$$

3. Визначити потужність, споживану центрифугою типу АГ–1800, під час розділення суспензії густиною $\rho_с$ = 1165 кг/м^3. Густина рідкої фази суспензії $\rho_р$ = 1000 кг/м^3, густина твердої фази $\rho_{тв}$ = 2300 кг/м^3, густина отримуваного осаду $\rho_{ос}$ = 1830 кг/м^3 (див. приклад 2).

Зовнішній діаметр барабана центрифуги $D_з$ = 1848 мм, довжина барабана $L_з$= 780 мм, маса барабана $m_б$ = 3200 кг, діаметр цапф валу центрифуги d = 160 мм, число оборотів барабана n = 730 об/хв. Довжина ріжучою кромки ножа для знімання осаду l = 680 мм. Внутрішній радіус кільцевого шару суспензії в барабані r_o = 650 мм.

Рішення

Визначаємо об'ємну частку рідкої фази

– в суспензії $A = \dfrac{\rho_{тв}-\rho_c}{\rho_{тв}-\rho_p} = \dfrac{2300-1165}{2300-1000} = 0,872$;

– в осаді $B = \dfrac{\rho_{тв}-\rho_{ос}}{\rho_{тв}-\rho_p} = \dfrac{2300-1830}{2300-1000} = 0,361.$

Знаходимо значення k за формулою

$$k = (A-B)\rho_p = (0,872-0,361) = 511.$$

Відношення робочого об'єму до повного об'єму барабана складає

$$\psi = 1-(r_0/R)^2 = 1-(0,62/0,9)^2 = 0,479.$$

Згідно прикладу 2 для центрифуги типу АГ–1800 (внутрішній радіус барабана R = 0,9 м) робочий об'єм барабана Ω = 0,85 м^3, чинник розділення Ф = 521.

За даними прикладу 2, приймаємо тривалість живлення центрифуги $\tau_{жив}$ = 3 хв. і коефіцієнт заповнення барабана осадом φ = 0,656. Тоді потужність, що витрачається на повідомлення кінетичної енергії суспензії, визначиться за формулою

$$N_1 = \frac{0,656 \cdot 521 \cdot 0,85 \cdot 0,9}{204 \cdot 3 \cdot 60}\left[\left(1 - 0,5 \cdot 0,656 \cdot 0,479\right)1830 + 511\right] \cong 14,3 \text{ кВт.}$$

Для визначення витрати енергії на тертя в підшипниках розраховуємо масу завантаженого барабана $m = m_б + m_{ос} = 3200 + 1020 = 4220$ кг.

Динамічне навантаження на підшипники за формулою

$$P = 4220 \cdot 9,81\left(1 + 0,002 \cdot 521\right) = 84500 \text{ Н.}$$

За даними прикладу 1 кутова швидкість обертання барабана ω = 75,4 рад/с.

Приймаючи коефіцієнт тертя f = 0,01 і враховуючи, що обидві цапфи валу мають однаковий діаметр, знаходимо витрату енергії на тертя в підшипниках за формулою

$$N_2 = 75,4 \cdot 84500 \cdot 0,16 \cdot 0,01 / 2000 = 5,1 \text{ кВт.}$$

Визначаємо витрату енергії на тертя барабана в повітря за формулою

$$N_3 = 14,7 \cdot 10^{-6} \cdot 0,78 \cdot 75,4^3 \left(0,65^4 + 0,924^4\right) = 4,46 \text{ кВт.}$$

Об'єм шару осаду в барабані центрифуги

$$V_{ос} = \pi R^2 L - \pi r_{ос}^2 L = \pi L\left(R^2 - r_{ос}^2\right),$$

звідки внутрішній радіус шару осаду

$$r_{ос} = \sqrt{R^2 - \frac{V_{ос}}{\pi L}} = \sqrt{0,9^2 - \frac{0,562}{3,14 \cdot 0,7}} = 0,744 \text{ м.}$$

Відповідно, товщина шару осаду $\delta = R - r_{ос} = 0,9 - 0,744 = 0,156$ м.

Приймаємо час зрізу осаду $\tau_{вив}$ = 60 с і визначаємо витрату енергії на зріз осаду за формулою

$$N_4 = \frac{680 \cdot 156(900-78)0,3}{1,62 \cdot 10^4 \cdot 60} \cong 26 \text{ кВт},$$

де δ = 0,3 кгс/мм^2 – питомий опір різанню.

Знаходимо загальну витрату енергії для різних періодів циклу центрифугування:

– під час завантаження барабана, за формулою

$$N_{зав} = N_1 + N_2 + N_3 = 14,3 + 5,1 + 4,46 \cong 23,9 \text{ кВт};$$

– під час віджимання вологи, за формулою

$$N_{відж} = N_2 + N_3 = 5,1 + 4,46 \cong 9,6 \text{ кВт};$$

– під час зрізу осаду, за формулою

$$N_{вив} = N_2 + N_3 + N_4 = 5,1 + 4,46 + 26 = 35,6 \text{ кВт}.$$

4. Для розділення 140 м^3/год. суспензії передбачається використовувати центрифугу безперервної дії типу НОГШ–600 з шнековим вивантаженням. Найбільший діаметр конічного барабана центрифуги *D* = 600 мм, довжина барабана *L* = 1000 мм, число оборотів барабана *n* = 1400 об/хв.

Визначити необхідну кількість центрифуг типа НОГШ–600 для забезпечення заданої продуктивності, якщо суспензія, що розділяється, має наступну характеристику: густина твердої фази $\rho_{тв}$ = 2300 кг/м^3, густина рідкої фази $\rho_р$ = 1000 кг/м^3, в'язкість рідкої фази $\mu_р$ = 9,71·10^{-4} н·с/м$^{3.}$ Швидкість осадження суспензії ω_0 = 0,7 м/год.

Рішення

Радіус r_0 вільної поверхні шару рідини в центрифузі приймаємо 240 мм.

Визначаємо індекс продуктивності центрифуги за формулою для відстійних центрифуг з конічним барабаном:

$$\Sigma = 3,14 \cdot 0,24^2 \cdot 1400^2 \cdot 1/900 = 394 \text{ м}^3.$$

Знаходимо показник ефективності роботи центрифуги за формулою

$$\xi = 9{,}52\left(\frac{V^2}{\omega^2 r_0^3 L^3}\right)^{0{,}16}\left(\frac{V\rho_p}{2\pi r_0 \mu_p}\right)^{-0{,}151}\left(\frac{\Delta\rho}{\rho_p}\right)^{0{,}286} =$$

$$= 9{,}52\left(\frac{V^2}{147^2 \cdot 0{,}24^3 \cdot 1^3}\right)^{0{,}16}\left(\frac{V \cdot 1000}{2 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}24 \cdot 9{,}71 \cdot 10^{-4}}\right)^{-0{,}151}\left(\frac{2300-1000}{1000}\right)^{0{,}286} =$$

$$= 9{,}52\left(0{,}402V^{0{,}32}\right)\left(0{,}132V^{-0{,}151}\right)1{,}07 = 0{,}52V^{0{,}169}$$

де $\omega = 3{,}14 \cdot 1400/30 = 147$ рад/с.

Визначаємо продуктивність центрифуги за формулою

$$V = \xi\omega_0\Sigma = 0{,}52V^{0{,}169} \cdot 0{,}7 \cdot 394/3600;\ V^{0{,}831} = 0{,}0398 \text{ м}^3\text{/год.},$$

звідки

$$V = 0{,}0206 \text{ м}^3\text{/с} = 74{,}2 \text{ м}^3\text{/год.}$$

Необхідна кількість центрифуг складає 140/74,2 = 1,88. Встановлюємо дві центрифуги типу НОГШ–600.

Практична частина

Приклад 1. Центрифуга періодичної дії має барабан з внутрішнім діаметром 1200 мм, висотою 550 мм, товщиною стінок 10 мм і масою 120 кг. Число отворів в стінці барабана по вертикалі 12, діаметр отворів 5 мм. На барабан надіті три сталеві обручі перетином 15×30 мм^2 кожен. Матеріал барабана – сталь з тимчасовим опором на розрив 4500 кгс/см^2. Маса завантаження 400 кг, товщина шару 200 мм. Знайти гранично допустиму частоту обертання центрифуги, якщо запас міцності не повинен бути менше 5. Для даної сталі допустиме напруження на розрив становить $K_z = 4500 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4/5 = 8{,}83 \cdot 10^7$ Па, або 900 кгс/см^2.

Приклад 2. Визначити годинну продуктивність (за живленням) автоматичної осаджувальної центрифуги АОГ–800 під час роботи її на водній суспензії гідроксиду магнію. Густина частинок – ρ = 2525 кг/м^3. Температура суспензії – 30°С. Найменший діаметр частинок – 3 мкм. Характеристика центрифуги: діаметр барабана – 800 мм; довжина барабана – 400 мм; діаметр борту – 570 мм; частота обертання – 1200 об/хв. Цикл роботи центрифуги складає 20 хв.; з них 18 хв. – подача суспензії, 2 хв. – розвантаження осаду.

Приклад 3. Визначити, яку продуктивність може забезпечити трубчаста надцентрифуга СГО–150 з трилопатевою крильчаткою, що працює на освітленні мінерального масла. Густина масла ρ_c = 900 кг/м^3. Динамічний коефіцієнт в'язкості масла за температури центрифугування $3 \cdot 10^{-3}$ Па·с. Густина твердих частинок ρ = 1400 кг/м^3. Діаметр частинок 1 мкм. Технічна характеристика центрифуги: внутрішній діаметр барабана 150 мм, діаметр зливного порогу 50 мм, довжина барабана 750 мм, частота обертання 13000 об/хв.

6. ПЕРЕМІШУВАННЯ

Перемішування в рідких середовищах застосовується в промисловості для приготування суспензій, емульсій і отримання гомогенних систем (розчинів), а також для інтенсифікації хімічних, теплових і дифузійних процесів. В останньому випадку перемішування здійснюють безпосередньо в призначених для проведення цих процесів в апаратах, забезпечених перемішуючими пристроями. Мета перемішування визначається призначенням процесу. Під час приготування емульсій для інтенсивного дроблення дисперсної фази необхідно створювати в перемішуваному середовищі значні зрізаючі зусилля, залежні від величини градієнта швидкості. У тих зонах, де градієнт швидкості рідини має велике значення, відбувається найбільш інтенсивне дроблення оброблюваного матеріалу. У разі гомогенізації, приготування суспензій, нагрівання або охолоджування перемішуючого гомогенного середовища метою перемішування є зниження концентраційних або температурних градієнтів в об’ємі апарату.

Під час використання перемішування для інтенсифікації хімічних, теплових і дифузійних процесів в гетерогенних системах створюються кращі умови для підведення речовини в зону реакції, до межі розділу фаз або до поверхні теплообміну. Збільшення ступеня турбулентності системи, що досягається при перемішуванні, приводить до зменшення товщини прикордонного шару, збільшенню і безперервному оновленню поверхні взаємодіючих фаз. Це викликає істотне прискорення процесів тепло – масообміну. Способи перемішування і вибір апаратури для його проведення визначаються метою перемішування і агрегатним станом перемішуваних матеріалів. Широкого поширення в легкій промисловості набули процеси перемішування в рідких середовищах. Незалежно від того, яке середовище змішується з рідиною – газ, рідина або тверда сипка речовина, – розрізняють два основні способи перемішування в рідких середовищах: механічний (за допомогою мішалок різних конструкцій) і пневматичний (стиснутим повітрям або інертним газом). Крім того, застосовують перемішування в трубопроводах і перемішування за допомогою сопел і насосів.

Ефективність і інтенсивність перемішування. Найбільш важливими характеристиками перемішуючих пристроїв, які можуть бути покладені в основу їх порівняльної оцінки, є:

– ефективність перемішуючого пристрою характеризує якість проведення процесу перемішування і може бути виражена по-різному, залежно від мети перемішування. Наприклад, в процесах отримання суспензій ефективність перемішування характеризується ступенем рівномірності розподілу твердої фази в об'ємі апарату; під час інтенсифікації теплових і дифузійних процесів – відношенням коефіцієнтів тепло – і масовіддачі під час перемішування і без нього; ефективність перемішування залежить не тільки від конструкції перемішуючого пристрою і апарату, але і від величини енергії, що вводиться в перемішувану рідину;

– інтенсивність перемішування визначається часом досягнення заданого технологічного результату або числом оборотів мішалки при фіксованому тривалості процесу (для механічних мішалок). Чим вище інтенсивність перемішування, тим менше часу потрібно для досягнення заданого ефекту перемішування. Інтенсифікація процесів перемішування приводить до зменшення розмірів проектованої апаратури і збільшення продуктивності.

Для економічного проведення процесу перемішування бажано, щоб необхідний ефект перемішування досягався за найбільш короткий час. Під час оцінки витрат енергії перемішуючим пристроєм слід враховувати загальну витрату енергії за час, необхідний для забезпечення заданого результату перемішування.

Вибір апаратів з перемішуючими пристроями і конструктивні особливості апаратів визначаються характеристикою процесу, властивостями перемішуваного середовища, продуктивністю технологічної лінії, температурними параметрами процесу і тиском, при якому процес здійснюється. Таке різноманіття чинників, що впливають на вибір конструкції, утрудняє завдання оптимального проектування апаратів. Основні процеси хімічної технології, для здійснення яких використовуються апарати з мішалками, проводяться, як правило, в рідкому неоднорідному середовищі. Під рідким неоднорідним середовищем розуміється одно – або багатокомпонентне середовище з нерівномірною концентрацією або

температурою, а також рідка неоднорідна система, що складається з дисперсної фази, розподіленої в рідкому середовищі. У практиці найбільшого поширення набув механічний метод перемішування рідких середовищ, здійснюваний шляхом механічної дії робочого органу (мішалки) на робоче середовище. Цей метод перемішування використовується в апараті, що полягає, як правило, з корпусу, перемішуючого пристрою і його приводу. Найбільш важливе значення в роботі апарату має тип і конструкція перемішуючого пристрою, робота якого полягає в перетворенні впорядкованої механічної енергії елементів, що обертаються, в неврегульовану теплову енергію за рахунок сил опору, що створюються корпусом апарату. В результаті цього перемішуючий пристрій здійснює дисипацію енергії в об'ємі апарату, величина якої залежить як від конструкції мішалки і характеристики приводу, так і від конструкції апарату і його внутрішніх пристроїв. Всі ці характеристики апарату в сукупності визначають потужність перемішування *N*. Мірою потужності перемішування може також служити об'ємна потужність, що характеризує дисипацію в апараті

$$E = \frac{N}{V_p}, \tag{6.1}$$

де V_p – об'єм перемішуваної рідини, рівний при коефіцієнті заповнення апарату $k = 1{,}0$ об'єму апарату V (під коефіцієнтом k в даному випадку розуміється відношення V_p / V).

У апараті будь-якого об'єму залежно від частоти обертання *n* мають місце різні гідродинамічні режими руху рідини, що визначають величину *E*. Області роботи апаратів тому можуть бути охарактеризовані мірою цієї величини – критерієм потужності K_n, який визначають за формулою

$$K_n = \frac{N}{\rho \cdot n^3 \cdot d_м^5}, \tag{6.2}$$

де ρ – густина перемішуваного середовища кг/м^3; *d* – діаметр мішалки, м, *n* – число оборотів мішалки, с$^{-1}$.

Для апаратів всіх типів значення K_n визначається, в першу чергу, відцентровим критерієм $\mathrm{Re}_ц$, оскільки:

$$K_n = f\left(\mathrm{Re}_ц\right). \qquad (6.3)$$

При цьому

$$\mathrm{Re}_ц = \frac{\rho \cdot n \cdot d_м^2}{\mu}, \qquad (6.4)$$

де μ – динамічний коефіцієнт в'язкості.

Залежність (6.3) характеризує найбільш загальні закономірності руху рідини в апараті.

МЕХАНІЧНІ ПЕРЕМІШУЮЧІ ПРИСТРОЇ

Механічні перемішуючі пристрої складаються з трьох основних частин: власне з мішалки, валу і приводу. Мішалка є робочим елементом пристрою, що закріплюється на вертикальному, горизонтальному або на похилому валу. Привід може бути здійснений або безпосередньо від електродвигуна (для швидкохідних мішалок), або через редуктор або клинопасову передачу.

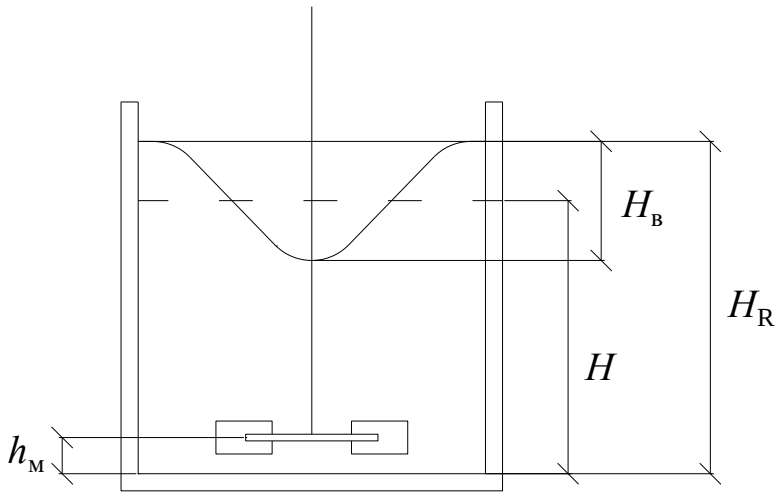
За видом лопатей розрізняють мішалки *лопатеві*, *пропелерні*, *турбінні* і *спеціальні*. За типом створюваного мішалкою потоку рідини в апараті розрізняють мішалки, що забезпечують тангенціальну, радіальну, осьову і змішану течію.

При тангенціальній течії рідина в апараті рухається переважно концентричними колами, паралельними площині обертання мішалки. Якість перемішування буде найгіршою, коли швидкість обертання рідини буде рівна швидкості обертання мішалки. Радіальна течія характеризується направленим рухом рідини від мішалки до стінок апарату перпендикулярно осі обертання мішалки. Осьовий рух рідини направлений паралельно осі обертання мішалки.

У промислових апаратах з мішалками можливі різні поєднання цих типів течії. Тип створюваного потоку, а також конструктивні особливості мішалок визначають їх області застосування.

За високих швидкостей обертання мішалок перемішувана рідина залучається до кругового руху і навколо валу утворюється лійка, глибина якої збільшується із зростанням числа оборотів і зменшенням густини і в'язкості середовища. Якщо кутова швидкість перемішуваного середовища

висока, глибина лійки стає зіставною з глибиною мішалки або навіть перевищує її. За великого радіусу поверхні лійки на рівні розташування мішалки в рідину занурені тільки кінці лопатей. Це рівноцінно зменшенню площ лопатей і призводить до зменшення крутного моменту, прикладеного до рідини. Одночасно спостерігається захоплення повітря в рідину, його диспергування і утворення газорідинної суміші в зоні, безпосередньо ометуваваної лопатями. Отже, локальна густина середовища, що оточує лопаті, опиняється нижчою за середню її густину в апараті, що також викликає зменшення крутного моменту. Негативні дії, пов'язані з утворенням лійки, практично виключаються, якщо її вершина розташовується вище за маточину мішалки. Схема центральної лійки показана на рисунку.



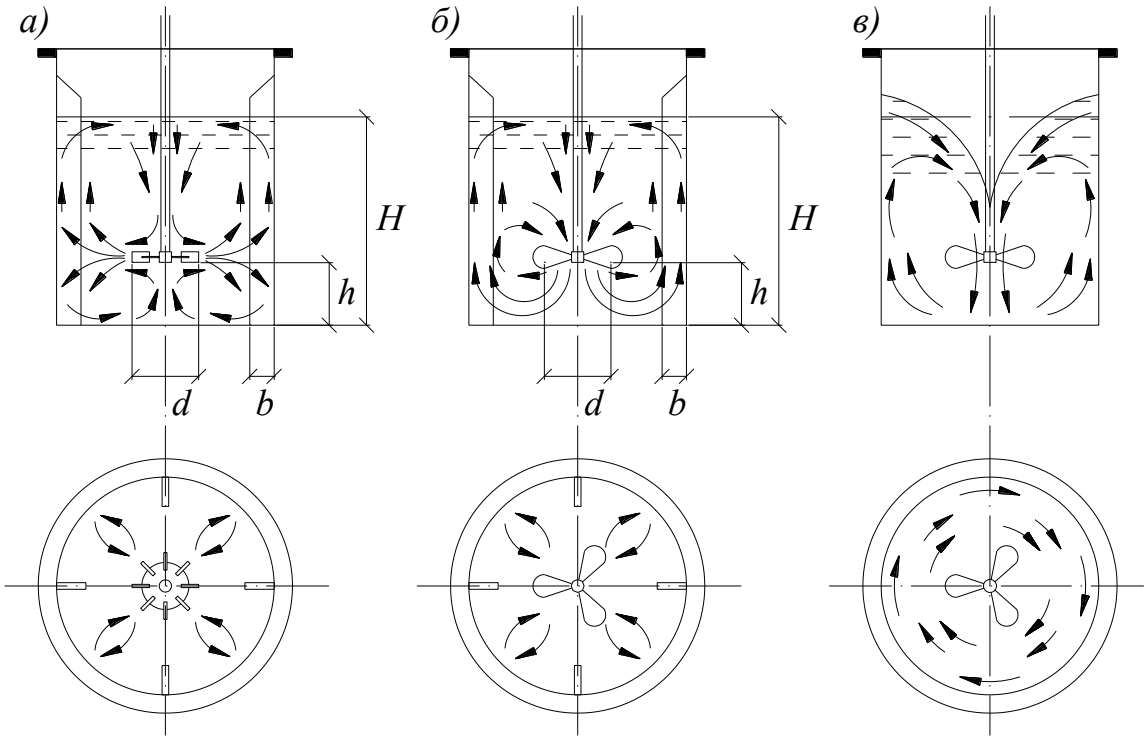
Таку умову, що є за суттю однією з вимог до можливості застосування апарату з перемішуючим пристроєм, можна записати таким чином:

$$H_R - H_B \geq h_м,$$

де H_R – висота рівня рідини у стінки апарату, м; H_B – глибина лійки, м; $h_м$ – висота розміщення мішалки над днищем, м.

Для запобігання утворенню лійки в апараті поміщають відбивні перегородки. Метою установки відбивних перегородок є зміна структури поля швидкостей – зменшення складової окружної швидкості при відповідному збільшенні осьової і радіально складових (див. рисунок нижче).

Зазвичай відбивні перегородки являють собою плоскі пластини, встановлені симетрично осі. Кількість перегородок приймається рівною 2÷6, ширина $b = 1/12 \div 1/10$ від внутрішнього діаметру апарату. Найчастіше встановлюють 4 перегородки; для крупних апаратів (діаметром більше 4 м) рекомендується застосовувати більше число перегородок, наприклад 6.



На рисунку позначено:

а – турбінна, апарат з перегородками; б – пропелерна, апарат з перегородками; в – турбінна або пропелерна, апарат без перегородок.

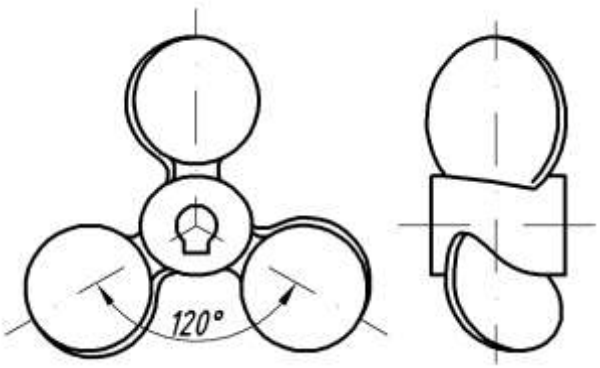
Відбивні перегородки, крім того, сприяють виникненню вихорів і збільшенню турбулентності системи. Лійка практично не виникає при повному заповненні апарату, тобто за відсутності повітряного прошарку між перемішуваною рідиною і кришкою апарату, а також під час установки валу мішалки ексцентрично до осі апарату або застосуванням апарату прямокутного перетину. Крім цього, відбивні перегородки встановлюють у всіх випадках при перемішуванні в системах газ–рідина. Застосування відбивних перегородок, а також ексцентричне або похиле розташування валу мішалки приводить до збільшення споживаної нею потужності.

Мішалки підрозділяють на: лопатеві; пропелерні; турбінні; листові; спеціальні; барабанні; дискові; вібраційні.

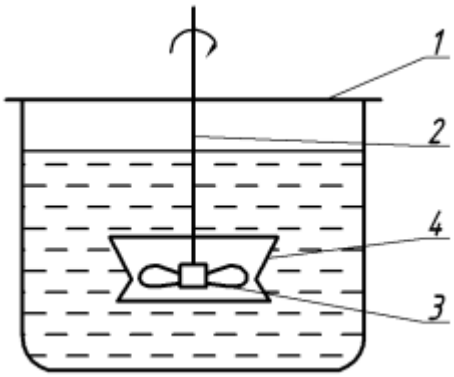
Лопатеві мішалки застосовують для перемішування рідин з невеликою в'язкістю (до 0,1 Па·с), розчинення і перемішування твердих речовин з малою питомою вагою, а також для грубого змішування рідин в'язкістю менше 20 Па·с. Лопатеві мішалки відрізняються простотою конструкції і низькою вартістю виготовлення. Найбільш прості за конструкцією мішалки з плоскими лопатями із смугової або кутової сталі, встановлені перпендикулярно або похило до напряму їх руху. Частота обертання таких мішалок коливається від 18 до 80 об/хв., під час збільшення частоти обертання вище вказаної, ефективність перемішування різко знижується. Діаметр лопатей складає 0,7 діаметра резервуару, в якому працює мішалка. До недоліків лопатевих мішалок відносяться: мала інтенсивність перемішування густих і в'язких рідин, а також повна непридатність для перемішування речовин, що легко розшаровуються, для швидкого розчинення, тонкого диспергування і отримання суспензій, що містять тверду фазу з великою питомою вагою.

Пропелерні мішалки. Плоскі лопаті мішалок, поверхня яких перпендикулярна напряму руху рідини, не можуть забезпечити хорошого перемішування у всіх шарах рідини, оскільки створюють в ній головним чином тільки горизонтальні струмені.

Під час використання пропелерних мішалок (рис. 6. 1), унаслідок зміни кута нахилу по всій площині лопаті, частинки рідини під час перемішування відштовхуються в будь-якому напрямі, в результаті виникають зустрічні струмені, сприяючі інтенсифікації перемішування.



а)



б)

Рис. 6. 1. Пропелерна мішалка: а) без дифузора; б) з дифузором:
1– корпус апарата; 2 – вал; 3 – пропелер; 4 – дифузор.

Для поліпшення циркуляції рідини пропелерну мішалку часто встановлюють в дифузорі, останній являє собою стакан, що має форму циліндра або усіченого конуса. Пропелерні мішалки застосовують для інтенсивного перемішування малов'язких рідин, осадів, що містять до 10% твердої фази з розмірами до 0,15 мм, а також для приготуванні суспензій і емульсій. Пропелерні мішалки не придатні для повного змішування рідин значної в'язкості (більше 0,6 Па· с) або рідин, що включають тверду фазу великої питомої ваги.

Турбінні мішалки (рис. 6.2) застосовують для інтенсивного перемішування і змішування рідин з в'язкістю до 10 Па·с для мішалок відкритого і до 50 Па·с для мішалок закритого типів, для тонкого диспергування, швидкого розчинення або виділення опадів у великих об'ємах (5…6 м^3).

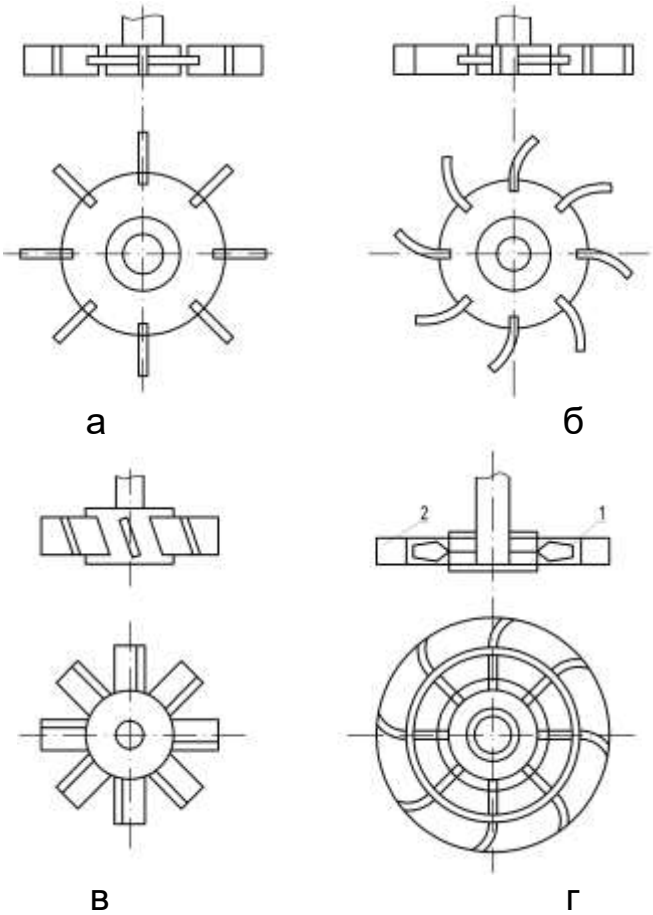


Рис. 6.2. Турбінні мішалки: а) відкрита з прямими лопатками; б) відкрита з криволінійними лопатками; в) відкрита з похилими лопатками; г) закрита з направляючим апаратом:
1– турбінна мішалка;
2– направляючий апарат

Ці мішалки використовують для перемішування осадів в рідинах, що містять до 60% твердої фази (мішалки відкритого) і більше (мішалки закритого) типів, причому максимальні розміри твердих частинок до 1,5 мм для мішалок відкритого і до 2,5 мм для мішалок закритого типів.

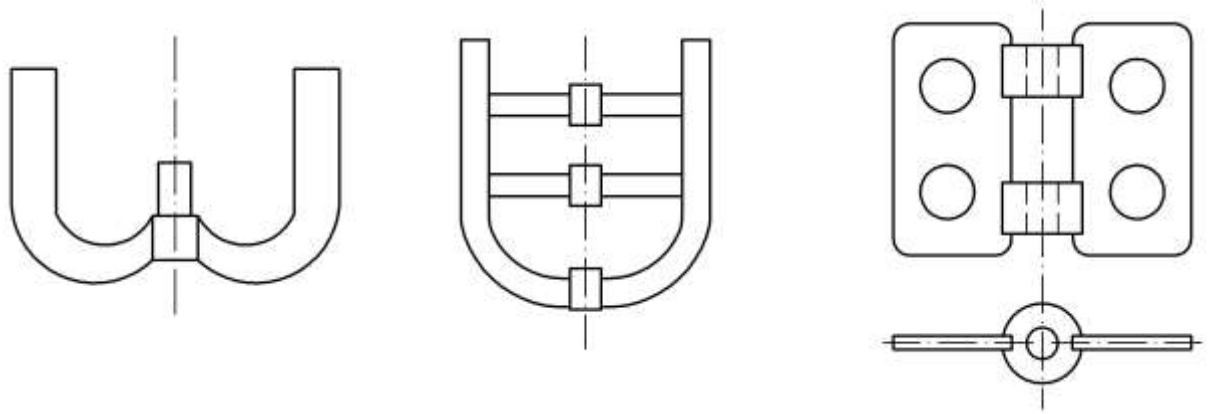
Мішалка складається з одного або декількох відцентрових коліс (турбін), укріплених на вертикальному валу.

Турбінні мішалки можуть бути двох типів: відкритого (рис. 6.2, а, б, в) і закритого (рис. 6.2, г) типів. Закриті мішалки встановлюють усередині направляючого апарату, що є нерухомим кільцем з лопатками, останні зігнуті під кутом, що змінюється від 45^0 до 90^0. За частоти обертання 100 – 350 об/хв. турбінні мішалки забезпечують інтенсивне перемішування рідини. Недоліки мішалок цього типу відносна складність конструкції і висока вартість виготовлення.

Нормалізовані турбінні мішалки мають діаметр турбін 400, 500, 600 і 800 мм.

Для перемішування рідин в’язкістю не більше 10 Па·с, а також для перемішування в апаратах, що обігріваються за допомогою спеціальних зовнішніх пристроїв або внутрішніх змійовиків, в тих випадках, коли можливо випадання осаду або забруднення поверхні, застосовують якірні (рис. 6.3, а) або рамні (рис. 6.3, б) мішалки.

Вони мають форму, відповідну формі апарату і діаметр, близький до внутрішнього діаметра апарата або змійовика. Під час обертанні ці мішалки очищають стінки і дно апарату від забруднень.



а б в

Рис. 6.3. Тихохідні мішалки: а) якірна; б) рамна; в) листова

Листові мішалки (рис. 6.3, в) мають лопаті більшої ширини, ніж у лопатевих мішалок, і відносяться до мішалок, що забезпечують тангенціальний перебіг перемішуючого середовища. Окрім чисто тангенціального потоку, який є переважаючим, верхні і нижні кромки мішалки створюють вихрові струми, подібні тим, які виникають під час обтікання рідиною плоскої пластини з гострими краями. За великих швидкостей обертання листової мішалки на тангенціальний потік накладається радіальна течія, викликана відцентровими силами. Листові мішалки застосовують для перемішування малов'язких рідин (в'язкістю менше 0,05 Па·с), інтенсифікації процесів теплообміну, під час проведення хімічної реакції в об'ємі і розчиненні.

Спеціальні мішалки

До цієї групи відносяться мішалки, що мають більш обмежене застосування, ніж мішалки розглянутих вище типів.

На рис. 6.4 наведено схему барабанної мішалки.

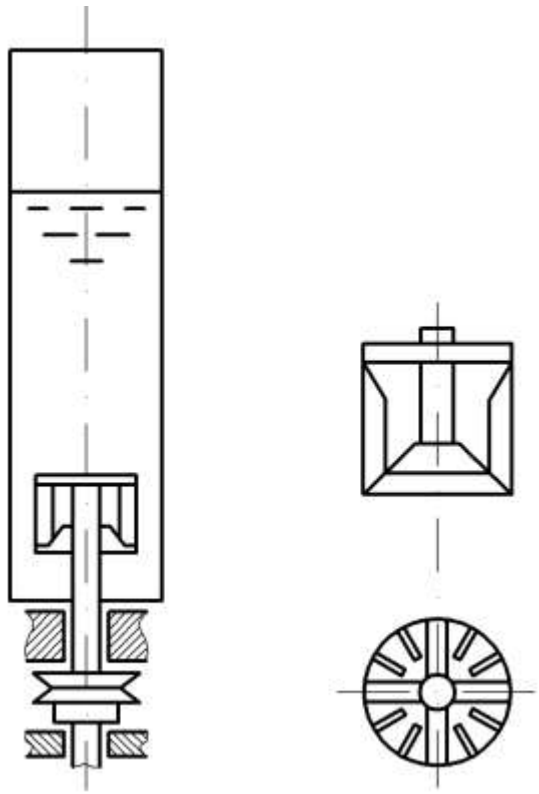


Рис. 6. 4. Барабанна мішалка

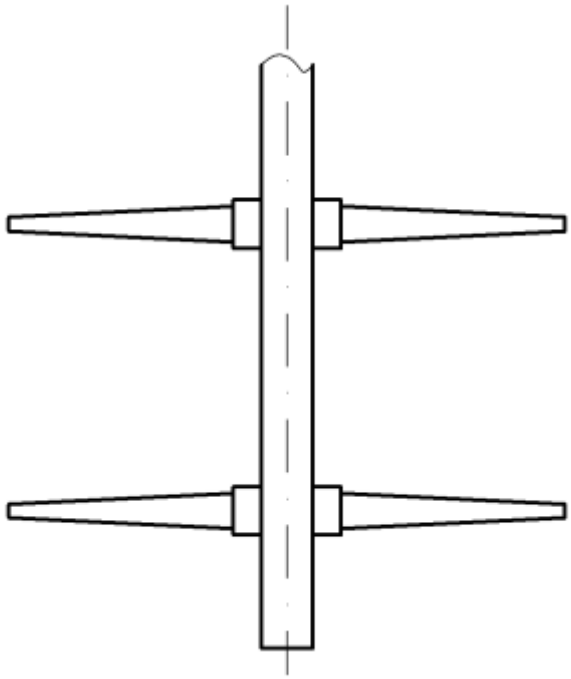


Рис. 6. 5. Дискова мішалка

Особливістю барабанної мішалки є наявність обертового барабана, розташованого в робочому середовищі.

Дискові мішалки (рис. 6.5) являють собою один або декількома гладких дисків, що обертаються з великою швидкістю на вертикальному валу.

Переміщення рідини в апараті відбувається в тангенціальному напрямі за рахунок тертя рідини в диск, причому диски, що звужуються, створюють також осьовий потік. Іноді краї дисків роблять зубчатими. Діаметр диска складає 0,1 – 0,15 діаметра апарата. Окружна швидкість рівна 5 – 35 м/с, що за невеликих розмірів диску відповідає дуже високим числам оборотів. Споживання енергії коливається від 0,5 кВт для малов'язких середовищ, до 20 кВт для в'язких сумішей. Дискові мішалки застосовують для перемішування рідин в об'ємах до 4 м^3.

Вібраційні мішалки мають вал із закріпленими на ньому одним або декількома перфорованими дисками (рис. 6.6).

Диски здійснюють зворотно-поступальний рух, за якого досягається інтенсивне перемішування вмісту апарата. Енергія, споживана мішалками цього типу, невелика.

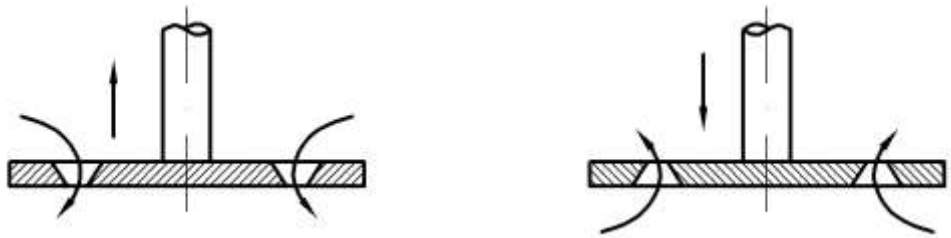


Рис. 6.6. Конструкція дисків вібраційних мішалок

Вони використовуються для перемішування рідких сумішей і суспензій переважно в апаратах, що працюють під тиском. Час, необхідний для розчинення, гомогенізації, диспергування під час використання вібраційних мішалок, значно скорочується. Поверхня рідини під час перемішування цими мішалками залишається спокійною, лійки не утворюється. Вібраційні мішалки виготовляються діаметром до 0,3 м і застосовуються в апаратах місткістю не більше 3 м^3.

Мішалками для високов'язких середовищ є: стрічкова мішалка і шнекова мішалка.

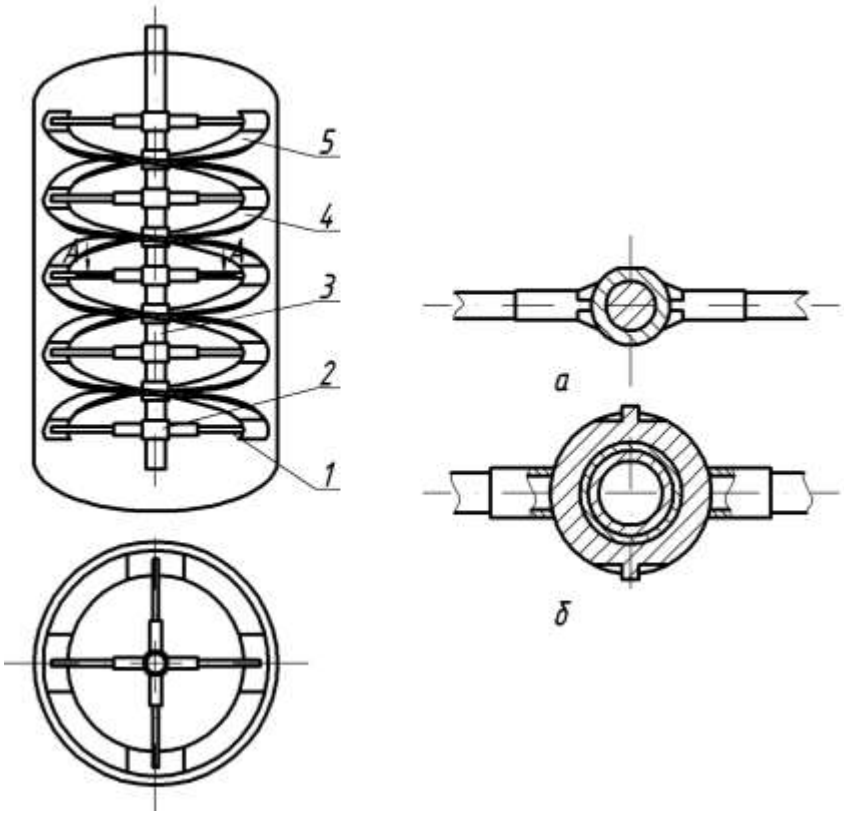


Рис. 6 7. Стрічкова мішалка
1 – траверса; 2 – втулка; 3 – вал; 4, 5 – плоскі стрічки. А–А : а) для валу < 90 мм ; б) для валу > 90 мм

Стрічкова мішалка є конструкцією, що складається з вертикального валу, на якому на рівній відстані одна від одної встановлені циліндричні втулки 2 (рис. 6.7). До кожної втулки приварені дві циліндричні траверси 1, на периферійну частину яких спираються дві плоскі стрічки 4 і 5 шириною $B = 0{,}1d_м$ з відносним кроком $P = t / d_м = 1$.

Висота стрічкової мішалки приймається конструктивно залежно від висоти корпусу апарата і рівня рідини в ньому.

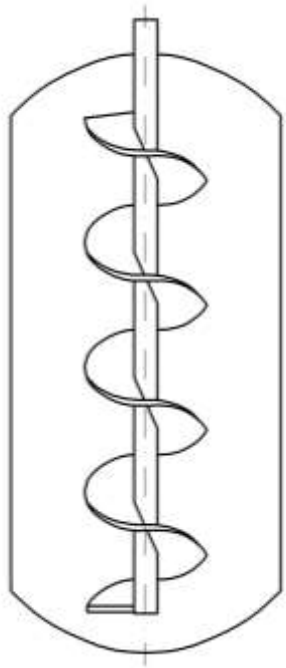


Рис. 6. 8. Шнекова мішалка

Шнекова мішалка складається з циліндричної втулки або валу, до зовнішньої поверхні яких приварена по гвинтовій лінії плоска стрічка, що має крок *t* (рис. 6.8). Шнекові мішалки, як правило, встановлюють в циркуляційній трубі. У разі установки шнекової мішалки в циркуляційній трубі повинні дотримуватися наступні конструктивні співвідношення між окремими розмірами елементами апарата $P = t / d_м = const = 1$; $0{,}14 \le (d_в / d_м) \le 0{,}3$; $1{,}05 \le (d_T / d_м) \le 1{,}15$;

$1{,}0 \le (H'/D) \le 3{,}0$.

Стрічкові мішалки з скребками використовуються для інтенсифікації процесу тепловіддачі (рис. 6. 9, 6.10). Висота мішалки приймається конструктивно залежно від висоти корпусу апарату і рівня рідини в ньому. Ця висота повинна бути кратній 0,166*t*. Всі розміри стрічкової мішалки з скребками ідентичні розмірам стрічкової мішалки, проте застосовувати цю мішалку найраціональніше в апаратах, що мають відносну висоту корпусу $H'/D = 2 \div 3$.

Вибір того або іншого типу мішалок визначається цільовими призначенням перемішуючих пристроїв і конкретними умовами протікання процесу. Чіткі рекомендації з цього питання не можуть бути сформульовані. Тому під час вибору того або іншого типу перемішувального пристрою можна використовувати орієнтовні характеристики умов доцільного застосування різних типів мішалок (табл. 6.1).

У різних галузях промисловості зрідка застосовують мішалки специфічних конструкцій. Як приклад можна привести *всмоктуючі* (*імпелерні*) мішалки, які застосовують для забезпечення хорошого контакту газу з рідиною при одночасному інтенсивному перемішуванні. Вал мішалки поміщений усередині труби, після якої подається повітря під невеликим надмірним тиском (у деяких конструкціях повітря всмоктується при обертанні мішалки). На мішалці є ряд лопатей, а на кінці труби встановлений статор з лопатями. Наявність двох рядів лопатей, пересувного і нерухомого забезпечує хороше перемішування рідини і газу.

Таблиця 6.1

Рекомендації після використання основних типів мішалок

Тип мішалок	Об’єм рідини, що перемішу-ється однією мішалкою, $м^3$	Вміст твердої фази під час суспензування, %	Динамічна в’язкість рідини, Па с	Окружна швидкість мішалки, м/с	Частота обертання мішалки, $с^{-1}$
Лопатеві	до 1,5	до 5	до 0,01	1,7–5,0	0,3–1,35
Пропелерні	до 4,0	до 10	0,5– 3	4,5–17,0	8,5–20,0

Турбінні: відкриті	до 10,0	до 60	0,1– 4	3,8–10	0,7–10,0
закриті	до 20,0	до 60 і більше	10– 40	2,6–7	1,7–6,0
Спеціальні	до 20,0	до 75	до 10	2,1–8,0	1,7–25,0

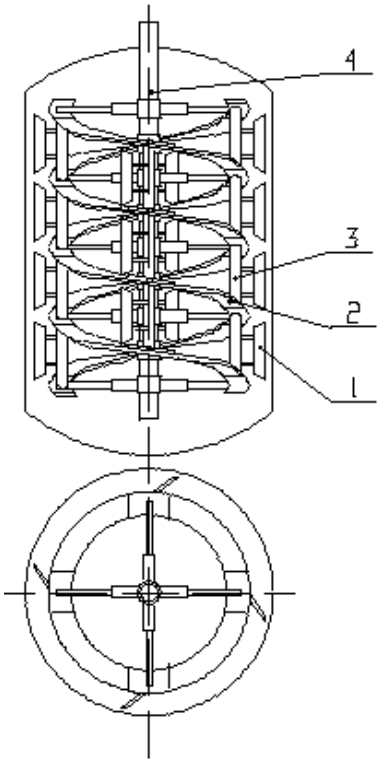


Рис. 6. 9. Стрічкова мішалка з скребками: 1 – скребок; 2 – спіральна стрічка; 3 – вертикальна траверса; 4 – вал.

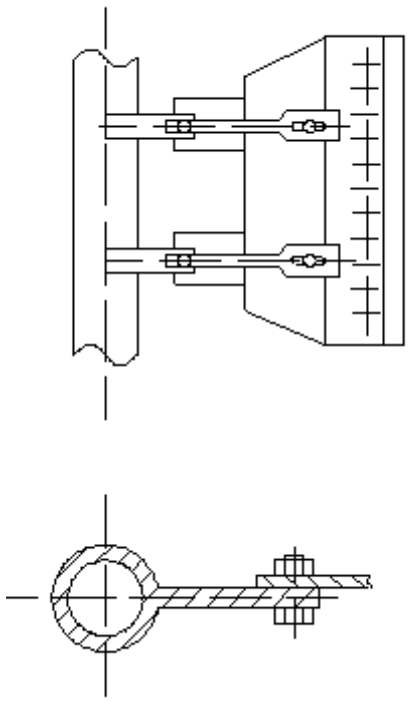


Рис. 6.10. Кріплення скребка

ПНЕВМАТИЧНЕ ПЕРЕМІШУВАННЯ

Пневматичне перемішування методом барботування полягає в наступному. За допомогою розташованих на дні апарату трубок з отворами (так званих барботерів) через всю масу оброблюваної рідини пропускають повітря, яке приводить змішуване середовище в рух. Тиск повітря або газу, використовуваного для барботування, повинен бути достатнім для створення потрібного натиску в трубопроводі і подолання місцевих опорів і гідростатичного опору стовпа рідини. Тому при розрахунку пневматичних пристроїв для перемішування визначають необхідний тиск і витрату повітря або газу. При розрахунку барботерів хвилинну витрату повітря на 1м^2 вільної поверхні змішуваної рідини в апараті можна приймати рівною:

– за слабкого перемішування 0,4 м^3;

– за середнього – 0,8 м^3;

– за інтенсивного – 1,0 м^3.

Пневматичне перемішування не вимагає складних пристосувань: за наявності стислого повітря достатньо барботера, приєднаного до повітропроводу. Пневматичне перемішування слід застосовувати, коли необхідне порівняно повільне або глибоке перемішування рідин в'язкістю до 0,2 кг/(м·с).

Перемішування гарячою парою застосовують, коли необхідно одночасно перемішувати і обігрівати рідину. Проте, використання пневматичного перемішування пов'язано відносно великою витратою енергії, а також з можливістю окислення і випарювання продукту. Ці недоліки значною мірою обмежують застосування пневматичне перемішування в хімічній промисловості.

Приводи мішалок

Тихохідні мішалки – лопатеві, якірні і т.п. – звично приводяться в обертання від індивідуального електродвигуна через зубчату передачу. Приводи звично встановлюють на кришках апаратів, в яких мішалка працює, іноді на балках або рамах, укріплених на верхній частині апарату. Якщо вал довгий, то на днищі судини вмонтовується додаткова опора. У сучасних конструкціях привод звично здійснюється безпосередньо від електродвигуна через редуктор.

Для комбінованих мішалок застосовуються приводи типу, зображеного на рис. 6. 11. Від валу 1 обертання передається через дві конічні зубчаті передачі: через колеса 3 і 5 в одному напрямі і через колеса 2 і 4 у зворотному напрямі. Якщо передавальні числа обох пар однакові, то вали коліс 4 і 5 обертатимуться з однаковою швидкістю, але в різні боки. Якщо комбінована мішалка складається з тихохідної і швидкохідної мішалок, ставляться два незалежні приводи. Якірна мішалка приводиться в обертання від електродвигуна через пару конічних коліс, а турбінна – від свого електродвигуна (вали сполучені муфтам). Якщо місця на кришці резервуара або над нею недостатньо, привід розташовують під резервуаром, що, проте, вимагає установки хорошого сальникового ущільнення.

Приводи пропелерних мішалок найчастіше здійснюються залежно від швидкості обертання:

1. Від електродвигуна, безпосередньо пов’язаного з валом мішалки.
2. Від електродвигуна через шестерну передачу.
3. Від електродвигуна з вбудованим редуктором.
4. Від електродвигуна через клинопасову передачу.

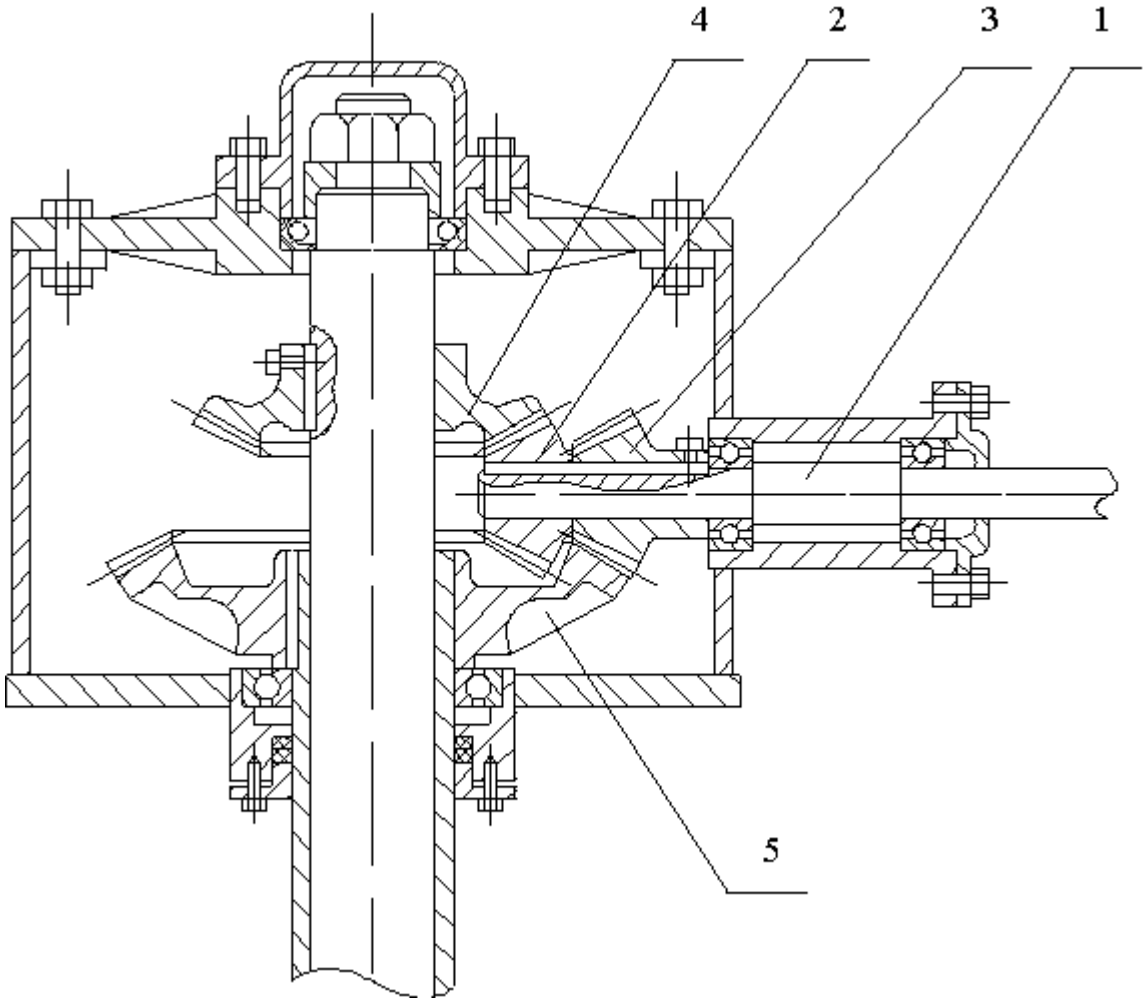


Рис. 6.11. Привід комбінованої мішалки

Приклад приводу першого типу для стаціонарних пропелерів показано на рис. 6.12.

Застосовуються також електродвигуни з регульованим числом оборотів, що робить мішалку більш універсальною, в тих випадках, коли в процесі перемішування різко змінюється в’язкість системи. Для вертикальних стаціонарних пропелерів, при звичайних на практиці діаметрах і швидкостях обертання валів, вважають допустимою довжину валу до 1,8 м.

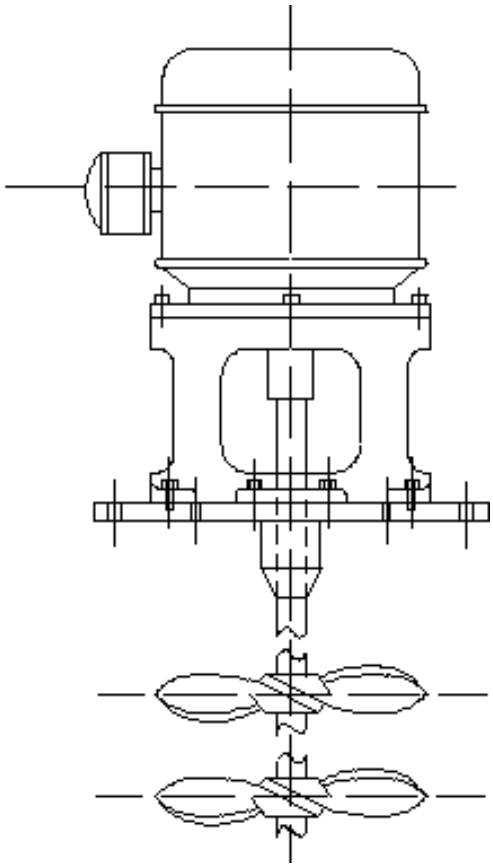


Рис. 6. 12. Привод пропелерної мішалки

Якщо необхідно мати велику довжину, то виконують наступні заходи:

1. Встановлюють стабілізатори у вигляді наварених на лопаті пропелера крилець (рис. 6. 13, а) або у вигляді широкого кільця із спицями, укріпленого на кінці валу (рис. 6. 13, б).

2. Встановлюють кінцеві підшипники, що вмонтовуються на днищі судини, як це показано на рис. 6. 14, а і б.

3. Встановлюють додатковий підшипник в приводі (рис. 6.15, а, або додатковий винесений підшипник (рис. 6. 15, в).

Для зменшення довжини валу вдаються до установки приводу під резервуаром. Коротші вали мають також бічні мішалки, привод яких встановлюється або на вертикальній стінці резервуару, або на днищі у разі горизонтальних резервуарів. Стійки відливають з чавуну або зварюють з вуглецевої сталі. Вони є циліндрами або усіченими конусами, забезпеченими верхнім і нижнім приєднувальними фланцями.

У обичайці стійок є вирізи для зручності монтажу і демонтажу. У приводах кінцеві опори служать для пересувного закріплення нижнього кінця валу перемішуючого органу.

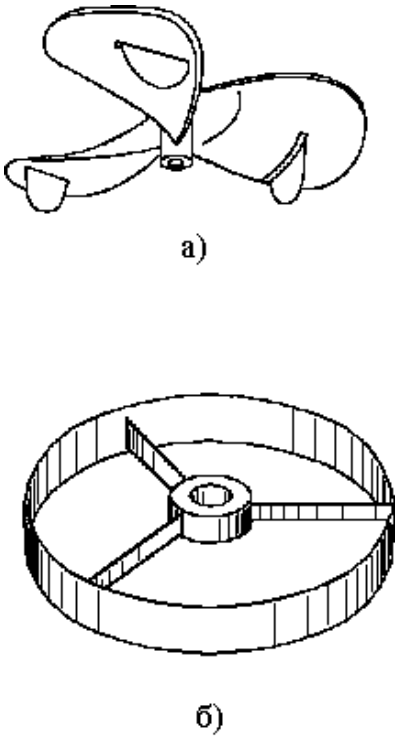


Рис. 6. 13. Пристосування для зниження амплітуди коливань валу мішалки

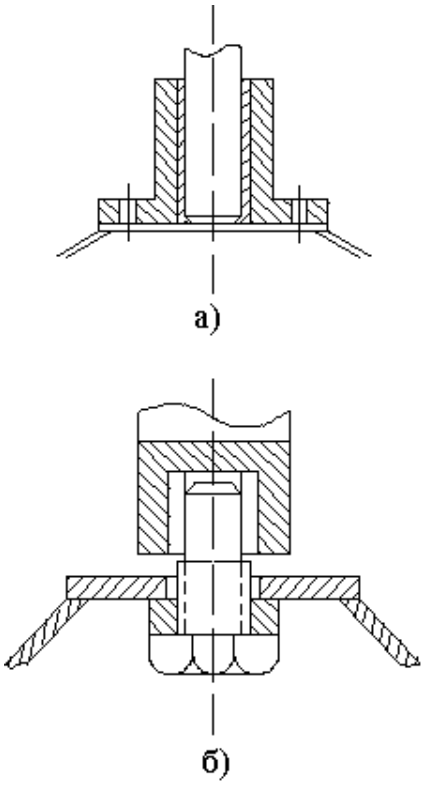


Рис. 6. 14. Кінцеві підшипники мішалок

Опори складаються (рис. 6. 16) із стійки 1, до якої болтами 7 прикріплений підшипник 2, в ньому закріплена штифтами 5 нерухома втулка 4. На нижньому кінці валу закріплена болтом 6 пересувна втулка 3, яка обертається разом з валом усередині нерухомої втулки 4. Втулки виготовляють з чавуну, графіту, капрону, текстоліту або фторопласту – 4, решта деталей – з вуглецевої сталі для нейтральних середовищ або з корозійностійких матеріалів для агресивних середовищ.

З погляду розподілу навантажень найбільш раціональні приводи з кінцевими підшипниками, проте, у багатьох випадках через корозійну або абразивну дію середовища їх не можна встановлювати.

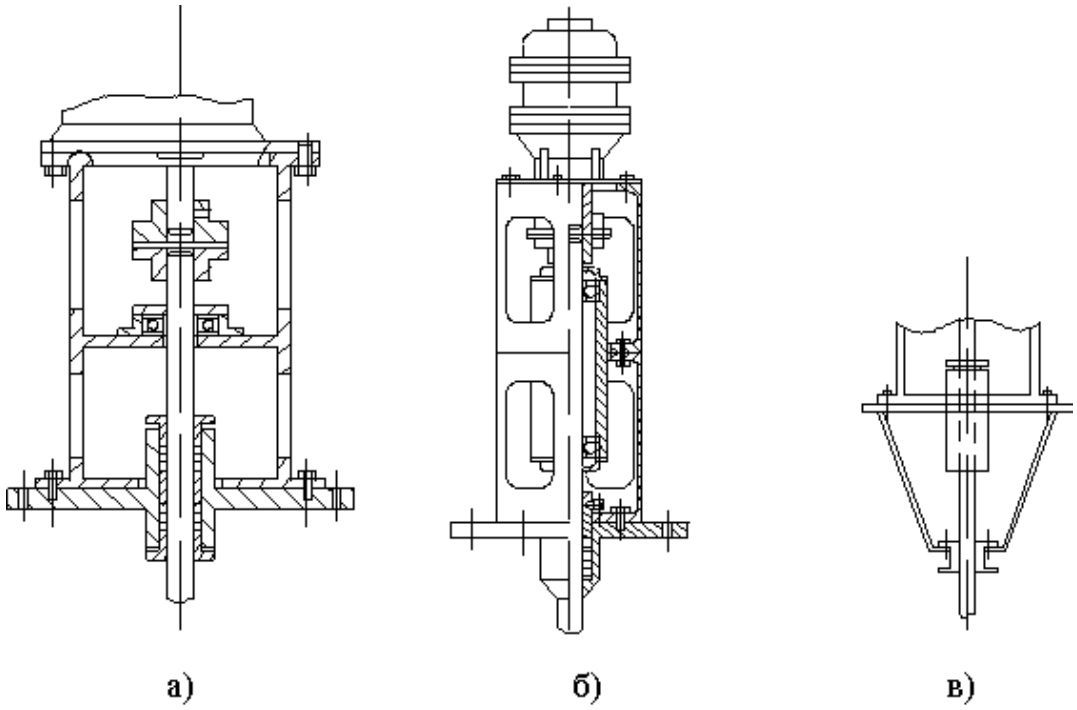


Рис. 6. 15. Додаткові підшипники в приводах мішалок

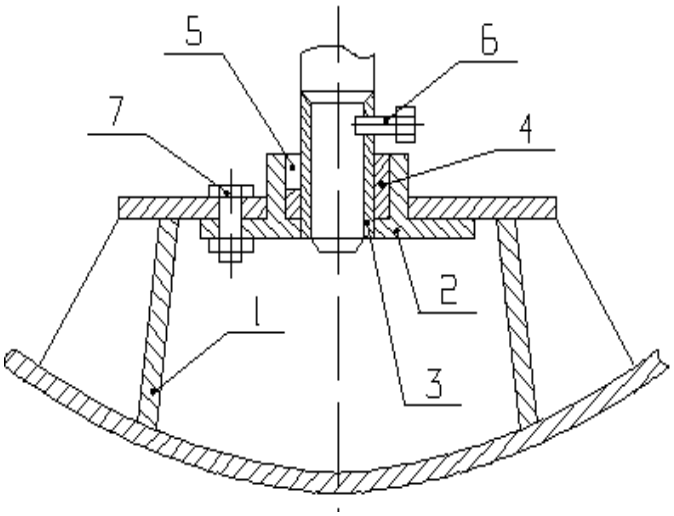


Рис. 6. 16. Опори кінцеві внутрішні для вертикальних валів перемішуючих пристроїв:
1 – стійка; 2 – підшипник ;
3 – пересувна втулка; 4 – нерухома втулка; 5 – штифти; 6, 7 – болти.

Кінцеві підшипники в апараті працюють в дуже важких умовах: їх неможливо змащувати, вони погано доступні для огляду і ремонту. Конструкція підшипника повинна забезпечувати вільну циркуляцію рідини через нього. На рис. 6.17, а показано типовий кінцевий підшипник (підп’ятник). Підп’ятник, показаний на рис. 6.17, б застосовується для футерованих апаратів. Конічна підставка цього підп’ятника забезпечує йому високу жорсткість і оберігає футерування поблизу підп’ятника від руйнування. Під час роботи мішалки без кінцевого підшипника можлива поява крутильних коливань консольного валу мішалки і динамічних навантажень на вал від перемішуючого середовища як наслідок умов закріплення валу в опорах, конструкції мішалки.

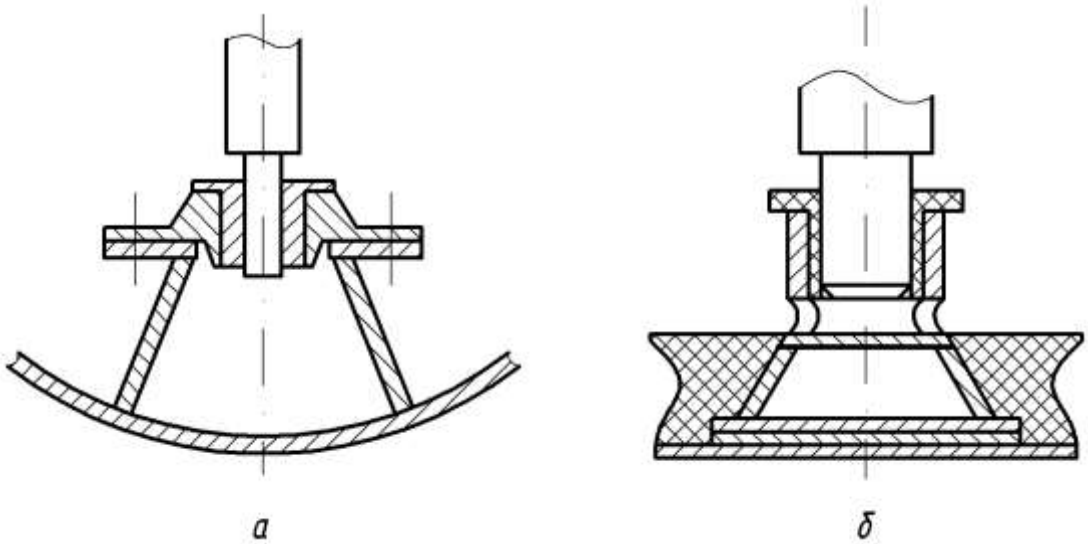


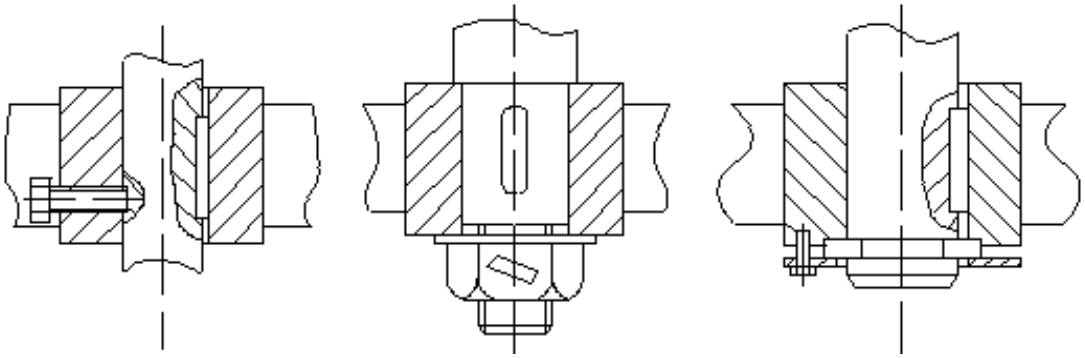
Рис. 6. 17. Кінцеві підшипники:
а) типова конструкція; б) підп’ятник для футерованих апаратів.

За неправильного розрахунку в процесі конструювання таких важливих критеріїв надійності, як жорсткість і вібростійкість, експлуатація апаратів з мішалками утруднена. Якщо вал з мішалкою не відбалансований і в його підшипникових опорах є люфт, то можливе відхилення нижнього кінця валу на деяку величину. Коливання валу залежить від величини люфту і відношення довжин між опорами. Якщо люфт усунути повністю, то величину цього відношення можна обмежити. Для надійної роботи консольного валу мішалки рекомендується щоб це відношення не перевищувало 4. Для зменшення крутильних коливань валу після кріплення мішалки він повинен статично балансуватись. Під час небезпеки виникнення крутильних коливань, які ведуть до порушення роботи сальника, або за великих значень відношення довжин між опорами необхідна установка кінцевого підшипника.

Крутильні коливання викликають підвищене зношування підшипників і сальника. Кінцевий підшипник усуває крутильні коливання, покращуючи роботу сальника і підшипникових опор. Хоча кінцевий підшипник працює в агресивному середовищі, застосування його для нормальної роботи апарату необхідне при великої довжини або високої частоти обертання валу.

Кріплення мішалок

У простих конструкціях лопаті приварюють безпосередньо до валу. Проте, елементи кріпляться на валу за допомогою роз'ємних з'єднань. Як правило, мішалка складається з маточини, до якої приварюються лопаті. Маточина кріпиться на валу за допомогою шпонки і стопорних пристроїв, що перешкоджають осьовому зсуву. У разі установки мішалки у середині валу її закріплюють стопорним гвинтом (рис. 6. 18, а), під час установки на кінці валу – кінцевою гайкою (рис. 6. 18, б) або за допомогою двох напівкілець, які закладаються в кільцеву виточку на валу (рис. 6. 18, в).



а б в

Рис. 6. 18. Способи кріплення мішалок на валу:
а) стопорним гвинтом; б) кінцевою гайкою; в) півкільцями.

Під час конструювання мішалок необхідно враховувати умови їх монтажу. Мішалки невеликих апаратів (діаметром 1,2 м і менше) звично збираються спільно з кришкою і разом з нею встановлюються в апарат. Вони повинні мати мінімум роз'ємних з'єднань. Мішалки для великогабаритних апаратів доцільно робити роз'ємними з частин таких розмірів, які можна пронести через лаз апарату. Це дає можливість розбирати мішалку під час ремонтних і монтажних робіт, не знімаючи кришку і привод. У суцільнозварних апаратах мішалка обов'язкова повинна бути розбірною.

Муфти служать для з'єднання валу приводу з валом мішалки. Застосовують в основному нормалізовані муфти двох типів – подовжньо-роз'ємні і зубчаті. Подовжньо-роз'ємні муфти застосовують для жорсткого з'єднання вихідного валу редуктора (мотор-редуктор) з валом

перемішуючого пристрою з проміжним валом за будь-якого числа проміжних опор. Зубчаті муфти застосовують для з'єднання вихідних валів мотор-редуктора і електродвигуна (гідромотора) з проміжним валом за двох проміжних опор. Муфта передає крутний момент, але не сполучає вали жорстко по осі.

МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ ПЕРЕМІШУЮЧИХ ПРИСТРОЇВ

Для розрахунку звично задають: робочий об'єм, діаметр D, висоту H апарата і його робочі параметри (p – робочий тиск, t – температура, c – концентрація перемішуваного середовища); фазовий стан перемішуваного середовища і його фізико-механічні властивості (ρ – густина, μ_c – динамічна в'язкість), а також її склад за рідкою або твердою фазою.

Розрахунок виконують у наступному порядку

1. Залежно від призначення процесу перемішування, в'язкості середовища і його фазового стану вибирають тип перемішуючого пристрою і його окружну швидкість.

2. Знаючи діаметр апарату D, визначають діаметр мішалки $d_м$.

3. За типом і діаметром $d_м$ перемішуючого пристрою визначають частоту обертання n ($с^{-1}$) за таблицями.

4. Визначають потужність (Вт), необхідну для перемішування $N_м = K_п \rho n^3 d_м^5$, де $K_п$ – критерій потужності, визначуваний за графіками залежно від величини відцентрового критерію Рейнольдса Re; ρ – густина середовища кг/м^3; n – частота обертання мішалки, $с^{-1}$; $d_м$ – діаметр мішалки, м.

Критерій Рейнольда в цьому випадку рівний $\mathrm{Re}_м = \dfrac{\rho n d_м^2}{\mu_c}$, де μ_c – динамічна в'язкість, Па·с.

5. Розраховують номінальну потужність (Вт) на валу електродвигуна $N_e = \left(N_м + N_T\right)/\eta_п$, де N_T – потужність, що витрачається на тертя в ущільненні, часто нею нехтують внаслідок малого значення; $\eta_п$ – ККД

приводу, визначуваний залежно від конструкцій останнього (для нормалізованих приводів $\eta_п$ =0,9…0,96).

6. За значенням потужності N і кутової швидкості з урахуванням конструкції апарату вибирають тип і розміри нормалізованого приводу.

7. Розраховують діаметр валу (м) перемішуючого пристрою, що орієнтовно можна визначити за формулою $d = 1{,}71\sqrt[3]{M_{кр} / \tau_{доп}}$, де $M_{кр}$ – розрахунковий крутний момент, Нм; $\tau_{доп}$ – допустиме напруження на кручення для вибраного матеріалу валу; Па.

Крутний момент $M_{кр} = N_м / \omega$, де ω – кутова швидкість, с$^{-1}$.

При числах оборотів більше 5 с$^{-1}$ вал перевіряють на жорсткість і вібростійкість.

8. Перевіряють мішалку на міцність в небезпечному перетині з умови роботи її на вигин. Наприклад, для лопатевої мішалки використовують формулу $\sigma_{виг} = M / W \le [\sigma_{виг}]$, де M – згинальний момент, що діє на лопать в місці приєднання до маточини; W – розрахунковий момент опору відповідного перетину лопаті при вигині її у напрямі січення.

Лопатеві мішалки (рис. 6.19; рис. 6.20). Площа лобової поверхні лопатки, яка витісняє рідину, у загальному випадку визначається виразом $F_л = bh\sin\beta$, де b – довжина (виліт) лопаті, м; h – висота лопаті, м; β – кут нахилу лопаті до напряму руху.

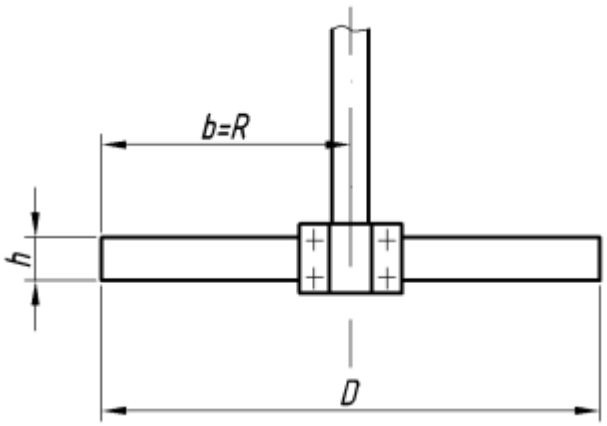


Рис. 6.19. Схема горизонтальної лопатевої мішалки

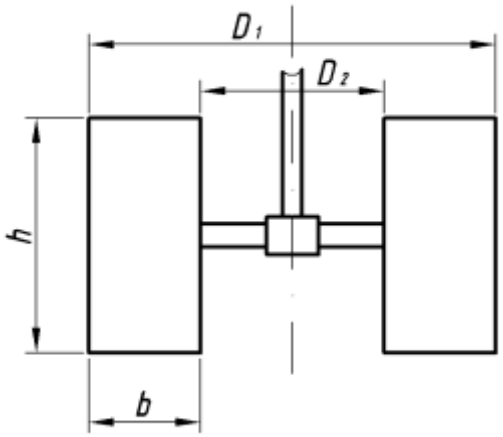


Рис. 6.20. Схема вертикальної лопатевої мішалки

Окружна швидкість в м/с центру тяжіння лопаті $\omega_0 = \pi r_0 n / 30$, де r_0 – відстань від центру тяжіння лопаті до осі обертання, м; n – частота обертання мішалки, хв$^{-1}$.

Маса рідини, що витісняється лопаттю $G = F_л \omega_0 \rho g$, де ρ – густина рідини, кг/м^3.

Нерухома лопать приводиться в обертання із заданою частотою і, повідомивши при цьому швидкість рідини ω_0, здійснює роботу рівну силі рухомої маси рідини $T = G\omega_0^2 / 2g = F_л \omega_0^3 \rho / 2$, де T – робота, кгс·м/с.

За одної і тієї ж площі лобової поверхні $F_л$ лопать здійснює різну роботу, яка залежить від відношення b/h, тому дійсна робота в кгс·м/с, що витрачається для приведення в обертання однієї лопаті з частотою n, хв.$^{-1}$ може визначатись за формулою $T = \varphi F_л \omega_0^3 \rho / 2$, де φ – коефіцієнт, залежний від форми лопаті.

Для прямокутних лопаток φ визначається відношенням b/h.

b/h	1	2	4	10	18	20
φ	1,1	1,15	1,19	1,29	1,4	2

Для проміжних значень b/h коефіцієнт φ знаходять методом прямолінійної інтерполяції.

Для горизонтальних прямокутних лопатей при $b=D/2$, де D – діаметр кола, що змітається лопаттю мішалки і $\omega_0 = 3\omega / 4$, де ω_0 – окружна швидкість кінця лопаті потужність, споживану мішалкою в пусковий період, визначають за рівнянням $N_z = \dfrac{2zT_1}{102\eta} = \dfrac{27\varphi 2zF_л \omega^3 \rho}{64 \cdot 2 \cdot 102\eta} = 60 \cdot 10^{-8} \dfrac{\varphi z}{\eta} F_л D^3 n^3 \rho$, де N_z – кВт; z – число пар лопаток мішалки; η – механічний ККД передавального механізму; ω – м/с; D – м.

Для вертикальних прямокутних лопаток за $b = (D_2 - D_1)/2$, де $(D_2 – D_1)$ – діаметр кола, що описується відповідно зовнішньою і внутрішньою

сторонами мішалки; потужність в кВт, споживана мішалкою в пусковий період визначається співвідношенням $N_в = 18 \cdot 10^{-8} \frac{\varphi z h}{\eta}\left(D_2^4 - D_1^4\right) n^3 \rho$.

Потужність, споживана в пусковий період для *якірної мішалки* (рис. 6. 21) розраховують за формулою

$$N_я = 15{,}3 \cdot 10^{-7} \frac{\varphi z}{\eta}\left(R_2^5 - R_1^5\right) n^3 \rho,$$

де $N_я$ – кВт; R_2 і R_1 – радіус кривизни відповідно зовнішньої і внутрішньої частин якоря, м.

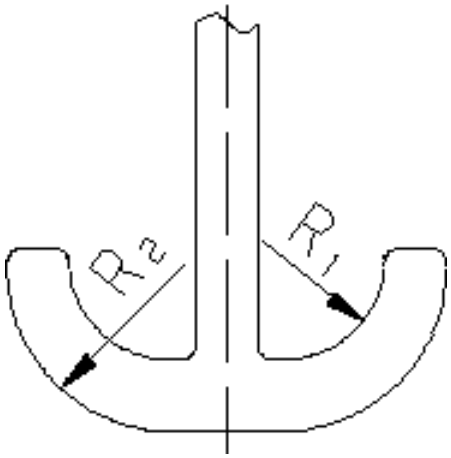


Рис. 6. 21. Схема якірної мішалки

Пропелерні мішалки. Якщо допустити, що потік рідини рухається паралельно валу пропелера, як циліндр з основою у вигляді круга, що описується гвинтом (ометувана поверхня), то можна прийняти, що площа цього круга $F_{ом} = 0{,}8 \frac{\pi D_1^2}{4}$, де 0,8 – коефіцієнт, який вводиться для врахування звуження струменя під дією лопатей пропелера; D_1 – діаметр кола, що описується крайньою точкою лопаті, м.

Фактична осьова швидкість ω_0 переміщуваної рідини, крок гвинта H і частота обертання n, хв.$^{-1}$ зв'язані залежністю (з теорії пропелерних мішалок) $\omega_0 = (Hn\cos^2\theta)/80$, де θ – кут підйому гвинтової лінії.

Лопать пропелера можна представити у вигляді гвинтової поверхні; рідину при обертанні пропелера можна уподібнити гайці, яка при кожному оберті гвинта повинна піднятися на висоту, рівну кроку H. Насправді рідина частково ковзає у зворотному напрямі. Цю обставина враховує введення коефіцієнта K_1=0,7…0,8. Під час розрахунку можна приймати середнє значення цього коефіцієнта K_1 = 0,75. Тому дійсну висоту підйому рідини за один оберт можна вважати рівною $H_Д = K_{ср} H = 0{,}75H$.

Частота обертання пропелерних мішалок досить велика і коливається в межах $400 \div 1750$ хв.$^{-1}$, зменшуючись із зменшенням діаметру D. Під час перемішування в'язких рідин, рідин, що містять суспензії, а також утворюючих піну, частота обертання пропелерних мішалок коливається в межах $150 \div 500$ хв.$^{-1}$.

Наявність в апаратах, забезпечених пропелерними мішалками, різних пристроїв, що чинять опір обертанню рідини (нерухомі лопатки, змійовики, гільзи і т.д.), приводить до підвищення витрати електроенергії. Під час розташування валу пропелерної мішалки під деяким кутом до осі апарата інтенсивність перемішування різко зростає, тому рекомендують встановлювати пропелерні мішалки похило до осі апарату.

Величина кроку H, як відомо, є різною для різних перетинів лопаті. Є гвинти і з постійним кроком. Для обчислення кроку звично використовують формулу $H = 2\pi R tg\theta = \pi D_1 tg\theta$, де D_1 – діаметр гвинта.

У перемішуючих пристроях пропелер обертається на місці, тобто не здійснює поступального руху, тому швидкість руху переміщуваної рідини, що викликається його обертанням, обумовлена тільки осьовою швидкістю просмоктування рідини через гвинт.

За кратності перемішування рідини K (у хвилину) осьова її швидкість $\omega_0 = \dfrac{KV}{60F_{ом}}$, м/с, де V – об'єм переміщуваної рідини, м^3/хв.

Частоту обертання (хв.$^{-1}$) пропелерної мішалки можна визначити за рівнянням:

$$n = \frac{60\omega_0}{H\cos^2\theta} = \frac{60\omega_0}{\pi D_1 tg\theta \cdot \cos^2\theta} = \frac{19{,}1\omega_0}{D_1 \sin\theta \cdot \cos\theta} = \frac{19{,}1\omega_0}{D_1 a_1},$$

де $a_1 = \sin\theta \cdot \cos\theta$.

Хай частота обертання (с$^{-1}$) пропелера $n_c = n/60$, тоді потужність, що витрачається пропелерною мішалкою, кВт:

$$N = \frac{K_{ср}\rho F_{ом}}{102\eta} H^3 n_c^3 \cos^4\theta = \frac{0,75 \cdot 0,8\pi^4}{102 \cdot 0,75 \cdot 4} \sin^3\theta \cos\theta \cdot D_1^5 n_c^3 \rho =$$
$$= 0,2 \sin^3\theta \cos\theta \cdot D_1^5 n_c^3 \rho.$$

Позначивши $\sin^3\theta \cdot \cos\theta = a_2$, остаточно одержимо $N = 0,2a_2 \cdot D_1^5 n_c^3 \rho$.

Значення a_1 і a_2 для кутів підйому гвинтової лінії наведено в довідниках.

Розрахунок і побудову лопатей пропелерної мішалки виконують аналогічно розрахунку суднових гвинтів.

Турбінні мішалки. Потужність в кВт, що витрачається турбінними мішалками $N = \frac{0,736K_1\nu}{75}\rho n^2 d^3$. Ця формула справедлива тільки в ламінарній області за $\mathrm{Re} = \frac{nd^2}{\nu} \le 3 \cdot 10^3$.

У цих формулах: K_1 – дослідний коефіцієнт; ν – кінематична в'язкість перемішуваної рідини, м^2/с; n – частота обертання ротора мішалки, с$^{-1}$; d – діаметр турбінної мішалки, м.

За турбулентного режиму, коли $\mathrm{Re} = \frac{nd^2}{\nu} \ge 10^4$, справедливе рівняння $N = \frac{0,736K_2}{75}\rho n^3 d^5$, де N – споживана потужність, кВт; K_2 – дослідний коефіцієнт.

Практична частина

Приклад 1. Суміш кислот (густина 1600 кг/м^3, динамічний коефіцієнт в'язкості $2 \cdot 10^{-2}$ Па·с) готують в апараті без перегородок (діаметр 1200 мм, висота 1500 мм), заповненому на 0,75 об'єму. Початкові кислоти перемішують пропелерною мішалкою з частотою обертання 3,5 об/с (рис. 1). Визначити потрібну настановну потужність електродвигуна.

Приклад 2. Електродвигун потужністю 16,5 кВт з приводом, що знижує частоту обертання до 240 об/хв., приводить в дію відкриту турбінну мішалку з шістьма лопатками; мішалка інтенсивно розмішує реакційну масу (ρ = 1200 кг/м^3, μ = 1,6 Па·с) в посудині діаметром 1630 мм з перегородками. Який повинен бути діаметр мішалки?

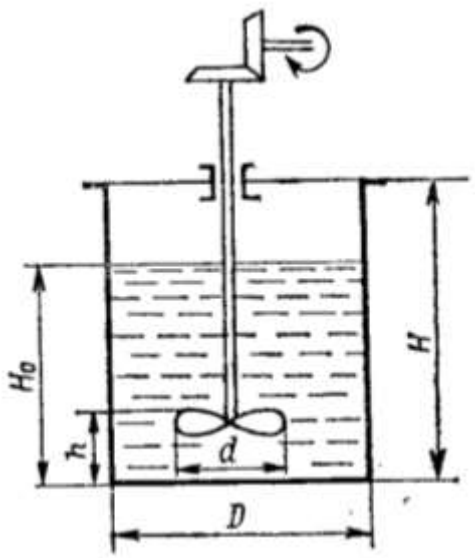


Рис. 1. Схема мішалки

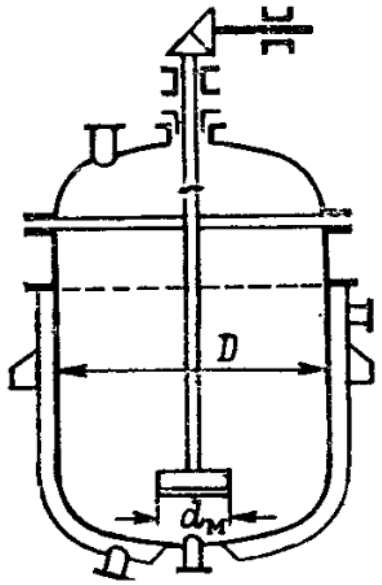


Рис. 2

Приклад 3. У реакторі (рис. 2) діаметром 1000 мм, заповненому на висоту 1000 мм реакційною масою, що має за температури ведення процесу μ = 150·10^{-3} Па·с і ρ_0 = 1200 кг/м^3, необхідно забезпечити рівномірний розподіл твердих частинок каталізатора з найбільшим розміром 1,3 мм і густиною 2450 кг/м^3; співвідношення тверда речовина: рідина Т:Р = 1:4.

Яку мішалку доцільніше використовувати – пропелерну трилопатеву (рис. 3, а) з кроковим відношенням 1 або турбінну (рис. 3, б) закритого типу з вісьма лопатями?

Приклад 4. Досліди по окисленню сульфіду амонію в тіосульфат киснем, проведені в модельному апараті діаметром 500 мм з чотирма відбивними перегородками, показали, що під час перемішування закритою турбінною мішалкою діаметром 125 мм, з частотою обертання 6 об/с і за питомій витраті кисню u_M = 3,5·10^{-3} м^3 O_2/(м^3·с) забезпечується поглинання 1,04 дм^3 кисню на 1 м^3 реакційного середовища в 1 с – питома продуктивність k_M = 1,04·10^{-3} м^3 O_2/(м^3·с). На підставі результатів модельних дослідів проектується промисловий апарат діаметром 2 м з мішалкою діаметром 0,5 м, геометрично подібний модельному ($Г_D = D/d$ = 4).

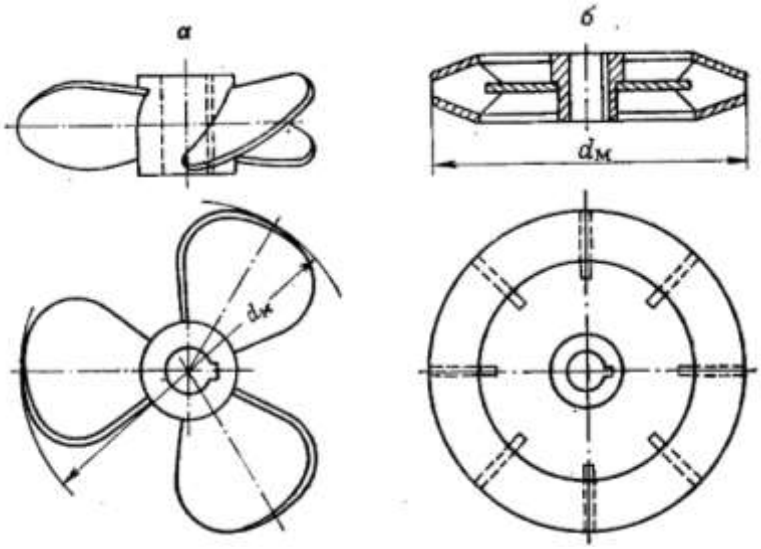


Рис. 3.

Необхідно розрахувати частоту обертання мішалки в промисловому апараті, за якої буде забезпечена така ж питома продуктивність, як і в модельних умовах. Витрата кисню в промисловому апараті $u_п$ = 3,5·10^{-3} м^3 O_2/(м^3·с); фізичні властивості реакційного середовища в модельному і в промисловому апаратах близькі до властивостей води. Температура реакції – 80 °С.

ТЕСТОВІ ЗАВДАННЯ

1. Гідромеханічні процеси відбуваються за законами:
а) гідростатики;
б) електромагнітної індукції;
в) гідродинаміки;
г) сепарації;
д) за всіма перерахованими законами.
2. Способи збагачення твердих матеріалів поділяються на:
а) механічні;
б) хімічні;
в) фізико-хімічні;
г) гідро -хімічні;
д) всі перераховані категорії.
3. Механічні способи базуються на різниці у властивостях компонентів:
а) густині;
б) розмірах і формі зерен;
в) міцності;
г) магнітній проникності, електропровідності;
д) всіх перерахованих категорій.
4. Гравітаційне збагачення (мокре і сухе) базується на:
а) однаковій швидкості падіння частин різної густини і розмірів в потоці рідини або газу;
б) різній швидкості падіння частин різної густини і розмірів в потоці рідини або газу;
в) однакових властивостях робочих рідин;
г) різних властивостях робочих рідин;
д) всіх перерахованих категоріях.
5. До фізико-хімічних способів збагачення належить:
а) електромагнітний спосіб;
б) флотаційний спосіб;
в) молекулярно-кисневий спосіб;
г) іонно-гравітаційний спосіб;
д) всі перераховані способи.
6. З частинкою, що не змочується, рідина утворює:
а) гострий кут;
б) тупий кут;
в) суцільний контакт;
г) переривчастий контакт;
д) прямий кут.
7. До гідрофільних відносяться речовини, які:
а) змочуються рідиною;
б) не змочуються рідиною;
в) плавають в рідині;
г) тонуть в рідині;
д) не залежить від наведених параметрів.
8. До гідрофобних відносяться речовини, які:
а) змочуються рідиною;

б) не змочуються рідиною;
в) плавають в рідині;
г) тонуть в рідині;
д) не залежить від наведених параметрів.

9. Депресори – це речовини, що:
а) посилюють гідрофобність;
б) послаблюють гідрофобність;
в) посилюють гідрофільність;
г) послаблюють гідрофільність;
д) не впливають на наведені властивості.

10. Техніка флотації полягає в тому, що сировину подрібнюють до розміру частинок не більше:
а) 0,4-06 мм;
б) 0,1-0,3 мм;
в) 0,6-0,9 мм;
г) 0,01-0,03 мм;
д) 1-3 мм.

11. Розміри частинок для грубих суспензій становлять:
а) менше 100 мкм;
б) більше 100 мкм;
в) менше 50 мкм
г) менше 20 мкм;
д) не залежить від розміру частинок.

12. Розміри частинок для тонких суспензій становлять:
а) 100-150 мкм;
б) 0,5-100 мкм;
в) 0,5-100 мкм;
г) 0,5-100 мкм;
д) не залежить від розміру частинок.

13. Розміри частинок для суспензій типу “каламуть” становлять:
а) 0,6-0,9 мкм;
б) 0,1-0,5 мкм;
в) 0,05-0,09 мкм;
г) 0,01-0,05 мкм;
д) не залежить від розміру частинок.

14. Границя між суспензіями і колоїдними розчинами може бути охарактеризована появою:
а) метастабільного стану твердих частинок;
б) стабільного стану твердих частинок;
в) впорядкованого руху твердих частинок;
г) броунівського руху твердих частинок;
д) не залежить від характеру стану частинок.

15. Ефект інверсії фаз виникає:
а) зі зменшенням концентрації дисперсної фази;
б) зі збільшенням концентрації дисперсної фази;
в) зі зменшенням концентрації реактивної фази;
г) зі збільшенням концентрації реактивної фази;
д) не залежить від концентрації фаз.

16. Тумани – це системи, утворені дисперсною фазою з частинок рідини, розподілених у газі, розмірами:

а) 5-15 мкм;
б) 0,01-0,2 мкм;
в) 0,3-5 мкм;
г) більше 5 мкм;
д) не залежить від розмірів частинок рідини.

17. Фільтрування – процес поділу системи за допомогою:

а) мембрани;
б) пористої перегородки;
в) суцільної перегородки;
г) гофрованої перегородки;
д) не залежить від характеристик перегородки.

18. Центрифугування – процес поділу суспензій і емульсій під дією:

а) сил тяжіння;
б) гравітаційних сил;
в) відцентрових сил;
г) сил тертя;
д) всіх перерахованих сил.

19. Відстоювання неоднорідних систем застосовується в основному:

а) для попереднього поділу;
б) для чистового поділу;
в) для остаточного поділу;
г) для попереднього і остаточного поділу;
д) для попереднього і проміжного поділу.

20. Швидкість осадження (падіння тіл) у середовищі визначається в:

а) н/с;
б) кг/с;
в) н·м;
г) м/с;
д) $м^3$/с.

21. Коефіцієнт опору середовища при осаджуванні є функцією:

а) часу;
б) переміщення;
в) числа Рейнольдса;
г) числа Стокса;
д) всіх перерахованих категорій.

22. Для збільшення швидкості осадження твердих частинок з газу чи рідини застосовують осадження під дією:

а) доцентрових сил;
б) відцентрових сил;
в) гравітаційних сил;
г) електромагнітних сил;
д) всіх перерахованих сил.

23. Для осадження під дією відцентрових сил використовують:

а) гідроциліндри;
б) трубчасті елементи;
в) пластинчасті елементи;

г) гідроциклони;
д) всі перераховані елементи.
24. ККД сучасних циклонів у середньому дорівнює:
а) 10-20%;
б) 30-40%;
в) 50-70%;
г) 70-80%;
д) 90-100%;
25. В електрофільтрах можна вловлювати частинки діаметром:
а) більше 10 мкм;
б) менше 10 мкм;
в) більше 15 мкм;
г) менше 15 мкм;
д) менше 20 мкм.
26. Фільтрування визначається швидкістю, що:
а) пропорційна рушійній силі і обернено пропорційна опору;
б) пропорційна опору і обернено пропорційна рушійній силі;
в) пропорційна і обернено пропорційна опору;
г) пропорційна опору і обернено пропорційна масі;
д) не залежить від наведених параметрів.
27. До фільтрів безперервної дії належать:
а) нутч-фільтри;
б) фільтрпреси;
в) патронні;
г) карусельні;
д) всі перераховані види.
28. Процес поділу неоднорідних систем у полі відцентрових сил з використанням суцільних чи проникних для рідини перегородок називається:
а) осадженням;
б) центрифугуванням;
в) ректифікацією;
г) відстоюванням;
д) адсорбцією.
29. Основною частиною центрифуги є:
а) вал;
б) барабан;
в) корпус;
г) основа;
д) двигун.
30. Сепаруючі центрифуги мають:
а) гофрований барабан;
б) перфорований барабан;
в) суцільний барабан;
г) гофровано-перфорований барабан;
д) всі перераховані типи барабанів.

РЕКОМЕНДОВАНА ЛІТЕРАТУРА

1. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: Учебник: в 2 кн./ В.Г. Айнштейн, М.К. Захаров, Г.А. Носов и др.; Под ред. В.Г. Айнштейна. – М.: Логос; Высшая школа, 2003. – Кн. 2. – 872 с.: ил.

2. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/ Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272с., ил.

3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу ПАХТ: 9-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1981. – 560 с., ил.

4. Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчёта химической аппаратуры. – Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.

5. Машины и аппараты химических производств Под ред. И.И. Чернобыльского. Изд. 3-е, перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1975. – 454 с., ил.

6. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 784 с.

ЗМІСТ

ПЕРЕДМОВА…….. 3
ВСТУП…….. 4
1. ХІМІЧНІ ТЕХНОЛОГІЇ. СИРОВИНА ДЛЯ ХІМІЧНОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ…… 5
2. НЕОДНОРІДНІ СИСТЕМИ…….. 13
3. ОСАДЖЕННЯ…… 18
4. ФІЛЬТРУВАННЯ…….. 32
5. ЦЕНТРИФУГУВАННЯ……...…….. 63
6. ПЕРЕМІШУВАННЯ……..…… 98
ТЕСТОВІ ЗАВДАННЯ…….……. 127
РЕКОМЕНДОВАНА ЛІТЕРАТУРА…… 133

Х46 **Хімічна технологія та обладнання підприємств.** Навчальний посібник для студентів спеціальності 133 – «Галузеве машинобудування» денної та заочної форм навчання / О.Д. Клименко, Е.Л.Селезньов. – Луцьк: Луцький НТУ, 2018. – 136 с.

Комп'ютерний набір та верстка: О.Д. Клименко

Редактор: О.Д. Клименко

Підп. до друку «__»_____2018 р. Формат А4. Папір офс.
Гарн. Таймс. Умовн.друк.арк.8,5. Обл. – вид. арк. 8.
Тираж 50 прим.

Інформаційно-видавничий відділ
Луцького національного технічного університету
43018, м. Луцьк, вул. Львівська, 75.
Друк – ІВВ Луцького НТУ