

ЗМІСТ

| | |
|--|------------|
| ПЕРЕДМОВА | 4 |
| ВСТУП | 5 |
| РОЗДІЛ I ГІДРОДИНАМІЧНІ ПРОЦЕСИ | |
| Лекція 1 Гідростатика | 17 |
| Лекція 2 Гідродинаміка | 22 |
| Лекція 3 Теорія подібності | 31 |
| Лекція 4 Гідравлічний опір у трубах | 34 |
| Лекція 5 Рух тіл в рідинах | 40 |
| Лекція 6 Фільтрування суспензій | 47 |
| Лекція 7 Центрифугування | 57 |
| Лекція 8 Поділ газових сумішей | 64 |
| Лекція 9 Перекачування рідин насосами | 71 |
| Лекція 10 Стиснення, розрідження та переміщення газів | 79 |
| РОЗДІЛ II ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ | |
| Лекція 11 Основи теплопередачі у хімічному обладнанні | 88 |
| Лекція 12 Нагрівання, охолодження та конденсація | 95 |
| Лекція 13 Випаровування | 102 |
| РОЗДІЛ III МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ | |
| Лекція 14 Основи масопередачі | 114 |
| Лекція 15 Абсорбція | 123 |
| Лекція 16 Перегонка рідин | 134 |
| Лекція 17 Екстракція | 143 |
| Лекція 18 Адсорбція | 150 |
| Лекція 19 Сушіння матеріалів | 158 |
| Лекція 20 Кристалізація | 168 |
| РОЗДІЛ IV МЕХАНІЧНІ ТА ХОЛОДИЛЬНІ ПРОЦЕСИ | |
| Лекція 21 Механічні процеси | 178 |
| Лекція 22 Холодильні процеси | 191 |
| СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ | 203 |

ПЕРЕДМОВА

Сучасна хімічна промисловість характеризується значною різноманітністю перероблюваних речовин та їх фізичних властивостей, широким діапазоном умов проведення процесів і різною послідовністю операцій, які беруть участь у взаємодіях між речовинами. Разом з тим, технологічні процеси отримання різних хімічних продуктів у переважній більшості випадків є комбінаціями порівняно невеликого числа так званих типових (основних) процесів, незмінно присутніх у більшості хіміко-технологічних виробництв. Інженерна дисципліна «Гідромеханічні та тепло-масообмінні процеси хімічних технологій» яка є відгалуженням класичного курсу «Процеси і апарати хімічної технології», розглядає саме такі типові процеси, їх теоретичні основи, методи розрахунків і раціональне апаратурне оформлення. За цільовим призначенням і місцем у навчальних планах хіміко-технологічних спеціальностей даний курс пов'язує природничі дисципліни «Загальна фізика», «Вища математика» та «Фізична хімія» з курсами спеціальних хімічних технологій і дає здобувачам вищої освіти базову інженерну підготовку.

Природньо, що рамки даного видання не можуть вмістити в себе накопичену протягом багатьох років інформацію про існуючі процеси і апарати хімічної технології в багатьох галузях промисловості, тому в кінці конспекту наведено список літератури, який дає можливість глибше ознайомитися з кожною із них та знайти посилання на відомі дослідження в кожній області.

ВСТУП

Стан сучасної хімічної промисловості України

Хімічна промисловість виробляє продукцію, використовуючи хімічні методи переробки сировини й матеріалів. Важливість комплексу полягає в тому, що він використовує різноманітну сировину, характеризується істотними особливостями технологічних процесів, надзвичайно широким діапазоном застосування в національно-господарському комплексі та побуті його готової продукції і напівфабрикатів.

Почав формуватися хіміко-індустріальний комплекс України в кінці ХІХ ст. на Донбасі з підприємств, що виробляли соду (1898 р. – Слов'янський содовий завод). Заводи синтетичних матеріалів були побудовані перед Другою світовою війною. У 1932 р. став до ладу Горлівський азотнотуковий завод, у 1937 р. – Дарницький комбінат штучного шовку, завод пластмас у Харкові, у 1938 р. – Дніпродзержинський азотнотуковий комбінат і Красноперекопський бромний завод. У 50-х роках ХХ ст. швидко нарощувалися потужності з виробництва мінеральних добрив, а також соди, лугів, кислот. Особливо активно комплекс розвивався в 60–80 роки ХХ ст. Зараз хіміко-індустріальний комплекс України є одним з найпотужніших в Україні.

Хімічна індустрія виділяється надзвичайно широкою сировинною базою. Вона використовує нерудну мінеральну (хімічну) сировину із земних надр (калійні і кухонні солі, фосфорити, апатити, сірку), паливні мінеральні ресурси (нафту, природний газ, вугілля, сланці), відходи чорної і кольорової металургії, лісової, харчової та легкої промисловості. Використовуючи сировину з інших галузей, хімічна індустрія комбінується і кооперується з ними. Характерна для неї і концентрація виробництва, що здійснюється шляхом об'єднання підприємств або збільшенням потужностей технологічних ліній.

Окремі галузі хімічної промисловості мають свої специфічні особливості. Багато з них потребують великої кількості води для здійснення технологічних процесів (на виготовлення 1 т синтетичного волокна витрачається 5 тис. м³ води). Виробництво волокон є і досить трудомістким. Для інших галузей хімічної індустрії потрібна велика кількість палива чи електроенергії. Отже, галузі хімічної промисловості загалом належать до матеріаломістких, що зумовлюється великими затратами сировини на одиницю продукції (на 1 т капролактаму потрібно 8 т сировини). Тому, розвиток і розміщення галузей чи окремих виробництв хімічного комплексу зумовлюються дією різних факторів: сировинного, паливно-енергетичного, водного, споживчого, екологічного та ін.

Сучасний хімічний комплекс України включає підприємства таких галузей: хімічна промисловість (гірничо-хімічна промисловість, основна хімія,

промисловість хімічних волокон і ниток, промисловість синтетичних смол і пластмас, лакофарбова промисловість, промисловість синтетичних барвників), хіміко-фармацевтична промисловість, нафтохімічна промисловість (виробництво продуктів основного органічного синтезу, шинна, гумова галузі промисловості).

Основна функція підприємств гірничо-хімічної промисловості — видобуток гірничо-хімічної сировини: сірки, фосфатних і калійних солей, які використовуються для виробництва міндобриг і іншої продукції; кухонної солі, необхідної для виробництва кальцинованої і каустичної соди. Серед основних родовищ гірничо-хімічної сировини слід виділити Роздільське, Яворівське, Немирівське, Язівське родовища сірки, Калуське і Стебниківське родовища калійних солей, Бахмутське, Слов'янське, Артемівське, Роменське, Сиваське, Солотвинське родовища кам'яної солі, Кролевецьке та Ізюмське родовища фосфоритів.

Основна хімія в Україні спеціалізується на виробництві мінеральних добрив, кислот і солей. Кальциновану та каустичну соду виробляють у Слов'янську та Лисичанську, де є значні поклади кухонної солі, що є сировиною для даного виробництва. В 2004 р. в Україні було вироблено 210 тис. т. каустичної соди та понад 656 тис. т кальцинованої.

Калійні добрива випускаються в Калуші на концерні "Лукор"; на Стебницькому калійному заводі, виробництво орієнтується на сировину). Фосфорні добрива з привізних апатитів виробляють у районах бурякосіяння (Вінниця, Суми), а також Одесі і Костянтинівці. Незначна частка сировини видобувається на Кролевецькому та Ізюмському родовищах фосфоритів. Орієнтація на споживача є вигідною, оскільки з 1 т фосфоритів виходить 2 т добрив.

Азотно-тукова промисловість використовує коксівний та природний газ для отримання азотних; добрив. Тому найбільші її підприємства розміщені в Кам'янському, Горлівці, Сєверодонецьку, а також у районах споживання добрив (Рівне, Черкаси) на газопроводах. Річне виробництво складає 2,4 млн. т.

Виробництво сірчаної кислоти, через її погану транспортабельність, тяжіє до районів споживання продукції, тобто підприємств, що виробляють фосфорні та азотні добрива. Практично в кожному з центрів виробництва цих добрив налагоджено випуск сірчаної кислоти, але найбільше її виробляють у Рівному, Новому Роздолі. Костянтинівці, Кам'янському. В 2004 р. було вироблено понад 1,4 млн. т.

Промисловість органічного синтезу дає більшу частку продукції хімічного комплексу. Синтетичні матеріали створюють нову сировинну базу для промисловості, будівництва. Переважно вони дешевші й кращої якості від натуральних, хоч мають гірші гігієнічні властивості.

Хімія органічного синтезу охоплює заводи, що виробляють напівпродукти для отримання полімерів (Лисичанськ, Сєверодонецьк, Горлівка, Кам'янське,

Запоріжжя). Використовує галузь, в основному нафтогазову сировину, значно скоротилося зараз застосування відходів переробки деревини, сільськогосподарської сировини, а також вугілля.

Розміщення підприємств, що виробляють полімери, залежить, передусім від наявності вуглеводневої сировини, а також палива, електроенергії, води. Для деяких підгалузей важливим фактором розміщення є також трудові ресурси. Синтетичні смоли і пластмаси виробляють, переважно, на нафтохімічних комбінатах, азотно-тукових і хлорних заводах, тобто вони поєднуються з випуском інших хімічних продуктів. Найбільшими виробниками смол та пластмас є Донецьк, Северодонецьк, Запоріжжя, Кам'янське, Первомайськ та ін. Штучні (з целюлози) і синтетичні (з синтетичних смол) хімволокна виготовляють підприємства у Чернігові, Києві, Черкасах, Соколі (Львівська область).

Серед виробників, що переробляють полімери, виділяється випуск шин, що налагоджено на Дніпропетровському шинному заводі та Білоцерківському комбінаті шин та гумо-азбестових виробів. В останні роки виробництво шин становить 8 млн. шт. на рік.

Серед інших галузей хімічного комплексу важливими є лакофарбова (Дніпро, Львів, Одеса та ін.), промисловість синтетичних барвників (Рубіжне у Луганській області), хіміко-фармацевтична (Київ, Харків, Одеса, Львів), фотохімічна (Шосткинське об'єднання "Свема" у Сумській області з виробництва кіноплівки та Київська фабрика "Фотон").

У перспективі розвиток хімічного комплексу в Україні має здійснюватися на основі реконструкції і технічного переоснащення вже діючих підприємств. Для відновлення екологічно чистого довкілля у промислових вузлах і центрах потрібно здійснювати комплекс природоохоронних заходів, а можливо і перепрофілювання шкідливих виробництв, винесення окремих підприємств за межі міст.

Зміст та завдання курсу

Інтенсивний розвиток хімічної технології в кінці ХХ століття призвів до виникнення інженерної науки, яка узагальнила закономірності основних процесів і розробила методи розрахунків апаратів на основі їх раціональної класифікації. В результаті узагальнення виробничого досвіду почала розвиватися теорія процесів і апаратів хімічної технології. Розвиток науки про процеси і апаратах хімічної технології цього періоду пов'язаний з іменами професорів Л.Ф. Фокіна, К.Ф. Павлова, А.Г. Касаткіна, П.Г. Романкова, Н.І. Гельперина, А.Н. Плановського, В.В. Кафара, І.І. Чорнобильського.

У 1935 р. вперше було видано фундаментальний підручник для ВУЗів «Основні процеси та апарати хімічної технології» А.Г. Касаткіна, який витримав 9

видань і був перекладений на мови багатьох країн світу. А в 1947 році вийшло в світ перше видання навчального посібника «Приклади і задачі по курсу процесів і апаратів хімічної технології» К.Ф. Павлова, П.Г. Романкова і А.А. Носкова, яке витримало за 40 років 10 видань і перекладене на 12 іноземних мов.

У наступні десятиліття наука про процеси і апарати безперервно розвивалася. Її роль і значення в розробці на науковій основі апаратурно-технічного оснащення хімічних виробництв, їх інтенсифікації, а також у створенні нових виробництв постійно зростала. Значний внесок у цьому напрямку зроблено вітчизняними професорами: В.Н. Стабніковим, Г.Л. Аксельруд, Г.К. Гончаренко, В.Д. Пархоменко та ін.

У хімічних виробництвах вихідна сировина перетворюється у цільовий продукт в результаті хімічної взаємодії, яку супроводжують зміни фізико-хімічних властивостей, структури і агрегатного стану. Хімічне перетворення супроводжується фізичними, хімічними і тепловими процесами, які разом з хімічною реакцією складають хіміко-технологічний процес.

Хімічний процес, крім власне хімічної взаємодії, включає переміщення рідин і твердих матеріалів, подрібнення твердих тіл, зберігання, стиснення і переміщення газів, нагрівання та охолодження речовин, розділення рідких і газових неоднорідних сумішей, сушку і інші процеси. Таким чином, хімічні виробництва включають ряд типових фізичних і фізико-хімічних процесів, що характеризуються загальними закономірностями і протікають в аналогічних за принципом дії машинах і апаратах. Процеси і апарати, загальні для різних галузей хімічної технології, отримали назву основних або типових процесів і апаратів, а наука, що вивчає закономірності перебігу і методи розрахунку типових процесів і апаратів, – «процеси і апарати хімічної технології».

В курсі «Гідромеханічні та тепло-масообмінні процеси хімічних технологій» вивчають фізико-хімічну сутність і теорію процесів, характерних для всіх галузей хімічної технології, а також принципи вибору методів розрахунку апаратів, призначених для проведення цих процесів. Загальні принципи аналізу типових процесів хімічної технології полягають в тому, що спочатку на основі законів збереження маси і енергії визначаються матеріальні і енергетичні потоки. Потім знаходять рушійну силу процесу як міру відхилення стану даної системи від рівноваги і розраховують основні технологічні показники процесу. Ці розрахунки відносяться до статистики процесу. Далі розглядають кінетику процесу, яка тісно пов'язана з його апаратурним оформленням. Завершальною стадією є розрахунок основних розмірів апаратури. Таким чином, оволодіння цим курсом дозволяє вирішувати основні завдання теорії і практики хіміко-технологічних процесів:

- при проектуванні нових виробництв розробляти високоефективні і маловідходні технологічні схеми і обирати найбільш раціональні типи апаратів;

- при експлуатації діючих виробництв встановлювати оптимальні технологічні режими, підвищувати якість продукції, успішно вирішувати екологічні проблеми;
- при проведенні науково-дослідних робіт вивчати основні чинники, що визначають перебіг процесу, отримувати узагальнені залежності для їх розрахунку і ефективно впроваджувати результати досліджень у виробництво;
- виробляти технологічно грамотний і науково-обґрунтований розрахунок обраних апаратів, а також розробляти принципово нові методи розрахунку процесів і апаратів хімічної технології.

Класифікація основних хіміко-технологічних процесів і апаратів

Всі стадії технологічного процесу базуються на фундаментальних законах перенесення маси, імпульсу і енергії, а також закономірностях хімії, фізики, механіки та інших розділів науки і техніки. Це дозволяє класифікувати виробничі процеси отримання різних хімічних продуктів за принципом фізичної аналогії і виділити однотипні процеси, а також апарати для їх проведення. Класифікація основних процесів хімічної технології може бути також проведена на основі інших ознак:

- за способом організації;
- в залежності від зміни їх параметрів у часі;
- з розподілу часу перебування і пов'язаними з ним змінами в часі інших факторів, що впливають на процес.

Процеси хімічної технології поділяють в залежності від закономірностей, які характеризують їх перебіг, на п'ять основних груп: гідромеханічні, теплові, масообмінні, хімічні і механічні.

Гідромеханічні процеси – це процеси, швидкість яких визначається законами гідродинаміки. До них відносяться переміщення рідин, стиснення і переміщення газів, розділення рідких і газових неоднорідних систем, перемішування в рідких середовищах, псевдозрідження твердого зернистого матеріалу.

Теплові процеси протікають зі швидкістю, яка визначається законами теплопередачі. Вони включають нагрівання, охолодження реакційних мас, випарювання розчинів, конденсацію парів і ряд інших процесів, що протікають при підводі або відведенні тепла.

Масообмінні (дифузійні) процеси характеризуються переносом компонентів вихідної суміші всередині фази і з однієї фази в іншу за допомогою дифузії. Їх перебіг описується законами масопередачі. До цієї групи належать процеси абсорбції, перегонки, екстракції, кристалізації, адсорбції, сушки тощо.

Хімічні процеси протікають відповідно до законів хімічної кінетики, вони пов'язані з перетворенням речовин і зміною їх хімічних властивостей.

Механічні процеси – це подрібнення твердих тіл, транспортування, змішування і класифікація сипучих матеріалів, що підпадають під дію законів механіки твердих тіл. Особливу групу механічних процесів складають процеси переробки хімічних продуктів – пресування, лиття, екструзія тощо.

Відповідно до зазначеної класифікації хімічна апаратура поділяється на наступні групи:

- 1) гідромеханічні апарати;
- 2) теплообмінні апарати;
- 3) масообмінні апарати;
- 4) хімічні реактори;
- 5) машини та апарати для механічних процесів.

Умови протікання всіх процесів у значній мірі залежать від умов руху матеріальних потоків, що беруть в них участь. У зв'язку з цим, теоретичні основи таких процесів включають закони гідродинаміки. У ряді процесів, поряд з перенесенням речовини, відбувається перенесення теплоти (сушка, перенесення теплоти при безпосередньому контакті рідини і газу тощо). Такі суміщені процеси розглядаються як тепломасообмінні.

Об'єктом вивчення в курсі «Гідромеханічні та тепло-масообмінні процеси хімічних технологій» є лише фізичні процеси, тобто процеси, в яких не відбувається перетворення речовини, пов'язаних зі зміною їх хімічних властивостей. Хімічні процеси включають зазвичай в курс «Загальна хімічна технологія» або в спецкурси.

Процеси хімічної технології в залежності від способу організації діляться на **періодичні і безперервні**.

Періодичні процеси проводяться в апаратах, які працюють в циклічному режимі. Цикл починається з завантаження апарату вихідними речовинами. В апараті проводиться процес переробки, і через певний проміжок часу, достатній для закінчення процесу, готові продукти вивантажуються з апарату. Розвантаження апарату є закінченням циклу, який потім повторюється. Періодичні процеси характеризуються тим, що всі їх стадії протікають в одному місці, але в різний час.

Безперервні процеси здійснюються в умовах безперервної завантаження вихідних матеріалів в апарат і вивантаження продуктів переробки з апарату. Всі стадії безперервного процесу протікають одночасно, але в різних частинах технологічної установки.

У деяких випадках використовують комбіновані процеси, в яких окремі стадії проводяться періодично, а надходження сировини і вихід продуктів переробки здійснюється безперервно.

Організація виробництва за безперервно діючою схемою має ряд переваг: стабільність якості одержуваного продукту, відсутність втрат часу на завантаження

і вивантаження апаратів, компактність обладнання, зниження енергетичних втрат. Крім того, безперервні процеси легше піддаються автоматичному контролю і управлінню. З цих причин все великотоннажні виробництва організуються безперервно-діючими. Однак організація і розробка безперервного процесу складніша і вимагає більше часу. Це пов'язано з необхідністю врахування збільшення масштабу виробництва, умов перемішування, підведення або відведення тепла тощо.

Періодичні процеси застосовуються у виробництвах невеликого масштабу при отриманні окремих дослідних партій, великому асортименті продукції, що випускається.

Залежно від того, чи змінюються в часі параметри процесів (температура, тиск, швидкість потоку тощо), їх розділяють на **усталені** (стаціонарні) і **несталі** (нестационарні). Несталі процеси відбуваються, наприклад, в період пуску і зміни режиму роботи установок безперервної дії. У ряді випадків проведення процесів в несталому режимі виявляється більш ефективним, ніж у сталому.

Безперервні процеси відрізняються від періодичних за розподілом часу перебування частинок середовища в апараті. В періодично діючому апараті всі частинки середовища знаходяться однаковий час, в той час як в безперервно діючому апараті час перебування їх може значно різнитися. За цією ознакою реактори поділяють на дві теоретичні моделі: **ідеального витіснення** та **ідеального змішування**. У першому випадку всі наявні в апараті частинки рухаються в заданому напрямку без перемішування при рівномірному розподілі по всьому поперечному перерізу апарату. Час перебування частинок в апараті однаковий для всіх частинок. Рух частинок в цьому режимі подібний до руху твердого поршня, тому такі апарати називають апаратами ідеального витіснення.

У другому випадку частки матеріалу, що надходять в апарат, повністю перемішуються матеріалом, який міститься в ньому, рівномірно розподіляючись по всьому об'єму. Час перебування окремих частинок в апараті відрізняється. Такі апарати називаються апаратами ідеального змішування. Реальні безперервно діючі апарати є апаратами проміжного типу. У них час перебування частинок розподіляється більш рівномірно, ніж в апаратах ідеального змішування, але ніколи не вирівнюється, як в апаратах ідеального витіснення.

Більшість хіміко-технологічних процесів є багатостадійними і, зазвичай, включає кілька послідовних стадій. Часто одна зі стадій здійснюється значно повільніше інших, обмежуючи швидкість протікання всього процесу. У цьому випадку для того, щоб підвищити загальну швидкість процесу, доцільно впливати, насамперед, на **лімітуючу стадію**. Знання того, яка стадія даного процесу є лімітуючою, дозволяє спростити аналіз, опис та інтенсифікацію процесу.

Загальні принципи аналізу та розрахунку процесів та апаратів

Основними завданнями при розрахунку будь-якого хімічного апарату є визначення масових і енергетичних потоків, а також розмірів апарата, необхідних для забезпечення заданої продуктивності (або визначення продуктивності апарату по заданим розмірам). Матеріальні та енергетичні потоки, визначаються на основі матеріальних і енергетичних балансів. Розміри апарату – на основі даних про кінетику процесу.

Устрій і основні (габаритні) розміри апарата – довжина (висота), діаметр і площа поперечного перерізу – залежать від типу технологічного процесу і продуктивності. При цьому враховуються: характер процесу – гідравлічний, тепловий, дифузний або хімічний; кінетика процесу, спосіб проведення процесу (періодичний або безперервний, оскільки при безперервному процесі на число і розміри апаратів впливає структура потоків в апараті).

Для розрахунку габаритних розмірів апаратів використовують загальне співвідношення:

$$A = \frac{M}{\Delta \cdot K}, \quad (1)$$

где A – основний розмір апарату; M – кількість перероблюваного матеріалу в одиницю часу; Δ – рушійна сила процесу; K – коефіцієнт швидкості процесу.

Апарати періодичної дії повинні мати робочий об'єм, достатній для вміщення всієї кількості матеріалу, що переробляється за одну операцію. Робочий об'єм V_p визначають як добуток заданої продуктивності V на тривалість (час протікання) процесу τ :

$$V_p = V\tau. \quad (2)$$

За розрахованим робочим об'ємом апарату знаходять конструктивно прийнятні його розміри.

Число операцій, що проводяться для даної стадії виробництва за добу:

$$\alpha = \frac{V}{V_p}, \quad (3)$$

де V – продуктивність; V_p – робочий об'єм апарату, котрий завжди менший його повного об'єму V_n ($V_p = V_n \varphi$; φ – коефіцієнт заповнення апарату).

Число операцій, що проводяться в одному апараті за добу:

$$\beta = \frac{24}{\tau}. \quad (4)$$

Необхідна кількість апаратів:

$$n = \frac{\alpha}{\beta} = \frac{V\tau}{24V_p}. \quad (5)$$

Число апаратів з урахуванням необхідного резерву:

$$n_p = (1,1 - 1,15) \frac{V\tau}{24V_p}. \quad (6)$$

Для безперервно діючого апарату при відомих продуктивності V апарату, а також лінійній швидкості w середовища, що проходить через нього, площу поперечного перерізу S апарату знаходять із співвідношення:

$$S = \frac{V}{w}. \quad (7)$$

За величиною S визначають один з основних розмірів апарату. Наприклад, для апаратів циліндричної форми – діаметр $D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}$.

Для апаратів прямокутного перерізу – довжини сторін прямокутника a і b : $S = ab$.

Висота або довжина робочої частини апарату залежить від часу перебування в ньому оброблюваних речовин:

$$H_p = L_p = w\tau. \quad (8)$$

Робоча висота (або довжина) розраховується через робочий об'єм апарату:

$$H_p = \frac{V_p}{S}, \quad (9)$$

або через поверхню F , необхідну для проведення процесу:

$$H_p = \frac{F}{Sa}, \text{ оскільки } F = V_p a = H_p S a, \quad (10)$$

де a – поверхня, яка припадає на одиницю об'єму апарату (питома поверхня апарату), $\text{м}^2/\text{м}^3$.

При визначенні розмірів апаратів необхідно також враховувати і розміри робочих пристроїв цих апаратів, які розміщуються всередині них (сепаратори, трубні пучки, насадки тощо).

Системи вимірювання одиниць фізичних величин

Чисельні значення величин, що входять в математичне описання технологічного процесу, залежать від одиниць виміру цих величин. Сукупність взаємоузгоджених одиниць виміру становлять систему одиниць. У розрахунках можливе використання різних систем одиниць, однак, поєднання їх в одному і тому ж математичному виразі неприпустимо. Щоб уникнути помилок, рекомендується попередньо виразити одиниці виміру всіх величин в єдиній системі одиниць і лише потім приступати до розрахунків.

В даний час загальноприйнятою є Міжнародна система одиниць – СІ (System International), що базується на одиницях довжини l (м – метр) маси m (кг – кілограм) і часу τ (с – секунда). Для теплових вимірювань використовується одиниця температури t (К – градус Кельвіна).

В окремих випадках допускається використання систем МКГСС і СГС, а також деяких позасистемних одиниць виміру.

Система МКГСС (метр-кілограм-сила-секунда) відрізняється від системи СІ тим, що за основну величину замість маси прийнята сила, одиницею якої є

кілограм-сила (кгс або КГС). Відмінність системи СГС (сантиметр-грам-секунда) від системи СІ в тому, що за одиницю довжини прийнятий сантиметр (см), а за одиницю маси – грам (г).

Переведення одиниць вимірювання фізичних величин з однієї системи в іншу можна здійснювати, виходячи зі співвідношення між основними одиницями виміру:

$$1 \text{ м} = 100 \text{ см}; 1 \text{ кг} = 1000 \text{ г}; 1 \text{ кгс} = 9,81 \text{ Н}.$$

Так, наприклад:

$$1 \text{ Н} = 1 \frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{с}^2} = \frac{1000 \text{ г} \cdot 100 \text{ см}}{\text{с}^2} = 10^5 \frac{\text{г} \cdot \text{см}}{\text{с}^2} = 10^5 \text{ дин};$$

$$1 \text{ Дж} = 1 \text{ Н} \cdot \text{м} = \frac{1}{9,81} \text{ кгс} \cdot \text{м} = 0,102 \text{ кгс} \cdot \text{м};$$

$$1 \text{ сПз} = 0,01 \frac{\text{дН} \cdot \text{с}}{\text{см}^2} = 10^{-2} \frac{\text{г} \cdot \text{см} \cdot \text{с}}{\text{с}^2 \cdot \text{см}^2} = 10^{-2} \frac{\text{г}}{\text{см} \cdot \text{с}} =$$

$$= 10^{-2} \frac{10^{-3} \text{ кг}}{10^{-2} \text{ м} \cdot \text{с}} = 10^{-3} \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} \cdot \frac{\text{м} \cdot \text{с}}{\text{м} \cdot \text{с}} = 10^{-3} \frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{с}^2} \cdot \frac{\text{с}}{\text{м}^2} = 10^{-3} \frac{\text{Н}}{\text{м}^2} \cdot \text{с} = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Одиниці в системах СІ і МКГСС збігаються, якщо в число одиниць вимірювань величини не входять одиниці маси або сили. Якщо ж ці величини входять в число одиниць вимірювань, то для переходу від системи МКГСС до СІ необхідно помножити числове значення цієї величини на 9,81, а в одиницях вимірювань замінити кгс на Н. Множник 9,81 є коефіцієнтом переходу від кілограм-сили до ньютонів і вимірюється в Н/кгс або Дж/(кгс·м). Для зворотного переходу від СІ до системи МКГСС числове значення величини ділять на 9,81, а в одиницях виміру замінюють кг на кгс·с²/м (або Н відповідно на кгс).

З позасистемних одиниць в розрахунковій практиці найбільше розповсюдження отримали:

- одиниці тиску – технічна атмосфера (ат, 1кгс/см²); міліметр водяного стовпа (мм вод.ст.); міліметр ртутного стовпа (мм рт.ст.);
- одиниці енергії – ват-година (Вт·год); кіловат-година (кВт·год);
- одиниця кількості тепла – кілокалорія (ккал).

У тих випадках, коли окремі одиниці виявляються незручними, доцільно для запису числового результату розрахунку застосовувати кратні і частинні значення цих одиниць, які утворюються шляхом множення даної одиниці на число 10 в заданому ступені. При цьому, перед найменуванням величини пишуть приставки, що позначають відповідну кратність даної основної одиниці:

$$\text{мега (М)} = 1 \cdot 10^6; \text{кіло (к)} = 1 \cdot 10^3;$$

$$\text{деци (д)} = 1 \cdot 10^{-1}; \text{санти (с)} = 1 \cdot 10^{-2}; \text{мілі (м)} = 1 \cdot 10^{-3}; \text{мікро (мк)} = 1 \cdot 10^{-6}.$$

Розмірності й одиниці вимірювання фізичних величин відіграють важливу роль в розрахунках процесів і апаратів хімічної технології; без вказівки одиниць виміру інженерно-технічні розрахунки втрачають змістовність. Розмірність відображає фізичний смисл використовуваної величини, а одиниці вимірювання дозволяють оцінити і представити її порядок, без одиниць виміру така оцінка неможлива. Зіставлення розмірностей величин в ході теоретичного опису процесу може служити способом перевірки правильності математичних перетворень (якщо розмірності обох частин рівності і окремих їх складових не збігаються, це вказує на допущену помилку).

Для встановлення розмірності та одиниці виміру будь-якої величини використовують два способи:

1) на основі фізичного смислу самої величини; наприклад, швидкість – шлях, пройдений за одиницю часу, таким чином, одиниця виміру швидкості буде м/с;

2) виходячи з будь-якого теоретичного співвідношення, яке містить шукану величину, за умови, що одиниці вимірювання інших величин, які входять в це співвідношення відомі. Так, згідно до другого закону Ньютона, маса m виражена в кг, а прискорення вільного падіння g - в м/с². Звідси $[f] = [m] \cdot [g] = \text{кг} \cdot \frac{\text{м}}{\text{с}^2} = \text{Н}$.

З трьох основних одиниць систем (м-кг-с, м-кгс-с або см-г-с) утворюються всі похідні механічні одиниці, а на основі одиниці виміру температури – похідні одиниці для вимірювання теплових величин. Деякі часто використовувані в розрахунках похідні одиниці наведені в табл. 1, де вказані також значення перевідних множників для приведення одиниць систем МКГСС, СГС і позасистемних одиниць до відповідних одиниць СІ.

Таблиця 1 Одиниці виміру величин та множники для переведення у систему СІ

| Розрахункова величина | Система одиниць | Одиниця виміру | Множник для переведення у систему СІ |
|-----------------------|-----------------|---|--------------------------------------|
| Довжина | СІ | метр (m) | — |
| | МКГСС | метр (m) | — |
| | СГС | сантиметр (cm) | 10^{-2} |
| Маса | СІ | кілограм (kg) | — |
| | МКГСС | технічна одиниця маси (т.о.м.) $kgc \cdot c^2/m$ | 9,81 |
| | СГС | грам (g) | 10^{-3} |
| Сила | СІ | ньютон (N) | — |
| | МКГСС | кілограм-сила (kgc) | 9,81 |
| | СГС | дина ($дин$) | 10^{-5} |

| Розрахункова величина | Система одиниць | Одиниця виміру | Множник для переведення у систему СІ |
|-----------------------|----------------------|---|--------------------------------------|
| Тиск | СІ | ньютон на квадратний метр (N/m^2) | — |
| | МКГСС | кілограм-сила на квадратний метр ($кгс/m^2$) | 9,81 |
| | СГС | дина на квадратний сантиметр ($дин/cm^2$) | 10^{-1} |
| | Позасистемні одиниці | бар (<i>бар</i>) | 10^{-5} |
| | | технічна атмосфера (ат, $1 кгс/cm^2$) | $9,31 \cdot 10^{-3}$ |
| Робота, енергія | СІ | джоуль (<i>Дж</i>) | — |
| | МКГСС | кілограм-сила-метр ($кгс \cdot м$) | 9,81 |
| | СГС | ерг (<i>ерг</i>) | 10^{-7} |
| | Позасистемні одиниці | ватт-година (<i>Вт \cdot год</i>) | 3600 |
| | | кіловатт-година (<i>кВт \cdot год</i>) | $3,6 \cdot 10^6$ |
| Потужність | СІ | ват (<i>Вт</i>) | — |
| | МКГСС | кілограм-сила-метр за секунду ($кгс \cdot м/с$) | 9,81 |
| | СГС | ерг за секунду ($ерг/с$) | 10^{-7} |
| Кількість теплоти | СІ | джоуль (<i>Дж</i>) | — |
| | Позасистемна одиниця | кілокалорія (<i>ккал</i>) | 4190 |

Питання для самоперевірки

1. Стан сучасної хімічної промисловості України.
2. Зміст та завдання курсу.
3. Класифікація основних хіміко-технологічних процесів і апаратів.
4. Принципи розрахунку основних процесів та апаратів.
5. Системи вимірювання одиниць фізичних величин.

РОЗДІЛ І ГІДРОДИНАМІЧНІ ПРОЦЕСИ

Лекція 1

ГІДРОСТАТИКА

У гідростатиці вивчається рівновага рідин, що знаходяться в стані відносного або абсолютного спокою. Відносний спокій – це стан, при якому в рідині, що рухається, окремі частки не переміщуються одна відносно іншої. Відсутність такого переміщення дозволяє вважати будь-яку рідину в стані спокою ідеальною, оскільки сили внутрішнього тертя відсутні. У стані відносного спокою форма обсягу рідини не змінюється, і вона переміщується подібно до твердого тіла, як єдине ціле (наприклад, рідина в обертовому з постійною частотою барабані центрифуги). Рідина всередині нерухомої посудини знаходиться в стані абсолютного спокою відносно поверхні Землі. Незалежно від виду спокою на рідину діють сили тяжіння і тиску.

Якщо в рідині, що заповнює будь-яку відкриту зверху посудину, з'єднати між собою всі точки з однаковим тиском, то отримаємо так звану поверхню рівного тиску або поверхню рівня. На цю поверхню діють тільки сили тяжіння (власна вага рідини і атмосферний тиск), спрямовані по вертикалі, то поверхня рівня відповідно до властивості гідростатичного тиску буде горизонтальною. Верхня, прикордонна з атмосферою поверхня рідини називається **вільною**.

Гідростатичний тиск часто вимірюють висотою стовпа рідини, використовуючи відомий вираз $p = \gamma H = \rho g H$ (ρ – густина рідини, кг/м^3 ; g – прискорення сили тяжіння в точці вимірювання, м/с^2).

При цьому, висота стовпа рідини H носить назву **напору**. Напір буває **гідростатичним** і **п'єзометричним**. Під гідростатичним напором мають на увазі повний гідростатичний тиск рідини, узятий щодо якоїсь горизонтальної площини, названою площиною відліку, і виражений в лінійних одиницях. Під п'єзометричним напором розуміють перевищення в лінійних одиницях вільної поверхні рідини в **п'єзометричній** трубці над площиною відліку.

Напір є мірою питомої потенційної енергії рідини. Ця енергія відповідає роботі, що витрачається будь часткою рідини при падінні її, від даної точки до площини відліку.

Рівняння гідростатичної рівноваги

За аналогією з механікою твердого тіла умовою рівноваги, або спокою, будь-якої частинки рідини є рівність нулю алгебраїчної суми проєкцій сил, прикладених до будь-якої матеріальної точки об'єму рідини на осі прямокутної системи координат.

У загальному обсязі рідини, що перебуває у стані спокою (рис. 1.1), на яку діє та чи інша зовнішня масова сила (сила тяжіння, відцентрова сила) виділимо нескінченно малий паралелепіпед з гранями dx , dy і dz .

У загальному випадку тиск p в різних точках спочиваючої рідини буде різним:

$$p = f(x, y, z).$$

Для встановлення умови рівноваги необхідно визначити зв'язок між тиском і координатами точок, а також величиною зовнішньої масової сили. При цьому масові сили, що діють в напрямку осей координат, виразимо через поодинокі масові сили, густину рідини і обсяг паралелепіпеда:

$$dv = dx \cdot dy \cdot dz.$$

По напрямку осі ox сума проєкцій діючих сил:

$$pdydz - \left(p + \frac{dp}{dx} dx\right) dydz + \rho X dx dy dz = 0.$$

Аналогічно у напрямку осей oy і oz :

$$pdx dz - \left(p + \frac{dp}{dy} dy\right) dx dz + \rho Y dx dy dz = 0;$$

$$pdx dy - \left(p + \frac{dp}{dz} dz\right) dx dy + \rho Z dx dy dz = 0.$$

В результаті нескладних математичних перетворень отримаємо систему рівнянь, які носять назву **диференціальних рівнянь рівноваги Ейлера**:

$$\frac{\partial p}{\partial x} = \rho X; \quad \frac{\partial p}{\partial y} = \rho Y; \quad \frac{\partial p}{\partial z} = \rho Z. \quad (1.1)$$

Якщо рідина перебуває в полі сили тяжіння, то $X = 0$ і $Y = 0$, оскільки сила тяжіння діє лише у напрямку осі oz , і система рівнянь (1.1) набуває вигляду:

$$\frac{\partial p}{\partial x} = 0; \quad \frac{\partial p}{\partial y} = 0; \quad \frac{\partial p}{\partial z} = -\rho g, \quad (Z = -g).$$

Для рідини, що обертається в барабані центрифуги:

$$\frac{\partial p}{\partial x} = \rho \omega^2 R; \quad \frac{\partial p}{\partial y} = \rho \omega^2 R; \quad \frac{\partial p}{\partial z} = -\rho g,$$

де $\omega^2 R$ – відцентрове прискорення.

Якщо всі члени рівностей (1.1) помножити відповідно на dx , dy і dz , а потім скласти отримані рівняння, то отримаємо **основне рівняння гідростатики**:

$$dp = \rho(Xdx + Ydy + Zdz), \quad (1.2)$$

оскільки сума $\frac{\partial p}{\partial x} dx + \frac{\partial p}{\partial y} dy + \frac{\partial p}{\partial z} dz$ дорівнює повному диференціальному тиску dp .

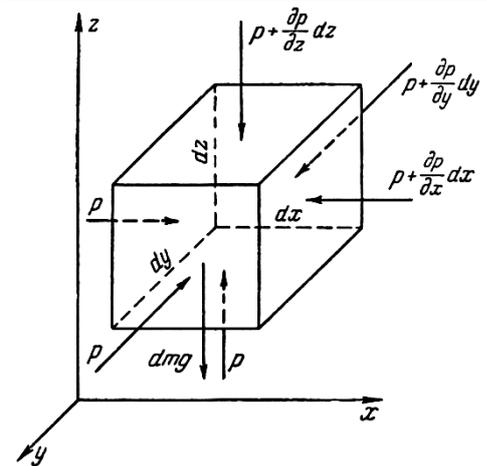


Рисунок 1.1 – До виводу диференційного рівняння рівноваги Ейлера

Рівняння (1.2) виражає закон розподілу тиску всередині рідини, що знаходиться в спокої. У випадку, коли рідина знаходиться під дією лише однієї масової сили – сили тяжіння, для будь-якої точки її обсягу A (рис. 1.2) відповідно до рівняння (1.2) можна записати:

$$dp = -\rho g dz, \quad (1.3)$$

оскільки X і Y дорівнюють нулю.

Інтегруючи це рівняння в межах, зазначених на малюнку 1.3:

$$\int_{p_0}^p dp = -\rho g \int_{z_0}^z dz \text{ або } p - p_0 = \rho g(z_0 - z), \quad (1.4)$$

де $z_0 - z = h$ – глибина занурення точки A або п'єзометрична висота;

ρgh – тиск, обумовлений вагою самої рідини (надлишковий тиск).

Тоді

$$p = p_0 + \rho gh. \quad (1.5)$$

З рівняння (1.5) випливає, що абсолютний тиск в точці A дорівнює сумі поверхневого тиску p_0 і надлишкового тиску ρgh . Це вираз відомий як **закон Паскаля**.

Якщо посудина відкрита, то ($p_{\text{атм}}$ – атмосферний тиск) і рівняння (1.5) приймає вигляд

$$p = p_{\text{атм}} + \rho gh. \quad (1.6)$$

Тиск рідини на дно і стінки судини

Відповідно до закону Паскаля гідростатичний тиск на рівні горизонтального дна посудини при висоті рідини в посудині, що дорівнює H , становить

$$p = p_0 + \rho gH. \quad (1.7)$$

Звідси випливає, що абсолютний тиск p на горизонтальне дно не залежить від форми судини і обсягу рідини в ній. При даній густині рідини він визначається лише висотою стовпа рідини H і зовнішнім тиском p_0 .

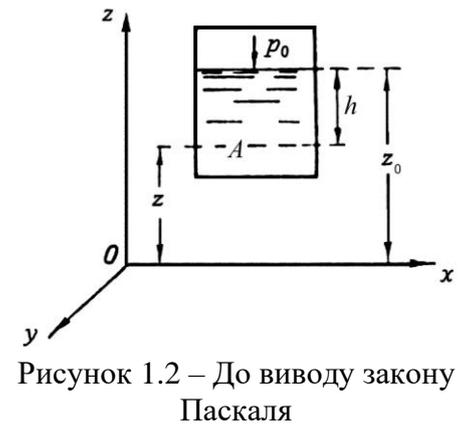
Сила тиску рідини $P_{\text{ж}}$ на дно посудини залежить від її площі F :

$$P_{\text{ж}} = \rho gHF. \quad (1.8)$$

Загальна сила тиску на дно судини

$$P = (p_0 + \rho gH)F. \quad (1.9)$$

Зовнішній тиск p_0 передається рідиною кожному елементу поверхні стінки однаково, тому рівнодіюча зовнішнього тиску прикладена в точці центру тяжіння поверхні стінки. Тиск ваги рідини на стінку не однакою по висоті: чим глибше розташований елемент стінки, тим більший тиск ваги рідини діє на нього. Тому центр тиску рідини на вертикальну стінку розташований завжди нижче центру ваги змоченої поверхні стінки.



Сила повного гідростатичного тиску на плоску стінку дорівнює добутку гідростатичного тиску в центрі ваги цієї стінки і її площі:

$$P = (p_0 + \rho g h_{\text{ц}})F, \quad (1.10)$$

де $h_{\text{ц}}$ – відстань від верхнього рівня рідини до центру ваги змоченої поверхні стінки; вона залежить від геометричної форми стінки.

Сила надлишкового тиску (власне рідини) $P_{\text{надл}}$ на стінку $P_{\text{надл}} = \rho g h_{\text{ц}} F$.

Точка докладання сил P і $P_{\text{надл}}$ називається центром тиску $h_{\text{д}}$ і може бути визначена відповідно до законів теоретичної механіки через момент інерції змоченої поверхні стінки

$$h_{\text{д}} = h_{\text{ц}} + \frac{J_x}{h_{\text{ц}} F}, \quad (1.11)$$

де J_x – момент інерції стінки щодо осі ox .

Для прямокутної стінки при рівні рідини в посудині, рівному H , і ширині стінки B

$$h_{\text{ц}} = \frac{H}{2}; \quad F = BH; \quad J_x = \frac{BH^3}{12}.$$

$$\text{Отже, } h_{\text{д}} = \frac{H}{2} + \frac{H}{6} = \frac{2}{3}H.$$

Практичне використання законів гідростатики

Застосувавши закон Паскаля до сполучених посудин, можна прийти до наступних висновків. Якщо судини (рис. 1.3 а) заповнені однорідною рідиною (однакової щільності), то при рівновазі тиск в точці 0 може бути виражено:

$$p = p_0 + \rho g z_1 \quad \text{або} \quad p = p_0 + \rho g z_2,$$

тобто, у сполучених судинах однорідна рідина знаходиться на однаковому рівні.

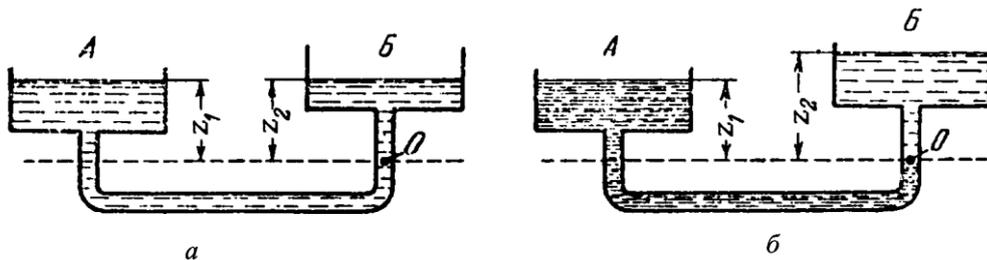


Рисунок 1.3 – Сполучені судини, заповнені рідиною:
а – однакової густини; б – різної густини

При заповненні судин рідинami з різною щільністю (рис 1.3 б) в умовах рівноваги тиск в точці буде $p = p_0 + \rho_1 g z_1$ або $p = p_0 + \rho_2 g z_2$.

Отже $\rho_1 z_1 = \rho_2 z_2$, тобто

$$\frac{z_1}{z_2} = \frac{\rho_2}{\rho_1}. \quad (1.12)$$

Співвідношення (1.12) вказує на те, що висоти рівнів рідини, які вимірюються від поверхні розділу, обернено пропорційні щільності рідин. Цей принцип використовується для вимірювання рівня рідини в закритих апаратах за допомогою водомірного скла, в рідинних манометрах.

Якщо сполучені судини заповнені однаковою рідиною, але тиск над рівнем рідини в них різний – p_1 і p_2 , то

$$\begin{aligned} \rho_1 z_1 &= \rho_2 z_2 \\ p_1 + \rho g z_1 &= p_2 + \rho g z_2, \\ \text{звідки} \quad z_1 - z_2 &= \frac{p_1 - p_2}{\rho g}. \end{aligned}$$

Останній вираз використовується при вимірюванні тиску або різниці тисків між різними точками за допомогою диференціальних U -образних манометрів. Цей же принцип використовується для визначення висоти гідравлічного затвору в апаратах, заповнених рідиною (рис. 1.4). На малюнку наведено посудину, заповнену двома рідинами з густиною ρ_1 і ρ_2 ; рівень їх поділу на глибині z_1 необхідно підтримувати в процесі роботи постійним за допомогою гідрозатвору, що представляє собою U -образну трубку, приєднану знизу (на виході рідини з апарата).

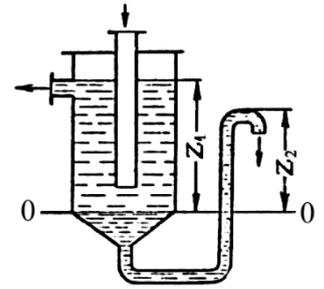


Рисунок 1.4 – До визначення висоти гідравлічного затвору

Відповідно до рівняння (1.12) висота гідравлічного затвору при однаковому тиску над рідиною всередині апарату і на виході із затвора

$$z_2 = z_1 \frac{\rho_1}{\rho_2}. \quad (1.13)$$

На використанні даного рівняння гідростатики заснована робота таких найпростіших гідравлічних машин, як гідравлічний прес, мультиплікатор (для підвищення тиску), домкрат, підйомник та ін.

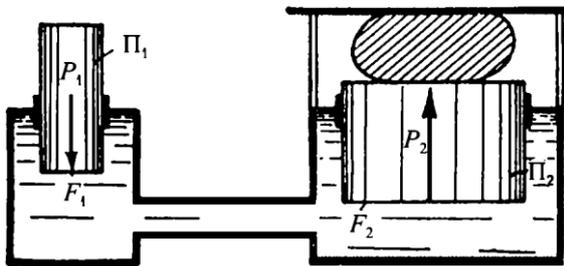


Рисунок 1.5 – Схема гідравлічного преса поршень П1, має площу F_1 , прикладена сила P_1 , то ця сила буде передаватися на рідину; рідина ж буде тиснути на поршень П2, має площу F_2 , з силою P_2

$$P_2 = P_1 \frac{F_2}{F_1}, \quad (1.14)$$

оскільки гідростатичні тиски в точках F_1 і F_2 практично однакові:

$$\frac{P_1}{F_1} = \frac{P_2}{F_2} = p. \quad (1.15)$$

З рівняння (1.16) випливає, що за допомогою преса сила P_1 збільшується у стільки разів, у скільки площа F_2 більше площі F_1 .

Питання для самоперевірки

1. Основи гідростатики.
2. Диференціальне рівняння Ейлера.
3. Основне рівняння гідростатики та його практичне використання.
4. Як застосовуються закони гідростатики на практиці?
5. Принцип дії манометрів.

Лекція 2

ГІДРОДИНАМІКА

Основним завданням гідродинаміки є встановлення закономірностей, що визначають рух потоку рідини, а також його окремих частинок.

При розгляді руху рідини розрізняють **зовнішнє** і **внутрішнє** завдання. У першому випадку заданий потік, потрібно знайти гідродинамічні характеристики потоку. До числа гідродинамічних характеристик потоку відносяться швидкість і гідродинамічний тиск.

У випадку ідеальної рідини гідродинамічний тиск має той же зміст і володіє тими ж властивостями, що і гідростатичний тиск p . Гідростатичний тиск в'язкої рідини залежить від просторової орієнтації майданчика, на яку він діє, тому при аналізі руху в цьому випадку використовують середньоарифметичне значення:

$$p = \frac{1}{3}(p_x + p_y + p_z). \quad (2.1)$$

Крім сил, що діють на рідину, яка знаходиться в стані спокою, в гідродинаміці з'являються додатково сили інерції і тертя. Останні є причиною нерівності швидкостей w в різних точках одного і того ж поперечного перерізу потоку. Крім того, для однієї і тієї ж точки простору p і w можуть змінюватися в часі τ .

Зазначені причини призводять до складних функціональних залежностей:

$$\begin{aligned} w_x &= f_1(x, y, z, \tau); \\ w_y &= f_2(x, y, z, \tau); \\ w_z &= f_3(x, y, z, \tau); \\ p &= f_4(x, y, z, \tau), \end{aligned}$$

где w_x, w_y, w_z – проекції швидкості w на осі координат.

Розрізняють такі види руху рідини: сталий і несталий, рівномірний і нерівномірний, напірний і безнапірний. Якщо в будь-якій точці потоку рідини всі фактори, що впливають на його рух (швидкість, тиск, температура, щільність тощо) не змінюються в часі, то рух потоку називають **сталім**. При **несталому** русі зазначені фактори змінюються в часі. Усталені умови руху рідини характерні для неперервних технологічних процесів, несталі – для періодичних або виникають короткочасно при пусках, зупинках, а також зміни режиму роботи апаратів безперервної дії.

Для кожної частинки рухомої рідини зміна її параметрів в часі і в просторі виражається повною похідною за часом, яку називають субстанціональною похідною. Інакше кажучи, субстанціональна похідна характеризує зміну будь-якого параметра u або властивості матерії (субстанції) в часі при переміщенні матеріальних частинок у просторі. Зміна u за одиницю часу у фіксованій точці простору $(x, y, z) = \text{const}$ виражається частковою похідною, а зміна u в даній точці за нескінченно малий проміжок часу складе $\frac{\partial u}{\partial \tau} d\tau$. Ця величина є місцевою, або локальною,

змінною даної змінної. При переході частки з однієї точки в іншу значення u змінюється на величину $du = \frac{\partial u}{\partial x} dx + \frac{\partial u}{\partial y} dy + \frac{\partial u}{\partial z} dz$, яка характеризує конвективну зміну параметра u .

При сталому русі рідини локальна складова відсутня, і субстанціональна похідна приймає вигляд:

$$\frac{du}{d\tau} = \frac{\partial u}{\partial x} \frac{dx}{d\tau} + \frac{\partial u}{\partial y} \frac{dy}{d\tau} + \frac{\partial u}{\partial z} \frac{dz}{d\tau}, \quad (2.2)$$

оскільки

$$\frac{dx}{d\tau} = w_x; \quad \frac{dy}{d\tau} = w_y; \quad \frac{dz}{d\tau} = w_z,$$

в результаті

$$\frac{du}{d\tau} = \frac{\partial u}{\partial x} w_x + \frac{\partial u}{\partial y} w_y + \frac{\partial u}{\partial z} w_z \quad (2.3)$$

Для неусталеного руху повна зміна u є сумою локальної і конвективної змін:

$$\frac{du}{d\tau} = \frac{\partial u}{\partial \tau} + \frac{\partial u}{\partial x} w_x + \frac{\partial u}{\partial y} w_y + \frac{\partial u}{\partial z} w_z. \quad (2.4)$$

Видами сталого руху рідини є **рівномірний** і **нерівномірний** рух потоку. Під рівномірним розуміють такий рух, коли потік рідини по всій його довжині має однакові живі перерізи і швидкості у відповідних точках цих перерізів. Прикладом рівномірного руху є рух рідини в циліндричній трубі постійного перерізу. При відсутності хоча б одного із зазначених умов рух буде нерівномірним. Такий рух може бути в конічній трубі або в каналі, що розширюється (звужується).

Безнапірним називається такий рух, коли рідина має вільну, тобто відкриту і таку, що знаходиться під атмосферним тиском, поверхню. При відсутності такої поверхні рух називають **напірним**. Прикладом безнапірного руху є рух води в річці чи каналі, а також трубі, перетин якої не повністю заповнений рідиною. При напірному русі перетин труби повністю заповнюється рідиною.

Для характеристики руху потоку рідини введено поняття площі **живого перетину**, під якою розуміють площу перетину потоку, перпендикулярну напрямку руху. До елементів живого перетину потоку відносяться площа F , змочений периметр Π , гідравлічний радіус R_r .

Площа живого перетину F потоків може бути різної геометричної форми. Живий перетин може обмежуватися твердими стінками повністю або частково, коли частина його торкається з вільною поверхнею рідини. **Змочений периметр** Π являє собою суму лінійних розмірів тієї частини периметра поперечного перерізу каналу (труби), яка змочується рідиною. **Гідравлічний радіус** R_r – відношення площі живого перетину до змоченого периметру

$$R_r = \frac{F}{\Pi}. \quad (2.5)$$

Для рідини, яка знаходиться в круглій трубі:

$$F = \frac{\pi d^2}{4}; \quad \Pi = \pi d; \quad R_r = \frac{d}{4} = \frac{r}{2}$$

(d – діаметр труби; r – радіус труби).

Для округлого перетину потоку гідравлічний радіус чисельно дорівнює половині геометричного радіусу труби або чверті її діаметра. При однаковій площі живого перетину круга форма в порівнянні з іншими має найменший периметр.

Гідравлічний радіус є одним з найважливіших понять гідравліки. Замість гідравлічного радіусу в гідравліці іноді користуються поняттям **гідравлічного** або **еквівалентного діаметра** $d_{\text{екв}}$, який являє собою умовний діаметр живого перетину потоку будь-якої геометричної форми, що знаходиться в гідравлічно рівних умовах з круглим перетином діаметром d :

$$d_{\text{екв}} = 4R_{\Gamma} = \frac{4F}{\Pi}. \quad (2.6)$$

Кількість рідини, що протікає через живий переріз в одиницю часу, носить назву **витрати рідини**. Кількість рідини може бути виражена в масових або об'ємних одиницях:

$m = Fw\rho$ – масова витрата рідини;

$V = Fw$ – об'ємна витрата рідини,

де w – середня швидкість потоку $w_{\text{ср}}$ в даному живому перерізі, тобто швидкість, з якою повинні рухатися всі частинки рідини через плоский переріз площею F , щоб витрата всього потоку дорівнювала витраті, що відповідає дійсним швидкостям цих частинок: $w_{\text{ср}} = \frac{V}{F}$.

Існує два принципово різних режими руху в'язкої рідини: ламінарний і турбулентний. **Ламінарний режим** течії спостерігається при малих швидкостях руху або великій в'язкості рідини. При цьому частинки рідини рухаються в одному напрямку паралельно одна одній, не перемішуючись. По перетину трубопроводу швидкості частинок змінюються за параболічним законом (рис. 2.1, а). Біля стінки труби швидкість дорівнює нулю, по осі – максимальна.

Турбулентний режим спостерігається при великих швидкостях руху рідини. Частинки рідини при цьому рухаються безладно по пересічним напрямкам. В кожній точці потоку відбуваються пульсації швидкості відносно деякої середньої величини. Профіль розподілу швидкостей більш плоский в порівнянні з ламінарним режимом (рис. 2.1, б)

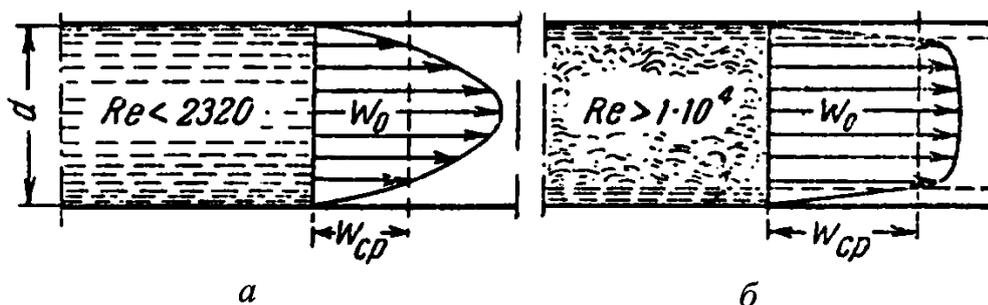


Рисунок 2.1 – Розподіл швидкостей при ламінарному (а) і турбулентному (б) русі рідини в трубі

Режим руху рідини характеризується безрозмірним **числом Рейнольдса** Re , яке для труби будь-якого перетину дорівнює

$$Re = \frac{4R_r w}{\nu} = \frac{d_{екв} w}{\nu}, \quad (2.7)$$

де R_r – гідравлічний радіус; w – середня швидкість руху рідини; ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості; $d_{екв}$ – еквівалентний діаметр.

Для труби круглого перетину

$$Re = \frac{wd}{\nu} = \frac{wd\rho}{\mu} \quad (2.8)$$

(d – діаметр трубопроводу; ρ і μ – густина і динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, відповідно).

Межа між ламінарним і турбулентним режимами руху рідини визначається критичним числом Рейнольдса $Re_{кр}$. При $Re < Re_{кр}$ рух ламінарний, а при $Re > Re_{кр}$ – турбулентний. Значення $Re_{кр}$ можуть коливатися в досить широких межах в залежності від багатьох факторів: умов входу в трубу, шорсткості стінок труби, типу і температури рідини тощо. Причому Re при переході від ламінарного до турбулентного руху більше, ніж при зворотному переході. Експериментальним шляхом було встановлено, що зміна режимів течії рідини в циліндричних трубах круглого перерізу відбувається при $Re_{кр} = 2300$. Турбулентний рух стає цілком стійким тільки при $Re \geq 10000$. При $2300 < Re < 10000$ рух нестійкий і обидва види руху можуть проявлятися спільно і легко переходити один в інший.

Рівняння динамічної рівноваги рідини

При вивченні законів рівноваги та руху рідин в гідродинаміці рідину розглядають як безперервно розподілену в просторі суцільну середу. Баланс діючих в потоці рідини сил виражається у випадку руху ідеальної рідини рівняннями Ейлера, а в разі руху реальної рідини – рівняннями Нав'є-Стокса. На відміну від рівнянь статичної рівноваги ідеальної рідини рівняння динамічної рівноваги рідини повинні включати в себе сили інерції. Тоді відповідно до принципу д'Аламбера стосовно елементарного прямокутного паралелепіпеду, виділеного зі сталого потоку ідеальної рідини, ввівши сили інерції, віднесені до одиниці маси, отримаємо:

$$\frac{\partial p}{\partial x} = \rho X - \rho \frac{dw_x}{d\tau}; \quad \frac{\partial p}{\partial y} = \rho Y - \rho \frac{dw_y}{d\tau}; \quad \frac{\partial p}{\partial z} = \rho Z - \rho \frac{dw_z}{d\tau}, \quad (2.9)$$

де $\frac{dw_x}{d\tau}$; $\frac{dw_y}{d\tau}$; $\frac{dw_z}{d\tau}$ – компоненти сил інерції.

Знак «мінус» вказує на розбіжність напрямку дії сили з напрямком осі координат. Оскільки $\frac{dw}{d\tau} = \frac{dw}{dx} \frac{dx}{d\tau} = \frac{dw^2}{2dx}$, то рівності (2.9) можуть бути представлені у наступному вигляді:

$$\frac{\partial p}{\partial x} = \rho X - \rho \frac{dw_x^2}{2dx}; \quad \frac{\partial p}{\partial y} = \rho Y - \rho \frac{dw_y^2}{2dy}; \quad \frac{\partial p}{\partial z} = \rho Z - \rho \frac{dw_z^2}{2dz}. \quad (2.10)$$

Рівняння (2.10), вперше введені Ейлером, називають **диференціальними рівняннями Ейлера для гідродинаміки**. За аналогією з рівнянням (1.2), помноживши всі члени рівнянь (2.10) відповідно на dx , dy , dz і склавши їх, отримаємо:

$$dp = \rho(Xdx + Ydy + Zdz) - \rho \frac{dw^2}{2}. \quad (2.11)$$

У разі руху потоку реальної рідини виникають додаткові сили тертя. В обсязі того ж нескінченно малого паралелепіпеда у напрямку кожної з трьох осей на протилежні грані, відповідно до закону Ньютона, діють сили тертя, рівні

$$-\mu f \frac{\partial w}{\partial n} \quad \text{і} \quad \mu f \left(\frac{\partial w}{\partial n} + \frac{\partial^2 w}{\partial n^2} dn \right),$$

де f – площа грані паралелепіпеда, n – нормаль до напрямку руху потоку.

Рівнодіюча для кожної пари граней при одномірному русі дорівнює $\mu f \frac{\partial^2 w}{\partial n^2} dn$. З урахуванням тривимірного руху рівняння динамічної рівноваги для потоку реальної рідини приймають вид:

$$\begin{aligned} \frac{\partial p}{\partial x} &= \rho X - \rho \frac{dw_x^2}{2dx} + \mu \left(\frac{\partial^2 w_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} \right); \\ \frac{\partial p}{\partial y} &= \rho Y - \rho \frac{dw_y^2}{2dy} + \mu \left(\frac{\partial^2 w_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_y}{\partial z^2} \right); \\ \frac{\partial p}{\partial z} &= \rho Z - \rho \frac{dw_z^2}{2dz} + \mu \left(\frac{\partial^2 w_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_z}{\partial z^2} \right). \end{aligned} \quad (2.12)$$

У гідравліці рівняння (2.12) носять назву **рівнянь Нав'є-Стокса**. Вони пов'язують всі сили, що діють в потоці в'язкої рідини. Однак рішення цих рівнянь аналітичним шляхом неможливо, тому в гідравліці використовують рівняння руху ідеальної рідини, вносячи в них поправочні коефіцієнти, що враховують фізичні особливості реальних рідин.

Основні рівняння гідравліки

Для вирішення практичних завдань в технічній механіці рідини використовуються більш прості залежності, які, тим не менш, мають досить загальний характер. До числа таких основних рівнянь гідравліки відносяться:

- рівняння нерозривності (суцільності) потоку: рівняння балансу витрати рідини;
- рівняння енергетичного балансу потоку рідини: рівняння Бернуллі;
- рівняння балансу кількості руху.

Ці три рівняння складають основну теоретичну базу технічної гідродинаміки.

При русі потоку рідини зазвичай відбуваються зміни не тільки швидкості частинок, але і її фізичних властивостей – густини, в'язкості, які у свою чергу будуть залежати від температури і тиску. При несталому русі фізичні властивості змінюються не тільки в просторі, але і в часі. Наприклад, $w = f(x, y, z, \tau)$.

В нескінченно малий паралелепіпед, обсяг якого $dv = dx dy dz$, за час τ вздовж осі x надійде через грань $dy dz$ кількість маси рідини, рівна $\rho w_x dy dz$. За той же час з протилежної грані паралелепіпеда на відстані $x + dx$ вийде кількість рідини, рівна $\left[\rho w_x + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} dx \right] dy dz d\tau$.

Зміна маси рідини в обсязі паралелепіпеда в напрямку осі x складе:

$$\rho w_x dx dy dz d\tau - \left(\rho w_x + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} \right) dx dy dz d\tau = \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} dx dy dz d\tau.$$

Аналогічно у напрямку осей y і z ця зміна складе відповідно

$$\frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} dx dy dz d\tau \text{ і } \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} dx dy dz d\tau.$$

Згідно до закону збереження маси за час dt сумарна зміна маси рідини за всіма трьома напрямками в обсязі паралелепіпеда dv має дорівнювати $\frac{\partial \rho}{\partial \tau} dx dy dz d\tau$. Після нескладних математичних перетворень отримуємо рівняння нерозривності:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = 0. \quad (2.13)$$

Для сталого потоку $d\rho/d\tau = 0$ і рівняння нерозривності в диференціальній формі набуває вигляду:

$$\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = 0. \quad (2.14)$$

У потоці нестисливої рідини $\rho = \text{const}$ і рівняння (1.35) спрощується:

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0. \quad (2.15)$$

Для одновимірного невстановленого потоку стискається рідини, спрямованого уздовж осі x і проходить через перетин f , рівняння нерозривності можна уявити у вигляді

$$\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} f + \frac{\partial \rho}{\partial \tau} f = 0. \quad (2.16)$$

Тоді для сталого потоку

$$\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} f = 0 \text{ або } \rho w_x f = \text{const}. \quad (2.17)$$

В кожному перерізі потоку витрата рідини залишається постійною, тобто:

$$V = \rho_1 w_1 f_1 = \rho_2 w_2 f_2 = \dots = \rho_n w_n f_n. \quad (2.18)$$

Звідси випливає, що швидкості обернено пропорційні площам живих перетинів потоку.

Скориставшись рівнянням (2.11), можна знайти зв'язок між тиском, швидкістю і щільністю рідини в будь-якому перерізі усталеного потоку рідини. Оскільки рух потоку відбувається під дією лише сили тяжіння, то $X = 0$, $Y = 0$, а $Z = -g$. В цьому випадку рівняння (2.11) набуває вигляду

$$dp = -\rho g dz - \rho \frac{dw^2}{2} \text{ або } \frac{dp}{\rho g} + dz + \frac{dw^2}{2g} = d \left(\frac{p}{\rho g} + z + \frac{w^2}{2g} \right) = 0,$$

звідки
$$\frac{p}{\rho g} + z + \frac{w^2}{2g} = \text{const}. \quad (2.19)$$

Вираз (2.19) є **рівнянням Бернуллі** для сталого потоку ідеальної рідини. Кожен доданок рівняння являє собою питому енергію в даному перерізі потоку: $\frac{p}{\rho}$ – питома енергія тиску; z – питома енергія положення; $\frac{w^2}{2g}$ – питома кінетична енергія.

Перші два доданка рівняння Бернуллі виражають потенційну енергію рідини, а в сумі всі три види питомої енергії складають повну питому енергію потоку рідини в даному перерізі. Таким чином, згідно з рівнянням Бернуллі, повна питома енергія ідеальної рідини в будь-якому перерізі потоку є величиною постійною.

Зміна кількості руху в часі, тобто його похідна за часом дорівнює результуючій всіх сил, прикладених до маси. При сталому русі будь-якої обмеженої маси рідини зміна її кількості руху виникає тільки внаслідок переміщення її кордонів. Тому для визначення зміни кількості руху досить знати тільки те, що відбувається на межах виділеної частини потоку рідини. Так, наприклад, на одній межі потоку за проміжок часу через перетин площею f_1 зміна маси рідини становить $dm_1 = \rho f_1 w_1 dt$, на іншій межі потоку з перетином площею f_2 за цей час $dm_2 = \rho f_2 w_2 dt$ (w_1 і w_2 – швидкості течії рідини в цих перетинах). Внаслідок нерозривності потоку $dm_1 = dm_2 = dm$. Зміна кількості руху за час dt у першого перетину $\frac{dm}{dt} w_1 = \rho f_1 w_1^2$, у другого $\frac{dm}{dt} w_2 = \rho f_2 w_2^2$. Сумарну зміну кількості руху, віднесеного до одиниці часу, слід прирівняти до результуючої всіх зовнішніх сил, що діють на даний відрізок потоку, оскільки результуюча внутрішніх сил при сталому потоці дорівнює нулю.

Замість змін кількості руху в гідравліці використовують відповідні їм сили такої ж абсолютної величини, але протилежно спрямовані. Це дає можливість вирішувати практичні завдання для ряду випадків. У загальному вигляді **рівняння балансу кількості руху**:

$$\frac{dm}{dt} (w_1 - w_2) = \rho (f_1 w_1^2 - f_2 w_2^2) = G + P_{\text{тр}} + P + R_{\text{ст}}, \quad (2.20)$$

де G – сила власної ваги рідини, $P_{\text{тр}}$ – сила зовнішнього тертя; P – сила гідродинамічного тиску, $R_{\text{ст}}$ – сила тиску рідини на бічні стінки, що обмежують потік.

Теорія руху рідини по трубах

Переміщення рідин і газів здійснюється в основному по трубопроводах. Потік речовини всередині трубопроводу створюється за рахунок різниці тисків або напорів на кінцях трубопроводу.

Розподіл швидкостей по перетину трубопроводу. При ламінарному русі рідини в горизонтальній трубі, радіус якої R , а довжина l (рис. 1.8), весь потік складається з ряду співвісних кільцевих шарів, швидкість яких зростає від стінки труби до її осі. Для виділеного всередині потоку циліндра радіуса R рівняння динамічної рівноваги буде мати вигляд:

$$\pi \cdot r^2 \cdot p_1 - \pi \cdot r^2 \cdot p_2 + 2\pi \cdot r \cdot l \cdot \mu \frac{dw}{dr} = 0, \quad (2.21)$$

при сталій течії сила тиску на один торцевий переріз потоку врівноважується силою тиску на інший переріз і силою внутрішнього тертя (оскільки швидкість w зі збільшенням радіуса r зменшується, знак при силі тертя змінюється на протилежний).

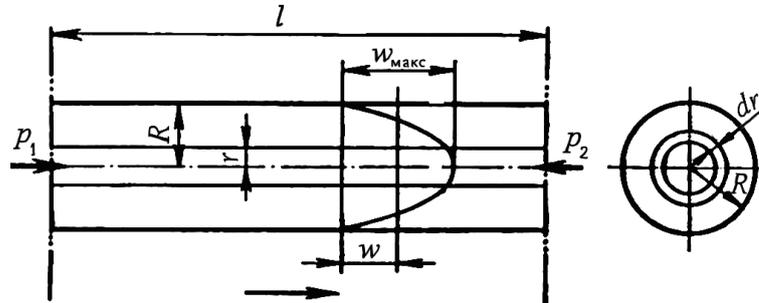


Рисунок 2.1 – До виводу рівняння ламінарного руху ньютонівських рідин

В результаті інтегрування рівняння (2.21) і рішення його щодо швидкості, отримаємо:

$$-\int_{w_r}^0 dw = \frac{p_1 - p_2}{2 \cdot \mu \cdot l} \int_r^R r \cdot dr; \quad w_r = \frac{p_1 - p_2}{4 \cdot \mu \cdot l} \cdot (R^2 - r^2). \quad (2.22)$$

По осі трубопроводу $r = 0$, отже

$$w \frac{p_1 - p_2^2}{4 \cdot \mu \cdot l} \max \quad (2.23)$$

тоді

$$w_r = w \frac{R^2 - r^2}{R^2} \left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right) \max \max \quad (2.23a)$$

Останнє рівняння являє собою **закон Стокса**, що виражає параболічний розподіл швидкостей в перерізі трубопроводу при ламінарному русі.

Об'ємна витрата рідини в розглянутому трубопроводі через елементарне кільце радіусом r і товщиною dr (рис. 2.1)

$$dV = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot dr \cdot w_r. \quad (2.24)$$

Виразивши в останньому рівнянні w_r через його значення з рівняння (2.22) і проінтегрувавши рівняння (2.24), знайдемо V :

$$\int_0^V dV = \frac{2 \cdot \pi \cdot (p_1 - p_2)}{8 \cdot \mu \cdot l} \int_0^R (R^2 - r^2) dr,$$

звідки
$$V = \frac{\pi \cdot (p_1 - p_2)}{8 \cdot \mu \cdot l} \cdot R^4. \quad (2.25)$$

Рівняння (2.25) носить назву **рівняння Гаген-Пуазейля**.

Якщо виразити об'ємну витрату рідини через площу перетину потоку і його середню швидкість, то можна отримати вираз для середньої швидкості ламінарного потоку w :

$$\frac{\pi \cdot (p_1 - p_2)}{8 \cdot \mu \cdot l} \cdot R^4 = \pi \cdot R^2 \cdot w \text{ або } w = \frac{(p_1 - p_2)}{8 \cdot \mu \cdot l} \cdot R^2. \quad (2.26)$$

Порівнюючи рівняння (2.26) з рівнянням (2.23) доходимо висновку, що $w = 0,5 \cdot w_{max}$, тобто середня швидкість потоку в трубі круглого перерізу при ламінарному режимі руху дорівнює половині максимальної швидкості.

При турбулентному режимі руху спостерігається інтенсивне безперервне перемішування частинок рідини в результаті їх переміщення в напрямку, перпендикулярному до основного напрямку руху потоку. При цьому виникають миттєві зміни величин і напрямків швидкостей руху окремих частинок, які називаються **пульсацією швидкостей**.

На підставі експериментальних досліджень і теоретичних припущень прийнята наступна структура турбулентного потоку. У стінок труби існує тонкий шар рідини товщиною δ , що рухається за законами ламінарного потоку і називається в'язким (ламінарним) підшаром. Центральна частина потоку, звана ядром, рухається турбулентно з майже однаковою для всіх частинок швидкістю. Між ядром і в'язким підшаром знаходиться відносно невелика перехідна зона.

У ламінарному підшарі розподіл швидкостей можна вважати лінійним:

$$\frac{w}{w_{\text{л}}} = \frac{r}{\delta_{\text{л}}}, \quad (2.27)$$

де r – відстань від осі труби (в напрямку, перпендикулярному стінці); $\delta_{\text{л}}$ – товщина ламінарного підшару (близько 1 мм).

У турбулентному ядрі розподіл осереднених швидкостей в межах зміни значень критерію Рейнольдса від 10^4 до 10^5 добре описується ступеневою залежністю:

$$\frac{w}{w_{max} \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{\frac{1}{n}}}, \quad (2.28)$$

де n залежить від величини критерію Рейнольдса і в цих межах може бути прийнято (за експериментальними даними) рівним 7. Наближено приймають для турбулентного режиму:

$$w_{\text{cp}} = (0,75 \div 0,90) \cdot w_{max} \quad (2.29)$$

При цьому, великі значення відповідають більшому значенню числа Рейнольдса.

З викладеного вище випливає, що при турбулентному режимі швидкості розподілені більш рівномірно по перетину потоку в порівнянні з розподілом швидкостей при ламінарному режимі.

Питання для самоперевірки

1. Основне рівняння гідродинаміки.
2. Рівняння нерозривності потоку.
3. Теорія руху рідини по трубах
4. Режими руху рідини, розподіл швидкостей по трубі.

Лекція 3

ТЕОРІЯ ПОДІБНОСТІ

Для отримання конкретних розрахункових залежностей в гідравліці велике значення має експеримент, що проводиться на моделях різного масштабу. Узагальнення результатів досліджень здійснюють методами теорії подібності, які дозволяють встановити загальні умови подібності явищ, що дає можливість використовувати отримані на моделях результати в різних умовах їх практичного застосування. Відповідно до теорії подібності у подібних потоках повинно існувати подоба геометричних розмірів, полів фізичних величин і властивостей системи на її кордонах.

При геометричній подоби має бути постійним відношення будь-яких відповідних лінійних розмірів для розглянутих потоків. Отже, якщо для одного потоку якийсь лінійний розмір (наприклад, діаметр труби) буде l_1 , а для другого потоку відповідний розмір l_2 , то їх відношення $l_1/l_2 = K_l$ має бути тим самим і для інших лінійних розмірів. Для площ буде виконуватися співвідношення $F_1/F_2 = K_l^2$, а для об'ємів $V_1/V_2 = K_l^3$.

Фізична подоба передбачає пропорційність різних характеристик у відповідних точках розглянутих потоків (наприклад, швидкостей, тисків тощо). Так, якщо швидкості у відповідних точках обох потоків будуть w_1 і w_2 відповідно, то $w_1/w_2 = K_w = \frac{l_1 \cdot \tau_2}{\tau_1 \cdot l_2} = \frac{K_l}{K_\tau}$, тобто масштаб швидкостей $K_w = K_l/K_\tau$.

Якщо в розглянутому процесі властивості системи змінюються в часі, то масштаб часу вказує на те, що частинки рідини в розглянутих потоках проходять геометрично подібні траєкторії через проміжки часу, які перебувають у постійних співвідношеннях. Подібність геометричних і фізичних параметрів є необхідною, але недостатньою умовою адекватності потоків. Необхідно ще подоба діючих сил (інерції, тиску, тертя тощо).

Позначивши діючі у відповідних потоках сили через P_1 і P_2 , отримаємо:

$$P_1 = m_1 \cdot a_1 = \rho_1 \cdot V_1 \cdot \frac{w_1}{\tau_1} = \rho_1 \cdot l_1^3 \cdot \frac{l_1}{\tau_1 \cdot \tau_1} = \rho_1 \cdot w_1^2 \cdot l_1^2 ;$$

$$P_2 = m_2 \cdot a_2 = \rho_2 \cdot V_2 \cdot \frac{w_2}{\tau_2} = \rho_2 \cdot l_2^3 \cdot \frac{l_2}{\tau_2 \cdot \tau_2} = \rho_2 \cdot w_2^2 \cdot l_2^2 ,$$

звідки
$$\frac{P_1}{P_2} = K_p = \frac{\rho_1 \cdot w_1^2 \cdot l_1^2}{\rho_2 \cdot w_2^2 \cdot l_2^2} \quad (3.1)$$

Останнє рівняння виражає **умову динамічної подібності**. Безрозмірні співвідношення різнорідних фізичних величин називають **критеріями подібності**.

Якщо в рухомих потоках рідини превалюють сили в'язкості, то з рівняння (3.1) можна отримати наступне співвідношення

$$\frac{\rho_1 \cdot w_1^2 \cdot l_1^2}{\rho_2 \cdot w_2^2 \cdot l_2^2} = \frac{\mu_1 \cdot w_1 \cdot l_1}{\mu_2 \cdot w_2 \cdot l_2} \quad \text{або} \quad \frac{\rho_1 \cdot w_1 \cdot l_1}{\mu_1} = \frac{\rho_2 \cdot w_2 \cdot l_2}{\mu_2} \quad (3.2)$$

Отриманий критерій є **критерієм Рейнольдса**. Отже, у разі значного впливу в'язкості рідини на течію потоку умова динамічної подібності зводиться до забезпечення постійної величини критерію Рейнольдса в усіх точках системи.

Якщо рух рідини обумовлено дією сили тяжіння, то в цьому випадку $P = mg = \rho l^3 g$, і рівняння (3.2) набуває вигляду $\frac{\rho_1 \cdot w_1^2 \cdot l_1^2}{\rho_2 \cdot w_2^2 \cdot l_2^2} = \frac{\rho_1 \cdot l_1^3 \cdot g_1}{\rho_2 \cdot l_2^3 \cdot g_2}$, після спрощень:

$$\frac{w_1^2}{g_1 l_1} = \frac{w_2^2}{g_2 l_2}. \quad (3.3)$$

Цей вираз носить назву закону подібності Фруда, а безрозмірна величина $gl/w^2 = Fr$ називається **критерієм Фруда**.

При вирішальному значенні сил поверхневого натягу $P = \sigma \cdot l$, вираз динамічної подібності приймає вигляд

$$\frac{\rho_1 \cdot w_1^2 \cdot l_1^2}{\rho_2 \cdot w_2^2 \cdot l_2^2} = \frac{\sigma_1 \cdot l_1}{\sigma_2 \cdot l_2}, \text{ або } \frac{\rho_1 \cdot w_1^2 \cdot l_1}{\sigma_1} = \frac{\rho_2 \cdot w_2^2 \cdot l_2}{\sigma_2}. \quad (3.4)$$

Безрозмірна величина $\sigma/(\rho \cdot w^2 \cdot l) = We$ носить назву **критерію Вебера**.

Якщо основний вплив чинять сили тиску $P = \Delta p \cdot l^2$, то

$$\frac{\rho_1 \cdot w_1^2 \cdot l_1^2}{\rho_2 \cdot w_2^2 \cdot l_2^2} = \frac{\Delta p_1 \cdot l_1}{\Delta p_2 \cdot l_2}, \text{ або } \frac{\Delta p_1}{\rho_1 \cdot w_1^2} = \frac{\Delta p_2}{\rho_2 \cdot w_2^2}. \quad (3.5)$$

Отриманий критерій $\Delta p/(\rho w^2) = Eu$ називають **критерієм Ейлера**.

Критерії гідродинамічної подібності можуть бути отримані з рівнянь Нав'є-Стокса шляхом ділення всіх діючих сил на сили інерції.

Для двох подібних потоків, що рухаються уздовж осі x :

$$\begin{aligned} \frac{\partial p_1}{\partial x_1} &= \rho_1 \cdot X_1 - \rho_1 \frac{dw_{x_1}}{d\tau_1} + \mu_1 \left(\frac{\partial^2 w_{x_1}}{\partial x_1^2} + \frac{\partial^2 w_{x_1}}{\partial y_1^2} + \frac{\partial^2 w_{x_1}}{\partial z_1^2} \right); \\ \frac{\partial p_2}{\partial x_2} &= \rho_2 \cdot X_2 - \rho_2 \frac{dw_{x_2}}{d\tau_2} + \mu_2 \left(\frac{\partial^2 w_{x_2}}{\partial x_2^2} + \frac{\partial^2 w_{x_2}}{\partial y_2^2} + \frac{\partial^2 w_{x_2}}{\partial z_2^2} \right). \end{aligned}$$

Зробивши відповідні заміни для деяких величин ($x = l$, $\tau = l/w$, $X = g$), викресливши знаки операторів, отримаємо:

при відношенні сил тиску до сил інерції:

$$\frac{p_1}{\rho_1 \cdot w_1^2} = \frac{p_2}{\rho_2 \cdot w_2^2} = \frac{p}{\rho \cdot w^2} = Eu;$$

при відношенні сил тяжіння до сил інерції:

$$\frac{g_1 \cdot l_1}{w_1^2} = \frac{g_2 \cdot l_2}{w_2^2} = \frac{g \cdot l}{w^2} = Fr;$$

при відношенні сил в'язкості до сил інерції:

$$\frac{w_1 \cdot l_1 \cdot \rho_1}{\mu_1} = \frac{w_2 \cdot l_2 \cdot \rho_2}{\mu_2} = \frac{w \cdot l \cdot \rho}{\mu} = Re.$$

Рівність отриманих критеріїв для розглянутих потоків є необхідною і достатньою умовою їх гідродинамічної подібності.

Таким чином, функціональна залежність між окремими фізичними величинами, що входять в рівняння Нав'є-Стокса, може бути виражена у вигляді залежності між критеріями подібності:

$$Eu = f(Re, Fr). \quad (3.6)$$

Явний вид отриманої функціональної залежності між критеріями визначається дослідним шляхом. Зазвичай ця функціональна залежність представляється у вигляді графіку або у вигляді ступеневих функцій. При постановці досліду можна змінювати не всі фізичні величини окремо, а лише критерії подібності. Вплив критеріїв Re і Fr на потік може бути різним. При сталому потоці в залежності від того, яка сила є превалюючою, обмежуються залежністю $Eu = f(Re)$ або $Eu = f(Fr)$.

У разі невстановлених потоків рідини для встановлення їх подібності користуються **критерієм гомохронності**:

$$Ho = \frac{w \cdot \tau}{l}. \quad (3.7)$$

При вивченні процесів, неописуваних навіть диференціальними рівняннями, використовують інші, менш надійні методи виведення критеріїв подібності (метод аналізу розмірностей). Крім зазначених критеріїв гідродинамічної подібності, використовують також похідні критерії, які отримують шляхом поєднання декількох. Так, наприклад, шляхом поєднання Re і Fr отримують **критерій Галілея** (Ga), що виражає співвідношення сил тертя і тяжіння:

$$Ga = Re^2 \cdot Fr = \frac{g \cdot \rho^2 \cdot l^3}{\mu^2} = \frac{g \cdot l^3}{\nu^2}. \quad (3.8)$$

Критерієм Галілея зручно користуватися в тих випадках, коли безпосереднє вимірювання швидкості в рухомій рідині неможливо. При природній конвекції, коли рух відбувається внаслідок різниці густин рідини в двох різних точках потоку, використовують **критерій Архімеда** (Ar):

$$Ar = Ga \cdot \frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho^2} = \frac{g \cdot l^3}{\nu^2} \cdot \frac{\Delta \rho}{\rho}. \quad (3.9)$$

Зазвичай, одночасна рівність різних критеріїв подібності в досліджуваних потоках неможлива, і тому при моделюванні враховують лише ті критерії, які відображають вплив основних сил, які діють в потоці. Так, при перекачуванні рідини насосом по трубопроводу вплив сили тяжіння можна не враховувати і виключити з розгляду критерій Фруда. Загальний вигляд залежності при вимушеному русі рідини по трубопроводу в цьому випадку матиме вигляд:

$$Eu = C \cdot Re^a \left(\frac{l}{d}\right)^b, \quad (3.10)$$

де l – довжина розглянутого ділянки трубопроводу; d – діаметр трубопроводу; коефіцієнт C і показники ступеня a і b визначають у результаті обробки даних експерименту.

Питання для самоперевірки

1. Основи теорії подібностей та аналіз розмірностей. Гідравлічна подібність. Умови та теореми подібностей.
2. Критерії Фруда, Ейлера, Рейнольдса і Вебера.
3. Критерії Галілея, Архімеда та гомохронності.

Лекція 4

ГІДРАВЛІЧНИЙ ОПІР У ТРУБАХ

Визначення втрат тиску або напору при русі рідини по трубопроводу є важливою практичною задачею, пов'язаною з розрахунком енергії, необхідної для переміщення рідин за допомогою насосів, компресорів тощо. Складність розв'язання цієї задачі полягає в тому, що рішення системи диференціальних рівнянь, що описують рух реальної рідини, в більшості випадків неможливо.

Втрата напору або тиску в трубопроводі обумовлена наявністю опорів, які повинна подолати на своєму шляху рідина. Ці опори бувають двох видів:

- **опори тертя** (лінійні опори), зумовлені взаємним тертям частинок і тертям рідини об стінки трубопроводу, $h_{\text{тр}}$;
- **місцеві опори**, що виникають при зміні напрямку руху рідини або геометричної форми трубопроводу, $h_{\text{м}}$.

Повна втрата напору $h_{\text{втр}}$ є сумою двох доданків:

$$h_{\text{втр}} = h_{\text{тр}} + h_{\text{м}}. \quad (4.1)$$

На кінці трубопроводу (в отворі, через яке відбувається витікання рідини) статичний напір дорівнює нулю і загальний гідродинамічний напір згідно з рівнянням Бернуллі, дорівнює сумі швидкісного і втраченого напорів, тобто

$$H = \frac{w^2}{2g} + h_{\text{втр}}. \quad (4.2)$$

Якщо втрачений натиск виразити в частках від швидкісного напору ($h_{\text{шв}} = \frac{w^2}{2 \cdot g}$), то отримаємо коефіцієнт опору $\zeta_{\text{втр}}$, який дорівнює: $\zeta_{\text{втр}} = \frac{h_{\text{втр}}}{h_{\text{шв}}}$.

$$\text{Тоді} \quad H = \frac{w^2}{2 \cdot g} (1 + \zeta_{\text{втр}}). \quad (4.3)$$

Оскільки загальний опір руху рідини в трубопроводі включає в себе опір тертя і, як правило, кілька місцевих опорів, то рівняння (4.3) набуває вигляду:

$$H = \frac{w^2}{2 \cdot g} (1 + \sum \zeta_{\text{пот}}). \quad (4.4)$$

Опір тертя підпорядковується різним законам в залежності від того, в якому режимі руху знаходиться потік. У разі ламінарного режиму при русі рідини в трубі круглого перетину відповідно до рівняння Гагена-Пуазейля:

$$\frac{\pi \cdot (p_1 - p_2) \cdot d^4}{128 \cdot \mu \cdot l} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot w, \\ \text{звідки} \quad \frac{p_1 - p_2}{\rho g} = h_{\text{втр}} = \frac{32 \cdot \mu \cdot l \cdot w}{\rho \cdot g \cdot d^2}, \quad (4.5)$$

($h_{\text{втр}} = h_{\text{тр}}$; d, l – довжина і діаметр трубопроводу, відповідно).

Виразивши в'язкість рідини μ через критерій Рейнольдса і провівши нескладні математичні перетворення, отримаємо:

$$h_{\text{тр}} = \frac{64}{Re \frac{l w^2}{d^2 \cdot g}} \text{ або } h_{\text{тр}} = \zeta_{\text{тр}} \frac{w^2}{2g} = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{w^2}{2g} \text{ – рівняння Дарсі-Вейсбаха, (4.6)}$$

де λ – коефіцієнт зовнішнього тертя, який у випадку ламінарного режиму дорівнює $64/Re$.

Для каналів некруглого перетину $d = d_{\text{екв}}$, тобто

$$h_{\text{тр}} = \lambda \frac{l}{d_{\text{екв}}} \cdot \frac{w^2}{2g}. \quad (4.7)$$

При ламінарному режимі руху, як випливає з рівняння (4.6), коефіцієнт зовнішнього тертя λ залежить тільки від величини критерію Рейнольдса, а втрата напору пропорційна швидкості потоку в першому ступені.

При турбулентному режимі величина коефіцієнта λ залежить не тільки від критерію Рейнольдса, але і від шорсткості стінок труби, яку оцінюють за ступенем шорсткості: $n = \frac{d_{\text{екв}}}{e}$. Тут $d_{\text{екв}}$ – еквівалентний діаметр трубопроводу, e – середня висота виступу шорсткості на внутрішній поверхні труби (абсолютна шорсткість) м.

Вираз для коефіцієнта тертя при турбулентному режимі руху рідини отримати аналітичним шляхом неможливо через складність структури турбулентного потоку. Тому розрахункові рівняння для визначення λ отримують узагальненням результатів експерименту. На (рис. 4.1) представлена графічна залежність $\lambda = f(Re)$ в межах $Re = 10^2 \div 10^6$ для гладких і шорстких труб.

Для розрахунку коефіцієнта тертя при турбулентному режимі може бути використана формула Альтшуля:

$$\lambda = 0,1 \cdot \left(n + \frac{100}{Re} \right)^{0,25} \quad (4.8)$$

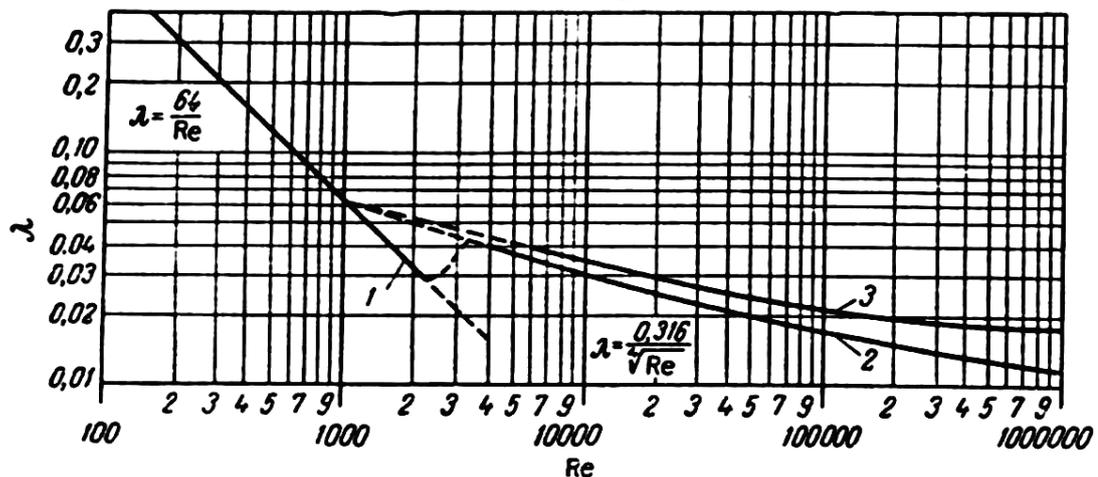


Рисунок 4.1 – Залежність λ від критерію Re :

- 1 – гладкі і шорсткі труби; 2 – гладкі труби (мідь, латунь, свинець, скло);
3 – шорсткі труби (сталь, чавун)

У випадку гладких труб λ може бути розрахований за рівнянням Блазіуса (в межах $Re = 10^4 \div 10^5$)

$$\lambda = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} \quad (4.9)$$

або за рівнянням Нікурадзе (в межах $Re = 10^5 - 3 \cdot 10^6$)

$$\lambda = 0,0032 + 0,221 \cdot Re^{-0,237} \quad (4.10)$$

Місцеві опори за конструктивною ознакою поділяють на:

- 1) раптове і плавне розширення і звуження трубопроводу в місцях зміни його перетину;
- 2) фасонні частини, в яких відбувається зміна напрямку руху рідини (відводи, коліна);
- 3) фасонні частини, в яких відбувається поділ або злиття потоків (трійники, хрестовини);
- 4) арматура різного призначення (вентилі, крани, засувки, діафрагми).

Втрати напору на подолання місцевих опорів

$$h_{\text{пот}} = h_{\text{м}} = \zeta_{\text{м}} \frac{w^2}{2 \cdot g}, \quad (4.11)$$

де $\zeta_{\text{м}}$ – коефіцієнт місцевого опору.

Якщо на трубопроводі є ряд місцевих опорів, то для ділянки трубопроводу з постійною витратою загальні втрати енергії на подолання місцевих опорів знаходять простим додаванням окремих видів місцевих втрат, тобто

$$h_{\text{м}} = \sum \zeta_{\text{м}} \frac{w^2}{2 \cdot g}. \quad (4.12)$$

Величина $\zeta_{\text{м}}$ залежить як від виду місцевого опору, так і від режиму руху рідини, тобто від числа Рейнольдса. Для різних місцевих опорів значення $\zeta_{\text{м}}$ наводяться в довідниках.

Зазвичай при русі рідини спостерігаються втрати напору на тертя по довжині трубопроводу і на подолання місцевих опорів. Тому повну втрату напору визначають як суму всіх втрат:

$$h_{\text{втр}} = h_{\text{тр}} + \sum h_{\text{м}} = \left(\lambda \cdot \frac{l}{d} + \sum \zeta_{\text{м}} \right) \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g}. \quad (4.13)$$

Місцеві опору іноді виражають через ділянку прямо-го трубопроводу довжиною $l_{\text{екв}}$, в якому втрата напору дорівнює місцевих опорів. У цьому разі для розрахунку загального опору трубопроводу за його довжину приймають $l_{\text{п}} = l + l_{\text{екв}}$, тобто наведену довжину:

$$h_{\text{втр}} = \lambda \cdot \frac{l + l_{\text{екв}}}{d} \cdot \frac{w^2}{2 \cdot g}. \quad (4.14)$$

Устрій та розрахунок трубопроводів

За призначенням трубопроводу промислових підприємств поділяються на внутрішньоцехові та загальнозаводські. Внутрішньоцехові забезпечують переміщення рідини всередині технологічної схеми, пов'язуючи між собою окремі апарати. За допомогою загальнозаводських трубопроводів рідини і газу передаються від одного цеху до іншого, сировина і гріючий пар підводяться до місць споживання. Переміщення нафти і газу на великі відстані здійснюється за допомогою магістральних трубопроводів.

У систему трубопроводного транспорту входять власне трубопроводи, приймальні та видаткові резервуари – сховища і транспортуючі машини – насоси та компресори. Конфігурація трубопроводів може бути різною. Розрізняють прості і складні трубопроводи. Простий трубопровід не має відгалужень на всьому шляху руху рідини. Складний трубопровід складається з системи труб, що включає основну магістральну трубу і відгалуження, приєднані до неї.

Складні трубопроводи можуть бути з паралельним з'єднанням труб (рис. 4.2, а), розгалужені, в яких відгалуження відходять від магістралі і в неї не повертаються (рис. 4.2, б), і кільцеві, що являють собою замкнуту мережу, що живиться від основної магістралі (рис. 4.2, в).

У тих випадках, коли переміщувані середовища не створюють сильного корозійного впливу, для виготовлення трубопроводів застосовується вуглецева сталь. Трубопроводи, виконані з вуглецевої сталі мають досить високу міцність і недорогі у виготовленні.

При транспортуванні агресивних середовищ використовуються труби з легованої (нержавіючої) сталі. Застосовуються також труби, виконані з пластичних мас – поліетилену, полівінілхлориду, поліпропілену та ін. Ці матеріали також мають високу стійкість по відношенню до агресивних середовищ, але, як правило, не можуть бути застосовані при підвищених температурах і тисках. Використовуються також скляні трубопроводи. Цей матеріал особливо зручний внаслідок своєї прозорості і високої стійкості проти великого числа хімічних реагентів. Скляні трубопроводи особливо широко використовуються при переробці харчових і фармацевтичних продуктів, де потрібна особлива чистота і строгий контроль. В деяких випадках застосовують трубопроводи з кольорових металів – міді, алюмінію, латуні тощо.



Рисунок 4.2 – Схем складних трубопроводів: а – паралельні; б – розгалужені; в – кільцевий

Трубопровід включає в себе наступні основні елементи: труби, фасонні частини або фітинги (відводи, хрестовини, переходи з одного діаметра на інший тощо), з'єднання (фланцеві, муфтові, цапкові, зварні), арматуру.

Для з'єднання окремих ділянок трубопроводів, а також для установки арматури, приладів контролю та автоматики застосовують нероз'ємні (зварні) і роз'ємні (фланцеві, різьбові) з'єднання. Нероз'ємні з'єднання застосовуються лише в тих випадках, коли не потрібно розбирання трубопроводів. Сталеві трубопроводи всіх видів в цьому випадку з'єднуються зварюванням.

Роз'ємні з'єднання застосовуються на сталевих, пластмасових, скляних та інших трубопроводах, коли необхідно періодично проводити їх огляд, очищення або

заміну. Залежно від матеріалу основного трубопроводу, діаметра труб, температури і тиску використовуються різні конструкції роз'ємних з'єднань.

Широке застосування практично для всіх типів і розмірів труб має фланцеве з'єднання. Застосування фланців визначається стандартом. Для умовних тисків до 2,5 МПа і температур до 300 °С використовують плоскі приварні фланці, а для умовних тисків до 25 МПа – фланці приварні встик (для температур до 425 °С з вуглецевих сталей і для температур вище 425 °С – з легованих сталей).

Щільність фланцевих з'єднань, що працюють при умовних тисках до 4 МПа, забезпечується плоскими або гофрованими прокладками, виготовленими з пароніту, картону, азбесту, фторопласту, а також асбометалічними прокладками в залежності від середовища, тиску і температури. Для умовних тисків понад 6,4 МПа застосовують металеві прокладки овального перетину і лінзові ущільнення. Для паропроводів, трубопроводів гарячої води, нафтопродуктів широке застосування знайшли прокладки з пароніту.

При проектуванні і монтажі цехових трубопроводів основними вимогами є мінімальна їх протяжність і зручність експлуатації. Внутрішньоцехові трубопроводи, особливо з великою кількістю підвідних і відвідних ліній, розташовують на спеціальних конструкціях під стелею приміщення. Це забезпечує зручність огляду, ремонту або заміни окремих частин трубопроводу. Крім того, лінії, які підходять до апаратів, не захаращують проходи до запірних пристроїв. Загальнозаводські трубопроводи прокладають на спеціальних естакадах, піднятих над рівнем землі, або в підземних закритих траншеях.

Розрахунок простого трубопроводу

Розрахунок трубопроводу, по якому перекачується рідина, полягає у визначенні перепаду тиску (напору), необхідного для забезпечення заданої витрати й оптимального перерізу трубопроводу.

Для визначення перепаду тиску (напору) при заданій довжині трубопроводу, його конфігурації і відомій кількості елементів напірної арматури обчислюють втрати напору $h_{\text{втр}}$. При цьому, втрати на тертя (лінійні втрати) знаходять в залежності від режиму руху потоку в трубопроводі.

Величина напору H , діаметр трубопроводу d і витрати V пов'язані залежністю

$$V = \frac{\pi d^2}{4} \cdot \sqrt{\frac{2gH}{\lambda \cdot \frac{l}{d} + \sum_1^n \zeta}} \quad (4.15)$$

Цей вираз дозволяє визначити для кожного конкретного випадку або напір H , необхідний для забезпечення заданої витрати V , або необхідний діаметр d при відомих V і H , або витрату при відомих d і H .

Розрахунок шуканої величини (V , H , d) за рівнянням (4.15) вимагає підстановки значення коефіцієнта λ , що залежить від швидкості потоку w . Якщо швидкість w невідома, її виражають через об'ємну витрату рідини. Задаючись режимом течії рідини, вибирають відповідну формулу $\lambda = f(\text{Re})$ і після підстановки в рівняння (4.15) знаходять шукану величину. Прийнятий режим течії потім перевіряють. У разі його невідповідності отриманому, розрахунок повторюють.

Наступний етап розрахунку трубопроводу – визначення оптимального діаметра трубопроводу при заданій витраті рідини. Подачу заданої кількості рідини можна здійснити через трубопроводи різних діаметрів. Чим менше діаметр трубопроводу, тим менше металу потрібно на його виготовлення, і тим нижче буде його вартість. Однак зменшення діаметра трубопроводу та зростання внаслідок цього швидкості рідини w призводять до зростання гідравлічного опору трубопроводу. Зростаючий напір викликає велику витрату енергії, тобто збільшення експлуатаційних витрат. Отже, існує деякий діаметр трубопроводу, при якому витрати на перекачування рідини будуть мінімальними. Цей діаметр і буде мінімальним. Рішення завдання вибору діаметра трубопроводу вимагає не тільки технічних, але і економічних розрахунків. Зазвичай подібні розрахунки проводяться для великих споруд, тобто для комунікацій великої протяжності.

Для невеликих коротких трубопроводів діаметр визначають по заданому об'ємному витраті V :

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi w_{\text{опт}}}}. \quad (4.16)$$

Оптимальна швидкість потоку $w_{\text{опт}}$ задається на підставі довідникових даних.

Питання для самоперевірки

- 1.** Характеристика місцевих опорів.
- 2.** Поняття опору тертя та місцевих опорів.
- 3.** Еквівалентна довжина труб.
- 4.** Відносна та абсолютна шершавість труб.
- 5.** Розрахунки діаметру трубопроводів.

Лекція 5

РУХ ТІЛ В РІДИНАХ

Рух твердих тіл в рідині або газі характерний для процесів осадження, перемішування, класифікації твердих частинок, пневмо- та гідротранспорту, а також для ряду інших гідромеханічних процесів. При русі матеріальної частинки в рідкому середовищі або при обтіканні нерухомої частинки потоком рідини виникають гідромеханічні опори, значення яких залежить в першу чергу від режиму руху і форми частинок.

Повна сила опору при обтіканні кулястої частинки пропорційна кількості руху і площі її лобового перерізу:

$$P_c = \zeta \frac{\rho w_0^2 \pi d^2}{4}, \quad (5.1)$$

де ζ – коефіцієнт опору.

При малих значеннях критерію Рейнольдса ($Re < 0,2$) сила опору сфери діаметром d згідно із законом Стокса:

$$P_c = 3\pi\mu w_0 d. \quad (5.2)$$

При спільному вирішенні останніх рівнянь отримаємо вираз для визначення коефіцієнта опору:

$$\zeta = \frac{3\pi\mu w_0 d \cdot 2 \cdot 4}{w_0^2 \rho \pi d^2} = \frac{24\mu}{w_0 d \rho} = \frac{24}{Re}. \quad (5.3)$$

Таким чином, коефіцієнт опору є функцією критерію Рейнольдса, як і у випадку руху рідини по трубах і каналах, $\zeta = f(Re)$. Вид цієї функції при обтіканні кулястих частинок діаметром d рідиною, на основі численних експериментальних даних, представлений на рис. 5.1.

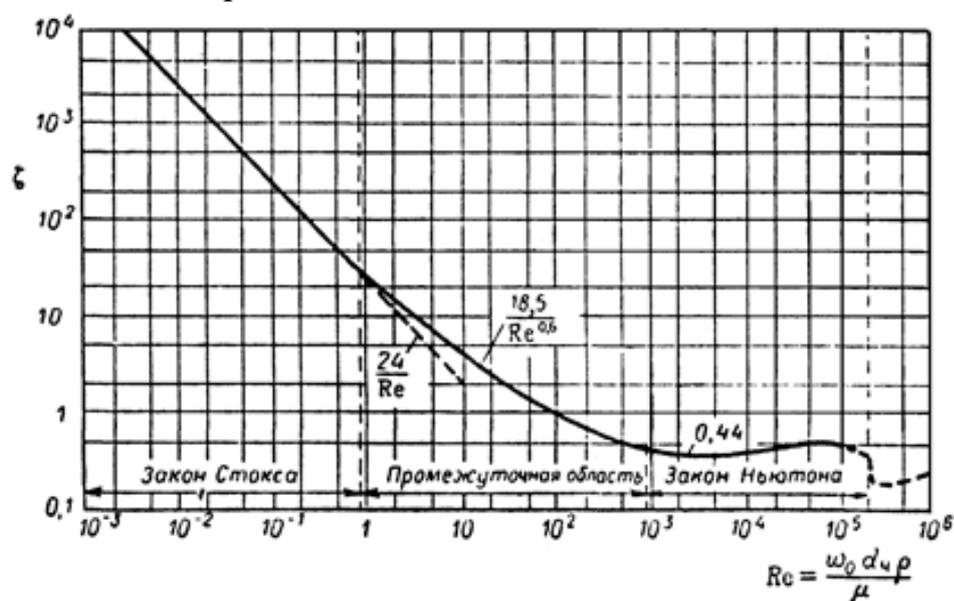


Рисунок 5.1 – Залежність коефіцієнта опору середовища від режиму обтікання кулястих частинок

При дуже малих значеннях критерію Рейнольдса ($Re < 2$) в'язкі сили переважають над інерційними. Тверда частка оточена тонким (прикордонним) шаром і плавно обтікається потоком. Закон опору середовища (за аналогією з рухом потоку в трубах і каналах): $\zeta = 24/Re$. Зі збільшенням швидкості потоку, рідина, загальмована в прикордонному шарі, може відірватися від поверхні – виникають нерівномірності і збурення, які призводять до нестійкості ламінарного прикордонного шару і його переходу в турбулентний прикордонний шар.

При значеннях критерію Рейнольдса в межах $2 < Re < 500$ зі збільшенням швидкості все більшу роль відіграє лобовий опір, що залежить від форми обтічної поверхні, все більше переважають сили інерції. При цьому коефіцієнт опору ζ стає рівним $\zeta = 18,5/Re^{0,6}$. Збільшення критерію Рейнольдса понад 500 призводить до автоматичності (по числу Рейнольдса), коли опором тертя можна знехтувати, оскільки основні витрати енергії пов'язані з подоланням лобового опору. Коефіцієнт опору стає постійним: $\zeta = 0,44$. Цій області функції відповідає квадратичний закон Ньютона, тобто сила опору середовища $R \sim w^2$.

Наведені залежності відносяться до вільного руху кулястих частинок. Для твердих частинок, що відрізняються один від одного за формою і розмірами, $\zeta = f(Re, \psi)$, де ψ – фактор форми.

Коефіцієнт опору для несферичних частинок можна визначити по залежності, аналогічної рівнянню (1.91) для куль:

$$\zeta = \frac{A}{Re}, \quad (5.4)$$

де $A = f(\psi)$.

Для ламінарного обтікання несферичних частинок може бути використано емпіричне рівняння

$$A = \frac{24}{0,8431g_{0,065}^{\psi}}. \quad (5.5)$$

Для турбулентного обтікання (згідно з законом Ньютона) коефіцієнт опору не залежить від числа Re , а тільки від фактору форми:

$$\zeta = 5,31 - 4,88\psi. \quad (5.6)$$

Загальний закон опору середовища не залежить від природи сил, що викликають рух твердих частинок в цьому середовищі.

Рух рідини (газу) через шари пористих і зернистих твердих матеріалів

У різних технологічних процесах часто доводиться стикатися з рухом потоку через шари зернистих або кускових матеріалів, а також насадкових елементів різноманітних розмірів і форми. При цьому шар може бути монодисперсним (складатися з частинок однакового розміру). Такий рух характерний для гідромеханічних

процесів, що здійснюються в скруберах, фільтрах, центрифугах, сушарках, адсорберах, екстракторах, хімічних реакторах та інших апаратах.

При заповненні рідиною або газом вільного простору між частинками шару потік одночасно обтікає окремі частинки, або елементи шару і рухається всередині пор і пустот, що утворюють систему звивистих каналів змінного перерізу. В залежності від швидкості потоку можливі наступні випадки:

– рідина або газ при невеликій швидкості потоку проходять через шар, як через фільтр. При цьому тверді частинки, що утворюють шар, знаходяться в стані спокою і перепад тиску або опір шару в міру збільшення швидкості потоку теж збільшується;

– шар частинок твердого матеріалу при досягненні певної швидкості потоку починає помітно збільшуватися в об'ємі, окремі його частинки набувають здатності переміщатися і перемішуватися, а перепад тиску (опір шару) стає постійним;

– частки матеріалу шару при подальшому збільшенні швидкості потоку рідини або газу захоплюються потоком і утворюють завись. Цей стан настає тоді, коли опір руху окремої частки, зваженої в рідині або газі, стає рівним вазі частинки в даному середовищі. **Такий стан шару твердого матеріалу називають псевдозрідженням, а шар – киплячим.** Швидкість частинок твердого матеріалу, зважених в потоці, називають швидкістю витання $w_{\text{вит}}$;

– при збільшенні швидкості потоку до величини, більшої швидкості витання, тобто $w > w_{\text{вит}}$, тверді частинки виносяться потоком з апарату;

– якщо швидкість потоку менше швидкості витання, тобто $w < w_{\text{вит}}$, зважені тверді частинки під впливом сили тяжіння осідають.

Основними характеристиками шару зернистого або кускового матеріалу є порозність ε , розмір частинок d , їх геометрична форма і питома поверхня f .

Порозність являє собою частку вільного обсягу в загальному обсязі шару

$$\varepsilon = \frac{V_0}{V} = \frac{V - V_T}{V} = 1 - \frac{V_T}{V} = 1 - \frac{\rho_H}{\rho_T}, \quad (5.7)$$

де V, V_0, V_T – об'єм шару, вільний об'єм і об'єм твердої фази відповідно;

ρ_H, ρ_T – насипна густина зернистого матеріалу і густина самого матеріалу.

Питома поверхня f ($\text{м}^2/\text{м}^3$) – це поверхня твердих частинок в одиниці об'єму шару. У монодисперсному шарі кулястих частинок діаметром d питома поверхня може бути визначена через порозність шару і розмір частинок:

$$f = \frac{6(1-\varepsilon)}{d}. \quad (5.8)$$

Еквівалентний діаметр каналів, утворених порожнечами між частинками твердого матеріалу, може бути також розрахований на основі порозності шару і розміру частинок:

$$d_{\text{екв}} = \frac{2}{3} \cdot \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} d. \quad (5.9)$$

Рух рідини через псевдозріджений шар

Структура нерухомого шару зернистого матеріалу характерна тим, що взаємне розташування твердих частинок залишається незмінним (рис. 5.2 *а*).

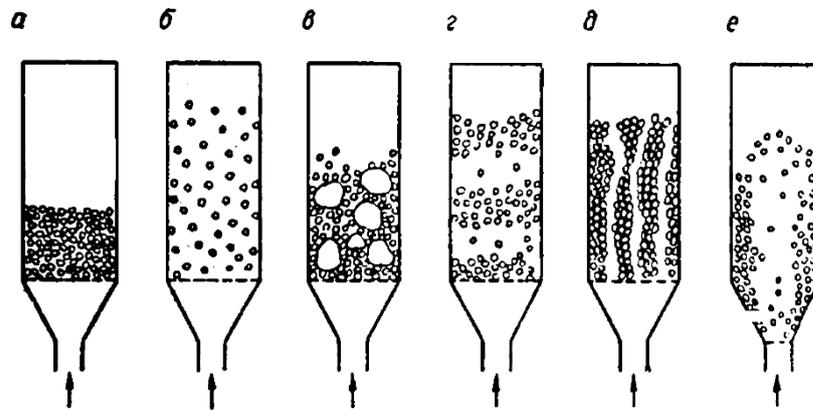


Рисунок 5.2 – Зважений шар (різні стани системи газ – тверде тіло)

При збільшенні швидкості потоку газу або рідини вище деякого критичного значення шар перейде у завислий стан, причому структура його при цьому може бути різною. При порівняно низьких швидкостях може утворитися зважений шар з рівномірним розподілом твердої фази незалежно від тривалості процесу та розмірів апарату. Такий шар називають однорідним, він порівняно легко організується при однакових розмірах і формі твердих частинок (рис. 5.2, *б*). При русі великих бульбашок газу зовнішня поверхня шару розривається і частинки переміщуються разом з бульбашками по висоті шару, сприяючи інтенсивному перемішуванню твердої фази (рис. 5.2, *в*). В апаратах малого діаметра бульбашки, що утворюються поблизу розподільчої решітки, часто зливаються в один великий міхур, що заповнює весь переріз апарату, і шар частинок, розташований вище такого міхура, піднімається вгору, як поршень (рис. 5.2, *г*). «Поршні» з частинок повільно переміщуються вгору, розпадаючись на окремі частинки, які знову падають вниз. При збільшенні швидкості газу відстань між поршнями збільшується, і весь шар пульсує без зміни структури потоку в «поршнях». При подальшому збільшенні швидкості потоку виникають наскрізні прориви газу і струменя газу рухаються по утворився каналах як через нерухомий шар (рис. 5.2, *д*). Різновидом зваженого шару є і так званий «фонтануючий» шар, що утворюється при подачі висхідного потоку газу в шар через розподільну ґрати, площа якої значно менше площі перерізу апарату (рис. 5.2, *е*). При цьому струмінь газу фонтанує уздовж вертикальної осі апарату, захоплюючи частину шару вгору. При переході з конічної частини апарату в циліндричну швидкість газу зменшується, рух твердих частинок сповільнюється і вони, рухаючись по спіралі, осідають на стінках апарату до самого дна, де знову підхоплюються висхідним потоком газу.

Зважений шар дрібнозернистого матеріалу зазвичай підтримується в апараті за допомогою решітки, що служить також і для рівномірного розподілу газового потоку. Однак існує ряд апаратів (сушарки, труби пневмо- і гідротранспорту), що працюють без решітки в гідродинамічному режимі, відповідному виносу матеріалу з апарату газовим потоком.

Якщо шар зернистого твердого матеріалу необхідно привести у завислий стан, то при визначенні необхідної швидкості газового або рідинного потоку слід врахувати, що в залежності від величини швидкості існує три режими, що характеризують взаємодію потоку і шару зернистого матеріалу:

- 1) фільтрація ($w < w_{кр1}$);
- 2) зважений шар ($w \geq w_{кр1}$);
- 3) винесення ($w > w_{кр2}$).

При збільшенні швидкості потоку газу в шарі перепад тисків зростає і в якийсь момент стає рівним протилежно спрямованій силі тяжіння. Подальше збільшення швидкісного напору викликає розширення шару. Таким чином, баланс сил в перерізі шару довжиною L за умови рівності сил тиску і тяжкості матиме вигляд:

$$\frac{\Delta p}{L} = (\rho_{тв} - \rho_{ж})(1 - \varepsilon). \quad (5.10)$$

$$\text{звідки } \frac{\Delta p}{L} = 150 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\mu_{ж} w_{кр1}}{d^2} + 1,75 \frac{\rho_{ж} w_{кр1}^2}{d \cdot \varepsilon^3}, \quad (5.11)$$

де $w_{кр1}$ – мінімальна швидкість, при якій шар переходить у зважений стан. При відомій порізності шару і заданому розмірі частинок останнє рівняння легко вирішується відносно $w_{кр1}$. Зазвичай в момент утворення зваженого шару порозність наближено дорівнює мінімальному значенню при вільній засипці шару (для кулястих частинок $\varepsilon_0 \approx 0,4$), в межах 0,35–0,5.

Для шару монодисперсних кулястих частинок рівняння (5.11) може бути приведено до наступного виду:

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{150 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} + \sqrt{\frac{1,75}{\varepsilon^3} Ar}} \quad (5.12)$$

або при порізності шару $\varepsilon_0 = 0,4$:

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}}, \quad (5.13)$$

де $Ar = \frac{d^3(\rho_{тв} - \rho_{ж})g}{\nu_{ж}^2 \rho_{ж}}$ – критерій Архімеда; $Re_{кр} = \frac{w_{кр1} \cdot d}{\nu}$ – критерій Рейнольдса, розрахований за мінімальною швидкістю, при якій шар переходить у зважений стан; $\nu_{ж}$ – кінематичний коефіцієнт в'язкості потоку рідини (газу).

Розрахунок швидкості, необхідної для досягнення заданого розширення зваженого шару, може бути проведений за допомогою узагальненого рівняння

$$Re = \frac{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,61 \sqrt{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}}. \quad (5.14)$$

Іншою межею існування зваженого шару є швидкість, при якій частинки твердого матеріалу виносяться з апарату. Початок винесення характеризується наступними умовами:

– розширення шару досягло межі, і рух окремих частинок не залежить від впливу сусідніх частинок;

– частинки не осідають і не несуться газовим потоком, вільно кручена в наслоєвому просторі, так як вага кожної частинки врівноважується силою опору, що виникає при обтіканні частинки потоком газу. Незначне перевищення швидкості витання призводить до винесення частинок. Швидкість витання є найважливішою характеристикою зваженого шару і визначається дослідним шляхом.

Для наближеного розрахунку швидкості винесення $w_y = w_{кр2}$, прийнявши $\varepsilon = 1$, можна скористатися залежністю

$$Re_y = \frac{Ar}{18+0,61\sqrt{Ar}}. \quad (5.15)$$

При винесенні рух частинок в шарі перестає бути хаотичним. Частинки орієнтуються в напрямку потоку рідини або газу і починають рухатися знизу вгору. Такий режим використовують для переміщення сипучих матеріалів (пневно- і гідротранспорт).

Порозність або ступінь розширення зваженого шару може бути розрахована за формулою

$$\varepsilon = \frac{V_{сл} - V_{ТВ}}{V_{сл}} = 1 - \frac{V_{ТВ}}{V_{сл}}, \quad (5.16)$$

де $V_{сл}$ – обсяг зваженого шару; $V_{ТВ}$ – обсяг твердих частинок в шарі.

Якщо обсяг шару важко визначити експериментально, то можна розрахувати наближено:

$$\varepsilon = \left(\frac{18 Re + 0,36 Re^2}{Ar} \right)^{0,21}. \quad (5.17)$$

Мінімальна порозність шару, відповідна моменту утворення зваженого шару

$$\varepsilon_{\min} = 1 - \frac{M_{сл}}{L_{\min} F_{сл} (\rho_{ТВ} - \rho_{ж})}, \quad (5.18)$$

де $M_{сл}$ – маса твердих частинок в шарі, L_{\min} – висота шару в момент початку утворення зваженого шару, $F_{сл}$ – площа поперечного перерізу шару або апарату.

Висота зваженого шару розраховується з залежності:

$$\Delta p_{сл} = (\rho_{ТВ} - \rho)(1 - \varepsilon_0) g L_0 = (\rho_{ТВ} - \rho)(1 - \varepsilon) g L, \quad (5.19)$$

$$\text{звідки} \quad L = L_0 \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}, \quad (5.20)$$

де L та L_0 – висота зваженого і нерухомого шарів; ε_0 – порозність зваженого і нерухомого шарів.

Для частинок кулястої форми наближено

$$L = 0,6 \frac{L_0}{1 - \varepsilon}. \quad (5.21)$$

Гідравлічний опір зернистого шару змінюється в залежності від швидкості потоку до точки *A*, що характеризує початок утворення зваженого шару (рис. 5.3).

Для області існування зваженого шару гідравлічний опір практично залишається постійним і рівним вазі $G_{\text{сл}}$ частинок, що припадає на одиницю площі $F_{\text{сл}}$ поперечного перерізу шару (апарату):

$$\Delta p_{\text{сл}} = \frac{F_{\text{сл}}}{G_{\text{сл}}} = \text{const.}$$

При збільшенні швидкості потоку шар розширюється до точки *B* і збільшується лінійно, потім проходить через максимум (точка *C*). Лінія *CD* відповідає рівнянню (5.19) і характеризується незалежністю від швидкості руху потоку через шар. У точці *E* починається рознос, і шар руйнується. При зворотному ході кривої, тобто при зменшенні швидкості точка *C* відсутня, лінія розташована нижче (це пояснюється утворенням шару більш пухкої структури).

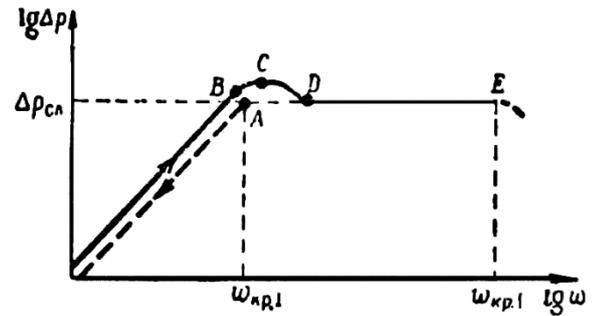


Рисунок 5.3 – Гідравлічний опір зернистого шару

Питання для самоперевірки

1. Опір руху тіл в рідині.
2. Осадження часток під впливом сили тяжіння.
3. Поняття визначального лінійного розміру часток.
4. Рух рідини в тілах. Гідродинаміка киплячого шару.

Лекція 6 ФІЛЬТРУВАННЯ СУСПЕНЗІЙ

Фільтрування – процес поділу неоднорідних сумішей за допомогою пористих перегородок, які затримують дисперсну і пропускають суцільну фазу. Апарати, використовувані для цього процесу, носять назву **фільтрів**. У найпростішому випадку фільтр представляє посудину 1 (рис. 6.1), в якому є перфороване днище 4. На перфороване днище покладена фільтрувальна перегородка 3. Під дією різниці тисків по обидві сторони фільтрувальної перегородки суцільна фаза (фільтрат) проходить через її пори, а зважені частинки затримуються на ній, утворюючи шар осаду 2. Необхідну різницю тисків по обидві сторони фільтрувальної перегородки створюють за допомогою вакууму під перегородкою або надлишкового тиску над перегородкою.

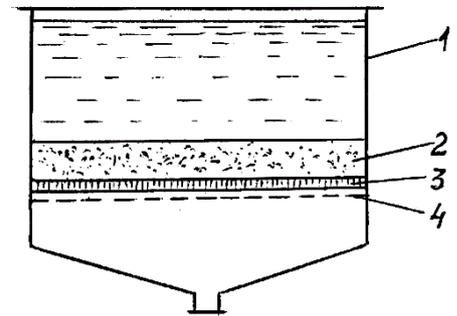


Рисунок 6.1 – Схема процесу фільтрування:

1 – посудина для фільтрування;
2 – осад; 3 – фільтрувальна перегородка;
4 – хибне (перфороване) днище

По мірі накопичення осаду на фільтрувальній перегородці виникає додатковий опір проходженню фільтрату. Якщо перепад тиску по обидві сторони перегородки підтримується постійним, то кількість фільтрату зменшується, і швидкість фільтрування падає. Швидкість фільтрування можна підтримувати постійною, якщо в міру накопичення осаду над фільтруючою перегородкою збільшувати перепад тиску. Практично, щоб уникнути зайвого ущільнення осаду і збільшення його опору, воліють працювати при постійному перепаді тиску, створюючи для цієї мети під фільтрувальною перегородкою вакуум.

Теоретичні основи процесів фільтрування рідких і газових неоднорідних сумішей ідентичні, але їх апаратне оформлення відрізняється.

Процес фільтрування неоднорідних сумішей в залежності від розмірів і концентрації частинок дисперсної фази, а також величини пір фільтрувальної перегородки, може протікати за різним механізмом. Якщо розміри зважених часток перевищують розміри пір перегородки, то частинки не проникають всередину неї, а утворюють осад, товщина шару якого зростає в міру збільшення кількості профільтрованої суміші. Якщо розмір частинок менше розміру пір перегородки, то вони проникають всередину і, або видаляються з фільтратом, або затримуються всередині капілярів фільтрувальної перегородки внаслідок механічної взаємодії або дії сил тяжіння. За рахунок проникнення частинок всередину пір розмір їх зменшується, і перегородка набуває здатність затримувати дрібні частинки, що утворюють осад. Такий процес визначають як фільтрування з частковим закупорюванням пір і

утворенням осаду. Частинки малих розмірів здатні проникати в пори до практично повного їх закупорювання. Цей процес називають фільтруванням з закупорюванням пір. Він спостерігається зазвичай при фільтруванні сумішей з малим вмістом тонкодисперсних частинок. Закупорювання пір призводить до збільшення гідравлічного опору перегородки і зменшення швидкості фільтрування. Крім того, зменшується термін служби перегородки. Тому процес фільтрування прагнуть організувати так, щоб він протікав з утворенням осаду і, по можливості, виключалася закупорка пір фільтрувальної перегородки. Для цього використовують спеціальні допоміжні речовини, що утворюють на фільтрувальній перегородці осад, вловлює дрібні частинки.

В якості допоміжних фільтрувальних речовин використовують високопористі порошкоподібні матеріали – діатоміт, перліт, вугілля, а також волокнисті матеріали – азбест, целюлозу та інші. Іноді застосовують суміш двох або більше різних допоміжних речовин, наприклад, діатоміту, перліту і азбесту. Розмір частинок допоміжного матеріалу знаходиться в межах 10–50 мкм. Для підвищення ефективності допоміжних речовин їх класифікують, прагнучи отримати фракції з можливо більш рівномірним розподілом частинок за розмірами. Використовують допоміжні речовини двояким способом – додають до вихідної суміші або попередньо наносять товстий шар на фільтрувальну перегородку, а потім по мірі закупорювання пір зовнішнього шару допоміжного речовини його поступово зрізують. Другий спосіб зазвичай застосовують при фільтруванні з використанням апаратів безперервної дії. Вибір допоміжної речовини проводиться експериментально, при цьому керуються двома основними положеннями:

- 1) допоміжна речовина, затримуючи зважені частинки, повинна забезпечувати проведення процесу фільтрування з утворенням нестисливого осаду;
- 2) чим менше розмір часток у поділюваної суміші, тим дрібніше повинні бути частки допоміжної речовини.

При визначенні кількості допоміжної речовини слід враховувати, що, з одного боку, з її збільшенням зростає пористість осаду і внаслідок цього підвищується швидкість фільтрування, а з іншого боку – зростає товщина шару осаду, що зменшує швидкість фільтрації.

Велику роль в процесі фільтрування відіграє природа і структура осаду і фільтрувальної перегородки. За фізико-механічними властивостями їх ділять на нестискувані і стискувані. Нестискувані осади і перегородки характеризуються тим, опір потоку рідини в процесі фільтрування залишаються постійними.

Практично абсолютно нестискуваних осадів немає, але до цієї групи зазвичай відносять опади речовин мінерального походження (пісок, крейда, сода та інші) з розміром частинок менше 100 мкм, опір шару яких рухається потоку незначно

залежить від перепаду тисків і швидкості осадження. До нестисливих перегородок належать пористі керамічні або скляні, а також металеві фільтруючі перегородки.

Стискувані осади характеризуються зменшенням порізності в результаті утворення більш щільного осаду і підвищенням опору при збільшенні перепаду тиску. Такими властивостями володіють дрібнодисперсні опади неорганічних речовин і більшості органічних речовин, волокнисті та високопористі матеріали.

У виробничих умовах під фільтруванням розуміють не тільки процес поділу суміші на фільтрат і осад, але і супутні йому операції – промивку, продування і сушку осаду на фільтрі.

Промивання осаду виконують з метою видалення суцільної фази. Для цього зазвичай використовується розчинник, який є основним компонентом суцільної фази. Так, якщо суцільна фаза – водний розчин, для промивання використовують воду. Продування осаду проводиться з метою витіснення з його пір промивної рідини. Для продувки використовують повітря, а також інертні гази (азот, діоксид вуглецю). Однак продувкою видалається лише частина рідини з пір осаду до досягнення рівноважної вологості. Сушіння осаду на фільтрі проводять, щоб отримати на фільтрі осад з кінцевою вологістю менше рівноважної. Для сушіння застосовують нагріте або попередньо осушене повітря.

Швидкість фільтрування

Загальна теорія фільтрування ґрунтується на емпіричному законі Дарсі, згідно з яким об'єм фільтрату V , що проходить через одиницю поверхні F за одиницю часу τ , прямо пропорційний різниці тисків Δp і обернено пропорційний загальному опору осаду R_0 та фільтруючої перегородки R_{Π} . Оскільки в загальному випадку в процесі фільтрування значення різниці тисків і гідравлічного опору шару осаду з плином часу змінюються, то ця залежність може бути представлена наступним чином:

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{R_0 + R_{\Pi}}, \quad (6.1)$$

де V – об'єм фільтрату, що пройшов через фільтр з поверхнею F за час τ .

Якщо об'єм фільтрату віднести до одиниці поверхні фільтра, то рівняння (6.1) може бути записано у вигляді

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p}{R_0 + R_{\Pi}}. \quad (6.2)$$

Опір шару осаду R_0 залежить від кількості фільтрату V , що пройшов через фільтр, тобто

$$R_0 = f(V) = kV, \quad (6.3)$$

де k – коефіцієнт пропорційності, який визначається фізичними властивостями осаду і фільтрату.

Опір фільтруючої перегородки R_{Π} можна висловити через еквівалентний опір шару осаду, для утворення якого потрібно пропустити через 1 м^2 фільтра обсяг фільтрату, рівний C :

$$R_{\Pi} = f(C) = kC.$$

Таким чином, величина C є константою для даного фільтра, так само як і k є константою лише для даної поділюваної суміші.

Тоді

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p}{k(V+C)}. \quad (6.4)$$

Останнє рівняння виражає загальну залежність швидкості фільтрування від перепаду тиску і опору, незалежно від режиму фільтрування. Шляхом його інтегрування визначається зв'язок між обсягом фільтрату і тривалістю процесу. При цьому може бути три випадки:

- 1) фільтрування при постійній різниці тисків ($\Delta p = \text{const}$);
- 2) фільтрування при постійній швидкості процесу ($dV/d\tau = \text{const}$);
- 3) фільтрування при постійних різниці тисків і швидкості ($\Delta p = \text{const}$; $dV/d\tau = \text{const}$).

Фільтрування при постійній різниці тисків. При цьому режимі фільтрування $\Delta p = \text{const}$ і $k = \text{const}$. Замінивши ці константи однієї: $\Delta p/k = K' = \text{const}$, отримаємо рівняння

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K'}{V+C} \quad \text{або} \quad dV(V+C) = K' d\tau. \quad (6.5)$$

Після інтегрування останнього виразу в межах від 0 до $(V+C)$ і $(\tau + \tau_0)$:

$$\int_0^{V+C} d(V+C) \cdot (V+C) = K' \int_0^{\tau+\tau_0} d\tau,$$

$$\text{маємо} \quad \frac{1}{2}(V+C)^2 = K'(\tau + \tau_0), \quad (5.70)$$

де τ_0 – тривалість утворення шару осаду з опором, рівним опору фільтрувальної перегородки.

Оскільки $2 = \text{const}$, то, позначивши $2K'$ через K , отримаємо закон фільтрування при $\Delta p = \text{const}$:

$$(V+C)^2 = K(\tau + \tau_0). \quad (6.6)$$

У початковий момент процесу при $\tau = 0$ і $V = 0$ рівняння (5.71) приймає вигляд

$$C^2 = K\tau_0. \quad (6.7)$$

Вирішуючи спільно рівняння (6.6) і (6.7), знаходимо вираз для розрахунку продуктивності фільтра або тривалості фільтрування при $\Delta p = \text{const}$:

$$V^2 + 2VC = K\tau. \quad (6.8)$$

Необхідні для розрахунків константи фільтрування K і C з визначають дослідним шляхом. Для цього заміряють обсяги фільтрату V і час τ , протягом якого зібрані ці обсяги, потім рівняння, що зв'язує швидкість фільтрування $dV/d\tau$ і час

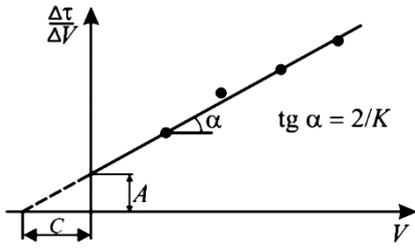


Рисунок 6.2 – Графік для визначення констант фільтрування K і C при $\Delta p = \text{const}$

В координатах $d\tau/dV-V$ або $\Delta\tau/\Delta V-V$ рівняння (5.74) являє собою пряму лінію (рис. 6.2) з тангенсом кута нахилу, рівним $\text{tg}\alpha = 2/K$.

Другий доданок в (6.9) являє собою відрізок, що відсікається на осі ординат:

$$A = \frac{2C}{K}.$$

Для графічного визначення констант K і C на осі ординат відкладають величину, зворотну швидкості фільтрування $\frac{d\tau}{dV \approx \Delta\tau/\Delta V}$, а по осі абсцис – обсяги зібраного фільтрату V . Екстраполюючи побудовану за досвідченим точкам пряму до перетину з абсцисою, знаходять значення константи C , а по тангенсу кута нахилу прямої – значення K .

Фільтрування при постійній швидкості процесу. У цьому випадку визначають тиск, необхідний для забезпечення заданої швидкості фільтрування. Оскільки $\frac{dV}{d\tau = \text{const} = w_\phi}$, то:

$$\Delta p = kV \frac{\tau}{V} + kC \frac{\tau}{V} \quad \text{або} \quad \Delta p = k\tau + \frac{kC}{V} \tau. \quad (6.10)$$

Вираз (6.10) показує, що при $V/\tau = \text{const}$ різниця тисків зростає в міру збільшення тривалості фільтрування.

Константи k і C за аналогією з попереднім випадком (коли фільтрування протікало при $\Delta p = \text{const}$) можуть бути також визначені графічно, якщо рівняння (6.10) представити у вигляді прямої лінії в координатах $\Delta p-\tau$ (рис. 6.3), а об'єм фільтрату V виразити через швидкість фільтрування ($V = w_\phi \cdot \tau$):

$$\Delta p = k\tau + \frac{k \cdot C}{w_\phi}. \quad (6.11)$$

В даному випадку тангенс кута нахилу прямої дорівнює k , а відрізок, що відсікає від осі ординат, $A = \frac{kC}{w_\phi}$. При заданій швидкості фільтрування w_ϕ , користуючись формулою (6.11), можна розрахувати тиск, який необхідно забезпечити до моменту часу τ , щоб швидкість фільтрування залишалася в заданих межах.

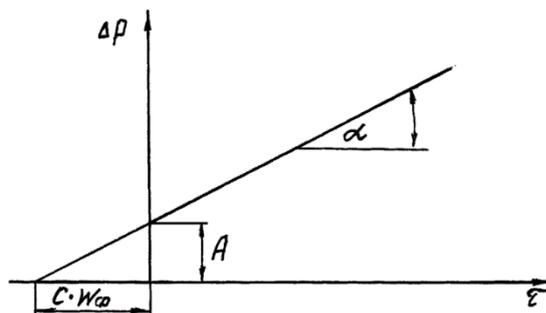


Рисунок 6.3 – Графік для визначення констант фільтрування k і C при $w_\phi = \text{const}$

Фільтрування при постійних різниці тисків і швидкості. Такий вид фільтрування має місце, коли чиста рідина фільтрується через шар осаду постійної висоти і при постійній різниці тисків (промивка осаду, тощо).

Якщо рівняння (6.11) вирішити щодо τ при $\frac{dV}{d\tau} = \frac{V}{\tau} = w_{\phi} = \text{const}$, отримаємо:

$$\tau = \frac{2V}{K}(V + C), \quad (6.12)$$

де τ – час, за який чиста рідина (промивна вода) об'ємом V пройшла через фільтр.

Так розраховують час промивання осаду або швидкість промивання:

$$\frac{V}{\tau} = w_{\text{пром}} = \frac{K}{2(V + C)}.$$

Константи фільтрування K і C визначаються так само, як і в разі фільтрування при постійному тиску.

На більшість фільтрів, що працюють під тиском, суспензія на фільтрування подається відцентровим насосом, внаслідок чого фільтри рідко працюють тільки при постійному тиску або при постійній швидкості процесу. Відповідно до робочої характеристикою насоса процес фільтрування зазвичай протікає при постійній швидкості в початковий період, а в подальшому – при постійному тиску. Насоси з крутої характеристикою «напір – продуктивність» протягом будь-якого періоду циклу не підтримують постійну швидкість або постійний тиск. Фільтрування в цьому випадку протікає при зростаючому тиску і зменшується швидкості. Тому кращий вибір насоса з нормальною характеристикою $H = f(V)$. Рівняння (6.5)–(6.12) виражають зв'язок між швидкістю фільтрування, рушійною силою і опором при різних режимах фільтрування, але вони не відображають впливу фізичних властивостей фільтрованої суміші і фільтруючої перегородки.

Фільтрувальні перегородки

Фільтрувальні перегородки – основний елемент фільтрів. Від вибору фільтрувальної перегородки залежать продуктивність фільтра і чистота фільтрату. Підбір фільтрувальної перегородки виконується емпірично. Правильно обрана перегородка має пори по можливості більшого розміру для зменшення її гідравлічного опору. Одночасно розмір пір повинен забезпечити високу чистоту фільтрату. У загальному випадку фільтрувальна перегородка повинна володіти наступними властивостями:

- 1) здатність добре затримувати тверді частинки;
- 2) невеликим гідравлічним опором;
- 3) стійкістю до хімічного впливу поділюваної суміші;
- 4) достатньою механічною міцністю;
- 5) теплостійкістю при температурі фільтрування;
- 6) невисокою вартістю.

В якості фільтрувальних перегородок застосовують найрізноманітніші матеріали, що володіють проникністю для потоку фільтрату і здатні затримувати тверду фазу: незв'язні або зернисті; тканинні; жорсткі, нерухомі.

Найбільшого поширення набули перегородки, що виготовляються з тканин. Використовуються азбестові, скляні, бавовняні і вовняні тканини, а також тканини з синтетичних волокон. Бавовняні тканини завдяки низькій вартості і різноманітності використовують найбільш часто. Однак слід враховувати, що вони руйнуються всіма мінеральними і багатьма органічними кислотами, міцними лугами, кислотними солями. Температура процесу фільтрування при їх використанні не повинна перевищувати 90°C. При високій щільності тканини надають підвищений гідравлічний опір потоку фільтрату і швидко закупорюються твердими частинками. Вовняні тканини іноді застосовують для фільтрування розбавлених кислотних розчинів і поділу густих суспензій. Вони схильні до закупорювання і швидко руйнуються лугами. Фільтрувальні перегородки з синтетичних тканин (полівінілхлоридні, перхлорвінілові, лавсанові, поліамідні, поліпропіленові тощо) за своїми властивостями у багатьох відношеннях перевершують бавовняні і вовняні фільтрувальні перегородки. Вони поєднують високу механічну міцність з хімічною і термічною, а також стійкі до дії мікроорганізмів.

Шари зернистих матеріалів (пісок, деревне і кам'яне вугілля тощо) широко застосовуються для фільтрування води і хімічних розчинів (для очищення і розпушення шару таких матеріалів використовується зворотна промивка). Бавовняна вата використовується для фільтрування сумішей з високою в'язкістю фільтрату (фарби, прядильні розчини), для вилучення забруднень з молока та ін. Фільтрувальний папір і целюлозу застосовують для відділення дуже дрібних зважених частинок і для очищення сумішей з невеликим вмістом дисперсної фази. Ці матеріали мають різну проникність, товщину і міцність, стійкі до дії сильних кислот і лугів.

В якості жорстких фільтрувальних перегородок найчастіше використовують перфоровані листи і сітки, виготовлені зі сталі, нікелю, міді, латуні, бронзи алюмінію. Їх застосовують в основному для поділу суспензій, що містять великі кристалічні частинки. Але частіше такі перегородки служать опорними для фільтрувальних тканин і паперу. Жорсткі перегородки виконують також у вигляді дисків, плиток, патронів з пористих твердих матеріалів. Пористі тверді матеріали отримують з порошкоподібних металів, кераміки, скла, вугілля, діатоміту шляхом їх спікання в присутності сполучного речовини. Пластили і труби з спечених частинок нержавіючої сталі або інших металів використовуються в освітлювальних фільтрах (в двигунах літаків), а також в якості основи в фільтрах з попередньо нанесеним шаром допоміжного фільтрувального речовини.

Вибір фільтрувальної перегородки визначається також типом фільтрувального обладнання. Наприклад, для тарілчастих фільтрів головне значення мають знос, опір стиранню і якість ущільнення фільтруючої перегородки. При ножовому зніманні осаду необхідно вибирати тканину зі здатністю легко звільнитися від осаду. Для вакуумних барабанних фільтрів необхідні міцні тканини, здатні чинити опір розривним і деформуючим зусиллям під час підсушування та ін. В тих випадках, коли проводиться шнурової знімання осаду з віддувкою, важливо, щоб гнучкий шнур міг чинити опір змінних навантажень, що викликають втому матеріалу.

Безперервно діючі стрічкові вакуумні фільтри потребують фільтруючих матеріалів, що мають високу об'ємну стійкість, а також достатній опір розриву і жорсткість, так як стрічка повинна підтримувати значні кількості твердої фази. Вакуумні дискові фільтри з віддувкою осаду або скребками вимагають застосування тканин з хорошою об'ємною стійкістю і високим опором стирання.

Устрій фільтрів

Процес фільтрування в промислових умовах проводиться на фільтрах **періодичної і безперервної дії**. Фільтри періодичної дії дозволяють виконувати фільтрування в будь-якому режимі. Безперервно діючі фільтри працюють тільки при постійній різниці тисків, забезпечуючи безперервне видалення осаду, що є їх істотною перевагою.

За способом створення різниці тиску, розрізняють фільтри, що **працюють під вакуумом і працюють під тиском**. У вакуум-фільтрах з боку фільтрату створюється розрідження. Різниця тисків в таких фільтрах не може перевищувати атмосферне. У фільтрах, що працюють під тиском, рушійна сила створюється за рахунок подачі поділюваної суміші під тиском, тому вона не обмежена атмосферним тиском і може значно перевищувати його. Вакуум-фільтри використовують для поділу порівняно легко фільтрованих суспензій. Для поділу розбавлених важко фільтруються суспензій вакуум-фільтри застосовують зазвичай з наливним шаром допоміжних речовин. Інше обмеження використання вакуум-фільтрів обумовлено тим, що за рахунок розрідження в апарат через нещільності проникає повітря, який насичується парами суцільної фази, і це викликає її втрати. Тому вакуум-фільтри використовують переважно для фільтрування суспензій, суцільною фазою яких є вода. При фільтруванні під вакуумом суспензій з органічної суцільною фазою, крім її втрат, слід побоюватися утворення вибухонебезпечної суміші парів органічної речовини і повітря.

У фільтрах тиску зазначені недоліки відсутні. Такі апарати легше герметизувати. В результаті фільтри тиску використовують для поділу відносно більш важко фільтрованих сумішей, для яких з технологічних міркувань або з метою охорони праці і техніки безпеки потрібне герметичне обладнання.

Важливою перевагою вакуум-фільтрів перед фільтрами тиску є те, що осад, що виникає при фільтруванні, знаходиться при атмосферному тиску, що полегшує його вивантаження з апарату.

За технологічною ознакою фільтруючі апарати поділяють на газові фільтри (для очищення газів), рідинні фільтри (для поділу суспензій) і фільтруючі центрифуги (також для поділу суспензій).

Газові фільтри відносяться до апаратів безперервної дії. Однак через певні проміжки часу їх зупиняють (переривають роботу) для очищення або заміни фільтрувальної перегородки. По пристрою газові фільтри поділяють на фільтри з плоскою фільтруючою перегородкою і батарейні.

Найпростіший газовий фільтр з плоскою фільтруючою перегородкою зображений на рис. 6.4. Апарат являє собою ємність 1, заповнену дрібнозернистим або спресованим волокнистим фільтруючим матеріалом. У першому випадку на перфоровану ґрати 3 насипають пісок, кварц, і т. д., у другому – на опори в ємності укладають дві скріплені між собою перфоровані решітки, між якими затиснуто спресований волокнистий матеріал (азбестове волокно, вата). Газовий потік проходить через фільтровану перегородку і очищається від зважених в ній частинок. Через певні проміжки часу фільтр вимикають і фільтруючу тканину замінюють новою або очищають.

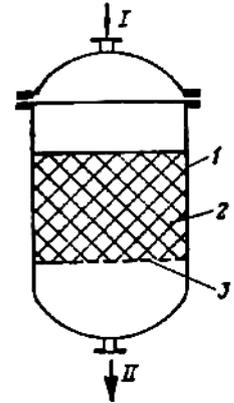


Рисунок 6.4 – Газовий фільтр з плоскою фільтруючою перегородкою: 1 – ємність; 2 – фільтруюча перегородка; 3 – перфорована решітка

Рідинні фільтри поділяються на фільтри **періодичної** і **безперервної** дії. До основних типів періодично діючих рідинних фільтрів відносяться фільтри з плоскою горизонтальною фільтруючою перегородкою, наливні батарейні, багатокамерні. Найважливішими типами безперервно діючих фільтрів є барабанні, дискові, стрічкові, карусельні.

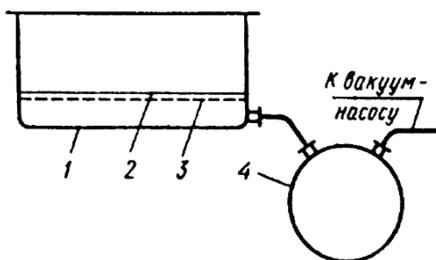


Рисунок 6.5 – Нутч-фільтр, що працює під вакуумом:
1 – резервуар; 2 – фільтруюча перегородка; 3 – псевдоднище;
4 – ємність

Фільтри періодичної дії. До періодично діючих фільтрів з плоскою горизонтальною фільтруючою перегородкою слід віднести нутч-фільтри, що працюють під вакуумом або під тиском.

Нутч-фільтр, що працює під вакуумом (рис. 6.5) виготовляється у вигляді відкритого круглого або прямокутного резервуара 1. На деякій відстані від дна резервуара знаходиться помилкове днище 3, на яке покладена фільтруюча перегородка 2. Суспензія заливається на нутч-фільтр зверху, після чого під фільтруючою перегородкою створюється вакуум, рідка фаза у вигляді фільтрату через нижній штуцер відсмоктується в ємність 4, а тверда фаза (осад) накопичується на перегородці і вручну вивантажується.

Відмінність фільтрів **безперервної дії** полягає в тому, що стадії фільтрування, просушування, промивання, зняття осаду та інші здійснюються у них одночасно, незалежно одна від одної в кожній зоні фільтра. Для цього фільтри забезпечені спеціальними пристроями, що регулюють черговість і тривалість кожної стадії процесу.

Фільтри безперервної дії розрізняються за формою фільтруючої поверхні і поділяються на барабанні, дискові, стрічкові і карусельні (тарілчасті). Кожен з цих типів фільтрів може працювати як під розрядженням, так і під тиском.

Барабанний вакуум-фільтр отримав найбільш широке поширення з фільтрів безперервної дії (рис. 6.6). Він являє собою барабан 1, що обертається в цапфах. Внутрішня частина барабана розділена на окремі секції 6, сполучені каналами з розподільною головкою 7, що з'єднує кожну секцію послідовно з вакуумною лінією і лінією стисненого повітря. Барабан приводиться в обертання електродвигуном. Поверхня барабана перфорована і покрита фільтруючою тканиною 3, закріпленою на барабані дротом. Нижня частина барабана занурена в корито 4 з мішалкою 5, заповнене суспензією. У верхній частині барабана є підведення води 8 для промивання осаду. Знімання осаду здійснюється ножем 2.

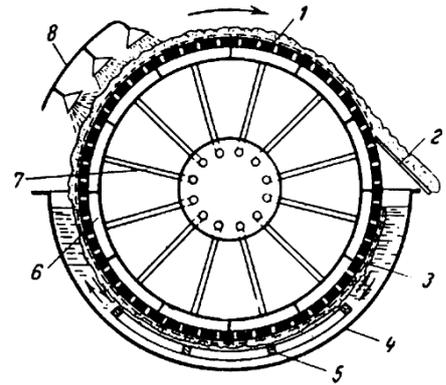


Рисунок 6.6 – Схема барабанного вакуум-фільтру:

- 1 – перфорований барабан; 2 – ніж;
3 – фільтруюча тканина; 4 – корито;
5 – хитна мішалка; 6 – секції; 7 – розподільна головка; 8 – пристрій для розбризкування промивної

Питання для самоперевірки

1. Призначення процесу фільтрування.
2. Фільтрування при сталому тиску та постійній швидкості.
3. Характеристика фільтруючих елементів.
4. Конструкція апаратів для фільтрування суспензій.
5. Устрій та принципи дії фільтрів.

Лекція 7

ЦЕНТРИФУГУВАННЯ

Застосування відцентрової сили дозволяє значно інтенсифікувати процес поділу неоднорідних сумішей. Для цього необхідно поділюваний потік помістити в поле дії відцентрових сил, яке може бути створено двома способами:

- 1) обертальним рухом потоку в нерухомому апараті;
- 2) обертанням потоку в обертовому апараті (суміш обертається разом з апаратом).

У першому випадку процес носить назву **циклонного**, у другому – **відстійного** центрифугування. В обох випадках осаджувана частка переміщується з потоком по траєкторії, показаної на рис. 7.1.

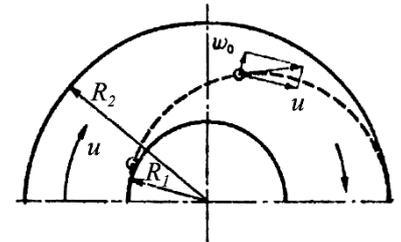


Рисунок 7.1 – Траєкторія руху частинки в відцентровому полі: w_0 – швидкість осадження частинки; u – окружна швидкість обертання

На частку, зважену в потоці, діють сили: відцентрова ($G_{\text{ц}} = m \cdot u^2/R$), тяжіння ($G_{\text{т}} = m_1 \cdot g$), опору середовища ($F_c = 3 \cdot \pi \cdot d \cdot \mu_c \cdot w_0$) і Архімедова сила ($G_{\text{А}} = m_2 \cdot g$). Оскільки силою тяжіння і архімедовою силою у відцентровому полі можна знехтувати (вони порівняно з відцентровою силою дуже малі), то рух частинки в даному випадку можна описати залежністю, аналогічною для руху під дією сили тяжіння: $G_{\text{ц}} = F_c$.

Закон опору середовища руху частки визначається гідродинамічним режимом. При ламінарному режимі ($Re < 0,2$) осадження характеризується законом Стокса. Якщо виразити окружну швидкість u через кутову: $u = \omega R$, а швидкість осадження w_0 представити як похідну шляху за часом: $w_0 = dR/d\tau$, то при $G_{\text{ц}} = F_c$

$$\frac{\pi \cdot d^2}{6} (\rho_d - \rho_c) \cdot \omega^2 \cdot R = 3\pi \cdot d \cdot \mu_c \frac{dR}{d\tau}, \quad (7.1)$$

де d – розмір дисперсних часток; ρ_d – щільність дисперсних частинок; ω – кутова швидкість обертання; R – радіус обертання; μ_c – в'язкість суцільного середовища; $\omega^2 \cdot R$ – відцентрове прискорення.

Розділивши змінні та проінтегрувавши останній вираз, отримаємо:

$$\int_0^{\tau} d\tau = \frac{18\mu_c}{d^2 \cdot \omega^2 (\rho_d - \rho_c)} \int_{R_1}^{R_2} \frac{dR}{R}. \quad (7.2)$$

Рівняння (7.2) дає можливість знайти залежність для визначення часу, необхідного для виділення частки з потоку при зміні радіуса обертання в межах від R_1 до R_2 (див. рис. 7.1):

$$\tau = \frac{18\mu_c}{d^2 \cdot \omega^2 (\rho_d - \rho_c)} \ln \frac{R_2}{R_1}. \quad (7.3)$$

Розмір частинок, які осаджуються:

$$d = \sqrt{\frac{18\mu_c}{(\rho_d - \rho_c) \cdot \tau \cdot \omega^2} \ln \frac{R_2}{R_1}}. \quad (7.4)$$

Теоретично всі частинки, що мають розмір вище розрахованого по рівнянню (7.4), повинні осідати в апараті, а частинки менших розмірів – виноситися з нього.

Відповідно до закону Стокса швидкість осадження частинок в відцентровому полі при ламінарному режимі осадження ($\zeta = \frac{24}{Re}$)

$$W_o = \frac{d^2 \cdot (\rho_d - \rho_c) \cdot \omega^2 \cdot R}{18\mu_c}, \quad (7.5)$$

де $\omega^2 \cdot R$ – відцентрове прискорення.

Якщо осадження характеризується загальним законом опору $\zeta = f(Re)$, то сила опору

$$F_c = \zeta \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \frac{\omega_0^2}{2} \rho_c,$$

тоді при $G_{\text{ц}} = F_c$:

$$\frac{\pi d^3}{6} (\rho_d - \rho_c) \cdot \omega^2 \cdot R = \zeta \frac{\pi d^2}{8} \left(\frac{dR}{d\tau} \right)^2 \cdot \rho_c. \quad (7.6)$$

Після скорочення, вилучення кореня квадратного з обох частин рівняння (7.6) і поділу змінних маємо:

$$\int_0^\tau d\tau = 2 \sqrt{\frac{3\zeta \cdot \rho_c}{d(\rho_d - \rho_c)}} \int_{R_1}^{R_2} \frac{dR}{\sqrt{R}} \text{ або } \tau = 2 \sqrt{\frac{3\zeta \cdot \rho_c}{d(\rho_d - \rho_c) \cdot \omega^2}} (\sqrt{R_2} - \sqrt{R_1}). \quad (7.7)$$

Ефективність відцентрового поділу неоднорідних систем характеризується відцентровим критерієм Фруда, що виражає співвідношення відцентрової сили і сили тяжіння:

$$Fr_{\text{ц}} = \frac{G_{\text{ц}}}{G_{\text{г}}}.$$

Це співвідношення носить також назву **фактору розподілу** K_p :

$$K_p = \frac{G_{\text{ц}}}{G_{\text{г}}} = \frac{m \cdot \omega^2 \cdot R}{m \cdot g} = \frac{\omega^2 \cdot R}{g} = \frac{u^2}{R \cdot g}. \quad (7.8)$$

Фактор розподілу є важливою характеристикою центрифуг, так як, при інших рівних умовах, розділяюча дія центрифуги зростає пропорційно величині K_p .

Фільтрування в полі відцентрової сили

Цей процес проводять у фільтруючих циліндрах, робочим органом яких є циліндричний барабан з перфорованою бічною стінкою, викладеною зсередини фільтрувальною перегородкою.

Різниця тисків, необхідна для процесу фільтрування, створюється за рахунок відцентрової сили, що розвивається при обертанні барабана. Відцентрова сила, що виникає в результаті обертання кільця рідини товщиною dR на відстані від осі обертання R (рис. 7.2):

$$dP_{\text{ц}} = dm\omega^2 R = 2\pi R H \rho \omega^2 R dR,$$

де $dm = 2\pi R H \rho dR$ – маса кільця; ω – кутова швидкість; ρ – густина рідини; H – ширина (висота) барабана.

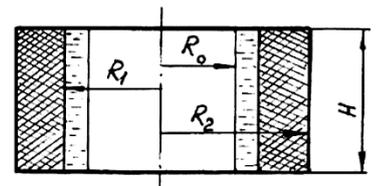


Рисунок 7.2 – До виведення рівняння процесу фільтрування в центрифугі

Перепад тисків, що виникає за рахунок відцентрової сили:

$$dp = \frac{P_{\text{ц}}}{F} = \frac{2\pi R^2 H \rho \omega^2 dR}{2\pi R H} = R \rho \omega^2 dR,$$

де F – площа поверхні, на яку діє сила $P_{\text{ц}}$.

Різниця тисків, створювана відцентровою силою дорівнює:

$$\Delta p_{\text{ц}} = \int_{p_1}^{p_2} dp = \omega^2 R \int_{R_1}^{R_2} R dR = \frac{\omega^2 \rho}{2} (R_2^2 - R_0^2). \quad (7.9)$$

Ця різниця тисків витрачається на подолання опору шару осаду при фільтруванні. Оскільки швидкість фільтрування мала, витратою енергії на створення кінетичної енергії нехтують. Тиск у шарі осаду на фільтруючій перегородці центрифуги розподіляється нерівномірно, оскільки при сталій об'ємній витраті фільтрату зі збільшенням відстані від осі обертання до поверхні, через яку проходить фільтрат, зростає R і зменшується Δp .

Згідно із законом Дарсі ($w = \frac{\Delta p}{hr}$) швидкість фільтрування:

$$w = \frac{dp}{dR} \cdot \frac{1}{r_0 \mu}.$$

За визначенням $w = \frac{V}{(2\pi R H)}$, отже:

$$\frac{V}{2\pi R H} = \frac{dp}{dR} \cdot \frac{1}{r_0 \mu}, \quad \text{або} \quad dp_{\text{ц}} = \frac{r_0 \mu V}{2\pi H} \cdot \frac{dR}{R}.$$

Інтегруючи останній вираз в межах від R_0 до R_2 , отримаємо:

$$dp_{\text{ц}} = \frac{r_0 \mu V}{2\pi H} \cdot \ln \frac{R_2}{R_0}. \quad (7.10)$$

Зіставлення рівнянь (7.9) і (7.10) дає:

$$V = \frac{\pi H \rho w^2}{r_0 \mu} \cdot \frac{R_2^2 - R_0^2}{\ln \frac{R_2}{R_0}}. \quad (7.11)$$

Знаючи розвивається відцентровою силою тиск на фільтруючу перегородку, можна знайти тривалість фільтрування:

$$\tau = \frac{V(R_{\text{п}} + h_0 r_0)}{(\Delta p_{\text{ц}} F)}, \quad \text{або} \quad \tau = \frac{x_0 r_0}{2 \Delta p_{\text{ц}}} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{R_{\text{п}}}{\Delta p_{\text{ц}}} \cdot \frac{V}{F}, \quad (7.12)$$

де фільтруючу поверхню центрифуг F зазвичай розраховують як середню:

$$F = \pi H (R_2 + R_0).$$

Експериментальні дослідження процесів відцентрового фільтрування показують, що швидкість фільтрування змінюється в часі. По характеру зміни швидкості процес можна розділити на три стадії:

- 1) утворення осаду (власне фільтрування);
- 2) ущільнення осаду;
- 3) віджимання осаду.

Для першої стадії застосовні встановлені раніше закономірності кінетики фільтрування. Для другої і третьої стадій немає аналітичних залежностей, задовільно виражають швидкість фільтрування. Тому тривалість відцентрового фільтрування зазвичай знаходять дослідним шляхом.

Фільтруючі центрифуги

На відміну від відстійних центрифуг, фільтруючі мають барабани з отворами. Внутрішня поверхня стінок барабана покривається фільтрувальною перегородкою, яка пропускає фільтрат, що рухається під дією відцентрової сили, і затримує осад.

Залежно від організації процесу фільтрації центрифуги фільтруючі, як і відстійні, діляться на періодично і безперервно діючі. Вивантаження осаду проводиться вручну або автоматично. За розташуванням вала розрізняють горизонтальні і вертикальні центрифуги. Фільтруючі центрифуги періодичної дії. Їх поділяють за способом вивантаження осаду на центрифуги з ручним вивантаженням, гравітаційним вивантаженням і автоматичні.

Фільтруюча центрифуга з ручним вивантаженням осаду (рис. 7.3) має перфорований барабан 7, поміщений в кожух 6 і насаджений за допомогою маточини 1 на вертикальний вал 2. Всередині барабана розміщена дренажна сітка 9, на якій розташована фільтруюча тканина 10. Суспензія завантажується в барабан зверху, після чого він приводиться в обертання за допомогою шківів 4. Фільтрат під дією відцентрової сили проходить через фільтр в кожух 6, звідки по зливному патрубку спрямовується в приймач. Після закінчення фільтрування осад з барабана вивантажують.

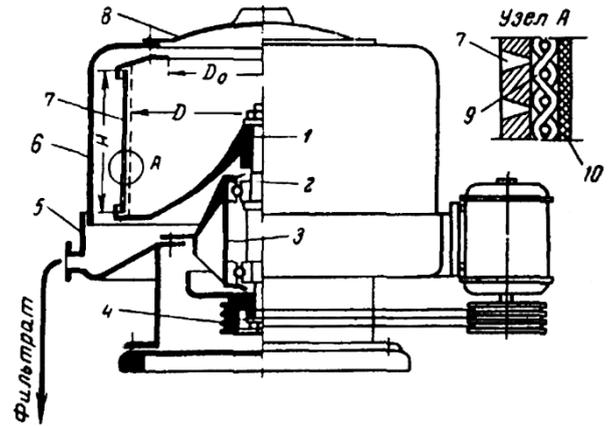


Рисунок 7.3 - фільтруюча центрифуга з ручним верхнім вивантаженням осаду:

1 – маточина; 2 – вал; 3 – корпус; 4 – приводний шків; 5 – станина; 6 – кожух; 7 – барабан; 8 – кришка; 9 – дротова дренажна сітка; 10 – фільтрувальна тканина

Розрахунок фільтруючих центрифуг періодичної дії

Центрифуги періодичної дії працюють в нестационарному режимі, тому їх розрахунок ґрунтується на емпіричних даних. Тривалість одного циклу роботи фільтруючої центрифуги періодичної дії складається в основному з тривалості наступних стадій: 1) завантаження суспензії; 2) центрифугування (фільтрування); 3) промивання осаду; 4) вивантаження осаду.

Друга і третя стадії є основними, а третя і четверта – допоміжними, тобто

$$\tau_{\text{осн}} = \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{п}} \quad \text{і} \quad \tau_{\text{всп}} = \tau_{\text{з}} + \tau_{\text{в}},$$

де $\tau_{\text{ф}}$, $\tau_{\text{п}}$, $\tau_{\text{з}}$, $\tau_{\text{в}}$ – відповідно, час фільтрування, промивання осаду, завантаження суспензії і вивантаження осаду.

При низькому опорі фільтруючої перегородки ($R_{\text{п}} = 0$) і $\Delta p = \text{const}$ максимальна питома продуктивність фільтра, як вказувалося раніше, досягається при рівних витратах часу на основні і допоміжні операції: $\tau_{\text{осн}} = \tau_{\text{всп}}$. Якщо опір

фільтруючої перегородки значно, то умові максимальної питомої продуктивності відповідає $\tau_{\text{осн}} > \tau_{\text{всп}}$. У разі роботи фільтра періодичної дії з постійною швидкістю фільтрування вигідно максимально збільшити час фільтрування і отримати осад товщиною, гранично допустимої фільтром.

Середня продуктивність фільтруючої центрифуги періодичної дії за один цикл роботи за суспензії V_c визначається робочим об'ємом барабана V_p :

$$V_p = \pi(R_2^2 - R_0^2)H ;$$

$$V_c = \frac{V_p}{\tau_{\text{осн}} + \tau_{\text{всп}}} = \frac{\pi(R_2^2 - R_0^2)H}{\tau_{\text{осн}} + \tau_{\text{всп}}} \quad (7.13)$$

Значення V_p зазвичай приймають таким $V_p = 0,5V_6$ (V_6 – обсяг барабана центрифуги).

Якщо визначити масову концентрацію твердої фази a_0 , а її щільність ρ_0 , то середня продуктивність по фільтрату за один цикл V може бути виражена наступним чином:

$$V = V_c - V_c \cdot \left(\frac{a_0}{\rho_0}\right) = V_c \cdot \left(1 - \frac{a_0}{\rho_0}\right), \quad (7.14)$$

або

$$V = \frac{\pi(R_2^2 - R_0^2)H}{\tau_{\text{осн}} + \tau_{\text{всп}}} \left(1 - \frac{a_0}{\rho_0}\right). \quad (7.15)$$

Потужність електродвигуна центрифуг періодичної дії визначається по потужності, що витрачається в пусковий період. При цьому враховується витрата енергії на обертання ротора і компенсацію втрат в передачі і електродвигуні.

Повна витрата потужності в пусковий період

$$N_{\text{п}} = N_1 + N_2 + N_3,$$

де $N_1 = (A_6 + A_3)/\tau_{\text{п}}$ – потужність, що витрачається на подолання інерції барабана і завантаження під час пускового періоду ($A_6 = u_6^2 M_6 / 2$ – робота, що витрачається на подолання інерції барабана (u_6 – окружна швидкість обертання барабана при $R_2 = R_6$; M_6 – маса барабана); $A_3 = 0,75 u_3^2 M_3 / 4$ – робота, що витрачається на подолання інерції завантаження при $V_p = 0,5V_6$ (u_3 – окружна швидкість обертання завантаження при R_0 ; M_3 – маса завантаження, рівна $\pi R_0^2 \cdot H \cdot \rho_c$); $\tau_{\text{п}}$ – тривалість пускового періоду; $N_2 = \lambda M u_{\text{в}} g$ – потужність, яка витрачається на тертя вала в підшипниках (λ – коефіцієнт тертя, що дорівнює $0,07 \div 0,1$; M – маса всіх обертових частин центрифуги, разом із завантаженням; $u_{\text{в}}$ – окружна швидкість обертання цапфи вала); $N_3 = 2,94 \cdot 10^{-3} \beta R_6^2 u_6^3 \rho_{\text{п}}$ – потужність, що витрачається на тертя стінки барабана об повітря (β – коефіцієнт опору, рівний $2,3$; $\rho_{\text{п}}$ – густина повітря).

З урахуванням к.к.д. передачі $\eta_{\text{п}}$, потужність, що витрачається в пусковий період

$$N = \frac{N_{\text{п}}}{\eta_{\text{п}}}.$$

Установча потужність електродвигуна вибирається з запасом в 10–20%. Загальним недоліком фільтруючих центрифуг періодичної дії є непродуктивні витрати часу та енергії, пов'язані з циклічністю роботи машини. Цього недоліку позбавлені фільтруючі центрифуги безперервної дії.

Розрахунок фільтруючих центрифуг безперервної дії

Як і для фільтруючих центрифуг періодичної дії, метою розрахунку є визначення продуктивності центрифуги і витрат енергії. Розрахунок продуктивності фільтруючих центрифуг безперервної дії проводять аналогічно розрахунку продуктивності фільтрів, виходячи з тиску, який чинить суспензія на фільтруючу перегородку центрифуги під дією відцентрових сил.

При $\Delta p_{\text{ц}} = \text{const}$ і $dV/d\tau = \text{const}$ продуктивність центрифуги по фільтрату може бути представлена виразом

$$V = \frac{\Delta p_{\text{ц}} \cdot F}{\mu(r_0 \cdot h_0 + R_{\text{п}})}. \quad (7.16)$$

Якщо опором фільтруючої перегородки можна знехтувати ($R_{\text{п}} = 0$), то

$$V = \frac{\Delta p_{\text{ц}} \cdot F}{\mu \cdot r_0 \cdot h_0}.$$

При внутрішньому радіусі рідини в центрифугі R_0 рушійна сила становить

$$\Delta p_{\text{ц}} = \frac{\omega^2 \rho_c (R_2^2 - R_0^2)}{2}.$$

Тоді продуктивність безперервно діючої фільтруючої центрифуги

$$V = \frac{\omega^2 \rho_c (R_2^2 - R_0^2) \cdot F}{2\mu \cdot r_0 \cdot h_0}. \quad (7.17)$$

Враховуючи, що поверхня фільтрування $F = \pi H (R_2 + R_0)$, висота шару осаду $h_0 = R_2 - R_0$, середній радіус обертання $R_{\text{ср}} = \frac{R_2 + R_0}{2}$, і позначивши тривалість фільтрування через $\tau_{\text{ф}}$, а тривалість усього циклу (завантаження, фільтрування, вивантаження осаду, промивка) через $\tau_{\text{ц}}$, в результаті нескладних алгебраїчних перетворень можна одержати середню питому продуктивність центрифуги по фільтрату:

$$V_{\text{ф}} = V \cdot \frac{\tau_{\text{ф}}}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{\pi \cdot H \cdot \omega^2 (R_2 + R_0)^2 \cdot \rho_c}{2r_0 \cdot \mu} \cdot \frac{\tau_{\text{ф}}}{\tau_{\text{ц}}}. \quad (7.18)$$

Продуктивність центрифуги по суспензії $V_{\text{с}}$:

$$V_{\text{с}} = \frac{V}{1 - a_0/\rho_c} = \frac{\pi \cdot H \cdot \omega^2 \cdot \rho_c \cdot (R_2 + R_0)^2}{2r_0 \cdot \mu (1 - a_0/\rho_c)}, \quad (7.19)$$

де a_0 – масова концентрація твердої фази в суспензії.

При використанні рівнянь (7.18) і (7.19) слід врахувати, що при їх виведенні були зроблені припущення, згідно з яким опір потоку фільтрату приймалося постійним, товщина шару осаду – пропорційною обсягу фільтрату, а опір фільтруючої перегородки надзвичайно малим. На практиці фільтрувальна перегородка робить

істотний опір рідкій фазі, а з її поверхні шар осаду ніколи повністю не видаляється. Крім того, слід зазначити труднощі у визначенні R_0 , оскільки при центрифугуванні рівень рідини всередині осаду завжди віддалений від його вільної поверхні.

Внаслідок наближеності теоретичного розрахунку вибір промислової центрифуги здійснюється за експериментальними даними, отриманими при дослідженні процесу поділу тієї ж суспензії на лабораторній центрифугі.

При розрахунку витрати енергії на безперервне центрифугування враховують енергію, яка витрачається на повідомлення кінетичної енергії рідини, на подолання тертя ротора про повітря і в підшипниках, на вивантаження осаду, на втрати в передачі і електродвигуні. Вибір електродвигуна проводиться так само, як і в разі періодичного процесу центрифугування – по пусковій потужності.

Питання для самоперевірки

1. Основні положення центрифугування.
2. Фактор поділу та відцентрова сила.
3. Процеси у фільтруючих центрифугах.
4. Устрій центрифуг.
5. Розрахунок центрифуг.

Лекція 8

ПОДІЛ ГАЗОВИХ СУМІШЕЙ

Інтенсифікувати процес очищення газів від пилу під дією гравітаційних або відцентрових сил можна, попередньо зволоживши його. Для цього газ переводять в тісний контакт з рідиною (найчастіше з водою), яку розбризкують або розподіляють у вигляді тонкої плівки в потоці газу, або газ пропускають через шар рідини. Такий спосіб очищення газу отримав назву мокрого. Використовується він для тонкого очищення в тих випадках, коли допустимі зволоження і охолодження газу, а зважені в газі частинки добре змочуються рідиною.

Найпростішими апаратами для мокрого очищення газу є **скрубери**. Газ проходить через порожнистий скрубери від низу до верху і зрошується водою, що розбризкується через форсунки. Для більш повного очищення застосовують насадкові скрубери, заповнені хордовою або кільцевою насадкою (іноді шматками коксу або кварцу), і зрошувані за допомогою спеціальних розподільних пристроїв. У порожнистих скруберах ступінь очищення газу досягає 60–75%, в насадкових 75–85%.

У **відцентрових скруберах** (рис. 8.1) запилений газ надходить в циліндричний корпус 1 через вхідний патрубок 2, розташований тангенціально по відношенню до нього. В силу цього газ набуває всередині корпусу обертального руху. Стінки корпусу зрошуються водою, що надходить через сопло 3 і стікає у вигляді плівки.

Потік газу піднімається, обертаючись, по гвинтовій лінії знизу вгору; при цьому зважені в газі частинки рухаються під дією відцентрової сили в радіальному напрямку, досягають стінок скрубера, змочуються водяною плівкою і видаляються з водою через конічне днище 4. Очищений газ йде через вихідний патрубок 5.

У відцентрових скруберах досягається більш високий ступінь очищення, ніж в порожнистих або насадкових; вона залежить від діаметра скрубера і питомої витрати води. При діаметрі скрубера 1 м і питомій витраті води $0,2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \text{ води/м}^3 \text{ газу}$ в залежності від дисперсного складу пилу ступінь очищення становить 85–87%. Зі зменшенням діаметра скрубера ступінь очищення може досягати 98%.

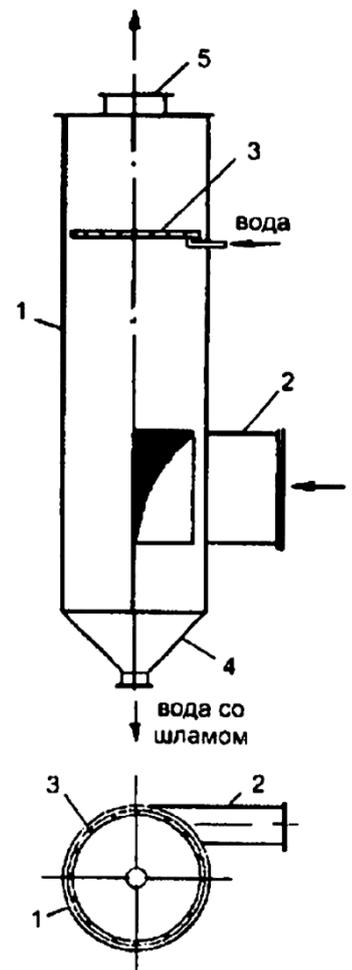


Рисунок 8.1 – Відцентровий скрубери: 1 – корпус; 2 – вхідний патрубок; 3 – сопло; 4 – днище; 5 – вихідний патрубок

Для очищення сильно запилених газів більш ефективні **барботажні (пінні)** пиловловлювачі (рис. 8.2).

Барботажний пиловловлювач являє собою порожню камеру 1 круглого або прямокутного перерізу, всередині якої розташована горизонтально перфорована перегородка – решітка 2. Рідина через штуцер і приймальні коробку 4 надходить на решітку, а газ, що піддається очищенню, подається під решітку. Проходячи через отвори решітки, газ спінують рідина на решітці, перетворюючи її в шар піни, що забезпечує більшу поверхню фазового контакту газу та рідини), а отже, і високий ступінь очищення.

Рівень піни регулюється зливним порогом 5. Більш дрібні частинки дисперсної фази проходять разом з газом через отвори в решітці, захоплюються піною, що переміщається по ґратах, і з неї видаляються через зливний патрубок 6 (це приблизно 80 % від загальної кількості зібраної дисперсної фази).

Більші частинки уловлюються рідиною, що стікає через отвори в решітці. Утворена при цьому суспензія збирається в нижній конічній частині апарату 3 і видаляється з нього через спускний штуцер 7. З цим потоком видаляється приблизно 20% уловлюваних частинок. Для підвищення ступеня очищення в пінних пиловловлювачах встановлюють кілька перфорованих перегородок.

Ефективність роботи пінних апаратів значною мірою залежить від швидкості руху газу по вільному перетину корпусу. При невеликих швидкостях відбувається звичайний барботаж: газ, виходячи з отворів решітки, розбивається на окремі бульбашки, що проходять через шар рідини і не викликають піноутворення. При швидкості газу 0,5–0,7 м/с на решітці утворюється шар малорухливої піни. При великих швидкостях газу у вільному перерізі апарату комірчаста піна перетворюється в рухливу, що володіє високорозвиненою поверхнею і безперервно поновлюваними плівками. Однак зі збільшенням швидкості руху газу зростає унос бризг, тому в якості меж раціональних значень швидкості газу у вільному перетині апарату рекомендуються швидкості близько 1,3–3,0 м/с.

При обраній швидкості газу в апараті і заданій продуктивності вільний перетин апарату

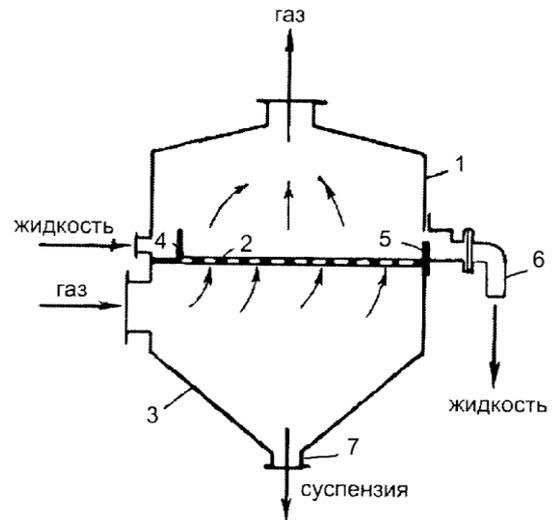


Рисунок 8.2 – Барботажний пиловловлювач: 1 – корпус; 2 – перфорована перегородка (решітка); 3 – конічне днище; 4 – приймальна коробка; 5 – зливний поріг; 6 – зливний патрубок; 7 – спускний штуцер

$$F_a = \frac{V_r}{w_r} \quad (8.1)$$

Площа вільного перетину решітки з урахуванням зміни температури газу під ґратами

$$F_{\text{св}} = \frac{F_a \cdot w_r \cdot T_p}{w_0 \cdot T_r}, \quad (8.2)$$

де T_r і T_p – температура газу на вході в апарат і під ґратами, відповідно; w_0 – швидкість газу в отворах решітки, що приймається на основі досвідчених даних в межах 7–13 м/с.

Кількість води, що подається в барботажний пиловловлювач, залежить від запиленості газу, його температури і заданої концентрації суспензії, отримуваної в результаті поглинання пилу водою. Зазвичай витрата води складає $(0,2-0,3) \cdot 10^{-3}$ м³ води на 1 м³ очищеного газу, а вміст дисперсної фази в суспензії – (10–20) % мас.

При відносно низьких капітальних і експлуатаційних витратах барботажні пиловловлювачі дозволяють забезпечити ступінь очищення газів порядку 95–99%.

Осадження під дією електричного поля

В електричному полі часткам невеликих розмірів можна повідомити значний електричний заряд і завдяки цьому здійснити процес осадження, який неможливо провести під дією сили тяжіння або відцентрової сили. Тому електроочисткою користуються для поділу тонкодисперсних газових сумішей (пилів, туманів). При цьому ступінь очищення може досягати 99 % і вище.

Електрична очистка газів заснована на іонізації молекул газу і повідомленні зваженим часткам електричного заряду. Електрично заряджені частинки під дією електричного поля осідають на протилежно зарядженому електроді, втрачають свій заряд і виводяться з газового потоку.

Іонізація газу виникає при його проходженні між електродами, з'єднаними з джерелом постійного струму високої напруги. Внаслідок високої різниці потенціалів на електродах і неоднорідності електричного поля (електроди виконують з перерізами різної геометричної форми, тому відбувається ущільнення силових ліній у електрода з меншою поверхнею – зазвичай катода), в шарі газу у катода утворюється односторонній потік електронів, спрямований до анода. В цьому шарі в результаті зіткнень електронів з нейтральними молекулами газ іонізується (ударна іонізація). Зовнішньою ознакою іонізації є світіння шару газу або утворення «кони» у катода. Тому такий електрод отримав назву конуючого.

При іонізації утворюються як позитивні, так і негативні іони; позитивно заряджені іони залишаються поблизу конуючого електрода, а негативні з величезною швидкістю прямують до анода, зустрічаючи і заряджаючи на своєму шляху нейтральні частки, зважені в газі.

Отримали негативний заряд зважені частинки під дією електричного поля переміщуються до анода і осідають на ньому (позитивно заряджений електрод носить

назву осадового). Швидкість руху зважених частинок, які отримали заряд, невелика; вона залежить від розміру частинок і гідравлічного опору газового середовища. Зазвичай швидкості електроосадження коливаються в межах від декількох сотих метра до декількох десятих метра в секунду. Осівши на аноді, частка віддає йому свій заряд, стає електронейтральною і опадає з нього.

Висока напруга постійного струму, необхідне для живлення електрофільтрів, отримують на спеціальних установках – перетворювальних підстанціях. Коронуючий електрод з'єднаний з негативним полюсом джерела напруги. Для повітря критичне напруження, при якому відбувається утворення корони, становить близько 30 кВ. Робоча напруга в 1,5–2,5 рази більше критичного і зазвичай дорівнює 40–75 кВ. Сила струму знаходиться в межах від 0,05 до 0,50 мА на один метр довжини коронуючого електрода. Для забезпечення зазначених параметрів промисловий змінний струм напругою 220–280 В подається на підвищувальний трансформатор з регулятором, де напруга підвищується до 100 кВ. Далі змінний струм перетворюється в постійний за допомогою лампових, напівпровідникових або механічних випрямлячів і подається на електроочистку.

Ступінь очищення газу в електричному полі залежить від електропровідності зважених часток. Якщо частинки добре проводять електричний струм, то свій заряд вони миттєво віддають анода, заряджаючись від нього позитивним зарядом і відштовхуючись в напрямку руху газового потоку, що призводить до збільшення виносу дисперсних частинок і зниження ступеня очищення. Якщо ж зважені частинки погано проводять електричний струм, то притискаються силою поля до осадового електрода, вони утворюють на ньому щільний шар негативно заряджених частинок. Цей шар відштовхує частинки того ж знаку, і вони виносяться також потоком газу з апарату. Щоб виключити це явище, електроди періодично струшують або збільшують провідність зважених частинок шляхом зволоження газу перед очищенням. Частинки рідини мають досить високу електропровідність і зазвичай добре змочують поверхню електродів. Тому вони швидко віддають осадовому електроду свій заряд і стікають по його поверхні.

Устрій і розрахунок електрофільтрів

Апарати, в яких здійснюють електричне очищення газів, отримали назву **електрофільтрів**. Для створення неоднорідного електричного поля в них коронуючі електроди виконують у вигляді дроту круглого або зіркоподібного перетину, а осадові – у вигляді пластин спеціального профілю або труби круглого або шестикутного перетину. По виду осадового електрода промислові електрофільтри поділяються на **трубчасті і пластинчасті**. Крім цього, вони поділяються на **сухі** (для

очищення сухих газів) і **мокри** – для очищення газів, зволжених в результаті конденсації парів (які в них містяться), а також для осадження крапель з туману.

Трубчастий електрофільтр (рис. 8.3) являє собою камеру з 1 осаджуючими електродами 2 у вигляді труб діаметром 150–300 мм і довжиною 3–4 м. Всередині кожного трубчастого елемента точно по центру підвішується виконаний з корозійно-стійкого матеріалу коронуючий електрод 3 у вигляді дроту діаметром 1,5–2 мм. Коронуючі електроди підвішені до рами 4, спирається на ізолятори 5. Для жорсткості конструкції електроди знизу з'єднані рамою 6. Для видалення пилу і очищення коронуючого електрода електрофільтр має струшуючий пристрій. Забруднений газ через газохід 7 потрапляє під ґрати 8 і рівномірно розподіляється між трубчастими елементами, де відбувається іонізація. Частинки пилу отримують електричний заряд і направляються до осадкового трубчастого елемента. На заземленому трубчастому елементі частинки втрачають заряд і осідають, а потім зсипаються в нижній бункер апарата і видаляються з нього через пилові затвори. Очищений газ виходить через газохід 9.

Перевага трубчастих електрофільтрів – можливість використання більшої напруги електричного поля та досягнення, отже, більш високої питомої продуктивності. До недоліків їх слід віднести значну металоємність, складність монтажу, труднощі очищення труб від пилу.

Пластинчасті електрофільтри відрізняються від трубчастих тим, що осадковими електродами є не труби, а вертикальні пластини, виконані з дротяної сітки (рис. 5.19). Між пластинами пропущені коронуючі електроди у вигляді дроту, підвішеної на рамі. Пластинчасті електрофільтри менш металоємкі у порівнянні з трубчастими, більш компактні, простіше в монтажі і доступніше для очищення від пилу. У деяких випадках електрофільтри секціонують, і газ пропускають через ряд послідовно з'єднаних один з одним секцій.

Напрямок газового потоку, паралельний до коронуючих електродів, не є обов'язковим. У пластинчастих електрофільтрах газовий потік може бути спрямований перпендикулярно до коронуючих електродів.

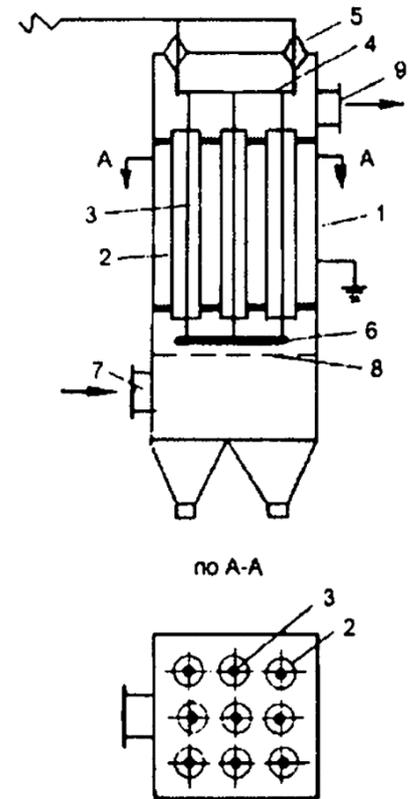


Рисунок 8.3 – Схема трубчастого електрофільтру:
1 – камера; 2 – осаджуючий електрод; 3 – коронуючий електрод; 4, 6 – рами; 5 – ізолятор; 7 – вхідний газохід; 8 – розподільна решітка; 9 – газохід

Сила впливу електричного поля на заряджену частинку визначається розміром заряду пластини $q = n \cdot e_0$ (n – число зарядів, отриманих часткою; $e_0 = 4,8 \cdot 10^{-10}$ ел.ст.од. – елементарний заряд) і напруженістю електричного поля в даній точці E_x (x – відстань від коронуючого електрода):

$$F_3 = q \cdot E_x = n \cdot e_0 \cdot E_x. \quad (8.3)$$

Для забезпечення ударної іонізації газу в електрофільтрі напруга електричного поля повинна бути вище критичного значення $E_{кр}$ ($E > E_{кр}$), яке наближено може бути розраховане для трубчастого електрофільтра за рівнянням:

$$E_{кр} = 31 \left(1 + 0,308 \sqrt{\frac{\rho \cdot g}{r}} \right) r \cdot \ln \frac{R}{r}, \quad (8.4)$$

де r і R – радіуси перетинів коронуючого і осадкового електродів; ρ – відносна густина газу (по відношенню до щільності повітря при нормальному тиску і температурі 25°C). При розрахунку пластинчастого електрофільтра в рівнянні (8.4) радіус осадкового електрода R замінюють відстанню між коронуючим електродом і пластиною h .

Прийнявши ламінарний характер осадження частинок і прирівнявши силу опору середовища ($F_c = 3\mu \cdot \pi \cdot d \cdot w_0$) силі електричного поля, що діє на кулясту частку ($F_{эл} = n \cdot e_0 \cdot E$), можна визначити швидкість частинки в електричному полі:

$$w_0 = \frac{E \cdot n \cdot e_0}{3\pi \cdot \mu \cdot d}. \quad (8.5)$$

Час осадження частинки заданого розміру d

$$\tau_0 = \int_r^R \frac{dx}{w_0}, \text{ оскільки } w_0 = \frac{dx}{dt}. \quad (8.6)$$

У рівнянні (8.6) r – радіус коронуючого електрода, а R – відстань від осі коронуючого електрода до поверхні осадкового електрода.

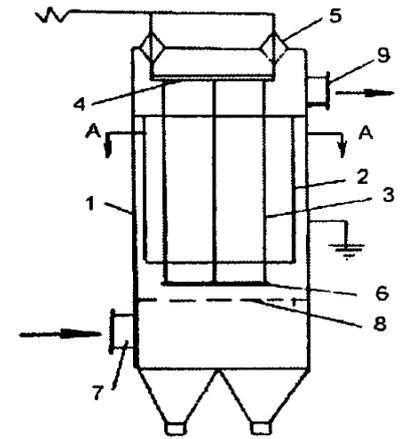
Ступінь очищення газу в електрофільтрі

$$\eta_3 = 1 - \frac{a_n}{a_k} = 1 - \exp(-w_0 \cdot f), \quad (8.7)$$

де a_n і a_k – концентрація дисперсних частинок в газі на вході в електрофільтр і виході з нього, відповідно; f – питома поверхня осадження – відношення площі осаджувальних електродів до об'ємної витрати очищуваного газу V_T .

Для трубчастого електрофільтру $f = \frac{2l}{RV_T}$, тоді

$$\eta_3 = 1 - \exp\left(\frac{-2w_0 l}{R \cdot V_T}\right), \quad (8.8)$$



по А-А

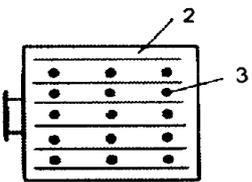


Рисунок 5.19 – Схема пластинчастого електрофільтру:
1 – камера; 2 – осадковий електрод;
3 – коронуючий електрод;
4, 6 – рами; 5 – ізолятор; 7 – вхідний газохід; 8 – розподільна решітка; 9 – вихідний газохід

де l – довжина труби; R – радіус труби осадового електрода.

Для пластинчастого електрода $f = \frac{l}{h \cdot V_T}$ і

$$\eta_{\text{э}} = 1 - \exp(-w_0 l / h \cdot V_T), \quad (8.9)$$

де l – довжина пластини; h – відстань між коронуючим і осадовим електродами.

Наведений теоретичний розрахунок ступеня очищення $\eta_{\text{э}}$ є наближеним. Тому на практиці в розрахунках ґрунтуються на дослідному часі перебування частки в електрофільтрі (2–10 с):

$$\eta_{\text{э}} = 1 - \exp\left(\frac{-2w_0\tau}{R}\right). \quad (8.10)$$

Рівняння (8.8) і (8.9) використовують для визначення ефективності електрофільтру в разі зміни умов його роботи.

Витрата енергії в електрофільтрах з практичних даних знаходиться в межах 0,75–0,80 кВт на 1000 м³/год газу.

Питання для самоперевірки

- 1.** Очищення газів під дією інерційних та відцентрованих сил.
- 2.** Очищення газів за допомогою фільтрування.
- 3.** Мокре та електричне очищення газів.
- 4.** Устрій апаратів для очищення газів.

Лекція 9

ПЕРЕКАЧУВАННЯ РІДИН НАСОСАМИ

Переміщення рідин по трубопроводах та апаратах здійснюється з допомогою гідравлічних машин (насосів), що перетворюють механічну енергію двигуна в енергію переміщуваної рідини. Типова схема насосної установки представлена на рис. 9.1.

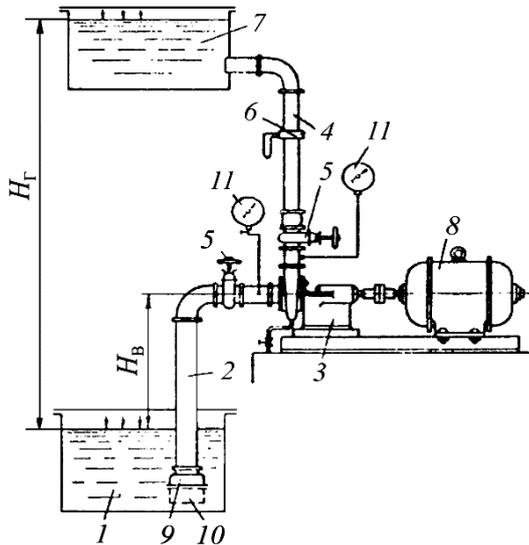


Рисунок 9.1 – Схема насосної установки:
 1 – забірна ємність; 2 – всмоктуючий трубопровід; 3 – насос; 4 – нагнітальний (напірний) трубопровід; 5 – запірно-регулююча арматура; 6 – витратомір;
 7 – приймальна ємність; 8 – привід;
 9 – зворотний клапан; 10 – сітка (фільтр);
 11 – манометр

Насос є основним елементом насосної установки, що складається з всмоктуючої лінії, насоса, нагнітальної лінії і приводу. Забір рідини у всмоктуючий трубопровід проводиться через сітку і всмоктуючий зворотний клапан. Подача рідини здійснюється по нагнітальному трубопроводу в напірну (приймальну) ємність. На нагнітальному трубопроводі встановлюється запірно-регулююча арматура і витратомір. Залежно від способу передачі енергії рідинам насоси поділяються на **об'ємні, лопатеві, струменеві і різномісні пневматичні**.

В об'ємних насосах енергія передається шляхом періодичної зміни обсягу робочих камер. За конструкцією вони бувають **поршневі, роторно-пластинчасті і роторно-зубчасті**.

У **лопатевих** насосах кінетична енергія повідомляється рідини за допомогою обертових лопатей. Перетворення енергії двигуна в них відбувається в процесі обтікання рідиною лопатей робочого колеса та їх силового впливу на потік. При цьому створюється безперервне переміщення рідини від центру колеса до його периферії (відцентрові насоси) або в осьовому напрямку (осьові насоси). До цього типу насосів відносять також вихрові насоси.

У **струменевих** насосах для передачі енергії використовується кінетична енергія струменя пари або рідини, яка перетворюється в потенційну енергію тиску рідини. В **пневматичних** насосах енергія рідини повідомляється стисненим газом (найчастіше повітрям). До пневматичним насосів відносяться повітряні підйомники, сифони, монтежу.

Основні характеристики насосів

Робочими параметрами насосів є **продуктивність (подача), напір і потужність**.

Продуктивність V визначається кількістю рідини, що перекачується насосом в одиницю часу. Зазвичай її виражають в одиницях виміру об'ємної витрати ($\text{м}^3/\text{с}$). Визначення продуктивності насосів здійснюється або за їх конструктивними характеристикам, або виходячи з дослідних даних.

В процесі експлуатації продуктивність насоса можна регулювати змінюючи число обертів приводу або його передавальне число, шляхом перепуску частини рідини з нагнітальної лінії назад у всмоктувальну, змінюючи положення засувки на нагнітальному трубопроводі. Якщо задана продуктивність не може бути забезпечена роботою одного насоса, до нагнітальної лінії підключається кілька насосів.

Напір H є мірою питомої енергії, що повідомляється рідини насосом, тобто показує, на яку величину збільшується питома енергія рідини при проходженні її через насос. При перекачуванні рідини з глибини h_1 на висоту h_2 повна геометрична висота подачі $H_{\Gamma} = h_1 + h_2$. Підйом рідини на цю висоту пов'язаний з гідравлічними втратами на всмоктуючій $h_{\text{ПОТ}}^{\text{BC}}$ і нагнітальній $h_{\text{ПОТ}}^{\text{H}}$ лініях трубопроводу. Сума $H_{\Gamma} + h_{\text{ПОТ}}^{\text{BC}} + h_{\text{ПОТ}}^{\text{H}} = H_{\text{M}}$ носить назву манометричної висоти подачі і знаходиться сумуванням показань вакуумметра і манометра, приєднаних безпосередньо перед входом рідини в порожнину насоса і на виході з нього:

$$H_{\text{M}} = \frac{p_{\text{M}} + p_{\text{B}}}{\rho g},$$

де p_{M} – показання манометра, Па; p_{B} – показання вакуумметра, Па.

Напори рідини на вході і на виході з насоса можна розрахувати, скориставшись рівняннями Бернуллі, складеними для всмоктуючої і нагнітальної ліній насосної установки (рис. 9.1).

Для всмоктуючої лінії

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = h_{\text{BC}} + \frac{p_{\text{BC}}}{\rho g} + \frac{w_{\text{BC}}^2}{2g} + h_{\text{ВТР}}^{\text{BC}}, \quad (9.1)$$

звідси натиск рідини на вході в насос

$$\frac{p_{\text{BC}}}{\rho g} = \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2 - w_{\text{BC}}^2}{2g} - h_{\text{BC}} - h_{\text{ВТР}}^{\text{BC}}. \quad (9.2)$$

Для нагнітальної лінії

$$\frac{p_{\text{H}}}{\rho g} + \frac{w_{\text{H}}^2}{2g} = h_{\text{H}} + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + h_{\text{ВТР}}^{\text{H}}, \quad (9.3)$$

напір рідини на виході з насоса

$$\frac{p_{\text{H}}}{\rho g} = h_{\text{H}} + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2 - w_{\text{H}}^2}{2g} + h_{\text{ВТР}}^{\text{H}}. \quad (9.4)$$

В рівняннях 9.1–9.4: w_{BC} і w_{H} – швидкості руху рідини у всмоктувальному і напірному трубопроводі відповідно; w_1 і w_2 – швидкості руху рідини на вході і виході з насоса; p_{BC} і p_{H} – тиск рідини на вході і виході з насоса.

Напір H , що розвивається насосом, рівний різниці напорів рідини на вході в насос і виході з нього:

$$H = \frac{p_{\text{H}} - p_{\text{BC}}}{\rho g} = h_{\text{BC}} + h_{\text{H}} + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{w_2^2 - w_{\text{H}}^2 + w_{\text{BC}}^2 - w_1^2}{2g} + h_{\text{ВТР}}^{\text{H}} + h_{\text{ВТР}}^{\text{BC}}. \quad (9.5)$$

Оскільки $h_{\text{вс}} + h_{\text{н}} = H_{\Gamma}$, $h_{\text{вс}}^{\text{вс}} + h_{\text{втр}}^{\text{н}} = H_{\text{втр}}$, $w_1 \approx w_2$, то

$$H = H_{\Gamma} + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{w_{\text{н}}^2 - w_{\text{вс}}^2}{2g} + H_{\text{втр}}. \quad (9.6)$$

Якщо діаметри всмоктуючого і нагнітального трубопроводу однакові, то $w_{\text{н}} \approx w_{\text{вс}}$ і рівняння (9.6) приймає вигляд:

$$H = H_{\Gamma} + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_{\text{втр}}. \quad (9.7)$$

Напір, створюваний насосом, може бути визначений також за показаннями вакуумметра і манометра, встановлених на всмоктуючої і нагнітальної лініях:

$$H = \frac{p_{\text{м}} + p_{\text{в}}}{\rho g} + h, \quad (9.8)$$

де h – відстань між манометром і вакуумметром.

Зазвичай рівняння (9.8) використовують для розрахунків напору при проектуванні насосів, а рівняння (9.7) – при виборі насоса по каталогу. При включенні насоса в технологічну схему необхідно враховувати, що висота всмоктування його обмежена і визначається рівністю:

$$h_{\text{вс}} = \frac{p_1}{\rho g} - \left(\frac{p_{\text{вс}}}{\rho g} + \frac{w_{\text{вс}}^2}{2g} + h_{\text{втр}}^{\text{вс}} \right). \quad (9.9)$$

Таким чином, висота всмоктування насоса збільшується з підвищенням тиску в забірній ємності p_1 і зменшується зі збільшенням тиску на вході в насос $p_{\text{вс}}$, швидкості рідини у всмоктувальному трубопроводі $w_{\text{вс}}$ і втрат напору на лінії всмоктування $h_{\text{втр}}^{\text{вс}}$. Тиск рідини на вході в насос $p_{\text{вс}}$ повинно бути більше тиску насичених парів рідини при робочій температурі, так як в противному випадку рідина в насосі починає кипіти. При збільшенні температури рідини, що перекачується, висота всмоктування насоса зменшується і при температурі, близькій до температури кипіння, може впасти до нуля. Тому при перекачуванні гарячих рідин насос встановлюють нижче рівня забірної ємності.

Висота всмоктування з відкритих ємностей не може бути більше висоти стовпа рідини, що відповідає атмосферному тиску. Так, при перекачуванні води з відкритих водойм висота всмоктування насоса не може бути більше 10 м при атмосферному тиску, рівному 10^5 Па. В деяких типах насосів можна виробляти регулювання напору шляхом зміни числа обертів приводу або послідовним включенням в напірну лінію декількох насосів. Вимірюється напір в m стовпа рідини, що перекачується, тому він не залежить від її щільності.

Потужність, що витрачається на повідомлення рідини енергії (корисна потужність $N_{\text{п}}$), визначається питомою енергією H і кількістю рідини, що перекачується:

$$N_{\text{п}} = H \cdot \rho g \cdot V. \quad (9.10)$$

Потужність на валу насоса (дійсна потужність) $N_{\text{д}}$ перевищує $N_{\text{п}}$ внаслідок втрат енергії з різних причин (гідрравлічні втрати всередині насоса, витоку рідини через інертність клапанів і нещільності клапанів і нещільності в системі, тертя в

підшипниках, сальниках тощо). Ці втрати виражаються коефіцієнтом корисної дії насоса η_n , який характеризує досконалість конструкції і економічність експлуатації.

З урахуванням окремих причин збільшення реальної потужності в порівнянні з корисною потужністю величина p_n виражається твором

$$\eta_n = \eta_o \cdot \eta_\Gamma \cdot \eta_{\text{мех}}, \quad (9.11)$$

де η_o – коефіцієнт подачі або об'ємний коефіцієнт представляє собою відношення дійсної продуктивності насоса V до теоретичної V_T ; η_Γ – гідравлічний к.к.д. – відношення дійсного напору до теоретичного; $\eta_{\text{мех}}$ – механічний к.к.д. – характеризує втрати потужності на механічне тертя в насосі.

При виборі двигуна до насосу необхідно врахувати втрати потужності в самому двигуні і в передачі енергії від двигуна до насоса. Ці втрати враховуються к.к.д. двигуна $\eta_{\text{дв}}$ і к.к.д. передачі $\eta_{\text{пер}}$.

Коефіцієнт корисної дії двигуна залежить від його номінальної потужності. К.к.д. передачі залежить від способу передачі енергії. Якщо вал двигуна безпосередньо пов'язаний з валом насоса, то $\eta_{\text{пер}} \approx 1$, при зубчастій передачі $\eta_{\text{пер}} = 0,93 \div 0,98$.

Таким чином, повний к.к.д. насосної установки

$$\eta = \frac{N_p}{N_{\text{дв}}} = \eta_o \cdot \eta_\Gamma \cdot \eta_{\text{мех}} \cdot \eta_{\text{дв}} \cdot \eta_{\text{пер}}. \quad (9.12)$$

З урахуванням перевантажень під час пуску насоса установча потужність двигуна $N_{\text{уст}}$ розраховується з запасом:

$$N_{\text{уст}} = \beta \cdot N_{\text{дв}}, \quad (9.13)$$

де β – коефіцієнт запасу потужності, який визначається за номінальною потужністю двигуна $N_{\text{дв}}$

Об'ємні насоси

В об'ємних насосах підвищення напору рідини відбувається при витісненні рідини із замкнутого простору тілами, що рухаються зворотно-поступально (поршневі насоси) або обертово (шестеренні, гвинтові насоси). Найбільшого поширення отримали поршневі насоси.

Поршневі насоси. Принципова схема насосної установки з поршневим насосом простого (одинарного) дії представлена на рис. 9.2.

Насос складається з циліндра 1, в якому зворотно-поступально переміщається поршень 2, всмоктуючого 3 і нагнітального 4 клапанів. Крім насоса в установку включені всмоктуючий 5 і нагнітальний 6 трубопроводи з відповідними

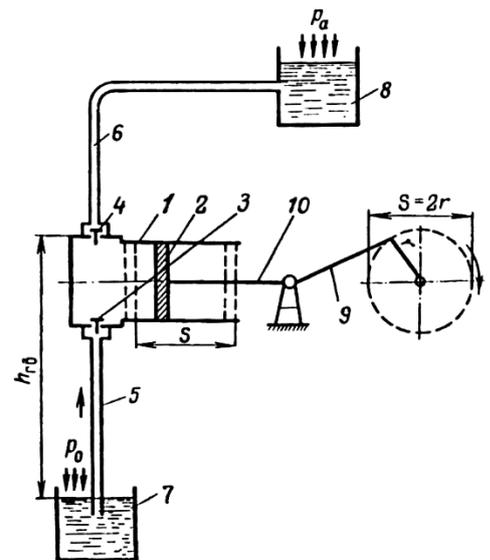


Рисунок 9.2 – Схема установки поршневого насоса

ємностями 7 і 8, а також кривошипно-шатунний механізм 9, що перетворює обертальний рух валу двигуна в зворотно-поступальний рух штока поршня 10. При русі поршня вправо об'єм робочої камери всередині циліндра збільшується, а тиск в ній зменшується, рідина через всмоктуючий клапан надходить у циліндр. Нагнітальний клапан при цьому закритий, так як на нього діє сила тиску рідини, що знаходиться в нагнітальному трубопроводі. При русі поршня вліво заповнений рідиною обсяг робочої камери зменшується, тиск в камері підвищується. Під дією тиску всмоктуючий клапан закривається, а нагнітальний – відкривається, рідина з робочої камери (циліндра) витісняється через нагнітальний клапан в напірний трубовід. Далі при обертанні кривошипа описаний цикл поршневого насоса повторюється. Довжина шляху поршня між його крайніми лівим і правим положеннями носить назву ходу поршня S . За один повний оберт кривошипа поршень робить два ходи. Отже, хід поршня дорівнює двом радіусам кривошипа: $S = 2R$.

Основне рівняння відцентрового насоса. Висота всмоктування

В потоці рідини, що переміщається через робоче колесо, відбувається збільшення моменту кількості руху в результаті підведення рідини механічної енергії від двигуна, що обертає колесо. За одним з основних законів механіки: зміна моменту кількості руху рідини в одиницю часу відносно осі обертання робочого колеса дорівнює сумі моментів всіх зовнішніх сил відносно тієї ж осі, тобто дорівнює крутному моменту M :

$$m(R_2 u_2 - R_1 u_1) = M, \quad (9.14)$$

де m – маса рідини; R_1 і R_2 – радіуси колеса на вході і виході рідини, відповідно; u_1 і u_2 – окружні швидкості обертання, відповідні R_1 і R_2 .

Оскільки рідина, обертаючись разом з колесом, одночасно поступально переміщається уздовж лопатки, то відповідно до рис. 9.3

$$u_1 = c_1 \cos \alpha_1, \text{ а } u_2 = c_2 \cos \alpha_2,$$

де w_1, u_1, c_1 – відносна, окружна і абсолютна швидкості рідини на вході в робоче колесо; w_2, u_2, c_2 – відносна, окружна і абсолютна швидкості руху рідини на виході з робочого колеса.

$$\text{Тоді: } m \cdot (R_2 \cdot c_2 \cdot \cos \alpha_2 - R_1 \cdot c_1 \cdot \cos \alpha_1) = M. \quad (9.15)$$

Енергія, що передається рідини лопатками колеса при відсутності втрат:

$$M\omega = mgH_T, \quad (9.16)$$

де ω – кутова швидкість обертання колеса; H_T – теоретичний натиск, створюваний колесом насоса;

$$\text{або } m\omega \cdot (R_2 \cdot c_2 \cdot \cos \alpha_2 - R_1 \cdot c_1 \cdot \cos \alpha_1) = mgH_T. \quad (9.17)$$

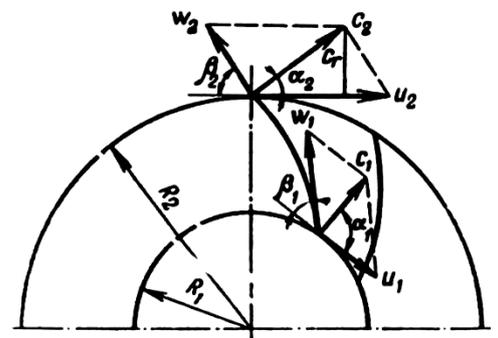


Рисунок 9.3 – До виводу основного рівняння відцентрового насоса

Виразивши кутову швидкість обертання колеса ω через окружну швидкість руху рідини u_1 і u_2 ($u_1 = \omega R_1$, $u_2 = \omega R_2$), отримаємо **основне рівняння відцентрового насоса**:

$$H_T = \frac{u_2 c_2 \cos \alpha_2 - u_1 c_1 \cos \alpha_1}{g}. \quad (9.18)$$

Рівняння 9.18 використовують для розрахунку теоретичного напору H_T , що розвиває відцентрове колесо. Для досягнення максимально можливого значення H_T подача рідини на колесо здійснюється радіально. У цьому випадку $\alpha_1 = 90^\circ$, а $\cos \alpha_1 = 0$

$$H_T = \frac{u_2 c_2 \cos \alpha_2}{g}. \quad (9.19)$$

Дійсний напір, створюваний насосом, H_d менше теоретичного із-за наявності гідравлічних опорів при русі рідини в каналах колеса, а також кінцевого числа лопаток, які спричиняють нерівномірний розподіл швидкостей по перерізу кожного каналу, що не враховувалося при виведенні рівняння (9.18). Тому величину дійсного напору H_d обчислюють з урахуванням двох поправочних коефіцієнтів: гідравлічного к.к.д. η_g і коефіцієнта η_0^1 , що залежить від форми і числа лопаток:

$$H_d = H_T \eta_g \eta_0^1. \quad (9.20)$$

В середньому $\eta_g = 0,8 \div 0,95$; $\eta_0^1 = 0,75 \div 0,85$.

Як видно з рівняння (9.19) і (9.20) напір, що розвивається відцентровим насосом, не залежить від фізичних властивостей рідини. Насправді така залежність пов'язана з в'язкістю рідини. Зі збільшенням в'язкості рідини величини H і η_g падають. При розрахунку висоти всмоктування $h_{вс}$ відцентрових насосів необхідно враховувати втрати тиску, пов'язані з нерівномірним розподілом швидкості у вхідному перерізі колеса та різницею відносних швидкостей в каналах між сусідніми лопатками.

При високих швидкостях обертання робочих коліс відцентрових насосів при перекачуванні гарячих рідин тиск насичених парів рідини p_p може перевищити тиск всмоктування $p_{вс}$. Це призводить до посиленого пароутворення внаслідок закипання рідини з утворенням порожнин, заповнених парами рідини, що супроводжується порушенням суцільності рідинного потоку в колесі насоса та відривом потоку рідини від лопаток. При попаданні такої неоднорідної рідини в області більш високого тиску відбувається конденсація парів і устремління рідини в вільний об'єм. Зовні це проявляється в зниженні подачі, шумі, ударах. Це явище отримало назву **кавітації**. Тривала робота в такому режимі може привести до руйнування насоса.

Щоб попередити кавітацію, тиск всмоктування повинен відповідати вимозі:

$$p_{вс} = p_1 - \rho g (h_{вс} + h_{пот}^{вс}) - \rho \frac{w_{вс}^2}{2} - \sigma p > p_p,$$

де p – повний тиск насоса, $p = \rho g H$; σ – коефіцієнт кавітації.

В результаті геометрична висота всмоктування

$$h_{вс} = \frac{p_1 - p_{вс}}{\rho g} - \frac{w_{вс}^2}{2g} - h_{пот}^{вс} - \sigma H, \quad (9.21)$$

де $\sigma H = h_k$.

Коефіцієнт кавітації може бути розрахований за емпіричною формулою:

$$\sigma = \left(\frac{n \cdot V^{0,5}}{126 \cdot H^{0,75}} \right)^{0,75}, \quad (9.22)$$

де n – число оборотів робочого колеса в хв.; V – продуктивність насоса, м³/с;
 H – напір, м.

Наближено **запас напору, необхідний для виключення кавітації** h_k :

$$h_k = 0,3 \cdot (V \cdot n^2)^{2/3} \quad (9.23)$$

(n – число обертів в секунду; V – продуктивність, м³/с).

Продуктивність відцентрового насоса з урахуванням звуження живого перерізу лопатками колеса товщиною δ при їх числі z може бути розрахована з виразу:

$$V = (2\pi R_1 - z\delta)b_1c_1 = (2\pi R_2 - z\delta)b_2c_2, \quad (9.24)$$

де R_1 і R_2 – радіуси кільцевих перерізів потоку рідини на вході і виході з колеса; c_1 і c_2 – швидкість входу і виходу рідини з колеса в радіальному напрямку.

Регулювання продуктивності відцентрових насосів може здійснюватися декількома способами. Найбільш простими, але найменш економічними є використання засувки на нагнітальному трубопроводі і повернення частини рідини з нагнітального трубопроводу під всмоктуючий. У першому випадку зменшення подачі тягне за собою зниження к.к.д. насоса і марне збільшення напору рідини, у другому – витрачається енергія, витрачена на створення невикористаного напору рідини. Зменшення подачі насоса за допомогою засувки на всмоктуючому трубопроводі тягне за собою пониження тиску при вході рідини на робоче колесо і небезпеку виникнення кавітації. Тому цей прийом допустимий лише в насосах, що працюють з підпором рідини на всмоктуванні. Найбільш економічним способом регулювання продуктивності відцентрових насосів є зміна швидкості обертання робочого колеса при використанні приводів, що працюють на постійному струмі. При використанні електродвигунів змінного струму необхідні додаткові пристрої.

Порівняльна характеристика та вибір насоса

Вибір насоса виробляють відповідно до характеру рідини, що перекачується, продуктивністю і необхідним напором. Найбільшого поширення в хімічній промисловості отримали відцентрові насоси в силу ряду переваг, зазначених раніше. Вони придатні для перекачування практично будь-яких рідин, за винятком високов'язких. Обмеження застосування відцентрових насосів пов'язані зі зниженням напору при високих продуктивностях і низьким коефіцієнтом корисної дії при низьких продуктивностях. Напір одноступінчастих відцентрових насосів зазвичай не перевищує 50 м; коефіцієнт корисної дії при невеликій і низькій продуктивності на 10–15% нижче, ніж у поршневих насосів (к.к.д. великих відцентрових насосів досягає 0,75÷0,90).

Для перекачування чистих, незабруднених, рідин використовують поршневі, пластинчасті, шестерні, вихрові насоси. Поршневі насоси доцільно застосовувати при порівняно невеликих подачах і високих тисках (50–1000 атм). При середній продуктивності і напорі більш придатні пластинчасті насоси. Шестеренні і вихрові насоси застосовують при невеликих подачах (до 25 атм), при цьому потрібно мати на увазі їх низький к.к.д. Забруднені рідини, крім відцентрових насосів, можуть перекачуватися пропелерними насосами, монтежю. Причому, продуктивність пропелерних насосів може досягати $1500 \text{ м}^3/\text{хв}$ при напорах 10–15 м.

Перекачування високов'язких рідин виробляють гвинтовими, а також поршневими і шестерними насосами. Гвинтові насоси з успіхом використовуються для перекачування нафтопродуктів, рідких палив. Продуктивність їх зі зміною напору практично не змінюється, при цьому к.к.д. може досягати $0,75 \div 0,80$. Легкозаймісті та вибухонебезпечні рідини перекачують струминними насосами, монтежю, газліфта і поршневими насосами з приводом від парового двигуна. Однак струменеві насоси, як вже вказувалося, можна застосовувати лише в тих випадках, коли допустимо змішання рідини з робочою. Слід зазначити, що монтежю і газліфти можуть бути використані для перекачування рідин з підвищеною температурою.

Особливе місце у хімічній промисловості займають насоси для перекачування агресивних рідин – мембранні насоси, водокільцеві, повітряні підйомники, а також захищені одnogвинтові насоси.

Питання для самоперевірки

- 1.** Продуктивність, напір та корисна потужність насосів.
- 2.** К.К.Д., установча потужність, висота нагнітання та всмоктування насосів.
- 3.** Устрій та принципи дії об'ємних насосів.
- 4.** Критерії вибору насосів.

Лекція 10

СТИСНЕННЯ, РОЗРІДЖЕННЯ ТА ПЕРЕМІЩЕННЯ ГАЗІВ

У виробничих процесах, пов'язаних з використанням газів (диспергування, перемішування, пневмотранспорт, сушка, абсорбція тощо), переміщення і стиснення останніх відбувається за рахунок енергії, що повідомляється їм машинами, які носять загальну назву **компресійних**. При цьому продуктивність компресорних установок може досягати десятків тисяч кубометрів на годину, а тиск змінюється в межах 10^{-8} – 10^3 атм., що обумовлює велику різноманітність типів і конструкцій машин, що застосовуються для переміщення, стиснення і розрідження газів. Машини, призначені для створення підвищених тисків, отримали назву **компресорів**, а машини, що працюють на створення розрідження – **вакуум-насосів**.

Класифікують компресійні машини в основному за двома ознаками: принципом дії і ступеня стиснення. **Ступінь стиснення** – це відношення кінцевого тиску газу на виході з машини p_2 до початкового тиску на вході p_1 (тобто p_2/p_1).

За принципом дії компресійні машини поділяють на поршневі, лопатеві (відцентрові і осьові), ротаційні і струменеві.

За ступенем стиснення розрізняють:

- компресори, що використовуються для створення високих тисків, зі ступенем стиснення $p_2/p_1 > 3$;
- газодувки, службовці для переміщення газів при великому опорі газопровідної мережі, при цьому $3 > p_2/p_1 > 1,15$;
- вентилятори, що застосовуються для переміщення великих кількостей газу при $p_2/p_1 < 1,15$;
- вакуум-насоси, що відсмоктують газ з простору зі зниженим тиском (нижче атмосферного) і нагнітають його в простір з підвищеним (вище атмосферного) або атмосферним тиском.

Як вакуум-насоси можуть бути використані будь-які компресійні машини; більш глибокий вакуум створюють поршневі і ротаційні машини.

На відміну від крапельних рідин, фізичні властивості газів функціонально залежать від температури і тиску; процеси переміщення і стиснення газів пов'язані з внутрішніми термодинамічними процесами.

При малих перепадах тисків і температур зміни фізичних властивостей газів в процесі їх руху з малими швидкостями і тиску, близькі до атмосферного, незначні. Це дає можливість використання всіх основних положень і законів гідравліки для їх опису. Однак при відхиленні від нормальних умов, особливо при високих ступенях стиснення газу, багато положень гідравліки зазнають суттєвих змін.

Термодинамічні основи процесу стиснення газів

Вплив температури на зміну об'єму газу при постійному тиску, як відомо, визначається **законом Гей-Люссака**, тобто при $p = \text{const}$ об'єм газу прямо пропорційний його температурі:

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{T_1}{T_2},$$

де V_1 і V_2 – об'єми газу відповідно при температурах T_1 і T_2 , виражені за шкалою Кельвіна.

Зв'язок між обсягами газу при різних температурах може бути представлена залежністю

$$V = [1 - \beta_t(t - t_0)]V_0, \quad (10.1)$$

де V і V_0 – кінцевий і початковий об'єми газу, м^3 ; t і t_0 – кінцева і початкова температура газу, $^\circ\text{C}$; β_t – відносний коефіцієнт об'ємного розширення, град^{-1} .

Зміна тиску газу в залежності від температури:

$$p = [1 + \beta_p \cdot (t - t_0)] \cdot p_0, \quad (10.2)$$

де p и p_0 – кінцевий і початковий тиск газу, Па; β_p – відносний температурний коефіцієнт тиску, град^{-1} .

Маса газу M при зміні його об'єму залишається постійною. Якщо ρ_1 і ρ_2 густина двох температурних станів газу, то $V_1 = \frac{M}{\rho_1}$ й $V_2 = \frac{M}{\rho_2}$ або $\frac{\rho_1}{\rho_2} = \frac{T_2}{T_1}$, тобто густина газу при постійному тиску обернено пропорційна його абсолютній температурі.

За **законом Бойля-Маріотта**, при одній і тій же температурі добуток питомого об'єму газу v та значення тиску p є величиною постійною $pv = \text{const}$. Отже, при постійній температурі $\frac{v_1}{v_2} = \frac{p_2}{p_1}$, а $\frac{\rho_1}{\rho_2} = \frac{p_1}{p_2}$, тобто густина газу прямо пропорційна тиску, оскільки $v = \frac{1}{\rho}$.

З огляду на рівняння Гей-Люссака, можна отримати співвідношення, що зв'язує три параметри газу: тиск, питомий об'ємі його абсолютну температуру:

$$\frac{p_1 v_1}{T_1} = \frac{p_2 v_2}{T_2}. \quad (10.3)$$

Останнє рівняння носить назву **рівняння Клайперона**. В загальному вигляді:

$$\frac{pv}{T = \text{const} = R} \text{ або } pv = RT, \quad (10.4)$$

де R – газова постійна, яка являє собою роботу, яка виконується одиницею маси ідеального газу в ізобарному ($p = \text{const}$) процесі; при зміні температури на 1° газова постійна R має розмірність Дж/(кг·град):

$$R = \frac{pv}{T} = \frac{l_p}{T_2 - T_1}, \quad (10.5)$$

де l_p – питома робота зміни об'єму, що здійснюється 1 кг ідеального газу при постійному тиску, Дж/кг.

Таким чином, рівняння (10.4) характеризує стан ідеального газу. При тиску газу понад 10 атм використання цього виразу вносить похибку в розрахунки ($pv \neq RT$), тому рекомендується користуватися формулами, які більш точно описують залежність між тиском, об'ємом і температурою реального газу. Наприклад, **рівнянням Ван-дер-Ваальса:**

$$\left(p + \frac{a}{v^2}\right) \cdot (v - b) = R \cdot T, \quad (10.6)$$

де $R = 8314/M$ – газова постійна, Дж/(кг·К); M – молярна маса газу, кг/кмоль; a і b – величини, постійні для даного газу.

Величини a і b розраховують за критичними параметрами газу ($T_{кр}$ і $p_{кр}$):

$$a = \frac{27 \cdot R^2 \cdot T_{кр}^2}{64 \cdot p_{кр}}; \quad b = \frac{R \cdot T_{кр}}{8 \cdot p_{кр}}. \quad (10.7)$$

При високих тисках величина a/v^2 (додаткового тиску в рівнянні Ван-дер-Ваальса) мала в порівнянні з тиском p і нею можна знехтувати, тоді рівняння (10.6) перетворюється в **рівняння стану реального газу Дюпре:**

$$p(v - b) = RT, \quad (10.8)$$

де величина b залежить від типу газу і не залежить від температури і тиску.

На практиці для визначення параметрів газу при різних його станах частіше користуються термодинамічними діаграмами: $T-S$ (температура–ентропія), $p-i$ (залежність тиску від ентальпії), $p-V$ (залежність тиску від об'єму).

На діаграмі $T-S$ (рис. 4.1) лінія AKB являє собою прикордонну криву, яка ділить діаграму на окремі області, які відповідають певним фазовим станам речовини. Область, розташована зліва від прикордонної кривої, являє собою рідку фазу, праворуч – область сухої пари (газу). В області, обмеженій кривою ABK і віссю абсцис, одночасно співіснують дві фази – рідина і пара. Лінія AK відповідає повній конденсації пари, ступінь сухості $x = 0$. Лінія KB відповідає повному випаровуванню, $x = 1$. Максимум кривої відповідає критичній точці K , в якій можливі всі три стани речовини. На діаграмі нанесені також лінії постійних температур (ізотерми, $T = \text{const}$) та ентропії ($S = \text{const}$), спрямовані паралельно осям координат, ізобари ($p = \text{const}$), лінії постійної ентальпії ($i = \text{const}$). Ізобари в області вологої пари направлені так само, як і ізотерми; в області перегрітої пари вони змінюють напрямок круто вгору. В області рідкої фази ізобари майже зливаються з прикордонною кривою, оскільки рідини практично нестискувані. Всі параметри газу на діаграмі $T-S$ віднесені до 1 кг газу.

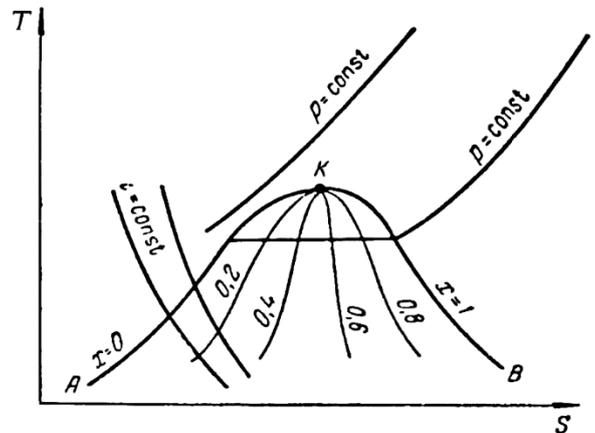


Рисунок 10.1 – $T-S$ діаграма

Відповідно до термодинамічного визначення $dS = dQ/T$, теплота зміни стану газу $Q = \int T \cdot dS$. Отже, площа під кривою, що описує зміну стану газу, чисельно дорівнює енергії (теплоті) зміни стану.

Процес зміни параметрів газу називають процесом зміни його стану. Кожне стан газу характеризується параметрами p , v і T . В процесі зміни стану газу можуть змінюватися всі параметри або один з них залишатися постійним. Так, протікає при постійному обсязі процес називається **ізохоричним**, при постійному тиску – **ізобаричним**, а при постійній температурі – **ізотермічним**. Коли при відсутності теплообміну між газом і зовнішнім середовищем (теплота не відводиться і не підводиться) змінюються всі три параметри газу (p , v , T) в процесі його розширення або стиснення, процес називається **адіабатичним**, а коли зміна параметрів газу відбувається при безперервному підводі або відводі теплоти – **політропічним**.

При змінному тиску і об'ємі, в залежності від характеру теплообміну з навколишнім середовищем, зміна стану газу в компресійних машинах може відбуватися ізотермічно, адіабатично і політропічне.

При **ізотермічному** процесі зміна стану газу слідує закону Бойля-Маріотта:

$$pv = \text{const.}$$

На діаграмі $p-v$ цей процес зображується гіперболою (рис. 10.2). Робота 1 кг газу l графічно представляється заштрихованою площею і дорівнює $p_1 v_1 \ln \frac{p_2}{p_1}$:

$$l_{\text{із}} = p_1 v_1 \ln \frac{p_2}{p_1} \text{ або } l_{\text{із}} = RT_1 \ln \frac{v_1}{v_2} = RT_1 \ln \frac{p_2}{p_1}. \quad (10.9)$$

Кількість теплоти, яка виділяється при ізотермічному стисненні 1 кг газу і яке необхідно відводити шляхом охолодження, щоб температура газу залишалася сталою:

$$q_{\text{із}} = RT_1 \ln \frac{p_2}{p_1} = (c_v - c_p) T_1 \ln \frac{p_2}{p_1}, \quad (10.10)$$

де c_v і c_p – питомі теплоємності газу при постійному об'ємі і тиску, відповідно.

На діаграмі $T-S$ процес ізотермічного стиснення газу від тиску p_1 до тиску p_2 зображується прямою лінією ab , проведеної між ізобарами p_1 і p_2 (рис. 10.3).

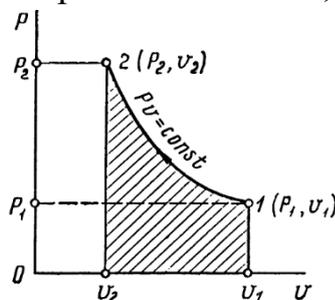


Рисунок 10.2 – Процес ізотермічного стиснення газу на діаграмі $p-v$

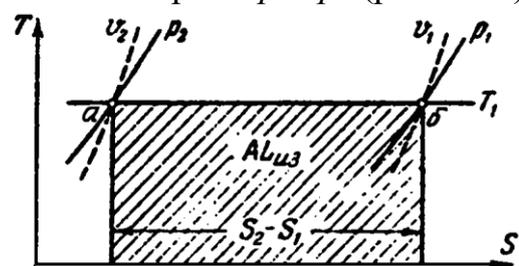


Рисунок 10.3 – Процес ізотермічного стиснення газу на діаграмі $T-S$

Тепло, еквівалентне роботі стиснення, зображується площею, обмеженою крайніми ординатами і прямою ab , тобто

$$l_{\text{із}} = T_1 (S_2 - S_1). \quad (10.11)$$

Оскільки у вираз для визначення роботи, затрачуваної в ізотермічному процесі стиснення, входять тільки об'єм і тиск, то в межах застосування рівняння (10.4) неважливо який газ буде стискатися. Інакше кажучи, на ізотермічне стиснення 1 м^3 будь-якого газу при одних і тих же початкових і кінцевих тисках витрачається одна і та ж кількість механічної енергії.

При **адіабатичному** стисненні газу зміна його стану відбувається за рахунок зміни його внутрішньої енергії, а отже, і температури. У загальній формі рівняння адіабатичного процесу описується виразом:

$$p v^k = \text{const}, \quad (10.12)$$

де $k = \frac{c_p}{c_v}$ – показник адіабати.

Графічно (рис. 10.4) цей процес на діаграмі $p-v$ виражається гіперболою більш крутою, ніж на рис. 10.2, оскільки $k > 1$.

Якщо прийняти

$$p = \frac{RT}{v}, \text{ то } RT \frac{v^k}{v} = RT v^{k-1}. \quad (10.13)$$

Оскільки $RT_1 v_1 = RT_2 v_2^{k-1}$ і $R = \text{const}$, отримане рівняння можна виразити інакше:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^{k-1} \text{ або } T v^{k-1} = \text{const}. \quad (10.14)$$

Шляхом відповідних перетворень можна отримати залежності для інших параметрів газу:

$$\frac{v_1}{v_2} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{1}{k}}, \quad \frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}. \quad (10.15)$$

Таким чином, температура газу в кінці його адіабатичного стиснення

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}. \quad (10.16)$$

Робота, що здійснюється 1 кг газу в умовах адіабатичного процесу:

$$l_{\text{ад}} = \frac{1}{k-1} (p_1 v_1 - p_2 v_2) = \frac{RT_1}{k-1} \left(1 - \frac{T_2}{T_1}\right). \quad (10.17)$$

Тепло, що виділяється при адіабатичному стисненні газу, еквівалентне витраченій роботі:

$$q_{\text{ад}} = c_p (T_2 - T_1) = i_2 - i_1. \quad (10.18)$$

Робота на стиск газу при адіабатичному процесі

$$l_{\text{ад}} = \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]. \quad (10.19)$$

Процес адіабатичного стиснення характеризується повною відсутністю теплообміну між газом і навколишнім середовищем, тобто $dQ = 0$, а $dS = dQ/T$, тому

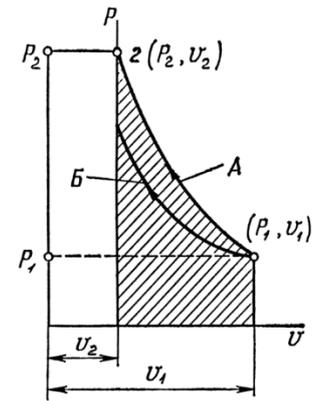


Рисунок 4.4 – Процеси стиснення газу на діаграмі $p-v$:
А – адіабатичний процес;
Б – ізотермічний процес

$dS = 0$. Таким чином, процес протікає при постійній ентропії ($S = \text{const}$). На діаграмі $T-S$ цей процес зображений прямою лінією AB (рис. 10.5).

Якщо в процесі стиснення виділяється тепло віднімається у меншій кількості, ніж це необхідно для ізотермічного процесу (що відбувається у всіх реальних процесах стиснення), то фактично витрачена робота буде більшою, ніж при ізотермічному стисненні, і меншою, ніж при адіабатичному:

$$l_{\text{пол}} = \frac{T}{T-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \quad (10.20)$$

де m – показник політропи, $k > m > 1$ (для повітря $m \approx 1,25$).

Значення показника політропи m залежить від природи газу і умов теплообміну з навколишнім середовищем. У компресійних машинах без охолодження показник політропи може бути більше показника адіабати ($m > k$), тобто процес в цьому випадку протікає по нададіабаті. Роботу, що витрачається на розрідження газів, розраховують за тими ж рівняннями, що і роботу на стиск газів. Відмінність лише в тому, що p_1 буде менше атмосферного тиску.

Процес політропічного стиснення газу від тиску p_1 до тиску p_2 на рис. 10.5 зобразиться прямою AC . Кількість тепла, що виділяється при політропічному стисненні 1 кг газу, чисельно дорівнює питомій роботі стиснення:

$$q_{\text{пол}} = l_{\text{пол}} = (S_1 - S_2) \frac{T_1 + T_2}{2} + c_p (T_2 - T_1). \quad (10.21)$$

Кінцева температура стиснення газу

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}}. \quad (10.22)$$

Потужність, що витрачається компресійними машинами на стиск і розрідження газів, залежить від їх продуктивності, конструктивних особливостей, теплообміну з навколишнім середовищем.

Теоретична потужність, що витрачається на стиснення газу N_T , визначається продуктивністю і питомою роботою стиснення:

$$N_T = Gl = V\rho l, \quad (10.23)$$

де G і V – масова і об'ємна продуктивність відповідно; $\rho = 1/v$ – густина газу.

Отже, для різних процесів стиснення теоретично витрачається потужність:

$$N_{T,\text{із}} = p_1 V_1 \ln \frac{p_2}{p_1}, \quad (10.24)$$

$$N_{T,\text{ад}} = \frac{k}{k-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]; \quad (10.25)$$

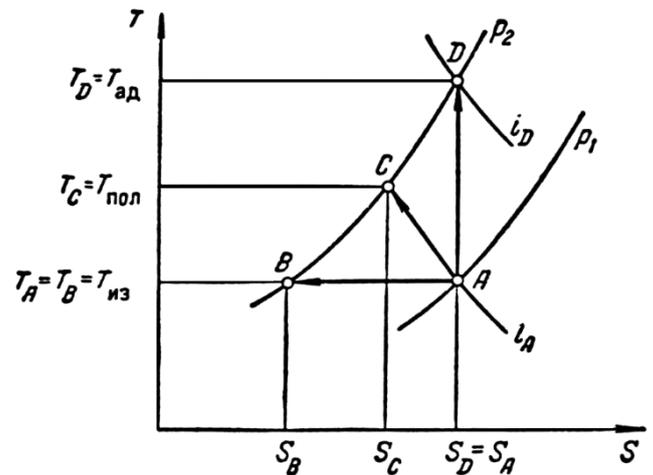


Рисунок 10.5 – Зображення процесів стиснення газу на діаграмі $T-S$

$$N_{\text{т.пол}} = \frac{m}{m-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \quad (10.26)$$

де V_1 – об'ємна продуктивність компресійної машини, приведена до умов всмоктування.

Фактично витрачена потужність в силу ряду причин більше, тобто споживана машиною енергія вище, ніж та, яку вона передає газу. Для оцінки ефективності компресорних машин використовують порівняння даної машини з найбільш економічною машиною того ж класу.

Машини з охолодженням порівнюють з машинами, які стискали б газ при даних умовах ізотермічно. У цьому разі к.к.д. носить назву ізотермічного, $\eta_{\text{із}}$:

$$\eta_{\text{із}} = \frac{N_{\text{т.із}}}{N}, \quad (10.27)$$

де N – фактична потужність даної машини.

Якщо машини працюють без охолодження, то стиснення газу в них відбувається за політропою, показник якої вище показника адіабати ($m > k$). Тому потужність витрачену в таких машинах порівнюють з потужністю, яку витратила б машина при адіабатичному стисненні газу. Співставлення цих потужностей являє собою адіабатичний к.к.д.:

$$\eta_{\text{ад}} = \frac{N_{\text{т.ад}}}{N}. \quad (10.28)$$

З урахуванням потужності, що втрачається на механічне тертя в машині і обліковується механічним к.к.д. – $\eta_{\text{мех}}$, потужність на валу компресійної машини:

$$N_{\text{н}} = \frac{N_{\text{т.із}}}{\eta_{\text{із}} \eta_{\text{мех}}} \text{ або } N_{\text{н}} = \frac{N_{\text{т.ад}}}{\eta_{\text{ад}} \eta_{\text{мех}}}. \quad (10.29)$$

Потужність двигуна розраховується з урахуванням к. к. д. самого двигуна і к.к.д. передачі:

$$N_{\text{дв}} = \frac{N_{\text{н}}}{\eta_{\text{пер}} \eta_{\text{дв}}}. \quad (10.30)$$

Установча потужність двигуна приймається з запасом ($\approx 10 \dots 15\%$):

$$N_{\text{уст}} = (1,1 - 1,15) N_{\text{дв}}. \quad (10.31)$$

Значення $\eta_{\text{ад}}$ коливається в межах 0,93–0,97; $\eta_{\text{із}}$ залежно від ступеня стиснення має значення 0,64–0,78; механічний к.к.д. змінюється від 0,85 до 0,95. Фактичний об'єм, що нагнітається компресором, приведений до умов всмоктування, завжди менший засмоктуваного обсягу з ряду причин, до числа яких відносяться: нещільності в клапанах; втрати тиску в процесі всмоктування підігрів газу на вході в циліндр; вологість стисливого газу. Відношення обсягу нагнітається газу V_2 до обсягу, що описується поршнем V_1 , називають **коефіцієнтом подачі** λ :

$$\lambda = \frac{V_2}{V_1}.$$

Наближено зв'язок між коефіцієнтом подачі і об'ємним к.к.д. може бути представлено співвідношенням:

$$\lambda = \lambda_0 \cdot \left(1,01 - 0,02 \cdot \frac{p_2}{p_1}\right).$$

Значне підвищення ступеня стиснення може призвести до того, що стиснутий газ, що знаходиться у шкідливому просторі, при крайньому лівому положенні поршня і його ході вправо досягне тиску всмоктування p_1 тільки до кінця ходу поршня, тобто всмоктування відбуватися не буде ($V = 0$, а отже, і $\lambda_0 = 0$). Ступінь стиснення $\left(\frac{p_2}{p_1}\right)_{\lambda_0=0}$, при якому об'ємний к.к.д. компресора стає рівним нулю, носить назву **межі стиснення**. Визначити його можна з виразу

$$\left(\frac{p_2}{p_1}\right)_{\lambda_0=0} = \left[\frac{(1+\varepsilon)}{\varepsilon}\right]^m, \quad (10.32)$$

де m – показник політропи; ε – частка шкідливого простору.

Неважко підрахувати, що в разі ізотермічного стиснення газу при з'єднанні $\varepsilon = 0,05$ максимально можлива ступінь стиснення складе всього 21.

Робота компресорів з об'ємним коефіцієнтом до λ_0 , меншим 0,7, неекономічна. Крім цього, при стисненні газу в компресорі, частина механічної енергії перетворюється в теплову, внаслідок чого газ у циліндрі розігрівається. При високих ступенях стиснення і високих температурах дрібні частинки мастила в компресорі утворюють з повітрям вибухонебезпечні суміші, тому кінцева температура стисненого газу не повинна перевищувати 150–160°C. Гранична ступінь стиснення газу, в залежності від температури в кінці стиснення, для політропічного процесу дорівнює:

$$\left(\frac{p_2}{p_1}\right)_{\lambda_0=0} = \left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{\frac{m}{m-1}}. \quad (10.33)$$

У силу зазначених причин в одноступінчастому компресорі кінцевий тиск стисненого газу не може перевищувати 0,6–0,7 МПа, тобто ступінь стиснення не повинна бути більше 6–7. У тих випадках, коли необхідно отримати газ більш високого тиску, застосовують багатоступеневе стиснення.

Багатоступінчасте стиснення газу здійснюється послідовно в декількох одноступінчатих компресорах, які називають **ступенями стиснення компресора**. При переході з одного ступеня на інший газ охолоджується. Розрізняють повне і неповне багатоступеневе охолодження. При повному багатоступінчастому охолодженні температура газу на всмоктуванні у всіх щаблях однакова. При неповному охолодженні газ, що всмоктується на другий, третій і наступних щаблях, має більш високу температуру, ніж газ, що надходить на перший щабель. Ступінь стиснення у кожному ступені багатоступінчастого компресора приймають такий, щоб найбільш ефективно використовувати обсяг циліндрів, підвищити об'ємний коефіцієнт компресора і знизити витрати енергії на стиск газу, а також температуру в кінці стиснення.

Мінімальна робота стиснення буде витрачена, якщо в будь-який i -й ступені ступінь стиснення

$$\phi = \frac{p_{i+1}}{p_i} = \sqrt[n]{\frac{p_k}{p_1}}, \quad (10.34)$$

де n – число ступенів стиснення; p_1 – тиск газу на вході в перший ступінь; p_k – тиск газу на виході з останнього ступеня.

Однак внаслідок втрат тиску між ступенями ступінь стиснення дещо більший за теоретичний, що враховується коефіцієнтом втрат ψ ($\psi = 1,1-1,15$):

$$\phi = \psi \cdot \sqrt[n]{\frac{p_k}{p_1}}. \quad (10.35)$$

Останній вираз дає можливість розрахувати необхідне число ступенів n для стиснення газу від тиску p_1 до тиску p_k :

$$n = \frac{\ln p_k - \ln p_1}{\ln \phi - \ln \psi}. \quad (10.36)$$

Щоб температура газу в кінці стиснення на кожному щаблі не перевищувала допустимої межі, ступінь стиснення приймають зазвичай такий – $\phi = 2,5-3,5$.

Питання для самоперевірки

1. Термодинамічні основи процесу стиснення газів.
2. Індикаторні діаграми, потужність та тиск.
3. Поняття продуктивності та об'ємного коефіцієнту подачі.
4. Межа одноступеневого стиснення газів. Багатоступеневе стиснення.