

**ЛЬВІВСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ БЕЗПЕКИ
ЖИТТЄДІЯЛЬНОСТІ**

Станіславчук О.В., Горностай О.Б., Мірус О.Л

**ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ
ВИРОБНИЦТВ**

Навчальний посібник

Львів – 2020

УДК 66.02
ББК 35.11
С 77

Рецензенти: **Ференц Н.О.** - кандидат технічних наук, доцент, доцент кафедри наглядово-профілактичної діяльності та пожежної автоматики Львівського державного університету безпеки життєдіяльності

Атаманюк В.М. - доктор технічних наук, професор завідувач кафедри хімічної інженерії Національного університету “Львівська політехніка”.

**Рекомендований до друку рішенням Вченої ради
Львівського державного університету безпеки життєдіяльності
(протокол № 2 від 02.10.2019 р.)**

Станіславчук, Оксана Володимирівна.

Процеси та обладнання виробництва: навчальний посібник / О.В. Станіславчук, О.Б. Горностай, О.Л. Мірус. – Львів: Львівський державний університет безпеки життєдіяльності, 2020. – 504 с.: Іл. 59 Табл. 16 Бібліогр.: 154 назви.

У навчальному посібнику розглянуті теоретичні основи гідравлічних, теплових, масообмінних та механічних процесів, а також принципи будови і роботи типових машин та апаратів, їх переваги та недоліки.

Посібник призначений для здобувачів вищої освіти усіх форм навчання, які навчаються за спеціальностями 263 “Цивільна безпека”, 073 “Менеджмент (Менеджмент організацій та адміністрування)”, може бути корисним здобувачам вищої освіти за спеціальністю 161 “Хімічні технології та інженерія” та інших споріднених, а також практичним фахівцям в галузі цивільного захисту, охорони праці, менеджменту та інженерно-технічним працівникам хімічної, газо- та нафтопереробної промисловості.

© Станіславчук О.В.
© Горностай О.Б.
© Мірус О.Л.
© ЛДУ БЖД, 2020

ЗМІСТ

Вступ.....	7
РОЗДІЛ 1. ЗАГАЛЬНІ ПОНЯТТЯ ПРО ВИРОБНИЧІ ПРОЦЕСИ.....	9
154.1. Дисципліна «Процеси та обладнання виробництв» та її завдання.....	9
154.2.	Основні поняття і визначення..... 10
154.3.	Класифік ація основних процесів 13
154.4. Мета, основні принципи та етапи розрахунку процесів і обладнання.....	15
154.5. Математичне моделювання й оптимізація процесів і обладнання.....	18
Питання для самоконтролю.....	20
РОЗДІЛ 2. ГІДРАВЛІЧНІ ПРОЦЕСИ.....	21
2.1. Основи гідравліки.....	21
2.2. Гідростатика.....	21
2.3. Гідродинаміка.....	28
2.3.1. Внутрішня задача гідродинаміки.....	28
2.3.2. Зовнішня задача гідродинаміки.....	46
2.3.3. Змішана задача гідродинаміки. Рух рідин крізь нерухомі зернисті і пористі шари.....	51
Питання для самоконтролю.....	61
РОЗДІЛ 3. ПЕРЕМІЩЕННЯ РІДИН.....	62
3.1. Основні параметри насосів та їх характеристики.....	62
3.2. Відцентрові насоси.....	68
3.3. Поршневі насоси.....	74
3.4. Спеціальні типи поршневих та відцентрових насосів, а також насоси інших типів.....	78
3.5. Порівняння та області застосування насосів різних типів.....	84
Питання для самоконтролю.....	86
РОЗДІЛ 4. СТИСНЕННЯ ТА ПЕРЕМІЩЕННЯ ГАЗІВ.....	87
4.1. Класифікація обладнання.....	87
4.2. Термодинамічні основи роботи компресора.....	88
4.3. Поршневі компресори.....	92
4.4. Інші види обладнання для стиснення та переміщення газів.....	101
4.4.1. Ротаційні компресори і газодувки.....	101
4.4.2. Відцентрові машини.....	103
4.4.3. Осьові вентилятори та компресори.....	105
4.4.4. Гвинтові компресори.....	106
4.4.5. Вакуумні насоси.....	106
4.5. Порівняння і області застосування компресорних машин	

різних типів.....	107
Питання для самоконтролю	108
РОЗДІЛ 5. РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ	109
5.1. Види неоднорідних систем та методи їх розділення.....	109
5.2. Розділення рідких систем	110
5.2.1. Розділення методом відстоювання	112
5.2.2. Розділення фільтруванням.....	121
5.2.3. Центрифугування.....	138
5.3. Розділення газових систем.....	150
5.3.1. Очистка газів під дією сил тяжіння	151
5.3.2. Очистка газів під дією інерційних і відцентрових сил	152
5.3.3. Очистка газів фільтруванням.....	166
5.3.4. Електрична очистка газів.....	171
5.3.5. Порівняння та вибір апаратів для газоочистки.....	177
Питання для самоконтролю	178
РОЗДІЛ 6. ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ.....	179
6.1. Загальна характеристика.....	179
6.2. Передача тепла теплопровідністю	183
6.3. Теплове випромінювання	186
6.4. Передача тепла конвекцією	192
6.5. Теплопередача	195
6.6. Нагрівання, охолодження і конденсація.....	205
6.6.1. Нагрівні агенти і способи нагрівання	206
6.6.2. Охолодження	221
6.7. Конструкції теплообмінних апаратів	225
6.7.1. Трубчасті теплообмінники.....	225
6.7.2. Змійовикові теплообмінники	229
6.7.3. Пластинчасті теплообмінники	231
6.7.4. Реберні теплообмінники	232
6.7.5. Спиральні теплообмінники.....	233
6.7.6. Теплообмінні пристрої реакційних апаратів	233
6.7.7. Теплообмінники інших типів.....	234
6.7.8. Порівняльна характеристика теплообмінних апаратів.....	235
Питання для самопідготовки.....	237
РОЗДІЛ 7. ВИПАРЮВАННЯ.....	239
7.1. Загальні відомості.....	239
7.2. Однокорпусні випарні установки	240
7.3. Багатокорпусні випарні установки.....	244
7.4. Конструкції випарних апаратів	251
7.5. Критерії вибору випарних апаратів	264
Питання для самопідготовки.....	265
РОЗДІЛ 8. ОСНОВИ МАСОПЕРЕНОСЕННЯ.....	266
8.1. Масообмінні процеси, їх види	266

8.2. Рівновага в процесах масоперенесення	270
8.3. Швидкість масоперенесення	275
8.4. Масоперенесення з твердою фазою	285
Питання для самопідготовки.....	287
РОЗДІЛ 9. АБСОРБЦІЯ	288
9.1. Загальні відомості.....	288
9.2. Матеріальний і тепловий баланси процесу та витрата абсорбенту	290
9.3. Швидкість процесу абсорбції	293
9.4. Будова абсорбційних апаратів	294
9.5. Десорбція газу з рідини	307
Питання для самопідготовки.....	309
РОЗДІЛ 10. ПЕРЕГОНКА ТА РЕКТИФІКАЦІЯ	310
10.1. Загальні відомості	310
10.2. Характеристики двофазових систем “рідина – пара”	311
10.3. Проста перегонка. Фракційна перегонка	318
10.4. Ректифікація	322
10.5. Спеціальні види перегонки.....	332
Питання для самопідготовки.....	337
РОЗДІЛ 11. АДСОРБЦІЯ.....	338
11.1. Загальні відомості	338
11.2. Адсорбенти, їх характеристика.....	339
11.3. Рівновага під час адсорбції	341
11.4. Швидкість адсорбції	342
11.5. Десорбція	347
11.6. Будова адсорберів та схеми адсорбційних установок	348
11.7. Іонообмінні процеси	354
Питання для самопідготовки.....	358
РОЗДІЛ 12. СУШІННЯ.....	359
12.1. Загальні відомості	359
12.2. Основні параметри вологого повітря.....	360
12.3. <i>I</i> - <i>x</i> діаграма вологого повітря.....	363
12.4. Рівновага під час сушіння.....	367
12.5. Матеріальний і тепловий баланси сушіння	370
12.6. Варіанти процесу сушіння	375
12.7. Швидкість процесу сушіння	380
12.8. Будова сушарок.....	389
Питання для самопідготовки.....	409
РОЗДІЛ 13. ШТУЧНЕ ОХОЛОДЖЕННЯ	410
13.1. Загальні відомості	410
13.2. Термодинамічні основи одержання холоду.....	411
13.3. Методи штучного охолодження	415
ПОМІРНЕ ОХОЛОДЖЕННЯ	420

13.4. Компресійні парові холодильні машини	420
13.5. Абсорбційні холодильні машини	431
13.6. Пароводяні ежекторні холодильні машини.....	433
ГЛИБОКЕ ОХОЛОДЖЕННЯ	434
13.7. Цикли з дроселюванням газу.....	434
13.8. Цикли, побудовані на поєднанні дроселювання та розширення газу в детандері 442	
13.9. Порівняння основних циклів глибокого охолодження.....	449
13.10. Методи розділення газів	450
Питання для самопідготовки.....	455
РОЗДІЛ 14. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ.....	456
14.1. Основні відомості про подрібнення матеріалів	456
14.2. Характеристики якості подрібнення.....	458
14.3. Класифікація машин для подрібнення.....	461
14.4. Дробарки.....	463
14.5. Бігуни.....	477
14.6. Млини.....	481
Питання для самопідготовки.....	501
Список використаної літератури	502

ВСТУП

Сучасне прогресивне суспільство для успішного існування та динамічного розвитку повинно виготовляти відповідні засоби виробництва та предмети споживання. Найпрогресивнішим та найраціональнішим в цьому плані є промислове виробництво, котре найповніше забезпечує потреби суспільства якісними продуктами, виробами, машинами, товарами, устаткуванням та обладнанням.

Сучасні промислові технології поширилися на усі види діяльності людського суспільства, включаючи позитивні та негативні наслідки для людини, суспільства, довкілля, економіки та ін. Тому, одночасно з вирішенням завдань щодо покращення якості та підвищення продуктивності виробничих процесів, необхідно вирішувати питання щодо захисту довкілля, підвищення енергоощадності виробництва, забезпечення високого рівня безпеки технологічних процесів для працівників та населення.

Фундаментальна інженерна наука, яка теоретично вивчає інженерні основи процесів хімічної технології та будову і принципи роботи обладнання, а також методи технологічних розрахунків типового обладнання хімічних виробництв, називається «Процеси та апарати хімічної технології». Протягом тривалого часу і до сьогодні хіміки-технологи та механіки хімічних виробництв навчалися за підручником А.Г.Касаткіна «Основні процеси та апарати хімічної технології». Книга перевидавалася багато разів у різних варіантах як в Радянському Союзі, так і в Україні, враховуючи потреби спеціальностей, за якими навчалися студенти, і нові наукові та інженерні досягнення у виробничих технологіях та промислового обладнанні.

У навчальні плани підготовки бакалаврів зі спеціальності 263 «Цивільна безпека» включена дисципліна «Процеси та обладнання підприємств», оскільки вона є важливою для високоякісної підготовки фахівців цього напрямку і формує їхній кваліфікаційний рівень.

Дисципліна «Процеси та обладнання підприємств» ґрунтується на фундаментальних наукових та практичних досягненнях людства у вивченні природничих наук і вимагає високого рівня знань з фізики, математики, хімії, термодинаміки, гідродинаміки та ін. У дисципліні передбачене вивчення основних фізико-хімічних закономірностей технологічних процесів, поширених у багатьох виробництвах, їхнє типове апаратурне оформлення, основні параметри процесу, що визначають його перебіг та безпеку, засоби створення безпечних умов ведення процесів.

Раціональний технологічний процес повинен задовольняти виробничим, конструктивним та техніко-економічним вимогам, а також вимогам техніки безпеки. Зрозуміло, що виконати усі ці вимоги максимально неможливо, тому потрібно, орієнтуючись на технічні умови, отримати найбільш оптимальний варіант.

Під час вивчення дисципліни студенти та курсанти додатково вивчають такі важливі аспекти, як основні умови безпечної та безаварійної експлуатації та обслуговування технологічних процесів та устаткування.

Метою підручника є систематизація навчального матеріалу щодо основних процесів та обладнання підприємств і надання методичної допомоги у вивченні спеціальних інженерних дисциплін «Процеси та обладнання підприємств» та «Технологічні процеси в галузі» студентам, курсантам та слухачам, що навчаються за спеціальностями 263 «Цивільна безпека» та 073 «Менеджмент («Менеджмент організацій та адміністрування»)).

Підручник може бути корисним і студентам, курсантам та слухачам, що спеціалізуються у галузі пожежної безпеки, екологічної безпеки та ін.

РОЗДІЛ 1

ЗАГАЛЬНІ ПОНЯТТЯ ПРО ВИРОБНИЧІ ПРОЦЕСИ

1.1. Дисципліна «Процеси та обладнання виробництв» та її завдання

У різних галузях промисловості здійснюються різні процеси, в яких вихідні матеріали в результаті певної взаємодії проходять глибоке перетворення, що супроводжується зміною агрегатного стану, внутрішньої структури і складу речовини.

Перетворення вихідної сировини супроводжується перебігом чисельних фізичних і фізико-хімічних, біохімічних процесів, до яких належать: переміщення рідин і твердих матеріалів, їх подрібнення і класифікація, стиснення і транспортування газів, нагрівання і охолодження рідин, їх перемішування, розділення рідких і газових неоднорідних сумішей, випаровування розчинів, сушіння матеріалів та ін. Необхідно зауважити, що метод реалізації цих процесів часто визначає можливість здійснення, ефективність, безпеку та рентабельність виробничого процесу загалом.

Таким чином, технологія виробництва різноманітних продуктів і виробів включає багато однотипних фізичних і фізико-хімічних процесів, що характеризуються загальними закономірностями. Ці процеси в різних виробництвах відбуваються в подібних за принципом дії машинах і апаратах.

Процеси і апарати, загальні для різних галузей, отримали назву основних процесів і апаратів. Наприклад, одним із основних процесів є перегонка (ректифікація) – процес розділення рідких сумішей, який базується на різниці тисків парів компонентів суміші. Цей процес широко використовується не тільки в харчовій, але і в хімічній промисловості для розділення рідкого повітря у виробництві кисню, розділення води і азотної кислоти у виробництві азотної кислоти, розділення складних сумішей органічних продуктів для отримання дивінілу у виробництві синтетичного каучуку та в інших виробництвах. До основних апаратів належать тарілчасті і насадкові колони, які використовуються не тільки для проведення процесів ректифікації, але і для поглинання компонентів із газових або парових сумішей рідким поглиначем (процес абсорбції) очищення газів від твердих частинок та ін.

Насоси, компресори, фільтри і центрифуги, теплообмінники і сушарки також належать до основних апаратів і машин, які є типовим обладнанням більшості апаратів хімічних, харчових, фармацевтичних, бродильних, будівельних та інших виробництв.

Дисципліна «Процеси та обладнання виробництв» займає провідне місце для вивчення комплексу спеціальних дисциплін, що формують кваліфікаційний рівень фахівця. Вона є інженерною дисципліною, яка базується на фундаментальних наукових та практичних досягненнях людства у вивченні природничих наук і вимагає ґрунтовних знань в галузях фізики, хімії, математики, гідродинаміки, термодинаміки та ін., а також на виявленні аналогії зовнішньо різних процесів і апаратів незалежно від галузі промисловості, в якій вони використовуються.

Дисципліна вивчає: теорію основних процесів, а також будову, принципи роботи та конструювання. При розгляді макрокінетики обов'язково враховується і мікрокінетика, яка характеризується елементами перебігу процесів, які відбуваються на молекулярному рівні: гідродинаміка, теплопровідність, молекулярна дифузія тощо, що розглядаються у фізиці, фізичній хімії, хімічній термодинаміці та інших науках. Тобто дисципліна «Процеси та обладнання виробництв» вивчає не тільки фізичні, а й фізико-хімічні промислові процеси та обладнання для їх проведення.

Отже, вивчення процесів та обладнання виробництв дає змогу майбутнім фахівцям у галузі цивільної безпеки зрозуміти суть виробничих процесів, конструктивні особливості виробничого обладнання, а також, на основі цих знань виявляти ризики та прогнозувати ймовірність виникнення небезпечних ситуацій (аварій чи нещасних випадків) під час перебігу виробничого процесу.

З розвитком різних галузей промисловості виникла необхідність в інженерній науці, яка узагальнює закономірності основних виробничих процесів і розробляє методикку розрахунку на основі їх раціональної класифікації. В останні роки наука про процеси і обладнання безперервно розвивається. Її роль і значення в розробці на наукових основах апаратурно-технологічного оформлення виробництв безперервно зростає. Порівняно новими є такі процеси як екстракція, адсорбція, процеси, пов'язані з використанням киплячого шару, які набули поширеного застосування в хімічній, харчовій та інших технологіях. Проводяться значні теоретичні та експериментальні дослідження в галузі моделювання процесів і обладнання.

1.2. Основні поняття і визначення

Сучасне розвинуте суспільство не може існувати й успішно рухатись вперед без виготовлення засобів виробництва і предметів споживання. Найбільш раціональним і прогресивним є промислове виробництво, яке найбільшою мірою забезпечує потреби суспільства високоякісними виробами, продуктами, товарами, машинами, обладнанням і устаткуванням. Проте, промислове виробництво є джерелом багатьох ризиків, ефективно прогнозувати які неможливо без знання конструктивного оформлення виробничих процесів та розуміння їх суті.

Промислове виробництво пов'язане з виконанням багатьох видів виробничих операцій та процесів. Під *операцією* розуміють цілеспрямований механічний вплив на матеріали, речовини або продукти, що змінює їх форми, об'єм або зовнішній вигляд, але не пов'язаний зі зміною хімічних властивостей матеріалів. Так у машинобудуванні – металева заготовка в результаті низки послідовних механічних операцій перетворюється в потрібну деталь; у гірничодобувній промисловості – добуга руда піддається механічній обробці: подрібнюванню, просіюванню, сортуванню, поділу на класи, збагаченню тощо. Такі та інші подібні операції відносять до *механічної технології*.

Під *процесом* розуміють низку послідовних і закономірних впливів і змін, пов'язаних із фізико-хімічними перетвореннями в складних системах, перерозподілом складових системи і зміною її параметрів, що призводять до набуття ними нових властивостей. У процесі фізико-хімічної переробки матеріали можуть змінювати не тільки зовнішній вигляд, а й агрегатний стан і хімічний склад.

Сукупність операцій і процесів, які потрібно виконати при переробці сировини у вироби, напівфабрикати або цільові продукти, визначення порядку і знаходження найбільш ефективних засобів їх проведення, вивчає *технологія* – наука про фах, ремесло. *Технологія* – це наука про найбільш економічні методи і процеси переробки сировини у предмети споживання і засоби виробництва.

Існує величезна кількість спеціальних галузевих технологій, що забезпечують переробку сировини і мінеральних ресурсів у різноманітні матеріали, напівфабрикати, корисні речі, речовини, а також виробництво різноманітних продуктів, готових виробів, предметів побуту, машин та обладнання, енергоносіїв і засобів забезпечення безпеки життєдіяльності та інші. Як приклад, можна назвати технології машинобудування, промислового і житлового будівництва, енергетичну, хімічну, нафтохімічну, металургійну, гідрометалургійну, технологію харчових продуктів та багато інших. Механічні та фізико-хімічні технологічні процеси проводять із використанням *обладнання* – сукупності апаратів, механізмів і машин, що дозволяють реалізувати різноманітні процеси в необхідному режимі для досягнення поставленої мети.

Апаратом називають статичне обладнання місткісного типу, яке заповнене різними пристроями і призначене для проведення одного або декількох специфічних технологічних процесів при переробці робочих середовищ (наприклад, одноярусний відстійник, фільтрувальний апарат, випарний апарат та інші).

Механізмом називають сукупність з'єднаних між собою рухомих деталей і ланок, що виконують однотипні, заздалегідь призначені рухи та дії (наприклад, кривошипно-шатунний механізм поршневої помпи, механізм закриття кришки апарата та ін.).

Машина – з'єднання рухомих і нерухомих деталей, вузлів і механізмів, призначене для виконання окремих операцій і процесів за допомогою перетворення механічної, гідравлічної або електричної енергії в корисну роботу (наприклад, відстійно-шнекова центрифуга, вихровий насос, гвинтовий компресор, барабанна сушарка та ін.).

Установка – сукупність апаратів, механізмів і машин, з'єднаних певним чином і у визначеній послідовності, для проведення низки призначених процесів (наприклад, сушильний агрегат, фільтрувальна установка, опріснювальна установка та ін.).

Устаткування – це сукупний термін, який включає в себе машини, агрегати, механізми, вузли, а також апарати, колони, установки, технологічні лінії, електротехнічні та теплотехнічні об'єкти, мережі, трубопроводи, регулюючу та запірну арматуру, контрольно-вимірювальні прилади й інші пристрої,

які використовуються при виробництві продукції та виконують ті чи інші технологічні функції.

Сучасні промислові технології охопили всі види діяльності людського суспільства і пов'язані з техногенним впливом виробничої діяльності на людей та навколишнє середовище. Обладнання працює за великих швидкостей робочих середовищ, високих тисків (~6000 атм) та великого діапазону температур (від -200°C до +1000°C), а також у дуже агресивних середовищах.

Тому паралельно з вирішенням завдань виробничої діяльності необхідно вирішувати питання захисту працівників, населення та довкілля, розроблення і впровадження питань цивільного захисту, охорони праці та природоохоронних технологій (маловідходних та ресурсозберігаючих).

Для промислової реалізації технологічного процесу потрібні такі основні умови:

- 1) матеріали і сировина, що піддаються переробці;
- 2) енергетичні ресурси (електроенергія, вода, технологічна пара, газ);
- 3) обладнання – апарати, машини, агрегати, установки, за допомогою яких реалізується процес;
- 4) кваліфіковані кадри.

Найважливішим показником, що з технологічного боку характеризує апарат, машину, агрегат чи установку, або виробництво загалом, є *продуктивність* – кількість сировини, що переробляється в одиницю часу, або кількість продукції, фактично виробленої в одиницю часу.

Продуктивність виражають у масових або об'ємних одиницях (кг/год., т/добу, м³/год., м³/добу); для кількості обладнання і технічних виробів – одиниць за місяць, одиниць за рік.

Продуктивність апарата залежить від:

- інтенсивності – швидкості процесу, що проходить в ньому;
- організаційно-технічної структури виробництва;
- габаритних розмірів або об'єму апарата.

Продуктивність цеху або установки залежить від кількості встановлених основних апаратів, ступеня їх використання та умов експлуатації.

Будь-який фізико-хімічний процес, що проходить в апараті реально, характеризується параметрами – комплексом фізичних величин, що суттєво впливають на перебіг і умови процесу.

Розрізняють фізичні, фізико-хімічні, гідравлічні та гідродинамічні, теплові та теплофізичні, дифузійні та багато інших параметрів, причому кожний з них може набувати різноманітних, але реально визначених величин за умов, що супроводжують перебіг процесу. Проте, в умовах порушення перебігу технологічного процесу досить часто відбувається вихід його параметрів за межі граничних показників, що може призвести до виникнення аварійної чи надзвичайної ситуації. Тому в умовах виробництва спостереження за параметрами технологічного процесу має вестися безперервно, при цьому має бути ро-

зроблений алгоритм оперативних дій щодо їх нормалізації та запобігання таким непередбаченим ситуаціям. Виходячи з цього, зрозуміло, що знання і закономірностей зміни параметрів технологічного процесу у той чи інший бік, а також чинників, які на це впливають, є дуже важливими.

Інтенсифікація процесу в апараті досягається добором оптимальних параметрів процесу, зміною напрямків руху середовищ і поліпшенням конструкції апарата. При підвищенні інтенсивності проходження процесу може бути збільшена продуктивність агрегату, установки або цеху за тієї самої кількості апаратів, або при зменшенні кількості працюючих апаратів можуть бути знижені експлуатаційні та енергетичні витрати. Інтенсифікуючи виробничі процеси або роботу апаратів і агрегатів, на тому самому обладнанні можна одержати більший обсяг продукції.

До основних показників виробничого процесу відносять також витрати матеріальних і енергетичних ресурсів. *Витрати основних матеріалів, сировини*, а також обсяг продуктів, що виробляються, визначаються на основі рівнянь матеріальних балансів. Зниження витрат сировини досягається удосконаленням технології і збільшенням ступеня її переробки.

Витрати енергоресурсів – електроенергії, водяної пари, палива, газу визначаються на основі теплових (енергетичних) балансів. Зниження енергетичних витрат досягається добором оптимальних параметрів процесу і технологічного режиму, збільшенням інтенсивності перебігу процесу, а також зменшенням гідравлічного опору апаратів і трубопроводів.

Основним показником багатьох процесів є *вихід продукції*, що характеризує ефективність технологічного процесу, ступінь його досконалості і технічний рівень виробництва.

1.3. Класифікація основних процесів

Класифікація основних процесів полягає в їх поділі за ознаками, котрі є спільними для них і за якими вони відрізняються. Суттєвим в класифікації є вибір системи ознак, котрі характерні певній групі процесів і які відсутні для процесів інших груп – тобто вибір принципу класифікації. Класифікація розкриває структуру науки, вона тісно пов'язана з суттю предмета, методологією дослідження і кінцевою метою.

Залежно від основних законів, які визначають швидкість перебігу процесів, ми розглянемо виробничі процеси за таким поділом:

Гідромеханічні процеси, швидкість яких визначається законами гідродинаміки – науки про рух рідин і газів. До цих процесів належать: переміщення рідин; стиснення і переміщення газів; розділення рідких і газових неоднорідних систем в полі сил тяжіння (відстоювання) та в полі відцентрових сил (центрифугування); перемішування рідин.

Теплові процеси, швидкість перебігу яких визначається законами теплопередачі – науки про розповсюдження тепла. Такими процесами є: нагрівання,

оохолодження, випаровування і конденсація пари. Швидкість теплових процесів значно залежить від гідродинамічних умов (режимів руху), за яких здійснюється перенесення тепла між середовищами, що обмінюються теплом.

Масообмінні (дифузійні) процеси характеризуються перенесенням одного або декількох компонентів вихідної суміші із однієї фази в іншу через поверхню розділу фаз.

Найбільш повільною, і тому лімітуючою стадією масообмінних процесів, є молекулярна дифузія компонента, який розподіляється між фазами. До цієї групи процесів, котрі описуються законами масопередачі, належать: абсорбція, адсорбція, перегонка (ректифікація), екстракція із розчинів, розчинення і екстракція із пористих твердих тіл, кристалізація і сушіння. Перебіг процесів масообміну тісно пов'язаний з гідродинамічними умовами в фазах, на границі їх розділу, і часто – з процесами перенесення тепла (теплообміном).

Хімічні (реакційні) процеси, які протікають зі швидкістю, що визначається законами хімічної кінетики. Однак, супутніми хімічним реакціям є процеси перенесення маси і енергії, тобто, швидкість хімічних процесів (особливо в промислових умовах) залежить від гідродинамічних умов. Тому швидкість реакцій залежить від законів макрокінетики і визначається найбільш повільною стадією процесів хімічної взаємодії і дифузії.

Кожен із зазначених процесів, своєю чергою, класифікується залежно від *фазового складу* системи.

Розрізняють процеси, перебіг яких відбувається в системах:

- тверде тіло – рідина (розчинення, кристалізація, іонний обмін, екстрагування з твердих тіл);
- тверде тіло – газ (адсорбція і сушіння);
- рідина – рідина (екстрагування);
- рідина – газ (пара) (ректифікація, абсорбція).

Відмінність між процесами, що визначаються фазовим складом систем, є достатньо великою.

Кінцевою метою для кожної системи є: інтенсифікація процесу, покращення його техніко-економічних показників, забезпечення безпечності його реалізації. Як в гомогенних, так і в гетерогенних системах інтенсифікація досягається внаслідок підвищення температури, тиску, зміни складу, гідродинамічного режиму.

За методом організації процеси діляться на: періодичні, безперервні та комбіновані.

До переваг безперервного процесу, які визначають його економічну привабливість та безпечність реалізації для працівників і населення, належать:

- безперервний випуск кінцевого продукту;
- зручність автоматизації;
- стійкість режиму і стабільність якості готових продуктів;
- компактність обладнання;
- раціональне використання тепла.

Це призводить до зростання продуктивності, зменшення кількості обслуговуючого персоналу.

За зміною параметрів в часі процеси поділяються на: стаціонарні та не-стаціонарні.

Безперервні і періодичні процеси відрізняються за часом перебування частинок в апараті. *В періодичних процесах* всі частинки перебувають в апараті однаковий час, а в *безперервних* – можуть перебувати різний час.

Тому за розподілом часу перебування частинок в апараті розрізняють апарати:

- *ідеального витіснення* – час перебування частинок однаковий, вони рухаються в одному напрямку, рівномірно розподілені по перерізу, рух частинок подібний до руху твердого поршня;
- *ідеального змішування* – при надходженні в апарат частинки миттєво перемішуються з частинками, які там знаходяться, і в усіх точках об'єму апарата вирівнюються параметри, час перебування в апараті неоднаковий;
- *реальні безперервно діючі апарати є апаратами проміжного типу*. Час перебування більш рівномірний, ніж в апаратах ідеального перемішування, але ніколи не досягається такої рівномірності, як в апараті ідеального витіснення.

Механічна технологія вивчає такі процеси, в результаті реалізації яких змінюються фізичні властивості або форма матеріалу, який переробляється на основі законів механіки твердих тіл. Ці процеси зазвичай використовують для підготовки вихідних твердих матеріалів та обробки твердих кінцевих продуктів, а також для їхнього транспортування. До механічних процесів належать: подрібнення, транспортування, сортування та змішування твердих речовин.

До особливої групи механічних процесів відносять процеси переробки хімічних продуктів у виробі – пресування, лиття, екструзія та ін.

Хімічна технологія вивчає процеси хімічних перетворень матеріалу з використанням різних видів енергії. Одним з напрямів хімічної технології є *виробництво харчових продуктів*. Характерною ознакою харчової технології є те, що вона вивчає особливості переробки сировини рослинного і тваринного походження. Тому виробництво харчової продукції тісно пов'язане з біохімічними процесами. Незважаючи на різновиди технологічних процесів харчової промисловості, багато з них є спільними для різних виробництв: спиртового, лікєро-горілчаного, кондитерського тощо. З метою підвищення концентрації сухих речовин використовується, наприклад, випаровування. Однак існує багато процесів, які характерні тільки для певного виробництва.

1.4. Мета, основні принципи та етапи розрахунку процесів і обладнання

Розрахунок процесів та обладнання може мати різну мету:

- визначення умов граничного або рівноважного стану системи;

- розрахунок витрат вихідних матеріалів та кількості одержаної продукції, а також кількості необхідних енергоресурсів та витрати теплоносія;
- визначення оптимальних режимів роботи та відповідної їм робочої поверхні або робочого об'єму апарата;
- розрахунок основних розмірів апаратів.

Мета розрахунку процесів та обладнання визначає його зміст та послідовність. Вихідним пунктом розрахунку є статика процесу, яка розглядає дані про термодинамічну рівновагу, що дозволяє встановити напрям перебігу процесів та їх можливі межі.

Коли настає рівновага між фазами, то спостерігається рівність температур – термічна рівновага, рівність тисків – фізична рівновага, відсутність зміни концентрації при динамічній рівновазі. На основі цих даних знаходять граничні значення параметрів процесу, необхідні для розрахунку його рушійної сили.

Етапи розрахунку процесів і апаратів:

1. Визначення умов рівноважного стану системи та рушійної сили процесу.
2. Розрахунок матеріального балансу (згідно з законом збереження маси).
3. Розрахунок теплового балансу і масових витрат теплових агентів (згідно з законом збереження енергії).
4. Розрахунок кінетики (швидкості перебігу) процесу.
5. Визначення оптимальних режимів і розрахунок основних розмірів апаратів.

Матеріальний баланс. За законом збереження маси, маса речовин, що надходять $\sum G_n$, має дорівнювати масі одержаних у результаті перебігу процесу речовин $\sum G_k$

$$\sum G_n = \sum G_k \quad (1.1)$$

де G_n – початкова сумарна маса потоків, що надходять в апарат за одиницю часу, кг/с;

G_k – кінцева сумарна маса потоків, що виходять з апарата за одиницю часу, кг/с.

Оскільки в реальних умовах здійснення виробничого процесу супроводжується незворотними втратами $\sum G_{em}$, то рівняння матеріального балансу має вигляд:

$$\sum G_n = \sum G_k + \sum G_{em} \quad (1.2)$$

Матеріальний баланс складають для виробничого процесу загалом або для окремих його стадій. Також баланс можна скласти для системи загалом або за одним з вихідних компонентів. Наприклад, для процесу сушіння матеріальний баланс складають як за усім вологим матеріалом, що надходить на сушіння, так і за одним з його компонентів – за масою абсолютно сухої речовини

або за масою вологи, що міститься у висушуваному матеріалі. Крім цього, баланс можна складати за одиницю часу (годину, добу) або за одну операцію в періодичному процесі, а також в розрахунку на одиницю маси вихідних чи кінцевих продуктів.

На основі матеріального балансу визначають вихід готового продукту, а також витрату вихідної сировини.

Енергетичний баланс. Енергетичний баланс складають на основі закону збереження енергії, за яким кількість енергії, що вводиться в процес, дорівнює кількості виділеної енергії, тобто надходження енергії дорівнює її витраті. Для реалізації процесів застосовують електричну, теплову, механічну енергії, що призводить до зміни агрегатного стану (випаровування, конденсація, топлення тощо), що супроводжується певним тепловим ефектом. Наприклад, механічна енергія витрачається на переміщення та перемішування рідин, стиснення і транспортування газів, а електрична – на живлення виробничого обладнання. Тому в енергетичному балансі враховують надходження і витрату усіх видів залученої енергії.

Частиною енергетичного балансу є тепловий баланс:

$$\sum Q_n = \sum Q_k + Q_v, \quad (1.3)$$

де Q_n – кількість теплоти, що підводиться до системи за одиницю часу, кДж/с; Q_k – кількість теплоти, що виноситься з кінцевими продуктами та з теплоносієм за одиницю часу, кДж/с; Q_v – втрати теплоти за одиницю часу, кДж/с.

Варто зауважити, що теплота зазвичай вводиться в процес різними шляхами: з вихідними речовинами, з теплоносієм або виникає внаслідок фізичних чи хімічних перетворень.

Метою теплового балансу є визначення витрат водяної пари, води, інших теплоносіїв, а енергетичного – загальна витрата енергії для реалізації процесу.

Інтенсивність процесів. Для аналізу і розрахунку технологічних процесів, крім даних матеріального та енергетичного балансів, необхідно знати інтенсивність процесів та потужність апаратів. Усі розглянуті вище процеси (гідродинамічні, теплові, масообмінні тощо) можуть відбуватися тільки під дією певної рушійної сили, яка для різних процесів є відмінною:

- для гідродинамічних – різниця тисків ΔP ;
- для теплових – різниця температур Δt ;
- для масообмінних – різниця концентрацій ΔC .

Результат будь-якого технологічного процесу M (маса перенесеної речовини чи кількість переданого тепла) залежить від величини рушійної сили Δ , тривалості процесу τ , а також від певної величини A (робоча поверхня, через яку відбувається перенесення маси чи енергії або робочий об'єм, в якому здійснюється процес) щодо якої співвідносять інтенсивність процесу. Отже загалом рівняння будь-якого процесу можна представити як

$$M = K \cdot A \cdot \Delta \cdot \tau, \quad (1.4)$$

де K – коефіцієнт швидкості процесу (кінетичний коефіцієнт).

Під інтенсивністю процесу розуміють результат M , віднесений до одиниці часу і одиниці величини A :

$$\frac{M}{A \cdot \tau} = K \cdot \Delta . \quad (1.5)$$

В цьому випадку K можна розглядати як міру інтенсивності процесу, тобто інтенсивність, що віднесена до одиниці рушійної сили.

Інтенсивність процесу завжди пропорційна рушійній силі Δ і зворотно пропорційна опорі R , який є величиною, оберненою до кінетичного коефіцієнта (термічний опір, гідравлічний опір та ін.):

$$\frac{1}{K} = R \quad \text{або} \quad \frac{1}{R} = K ,$$

тобто рівняння (1.5) можна представити у вигляді

$$M = \frac{A \cdot \tau \cdot \Delta}{R} \quad (1.6)$$

З рівнянь (1.5) та (1.6) знаходять необхідну робочу поверхню або робочий об'єм апарата за відомих значень решти величин, які входять в ці рівняння, або навпаки – визначають результат процесу за заданих величин робочої поверхні чи об'єму.

Оцінка конструкції апарата або режиму його роботи має здійснюватися на основі його техніко-економічних характеристик. Оптимальним є такий апарат (або режим його роботи), який забезпечить заданий результат з найменшими витратами.

Витрати на здійснення процесу складаються з капітальних витрат та експлуатаційних. Збільшення об'ємної інтенсивності процесу призводить до зменшення розмірів обладнання і, відповідно, – до зниження капітальних затрат. Експлуатаційні витрати в такому випадку зростатимуть, оскільки інтенсифікація процесу зазвичай супроводжується зростанням енергетичних затрат. Мінімум суми витрат відповідає певній об'ємній інтенсивності апарата, котра і є оптимальною.

1.5. Математичне моделювання й оптимізація процесів і обладнання

Дослідження процесів і обладнання в масштабах та умовах промислового виробництва є складним, тривалим у часі, дорогим, а також супроводжується високим рівнем ризику виникнення аварійних ситуацій. Тому велике значення має моделювання – вивчення закономірностей процесів на моделях за умов, що допускають поширення отриманих результатів на всі процеси, подібні до тих, що вивчаються, незалежно від масштабу обладнання.

Основні принципи моделювання витікають з теорії подібності. Згідно з цією теорією повинні дотримуватись такі правила моделювання:

1) необхідно, щоб процеси в моделі і апараті натуральної величини опи-

сувались однаковими диференційними рівняннями;

2) модель повинна бути геометрично пропорційною до оригіналу;

3) числові значення початкових і граничних умов, виражені в безрозмірній формі, для моделі і оригіналу мають бути однаковими;

4) необхідно, щоб всі безрозмірні комплекси фізичних і геометричних величин, які впливають на процес (критерії подібності), були такими, що дорівнюють усім подібним точкам на моделі і в оригіналі.

Моделювання процесів можна також здійснювати на основі математичної аналогії – однакової форми рівнянь, що описують фізично різні явища. За допомогою комп'ютерної техніки математичне моделювання дозволяє значно прискорити вивчення найбільш складних виробничих процесів.

Заключним етапом моделювання процесів є їх оптимізація – вибір найкращих (оптимальних) умов проведення процесу. При цьому необхідно вибрати критерії оптимізації, які будуть залежати від оптимальних значень багатьох параметрів. Завдання зводиться до пошуку екстремального значення цільової функції, яка виражає залежність величини вибраного критерію оптимізації від факторів, які на нього впливають.

Найбільш універсальним є економічний критерій оптимізації, який інтегрально відображає не тільки основні технічні характеристики, але і затрати на енергію, робочу силу, заходи безпеки та ін. Для оптимізації поширено використовують методи математичного моделювання, а під час досліджень – статистичні методи планування експериментів.

ПИТАННЯ ДЛЯ САМОКОНТРОЛЮ

Які процеси застосовують для перетворення вихідної сировини? Що вивчає дисципліна «Процеси та обладнання виробництв»? Яка мета дисципліни «Процеси та обладнання виробництв»? Що таке «операція»? Що таке «процес»? Що таке «технологія»? Що таке «обладнання»? Що таке «апарат»? Що таке «механізм»? Що таке «машина»? Що таке «агрегат», «установка»? Що таке «устаткування»? Які умови потрібні для реалізації технологічного процесу? Що таке «продуктивність», в чому вона вимірюється? Від чого вона залежить? Що таке «параметри процесу»? В чому полягає інтенсифікація процесу, мета інтенсифікації процесу? Що враховує матеріальний баланс? Що враховує енергетичний баланс? Яке значення має вихід продукції? Які процеси належать до гідромеханічних? Які процеси належать до теплових? Які процеси належать до масообмінних? Які процеси належать до реакційних? В яких системах можуть проходити процеси? Як поділяють процеси за методом організації? В чому полягають переваги безперервного процесу? Як поділяються процеси за зміною параметрів в часі, за розподілом часу перебування частинок в апараті? Що вивчає механічна технологія? Що вивчає хімічна технологія? З яких етапів складається розрахунок процесів та апаратів? Запишіть основне рівняння матеріального балансу. Запишіть основне рівняння теплового балансу. Що є рушійною силою різних технологічних процесів? Запишіть рівняння визначення інтенсивності процесу. Яких принципів необхідно дотримуватися при моделюванні виробничих процесів та обладнання? Що є метою моделювання процесів та обладнання, який критерій оптимізації виробничих процесів є найбільш доцільним?

РОЗДІЛ 2

ГІДРАВЛІЧНІ ПРОЦЕСИ

2.1. Основи гідравліки

Багато технологічних процесів в промисловості супроводжується рухом рідин чи газів, перемішуванням, розділенням неоднорідних систем відстоюванням, фільтруванням, центрифугуванням. Попри це, важливим є також знання законів перебування рідин та газів у стані рівноваги та спокою.

Наука, яка вивчає закони рівноваги і руху рідин, а також способи застосування цих законів для розв'язання конкретних технологічних та технічних завдань, називається *гідравлікою*, що в перекладі з грецької означає *hydraulikos* — водяний, *hydor* — вода і *aulos* — трубка.

Гідравліка складається з *гідростатики* та *гідродинаміки*. Гідростатика вивчає закони рівноваги рідин та газів у стані спокою. Гідродинаміка вивчає закони руху рідин та газів, і такі процеси називають гідромеханічними.

Варто зауважити, що гідродинамічні закономірності часто значною мірою визначають характер перебігу процесів теплопередачі, масопередачі та хімічних реакційних процесів у промислових апаратах.

В гідравліці рідини і гази об'єднують єдиною назвою – *рідини*, оскільки закони руху рідин і газів практично однакові, якщо їх швидкості менші за швидкість звуку.

При виведенні основних закономірностей в гідравліці вводять поняття *ідеальної рідини*, яка на відміну від реальної (в'язкої) рідини абсолютно не змінює свого об'єму під дією тиску, не змінює густину під дією температури і не має в'язкості. *Реальні рідини* поділяють на *крапельні* і *пружні* (гази, пари). Крапельні рідини практично не стискаються і мають дуже малі коефіцієнти об'ємного розширення, об'єм пружних рідин значно змінюється при зміні температури і тиску.

2.2. Гідростатика

Гідростатика вивчає рівновагу рідин, що перебувають у стані відносного спокою, за якого в рухомій рідині її частини не переміщуються одна відносно другої. При цьому сили внутрішнього тертя відсутні, що дозволяє вважати рідину ідеальною.

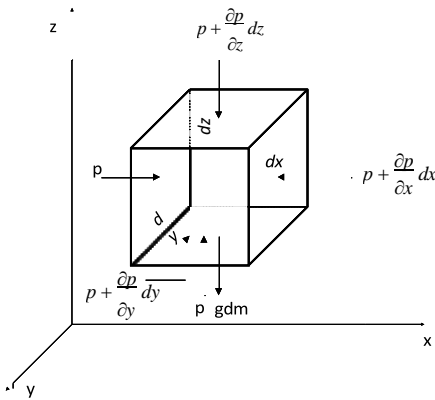
В *стані відносного спокою* форма об'єму рідини не змінюється і вона, подібно до твердого тіла, рухається як єдине ціле. В такому стані перебуває рідина в посудині, що переміщається, в барабані центрифуги, який обертається з постійною швидкістю тощо. В цих випадках спокій рідини розглядають відносно стінок рухомої посудини.

В *абсолютному спокої* (відносно поверхні Землі) рідина перебуває в нерухомій посудині, що є частковим випадком відносного спокою. Незалежно

від виду спокою на рідину діють сили ваги і тиску, а у разі відносного спокою необхідно врахувати й силу інерції.

Співвідношення між силами, що діють на рідину в стані спокою, виражають *диференційним рівнянням рівноваги Ейлера*.

Диференційні рівняння Ейлера. В об'ємі рідини в стані спокою виділимо елементарний паралелепіпед об'ємом dV з ребрами dx , dy , dz , розміщеними паралельно до осей координат x , y і z (рис. 2.1). Сила ваги, що діє на паралелепіпед, дорівнює добутку його маси dm на прискорення вільного падіння g , тобто gdm . Сила гідростатичного тиску на будь-яку із граней паралелепіпед дорівнює добутку гідростатичного тиску p на площу цієї грані.



Згідно з *основним принципом статки*, в стані спокою сума проєкцій на осі координат всіх сил, які діють на елементарний об'єм, дорівнює нулеві, за інших умов рідина буде рухатися.

Після математичних перетворень отримано рівняння (2.1), які описують умови рівноваги елементарного паралелепіпед – *диференційні рівняння рівноваги Ейлера*:

$$\begin{cases} -\frac{\partial p}{\partial x} = 0 \\ -\frac{\partial p}{\partial y} = 0 \\ -\rho g - \frac{\partial p}{\partial z} = 0 \end{cases} \quad (2.1)$$

Рисунок 2.1. Умови перебування елементарного об'єму рідини у стані спокою (рівняння рівноваги Ейлера)

Основне рівняння гідростатики. Виходячи з диференційного рівняння рівноваги Ейлера (2.1), в стані спокою рідини тиск змінюється тільки вздовж осі z , залишаючись однаковим в довільній горизонтальній площині. Для одержання закону розподілу тиску у всьому об'ємі нерухокої рідини, необхідно проінтегрувати систему рівнянь (2.1). Інтегралом цих рівнянь є *основне рівняння гідростатики*. Тоді після математичних перетворень отримано

$$z + \frac{p}{\rho \cdot g} = const. \quad (2.2)$$

Для двох довільних горизонтальних площин 1 і 2 (рис. 2.2) рівняння (2.2) запишеться:

$$-p - z + \rho \cdot g$$

$= z_0 +$

$$\frac{p_0}{\rho \cdot g} \quad (2.3)$$

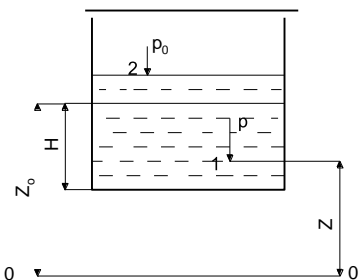


Рисунок 2.2. До основного рівняння гідростатики

в одиницях довжини - м.

Величину $\left[\frac{p}{\rho \cdot g} \right]$ називають *напором тиску* або *п'езометричним напором*, який теж вимірюється в метрах:

Величину $\left[\frac{p}{\rho \cdot g} \right]$ називають *напором тиску* або *п'езометричним напором*, який теж вимірюється в метрах:

$$\left[\frac{p}{\rho \cdot g} \right] = \left[\frac{p}{\gamma} \right] = \left[\frac{\text{н} \cdot \text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{н}} \right] = [\text{м}].$$

Згідно з основним рівнянням гідростатики, для кожної точки рідини в стані спокою сума нівелірної висоти і статичного напору є сталою величиною.

Енергетичний зміст основного рівняння гідростатики. Геометричний напір Z характеризує питому енергію положення даної точки над обраною площиною порівняння, а п'езометричний напір $\left[\frac{p}{\rho \cdot g} \right]$ – питому потенціальну енергію

тиску в цій точці. Сума цих енергій (геометричного та п'езометричного напорів) є повним гідростатичним або статичним напором і дорівнює загальній потенціальній енергії, що припадає на одиницю ваги рідини.

Основне рівняння гідростатики є частковим випадком закону збереження енергії: *питома потенціальна енергія у всіх точках рідини, яка перебуває в стані спокою, є сталою величиною.*

Рівняння (2.3) можна записати у вигляді:

$$z_1 \cdot \rho \cdot g + p_1 = z_0 \cdot \rho \cdot g + p_0 \quad \text{або} \quad p_1 = p_0 + \rho \cdot g \cdot (z_0 - z_1). \quad (2.4)$$

Останній вираз має назву *закону Паскаля*, згідно з яким, тиск, що створюється в будь-якій точці рідини в стані спокою, передається однаково всім точкам її об'єму.

Практичне застосування основного рівняння гідростатики. Основне рівняння гідростатики, виражене у вигляді закону Паскаля, використовується у багатьох практичних випадках.

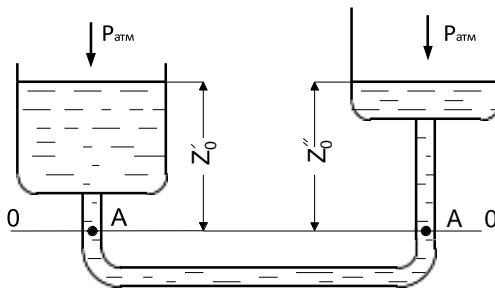
де p і p_0 – гідростатичні тиски в точках 1 і 2 відповідно; z_0 і z – висоти розміщення двох точок в об'ємі нерухомої крапельної рідини над довільно обраною площиною порівняння, м; g – прискорення вільного падіння, м/с².

Рівняння (2.2) і (2.3) називають *основним рівнянням гідростатики*.

Z в рівнянні гідростатики називається *геометричним (висотним) напором* або *нівелірною висотою*, яка вимірюється

Принцип сполучених посудин. Маємо дві відкриті сполучені посудини, заповнені рідиною густиною ρ . Оберемо довільно площину порівняння 0-0 та деяку довільно обрану точку А на цій площині в рідині.

Тиск в точці А, яка лежить на площині порівняння 0-0 в лівій посудині,



становитиме:

$$p = p_{атм} + \rho \cdot g \cdot z_0'$$

а тиск в точці А, яка лежить на площині порівняння 0-0 в правій посудині, –

$$p = p_{атм} + \rho \cdot g \cdot z_0''$$

Оскільки площина 0-0 проходить через т. А в обох посудинах, то $z_0' = z_0'' = 0$.

Рисунок 2.3. Умови рівноваги у відкритих сполучених посудинах для однорідних рідин

В стані рівноваги для кожної точки тиск однаковий у будь-якому напрямку (інакше відбувалося б переміщення рідини), тобто:

$$p_{атм} + \rho \cdot g \cdot z_0' = p_{атм} + \rho \cdot g \cdot z_0''$$

або

$$z_0' = z_0'' \tag{2.5}$$

0 0

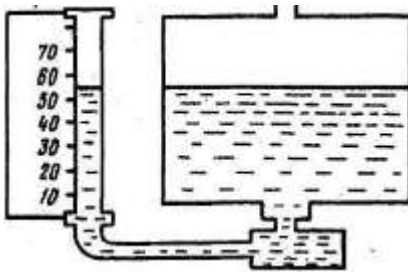


Рисунок 2.4. Бак з вказівником рівня пального

домірного скла.

Такий висновок можна зробити і для закритих посудин, коли тиск над поверхнею рідин однаковий. Таким чином, у відкритих або закритих сполучених посудинах, що знаходяться під однаковим тиском, заповнених однорідною рідиною, рівні її знаходяться на одній висоті незалежно від форми і площі поперечного перерізу посудини. Цей принцип використовують для вимірювання рівня рідини в закритих посудинах за допомогою водо-

Якщо посудини заповнені двома рідинами, які між собою не змішуються (рис. 2.5) і мають різні густини ρ' і ρ'' , то загалом залежність подібна до наведеної вище

$$\rho' \cdot z_0' = \rho'' \cdot z_0'' \quad \text{або} \quad \frac{z_0'}{z_0''} = \frac{\rho''}{\rho'} \tag{2.6}$$

У сполучених посудинах висоти рівнів різнорідних рідин над поверхнею їх розділу є обернено пропорційними густинам цих рідин.

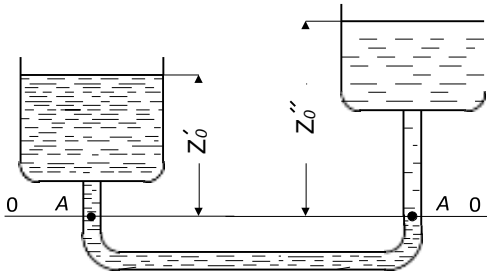


Рисунок 2.5. Умови рівноваги у відкритих сполучених посудинах для неоднорідних рідин

Якщо посудини заповнені однорідною рідиною з густиною ρ , але тиски над рівнем рідини у них різні і дорівнюють p' і p'' , то

$$p' + \rho \cdot g \cdot z'_0 = p'' + \rho \cdot g \cdot z''_0$$

звідки різниця рівнів рідини в посудині нах становитиме:

$$z''_0 - z'_0 = \frac{p' - p''}{\rho \cdot g} \quad (2.7)$$

За принципом сполучених посудин діють системи водопостачання. Обов'язковим елементом такої системи є водонапірна башта – резервуар, у якому рівень води має бути вищим від споруд, в які вона подається.

За принципом сполучених посудин працюють шлюзи, які є «ліфтами» для суден – за їх допомогою судна долають пороги, греблі тощо.

Різниця в рівнях між ставками-водосховищами та фонтанами дозволяє працювати фонтанам без насосів і складних водонапірних споруд.

Пневматичне вимірювання кількості рідини в резервуарах.

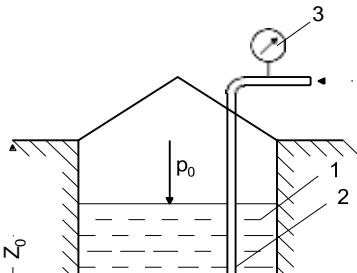


Рисунок 2.6. Пневматичне вимірювання рівня рідини

Для контролю за кількістю рідини в будь-якому резервуарі 1 (рис. 2.6), наприклад в підземному, в нього поміщають трубу 2, нижній кінець якої доходять майже до самого дна резервуара.

Тиск над рідиною в резервуарі становить p_0 . Трубою 2 подають повітря або інший газ, поступово підвищуючи його тиск, який вимірюється манометром 3. Коли тиск повітря перевищить опір стовпа рідини в резервуарі, то повітря почне барботувати крізь рідину.

Тиск p , який фіксується манометром, перестане рости і буде дорівнювати (за законом Паскаля):

$$p = p_0 + \rho \cdot g \cdot z, \text{ звідки } z = \frac{p - p_0}{\rho \cdot g} \quad (2.8)$$

$$0 \quad 0 \quad 0 \quad \rho \cdot g$$

За величиною Z_0 і площею поперечного перерізу резервуару розраховують об'єм рідини.

Гідростатичні машини. На використанні основного рівняння гідростатики ґрунтується робота гідростатичних машин, наприклад гідравлічних пресів (рис. 2.7), які використовують в хімічній, харчовій, автомобілебудівній та інших галузях промисловості.

Якщо прикласти відносно невелике зусилля до поршня 1, що рухається в циліндрі меншого діаметра d_1 , і при цьому створити тиск p , який діє на поршень 1, то за законом Паскаля, такий самий тиск p буде діяти на поршень 2 в циліндрі більшого діаметра d_2 .

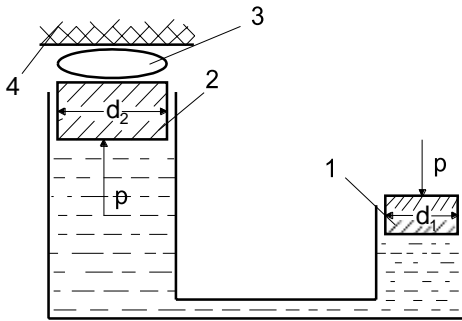


Рисунок. 2.7. *Схема гідравлічного преса*

ного діаметра циліндра 1. Так, завдяки порівняно невеликому тиску p в циліндрі 1 здійснюється пресування матеріалу 3, який розміщений між поршнем 2 і нерухомою плитою 4.

Тиск рідини на дно і стінки посудини. Якщо рідина знаходиться в посудині будь-якої форми, то гідростатичний тиск в усіх точках горизонтального дна посудини однаковий. Тиск на бокові стінки зростає із збільшенням глибини занурення, відрховуючи від дзеркала поверхні рідини.

Тиск на дно посудини дорівнює:

$$p = p_0 + \rho \cdot g \cdot h, \quad (2.9)$$

де p_0 – тиск на поверхню рідини; h – висота стовпа рідини.

Таким чином, сила тиску P на дно посудини не залежить від форми посудини і об'єму рідини в ній, а визначається лише висотою стовпа рідини H і площею S дна посудини:

$$P = p \cdot S \quad \text{або} \quad P = (p_0 + \rho \cdot g \cdot h) \cdot S. \quad (2.10)$$

Гідростатичний тиск і сила тиску рідини на вертикальну стінку посудини змінюються за висотою. Тому сила тиску на вертикальні стінки посудини також по висоті різна:

$$P = (p_0 + \rho \cdot g \cdot h) \cdot F. \quad (2.11)$$

де h – відстань від верхнього рівня до центра ваги змоченої площі F стінки.

У рівнянні (2.11) вираз в дужках представляє собою гідростатичний тиск в центрі ваги змоченої площі (для вертикальної прямокутної стінки – на відстані $2/3$ висоти від дзеркальної поверхні рідини). Тому *сила тиску на вертикальну стінку дорівнює добутку її змоченої площі на величину гідростатичного тиску в центрі ваги змоченої площі стінки*.

Закон Архімеда та його застосування. На тіло, занурене (повністю або частково) в рідину, діє з боку рідини сумарний тиск, спрямований знизу вгору, що дорівнює вазі рідини в об'ємі зануреної частини тіла

$$P_{\text{випт}} = \rho_p \cdot g \cdot V_{\text{занур}}.$$

Для однорідного тіла, що плаває на поверхні, є справедливим співвідношення:

$$\frac{V_{\text{занур}}}{V} = \frac{\rho_m}{\rho_p},$$

де: V – об'єм плаваючого тіла; ρ_m – густина тіла.

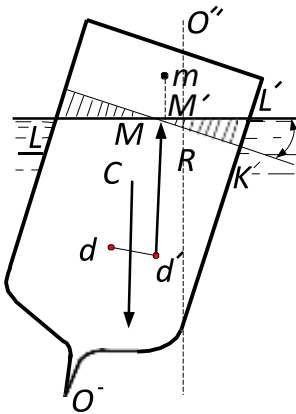


Рисунок 2.8. Поперечний профіль судна

Здатність плаваючого тіла, виведеного зі стану рівноваги, повертатися у цей стан називають *стійкістю*. Ця здатність має бути забезпечена суднам для їх безпечного перебування на воді. Вагу рідини, що є в об'ємі у зануреної частини судна називають *водотоннажністю*, а точку прикладання рівнодіючої тиску (тобто, центр тиску) – *центром водотоннажності*. За нормального положення судна центр ваги C і центр водотоннажності d лежать на одній вертикальній прямій $O'-O''$, що є віссю симетрії судна, яку називають *віссю плавання* (рис. 2.8).

Нехай під тиском зовнішніх сил судно нахилилося на деякий кут α , частина судна KLM вийшла з рідини, а частина $K'L'M'$, навпаки, занурилася в неї. При цьому буде одержано нове положення центра водотоннажності d' . Якщо прикласти до точки d' підйомну силу R і лінію її дії продовжити до перетину з віссю симетрії $O'-O''$, то отримаємо точку m , яка називається *метацентром*, а відрізок $mC = h$ – *метацентричною висотою*. Вважають, що h позитивне, якщо точка m лежить вище від точки C , і від'ємним – у протилежному випадку.

Тепер розглянемо умови рівноваги судна:

1) якщо $h > 0$, то судно повертається у початкове положення;

- 2) якщо $h = 0$, то це випадок байдужої рівноваги;
3) якщо $h < 0$, це випадок нестійкої рівноваги, за якого триває подальше перевертання судна.

Відповідно, чим нижче розміщений центр ваги і чим вище метацентрична висота, тим більшою буде стійкість судна.

2.3. Гідродинаміка

Отже, як вже говорилося вище, гідродинаміка вивчає закони руху рідин та газів. Рушійною силою при русі рідин є різниця тисків, яка створюється за допомогою насосів, компресорів або внаслідок різниці рівнів чи густин рідин. Знання законів гідродинаміки дозволяє розрахувати *різницю тисків*, необхідну для переміщення певної кількості рідини з необхідною швидкістю, тобто знайти витрати енергії на її переміщення, або навпаки – знайти швидкість руху рідини за відомого перепаду тисків.

Існує внутрішня і зовнішня задача гідродинаміки. *Внутрішня* задача пов'язана з аналізом переміщення рідини усередині труб і каналів. *Зовнішня* – із вивченням закономірностей обтікання рідиними різними тіл (механічне перемішування, осадження).

Закони руху потоку через зернисті шари вирішує *змішана задача*. В цьому разі потік рухається як через канали, так і омиває окремі частинки. Аналіз руху рідин в умовах такої змішаної задачі гідродинаміки проводять, зазвичай, приблизно зводячи його до рішення внутрішньої або зовнішньої задачі.

2.3.1. Внутрішня задача гідродинаміки

Швидкість і витрата рідини є основними параметрами рідини, що рухається трубопроводами та каналами.

Розглянемо рух рідини трубою сталого перерізу. При цьому необхідно брати до уваги, чи вода заповнює весь переріз трубопроводу, чи тільки його частину. Переріз трубопроводу, заповнений водою, називають *живим*.

Кількість рідини, що протікає за одиницю часу через поперечний переріз трубопроводу, називають *витратою рідини*. Розрізняють *об'ємну* Q ($\text{м}^3/\text{с}$) і *масову* M , ($\text{кг}/\text{с}$) витрату.

В різних точках поперечного перерізу потоку швидкість руху частин потоку неоднакова. В центрі потоку швидкість максимальна, а біля її стінок – мінімальна. В багатьох випадках закон розподілення швидкостей поперечним перерізом потоку невідомий і його важко розрахувати. Тому в розрахунках використовують не дійсну, а фіктивну *середню швидкість* потоку. Цю швидкість ω ($\text{м}/\text{с}$) виражають *відношенням об'ємної витрати Q рідини до площі поперечного перерізу S (м^2) потоку*:

$$\omega = \frac{Q}{S}, \text{ [м/с]}. \quad (2.12)$$

Відповідно, об'ємна витрата:

$$Q = \omega \cdot S. \quad (2.13)$$

Масову витрату M (кг/с) визначають за виразом:

$$M = \rho \cdot \omega \cdot S = \rho \cdot V. \quad (2.14)$$

Величина $\rho \omega$ являє собою масову швидкість рідини:

$$W = \rho \cdot \omega, \quad \left[\frac{\text{кг}}{\text{с}} \cdot \frac{\text{м}}{\text{с}} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{с}} \right]. \quad (2.15)$$

$$\left[\frac{\text{м}^3}{\text{с}} \right] \quad \left[\frac{\text{м}^2 \cdot \text{с}}{\text{с}} \right]$$

Наведені основні характеристики руху рідин стосуються їх переміщення каналами з перетином будь-якої форми.

Гідралічний радіус і еквівалентний діаметр. Рух рідини не завжди відбувається каналами круглого перерізу. У випадках руху рідин через поперечний переріз, відмінний від круглого, як розрахунковий лінійний розмір приймають *гідралічний радіус або еквівалентний діаметр*. *Гідралічний радіус r_z* – це відношення площі S (м^2) затопленого перерізу трубопроводу чи каналу, яким протікає рідина, до змоченого периметра Π (м):

$$r_z = \frac{S}{\Pi}. \quad (2.16)$$

Для круглої труби з внутрішнім діаметром d , і відповідно площею $S = \frac{\pi d^2}{4}$, повністю заповненої рідиною $\Pi = \pi d$, тоді

$$r_z = \frac{\pi \cdot d^2}{4 \cdot \pi \cdot d} = \frac{d}{4},$$

Діаметр, виражений через гідралічний радіус, є еквівалентним діаметром:

$$d = d_e = 4 r_z.$$

d_e – еквівалентний діаметр, [м].

Тоді, відповідно до рівняння (2.16):

$$d_e = 4 \cdot r_z = \frac{4 \cdot S}{\Pi}. \quad (2.17)$$

Для каналу прямокутного перерізу зі сторонами a і b , повністю заповненого рідиною:

$$r_z = \frac{S}{\Pi} = \frac{a \cdot b}{2 \cdot (a + b)} = \frac{a \cdot b}{2 \cdot (a + b)}, \quad (2.18)$$

$$d_e = \frac{4 \cdot S}{\Pi} = \frac{2ab}{a + b}. \quad (2.19)$$

Стационарний і нестационарний режими руху потоків. Рух рідини є

усталеним або стаціонарним, якщо швидкість частинок потоку, а також всі інші фактори, що на нього впливають (густина, температура, тиск та ін.) не змінюються в часі в кожній фіксованій точці простору, через яку проходить рідина. Тобто, для кожного перерізу потоку витрати рідини є сталими в часі.

За стаціонарного руху будь-який із вказаних факторів, наприклад швидкість ω_x в деякому напрямку x може мати різні значення в різних точках $\omega_x = f(x, y, z)$, але в кожній точці потоку швидкість в часі не змінюється, тобто: $\frac{\partial \omega_x}{\partial \tau} = 0$.

За нестационарного (неусталеного) режиму фактори, що впливають на рух рідини, змінюються в часі, тобто: $\frac{\partial \omega_x}{\partial \tau} \neq 0$ (наприклад, витікання рідини з отвору за постійного зменшення її рівня в резервуарі).

Стаціонарний режим руху рідини властивий для неперервних виробничих процесів, а нестационарний – відбувається зазвичай в періодичних процесах або виникає короткочасно під час пусків, зупинок, а також у разі зміни режиму руху роботи обладнання неперервної дії.

Режими руху рідини. Струмені рідини можуть рухатися каналами за паралельними траєкторіями – такий рух називають *струминним* або *ламінарним*.

Якщо швидкість в трубі збільшити вище певної границі, то струмені набувають хвильового руху, а потім розмиваються, змішуючись з основною масою потоку. Це пояснюється тим, що окремі частинки рідини рухаються вже не паралельно одна до одної і до осі труби, а перемішуються в поперечному напрямку. Такий рух рідини називають *турбулентним*. Він характеризується пульсацією швидкостей і поперечним перемішуванням, що потребує більших витрат енергії на переміщення рідини, ніж за умов ламінарного руху.

Режими руху рідини вперше спостерігав О. Рейнольдс у 1883 р. (рис. 2.9), вводячи в потік води струмінь фарби і повільно збільшуючи вентилям швидкість руху рідини.

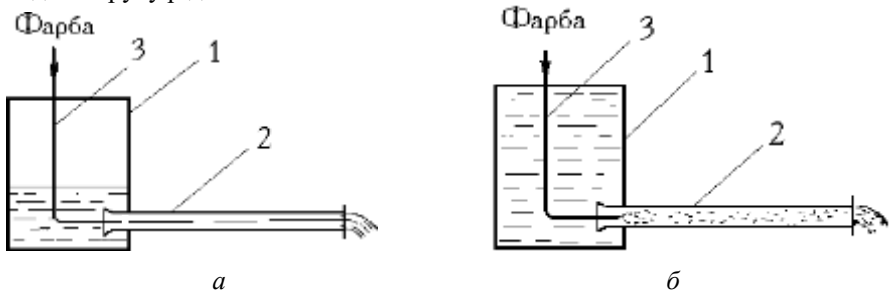


Рисунок 2.9. Дослід Рейнольдса: а - ламінарний рух; б – турбулентний рух

Перехід від ламінарного руху до турбулентного залежить не тільки від швидкості руху рідини. Встановлено, що чим більші масова витрата рідини $\rho \omega$ і діаметр труби d і чим менша в'язкість рідини μ , тим швидше відбувається перехід від ламінарного режиму до турбулентного.

Рейнольдс встановив комплекс, числове значення якого дозволяє судити про режим руху рідини, і який має назву *критерію Рейнольдса* (Re).

Критерій Рейнольдса (Re) є мірою співвідношення між силами в'язкості і інерції в рухомому потоці:

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu} \quad \text{або} \quad Re = \frac{\omega \cdot d}{\nu} \quad (2.20)$$

де: d – діаметр труби, м; ω – швидкість руху рідини, м/с; ρ – густина рідини, кг/м³; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, Па·с; ν – кінематична в'язкість рідини, м²/с.

За певних критичних значень $Re_{кр}$ відбувається перехід від одного режиму руху рідини до іншого:

- $Re < 2320$ – рух рідини в прямій гладкій трубі ламінарний;
- $2320 < Re < 10000$ – перехідний (нестійкої турбулентності) режим;
- $Re > 10000$ – стійкий турбулентний.

Варто зауважити, що наведені граничні показники критерію Рейнольдса є умовними, оскільки вони стосуються стаціонарного ізотермічного руху рідини прямими трубами з дуже малою їх шорсткістю. Наявність в трубі значної шорсткості, розширень або звужень діаметра, неізотермічність рідини знижують значення $Re_{кр}$.

Якщо рідина рухається не круглими каналами у вираз (2.20) замість діаметра підставляють значення еквівалентного діаметра. Швидкість у цьому виразі є середньою, дійсна швидкість рідини є неоднаковою у різних точках перерізу трубопроводу.

Розподіл швидкостей і витрата рідини за стаціонарного ламінарного режиму. Для ламінарного руху в'язкої рідини в прямій трубі круглого перерізу всю рідину можна умовно розділити на багато кільцевих шарів,

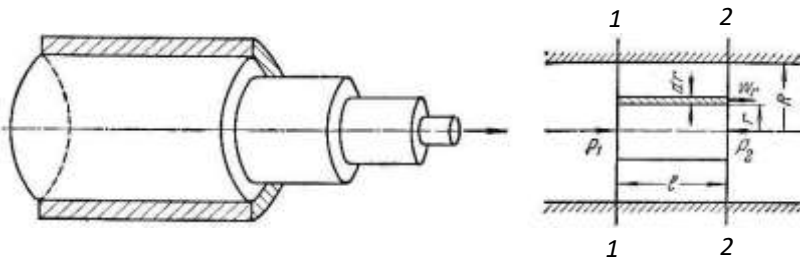


Рисунок 2.10. До визначення розподілу швидкостей і витрати рідини при ламінарному русі

співвісних з трубою (рис. 2.10). Внаслідок дії між шарами рідини сил тертя, шари будуть рухатись з неоднаковими швидкостями. Рух шару відбувається під дією різниці сил тиску P_1 і P_2 з обох торцевих боків циліндра:

$$P_1 - P_2 = (p_1 - p_2) \cdot \pi \cdot r^2,$$

де p_1 і p_2 – гідростатичні тиски в перерізах 1-1 і 2-2.

Рухові циліндра чинить опір сила внутрішнього тертя T :

$$|T| = -\mu \cdot S \cdot \frac{d\omega_r}{dr},$$

де ω_r – швидкість руху рідини вздовж осі циліндра на відстані r від осі; $S = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot \xi$ – зовнішня поверхня циліндра; μ – в'язкість рідини.

Сила тертя зазначена із знаком мінус, оскільки із збільшенням радіуса r швидкість рідини зменшується (при $r = R$ величина $\omega_r = 0$). За стаціонарного руху різниця сил тиску P_1 і P_2 витрачається на подолання сили тертя T , і сума проєкцій всіх цих сил на вісь потоку має дорівнювати нулеві.

Швидкість руху рідини в трубі становить:

$$\omega_r = \frac{P_1 - P_2}{4 \cdot \mu \cdot l} \cdot (R^2 - r^2). \quad (2.21)$$

Максимальне значення швидкості має в центрі труби, коли $r = 0$, тоді

$$\omega_r \Big|_{r=0} = \omega_{\max} = \frac{P_1 - P_2}{4 \cdot \mu \cdot l} \cdot R^2. \quad (2.22)$$

Рівняння (2.22) називається *законом Стокса*, який виражає *параболічний розподіл швидкостей в перерізі трубопроводу за ламінарного руху*.

Витрату рідини за ламінарного руху круглою трубою можна визначити за рівнянням Пуазейля:

$$Q = \frac{\Delta p \cdot \pi \cdot d^4}{128 \cdot \mu \cdot l}. \quad (2.23)$$

або

$$Q = \frac{P_1 - P_2}{8 \cdot \mu \cdot l} \cdot \pi \cdot R^4. \quad (2.24)$$

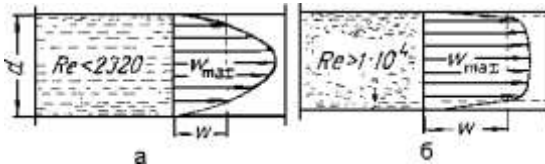


Рисунок 2.11. Розподіл швидкостей за різних режимів руху: а – ламінарний потік; б – турбулентний потік

За ламінарного руху в трубі круглого перерізу середня швидкість дорівнює половині максимальної швидкості в центрі труби:

$$\omega = \frac{\omega_{\max}}{2}. \quad (2.25)$$

Тоді параболічний закон розподілення швидкостей по перерізу труби можна записати у вигляді:

$$\omega = \omega_{\max} \cdot \left(1 - \frac{r^2}{R^2} \right).$$

За турбулентного режиму середня швидкість не дорівнює половині мак-

симальної швидкості, як за ламінарного, а є значно більшою від цієї величини. Наприклад, за $Re=10^4$ $\omega \approx 0,8\omega_{max}$, а за $Re=10^8$ величина $\omega \approx 0,9\omega_{max}$.

Рівняння нерозривності (суцільності) потоку. Виділимо всередині потоку елементарний паралелепіпед об'ємом $dV = dx \cdot dy \cdot dz$, ребра якого орієнтовані паралельно осям координат (рис. 2.12). Нехай складова швидкості потоку вздовж осі x в точках, що розміщені на лівій грані паралелепіпеда площею $dS = dz \cdot dy$, дорівнює ω_x . Тоді, через цю грань в паралелепіпед ввійде вздовж осі x за одиницю часу маса рідини $\rho \cdot \omega_x \cdot dy \cdot dz \cdot dt$, а за проміжок часу dt маса рідини: $M_x = \rho \cdot \omega_x \cdot dy \cdot dz \cdot dt$, де ρ – густина рідини на лівій грані паралелепіпеда.

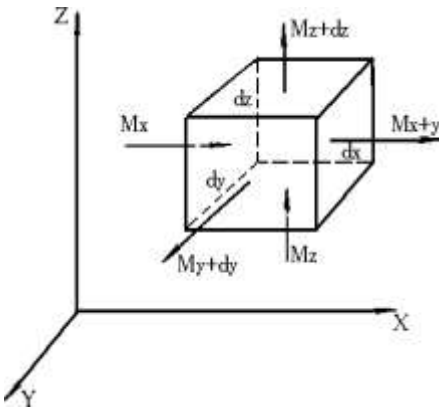


Рисунок. 2.12. До виведення диференціального рівняння нерозривності потоку

Диференційне рівняння нерозривності потоку рідини, яка не стискається:

$$\frac{\partial \omega_x}{\partial x} + \frac{\partial \omega_y}{\partial y} + \frac{\partial \omega_z}{\partial z} = 0. \quad (2.27)$$

Щоб перейти від елементарного об'єму до загального об'єму потоку в трубопроводі, рівняння (2.27) необхідно проінтегрувати.

Нехай площа перерізу трубопроводу $S = const$, тоді для стаціонарного односпрямованого потоку (наприклад, вздовж осі x) маємо залежність:

$$\rho \cdot \omega = const.$$

Якщо S є змінною, то відповідно сталим є значення виразу:

$$\rho \cdot \omega \cdot S = const. \quad (2.28)$$

Тоді для трьох різних перерізів (1-1, 2-2, 3-3) трубопроводу (рис. 2.13) отримаємо:

$$\rho_1 \cdot \omega_1 \cdot S_1 = \rho_2 \cdot \omega_2 \cdot S_2 = \rho_3 \cdot \omega_3 \cdot S_3 \quad \text{або} \quad M_1 = M_2 = M_3, \quad (2.28a)$$

де $M = \rho \cdot \omega \cdot S$ – масова витрата рідини, кг/сек.

Рівняння (2.28) і (2.28a) – це рівняння нерозривності (суцільності) потоку в його інтегральній формі для стаціонарного руху, згідно з якими, при стаціонарному русі рідини, яка повністю заповнює трубопровід, через кожний його поперечний переріз проходить за одиницю часу однакова маса рідини – $M = const$.

$$\text{Для крапельних рідин} \quad \rho_1 = \rho_2 = \rho_3, \quad \text{тоді} \quad \omega \cdot S = const. \quad (2.29)$$

$$\text{Тобто} \quad \omega_1 \cdot S_1 = \omega_2 \cdot S_2 = \omega_3 \cdot S_3 = const \quad \text{або} \quad Q_1 = Q_2 = Q_3, \quad (2.29a)$$

де $Q = \omega \cdot S$ – об'ємна витрата рідини, м³/с.

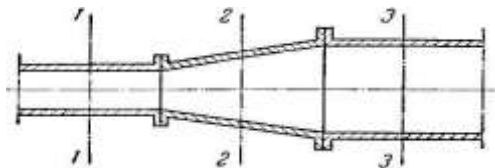


Рисунок 2.13. До виведення рівняння постійності витрати

Звідси

$$\frac{\omega_1}{\omega_2} = \frac{S_2}{S_1} \quad (2.30)$$

Тобто, швидкості крапельної рідини в різних поперечних перерізах трубопроводу зворотно пропорційні площам цих перерізів. Рівняння постійності витрати є частковим випадком

закона збереження маси і виражає матеріальний баланс потоку.

Рівняння Бернуллі є одним із найважливіших рівнянь гідродинаміки, що широко використовується в практиці:

$$z + \frac{p}{\rho \cdot g} + \frac{\omega^2}{2 \cdot g} = const \quad (2.31)$$

- рівняння Бернуллі для ідеальної рідини

або для двох поперечних перерізів 1 і 2 потоку (трубопроводу):

$$z + \frac{p_1}{\rho \cdot g} + \frac{\omega_1^2}{2 \cdot g} = z + \frac{p_2}{\rho \cdot g} + \frac{\omega_2^2}{2 \cdot g} \quad (2.32)$$

Величину $\frac{p}{\rho \cdot g} + \frac{\omega^2}{2 \cdot g}$ називають повним гідродинамічним напором,

$$z + \frac{p}{\rho \cdot g} + \frac{\omega^2}{2 \cdot g}$$

який містить три складові, перші дві $z + \frac{p}{\rho \cdot g}$ входять в основне рівняння гідростатики:

z – нівелірна висота або висотний напір (h_z) і являє собою питому потенціальну енергію положення в певній точці (перерізі);

$\frac{p}{\rho \cdot g}$ – напір тиску ($h_{тиск}$), або п'єзометричний напір, який характеризує пи-

тому потенціальну енергію тиску в певній точці (перерізі).

Сума $\left(z + \frac{p}{\rho \cdot g} \right)$ є повним гідростатичним або просто статичним напо-

ром ($h_{ст}$), і виражає повну питому потенціальну енергію в певній точці (перерізі).

$\frac{\omega^2}{2 \cdot g}$, (м) – швидкісний ($h_{шв}$) або динамічний напір – характеризує питому кінетичну енергію в певній точці (перерізі).

тичну енергію в певній точці (перерізі).

Згідно з рівнянням Бернуллі, для всіх поперечних перерізів стаціонарного потоку величина гідродинамічного напору є сталою.

Таким чином, при *стаціонарному режимі руху ідеальної рідини сума швидкісного і статичного напорів дорівнює гідродинамічному напору, і не змінюється при переході від одного поперечного перерізу до іншого.*

Енергетичний зміст рівняння Бернуллі полягає в наступному: за *стаціонарного руху ідеальної рідини сума потенціальної* $z + \frac{P}{\rho \cdot g}$ *і кінетичної*

$$\frac{\omega^2}{2 \cdot g}$$

енергій для кожного перерізу потоку є величиною сталою.

Таким чином, *рівняння Бернуллі є частковим випадком закону збереження енергії і виражає енергетичний баланс потоку.*

На рис. 2.14 представлений довільно розміщений в просторі трубопровід змінного перерізу. В трубках з нижніми кінцями, спрямованими назустріч потоку, рівень рідини більший, ніж в сусідніх трубках, оскільки вони показують суму статичного і динамічного напорів. В прямих трубках (п'єзометричні трубки) фіксується статичний напір (гідростатичний тиск). Для ідеальної рідини повна енергія потоку в будь-якому перерізі є величиною сталою.

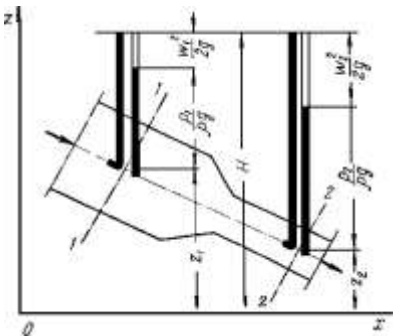


Рисунок 2.14. До рівняння Бернуллі для ідеальної рідини

При русі реальної рідини починають діяти сили внутрішнього тертя, зумовлені в'язкістю рідини і режимом її руху, а також сили тертя рідини до стінок труби. На подолання гідравлічного опору витрачається деяка частина енергії потоку. Тому загальна кількість енергії потоку по довжині трубопроводу буде постійно зменшуватися внаслідок переходу потенціальної енергії у втрачену енергію – що витрачається на тертя і розсіюється у вигляді тепла в навколишнє середовище.

$$z + \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{\omega^2}{2 \cdot g} > z + \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{\omega^2}{2 \cdot g}$$

Для реальної рідини рівняння Бернуллі має вигляд:

$$z + \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{\omega^2}{2 \cdot g} = z + \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{\omega^2}{2 \cdot g} + h_{вт} \quad (2.33)$$

де $h_{вт}$ – характеризує питому енергію потоку, що витрачається на подолання

гідравлічного опору при русі реальної рідини.

Тоді рівняння Бернуллі для реальної рідини можна сформулювати так: повний гідродинамічний напір в будь-якому перерізі трубопроводу, включаючи втрати напору до цього перерізу, є величиною сталою.

$$\rho \cdot g \cdot z_1 + p_1 + \frac{\rho \cdot \omega_1^2}{2} = \rho \cdot g \cdot z_2 + p_2 + \frac{\rho \cdot \omega_2^2}{2} + \Delta p_{em} \quad (2.33a)$$

$\Delta p_{em} = \rho \cdot g \cdot h_{em}$ – втрачений тиск.

Розрахунок втрат напору або тиску є практично важливим завданням, пов'язаним з розрахунком енергії, яка потрібна для переміщення реальних рідин насосами, компресорами та ін.

Практичне застосування рівняння Бернуллі знайшло у визначенні швидкостей і витрат, а також тривалості витікання рідин з резервуарів.

Для визначення швидкостей і витрат рідини у промисловості зазвичай застосовують дросельні прилади та пневмометричні трубки. Наприклад, це трубка Піто-Прандтля (рис. 2.14), дифманометр (рис. 2.15), мірні діафрагми, труба Вентурі (рис. 2.16) та ін.

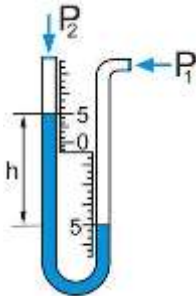


Рисунок 2.15. Диференційний манометр

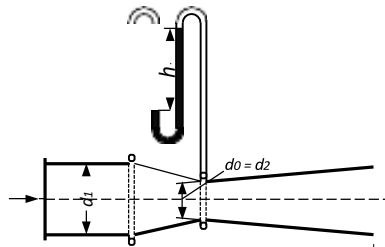


Рисунок 2.16. Труба Вентурі

За принципом роботи дифманометр (рис. 2.15) працює як сполучені посудини, заповнені рідиною. Один кінець U-подібної трубки з'єднаний із замкненим простором, в якому потрібно виміряти надлишковий тиск, а інший є відкритим (під барометричним тиском). Різниця рівнів рідини в трубках показує надлишковий тиск:

$$P_{надл} = P_{абс} - P_{бар} = p; \quad p = \rho \cdot g \cdot h,$$

де h – різниця рівнів рідини; ρ – густина рідини у трубках; g – прискорення вільного падіння.

Наприклад, щоб визначити швидкість руху рідини за допомогою труби Вентурі за рівнянням (2.34), необхідно знати діаметри труби у місці звуження та розширення, густину рідини, а також перепад висот у п'езометричних трубках:

$$\omega = \alpha \cdot \left(\frac{d}{d_0} \right)^2 \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot h}, \quad (2.34)$$

де d, d_0 – діаметри труби, м; h – перепад тисків, виміряний дифманометром і виражений в метрах стовпа робочої рідини, м; α – коефіцієнт витрати дросельного приладу (довідкова величина).

Знання законів витікання рідин дає змогу визначити витрату рідини під час її витікання з посудини, апарата, цистерни, а також час їх випорожнення.

Для визначення витрати рідини при її витіканні через круглий отвір у дніщі відкритої посудини, в якій підтримується постійний рівень H рідини (рис. 2.17), необхідно знати, що струмінь при витіканні різко стискається на виході внаслідок інерційного руху частинок рідини, що наближаються в посудині до отвору за криволінійними траєкторіями. Відстань від днища до стиснутого перерізу є незначною і становить приблизно половину від діаметра отвору.

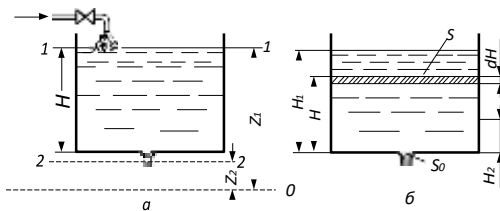


Рисунок 2.17. Витікання рідини з посудини

Необхідно вибрати площу порівняння $0-0$, паралельну до дна посудини і записати рівняння Бернуллі для ідеальної рідини для перерізів $1-1$ (проходить по верхньому рівню рідини в посудині) і $2-2$ (проходить через стиснутий переріз струменя, що витікає).

Для відкритої посудини $p_1 = p_2$, витікання рідини також буде відбуватися з постійною швидкістю, оскільки рівень у посудині підтримується постійним, а $\omega_1 = 0$. Незначною відстанню від площини отвору у дні посудини до площини стисненого перерізу струменя можна знехтувати і прийняти, що $z_1 - z_2 \approx H$. Тоді

$$\frac{\omega_2^2}{2 \cdot g} = H, \quad \text{і відповідно} \quad \omega_2 = \sqrt{2g \cdot H}. \quad (2.35)$$

Вираз (2.35) відомий як *формула Торічеллі*.

У разі витікання реальної рідини відбуваються втрати частини напору H на тертя і подолання опору, зумовленого раптовим звуженням потоку в отворі. Тому швидкість реальної рідини у стиснутому перерізі визначають з урахуванням поправкового коефіцієнта ϕ – коефіцієнта швидкості

$$\omega_2 = \phi \cdot \sqrt{2g \cdot H}.$$

Об'ємна витрата Q ($\text{м}^3/\text{с}$) рідини дорівнює добуткові її швидкості ω_2 на площу поперечного перерізу струменя S_2 з урахуванням коефіцієнта стиснення струменя $\varepsilon = S_2/S_0$

$$Q = \omega_2 \cdot S_2 = \phi \cdot \sqrt{2g \cdot H} \cdot \varepsilon \cdot S_0$$

або $Q = \alpha \cdot S_0 \cdot \sqrt{2g \cdot H}, \quad (2.36)$

де α – коефіцієнт витрати, що дорівнює добуткові коефіцієнта швидкості та коефіцієнта стиснення струменя $\alpha = \varphi \cdot \varepsilon$. Значення цього коефіцієнта залежать

від властивостей та швидкості рідини, форми та розмірів отвору та його віддаленості від стінок посудини. Знайти α можна у довідковій літературі.

Згідно з рівнянням (2.36), витрата рідини, що витікає через отвір у тонкому днищі, залежить від висоти постійного рівня рідини над отвором, від розмірів отвору, але не залежить від форми посудини.

Цей вираз придатний для розрахунку витрати рідини, що витікає через отвір в тонкій боковій стінці посудини, H в цьому випадку - відстань від верхнього рівня рідини до осі отвору.

Для рідин, які за в'язкістю мало відрізняються від води, приймають $\alpha \approx 0,62$. При витіканні рідини через короткий циліндричний патрубок (насадку) відбувається додаткова втрата напору на вході і на виході рідини, що призводить до зменшення φ . Разом з тим, струмінь при вході в патрубок після деякого стиснення знову розширюється і витікає, заповнюючи весь його переріз, тобто можна вважати, що $\varepsilon = 1$. В результаті коефіцієнт витрати рідини при витіканні через насадку виявляється більшим, ніж при витіканні через отвір, і для води приймають $\alpha = 0,82$.

Якщо посудина, з якої витікає рідина, закрита, і тиск p_2 над рідиною відрізняється від зовнішнього тиску p_1 , то при визначенні витрати за формулою (2.36) замість H в неї необхідно підставити $H + \frac{p_2 - p_1}{\rho \cdot g}$, де ρ - густина рідини в посудині.

Зазвичай витікання відбувається з посудин за змінного рівня рідини в посудині. В цьому випадку проводять розрахунки для визначення часу випорожнення посудини.

За таких умов рівень H в посудині, а відповідно й швидкість витікання ω_0 , будуть постійно зменшуватися в часі, тобто процес витікання є нестационарним. Враховуючи усі чинники, що впливають на перебіг цього процесу, встановлено вираз для визначення часу випорожнення посудини з однаковим поперечним перерізом від висоти H_1 до висоти H_2 :

$$\tau = \frac{2S \left(\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2} \right)}{\alpha \cdot S_0 \cdot \sqrt{2g}}, \quad (2.37)$$

а час повного спорожнення резервуара $H_2 = 0$, становитиме

$$\tau = \frac{2S \cdot \sqrt{H_1}}{\alpha \cdot S_0 \cdot \sqrt{2g}}. \quad (2.37 \text{ a})$$

Якщо необхідно визначити час випорожнення посудини з неоднаковою по висоті площею поперечного перерізу (конічні резервуари, горизонтальні цистерни), слід врахувати при інтегруванні виразу $d\tau$ залежність площі поперечного перерізу S від рівня рідини H .

Гідравлічний опір в трубопроводах. Розрахунок гідравлічного опору при русі реальної рідини в трубопроводах є одним із основних прикладних питань гідродинаміки. Важливість визначення втрати напору h_{em} (або Δp_{em}) пов'язана з необхідністю розрахунку затрат енергії, необхідних для компенсації цих втрат і переміщення рідин за допомогою насосів чи компресорів. Без визначення h_{em} неможливе застосування рівняння Бернуллі для реальної рідини.

Втрати напору в трубопроводі загалом зумовлені опором на тертя і місцевими опорами.

Опір тертя (або опір по довжині) виникає при русі реальної рідини по всій довжині трубопроводу. На його величину впливає режим руху рідини (ламінальний, турбулентний, ступінь розвитку турбулентності).

Місцеві опори виникають за будь-яких змін величини швидкості потоку або її напрямку (вхід потоку рідини в трубу, вихід з неї, раптові звуження і розширення труб, коліна, розгалуження, запірні та регулюючі пристрої).

Втрачений напір описується рівнянням:

$$h_{em} = h_m + h_{m.em.} \quad (2.38)$$

де h_m і $h_{m.em.}$ – втрати напору внаслідок тертя і місцевих опорів відповідно.

За ламінарного руху прямою трубою втрати напору на тертя можна визначити теоретично за рівнянням Пуазейля (2.24).

Якщо $\omega_1 = \omega_2$ і $z_1 = z_2$, то згідно з рівнянням Бернуллі:

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho \cdot g} = \frac{\Delta p}{\rho \cdot g} = h_m.$$

При підстановці $\Delta p = \rho \cdot g \cdot h_m$ в рівняння Пуазейля і після перетворень, отримаємо:

$$h_m = \frac{64}{\text{Re}} \cdot \frac{\xi}{d} \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g}. \quad (2.39)$$

Таким чином, втрачений напір на тертя виражають через швидкісний напір $h_{ув} = \omega^2 / 2g$. Величина, яка показує, у скільки разів напір, втрачений на

тертя, відрізняється від швидкісного напору, називають коефіцієнтом опору тертя ξ , а відношення $\frac{64}{\text{Re}}$, що входить в цю величину – коефіцієнтом гідравлічного тертя, або просто коефіцієнтом тертя і позначають λ .

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}} \quad (2.40) \quad \zeta_{тер} = \lambda \frac{\xi}{d}. \quad (2.41)$$

$$\frac{\omega^2}{d} \cdot \frac{\xi}{2 \cdot g}$$

Тођто:
$$h_m = \zeta_m \cdot 2 \cdot g = \lambda \cdot , \quad (2.42)$$

або для втрати тиску:
$$\Delta p_m = \lambda \cdot \frac{\xi}{d} \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2} . \quad (2.43)$$

Рівняння (2.43) за $\lambda = \frac{64}{\text{Re}}$ добре узгоджується з дослідними даними для

усталеного ламінарного руху (за $\text{Re} < 2320$). В цих умовах λ не залежить від шорсткості стінок. Для каналів не круглого перерізу замість діаметра d підставляють еквівалентний діаметр d_e , тоді:

$$\lambda = \frac{B}{\text{Re}} , \quad (2.40 \text{ а})$$

де B – коефіцієнт, числове значення якого залежить від форми поперечного перерізу потоку (наприклад, для квадратного перерізу $B = 57$, для кільцевого – $B = 96$).

Шорсткість за ламінарного режиму не впливає на λ через значну величину в'язкого підшару рідини біля стінки, в якому “ховаються” виступи стінки. Для турбулентного потоку для визначення h_{em} , також використовують рівняння (2.42). Однак, вираз для коефіцієнта тертя не може бути виведений теоретично через складність структури потоку. Тому розрахункові рівняння для визначення λ за турбулентного руху отримують узагальненням результатів експериментів та одержують:

$$h_{em} = 0,316 \cdot \text{Re}^{-0.25} \cdot \frac{\xi}{d} \cdot \frac{\omega^2}{2g} . \quad (2.44)$$

За турбулентного руху в гладких трубах ($\text{Re} = 4 \cdot 10^3 - 10^5$) для визначення коефіцієнта тертя існує узагальнена залежність:

$$\lambda = 0,316 \cdot \text{Re}^{-0.25} = \frac{0,316}{\sqrt[4]{\text{Re}}} . \quad (2.45)$$

За турбулентного руху коефіцієнт тертя загалом залежить не тільки від характеру руху рідини, але й від шорсткості стінок труб. З рис. 2.18 видно, що при турбулентному режимі значення λ для негладких труб вище, ніж впливає з рівняння (2.45). На рисунку видно, що на невеликій ділянці поблизу критичного значення Re режим руху є нестійким і величину λ надійно визначити неможливо.

Вплив шорсткості на величину λ визначають співвідношенням між середньою висотою виступів шорсткості Δ і товщиною в'язкого підшару δ , рух рідини в якому можна вважати практично ламінарним. В деякій початковій області турбулентного руху, коли товщина в'язкого підшару більша за висоту виступів шорсткості ($\delta > \Delta$), рідина плавно омиває ці виступи і впливом шорсткості на величину λ можна знехтувати. В цьому випадку λ можна розрахову-

вати за рівнянням (2.45).

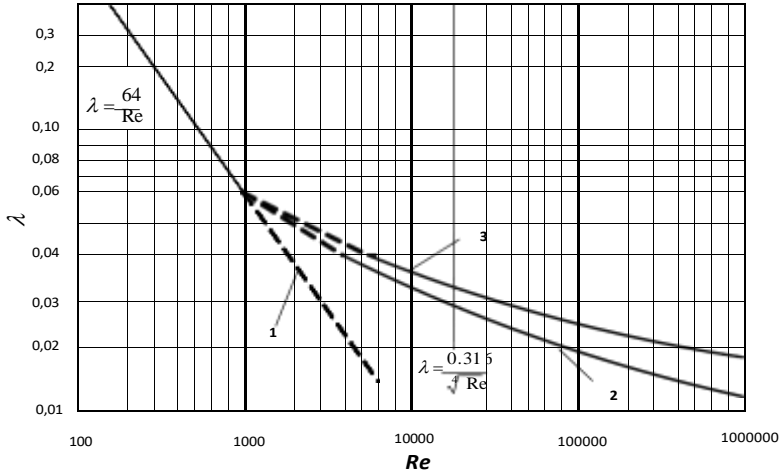


Рисунок 2.18. Залежність λ від Re : 1 – гладкі і шорсткі труби; 2 – гладкі труби; 3 – шорсткі труби

Зі зростанням Re величина δ зменшується і коефіцієнт тертя все більше залежить від шорсткості труби, в'язкий підшар вже не накриває виступів шорсткості. При цьому, величина λ , а відповідно й втрати напору на тертя, зростають під дією сил інерції, що виникають внаслідок додаткового вихороутворення навколо виступів шорсткості.

Таким чином, із зростанням критерію Рейнольдса зона *гладкого тертя*, в якій λ залежить лише від Re , переходить спочатку в зону *змішаного тертя*, коли на величину λ впливають і Re і шорсткість, а потім в *автомодельну* (по відношенню до Re) зону, коли величина λ практично перестає залежати від критерію Рейнольдса і визначається лише шорсткістю стінок труб (рис. 2.19).

З дослідних даних встановлено, що:

- для нових сталевих труб $\Delta \approx 0,06 - 0,1$ мм;
- для труб, що були в експлуатації, але не сильно кородованих $\Delta \approx 0,1 - 0,2$ мм;
- для старих забруднених і чавунних труб $\Delta \approx 0,5 - 2$ мм і т.д.

Автомодельну ділянку називають також ділянкою квадратичного закону опору, адже згідно з рівнянням (2.42) за відсутності впливу Re на λ опір тертя стає пропорційним до квадрату швидкості.

Критичні значення $Re_{кр1}$, за яких шорсткість починає впливати на величину коефіцієнта тертя, а також критичні значення $Re_{кр2}$, за яких λ стає функцією тільки шорсткості труби (пунктирна лінія на рис. 2.19), залежать від *відносної шорсткості* ε , яка дорівнює відношенню абсолютної шорсткості Δ труби до діаметра d труби:

$$\varepsilon = \Delta/d..$$

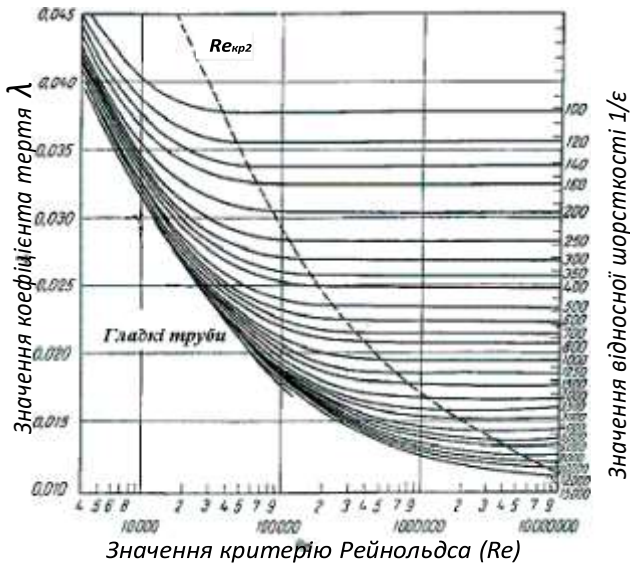


Рисунок 2.19. Залежність λ від критерію Re за різних відносних шорсткостей

Таким чином, можна зробити висновок:

- за ламінарного режиму всі труби можна розглядати як гладкі і λ враховують за рівнянням (2.45) або (2.46), з якого виключено першу складову у квадратних дужках, яка відображає вплив шорсткості і в цьому випадку він настільки малим, що ним можна знехтувати

$$-\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \cdot \lg \left[\frac{(6,81)^{0,9}}{Re} \right] = 1,8 \lg Re - 1,5. \quad (2.46)$$

- за турбулентного і перехідних режимів:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \cdot \lg \left[\frac{\varepsilon}{3,7} + \left[\frac{(6,81)^{0,9}}{Re} \right] \right]. \quad (2.47)$$

Для автомодельної області, коли λ перестає залежати від Re в рівнянні (2.47) другою складовою у квадратних дужках можна знехтувати і рівняння (2.47) набуває вигляду:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \cdot \lg \left(\frac{3,7}{\varepsilon} \right). \quad (2.48)$$

Всі наведені вище рівняння отримані для ізотермічних режимів руху рідини. Якщо середня температура стінки значно відрізняється від температури потоку, то всі рівняння, крім рівняння λ для автомодельної області, потребують введення поправок, які є в спеціальній літературі.

Втрати напору на місцеві опори. Як було показано вище, втрати напору складаються з втрат на тертя і місцеві втрати ($h_{м.от}$ в рівнянні (2.38)).

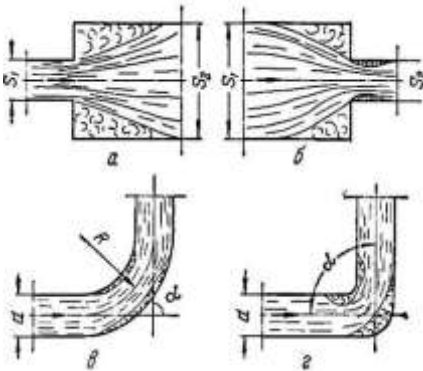


Рисунок 2.20. Деякі місцеві опори: а – раптове розширення; б – раптове звуження; в – плавний поворот на 90°С (відведення); г – різкий поворот на 90°С (коліно)

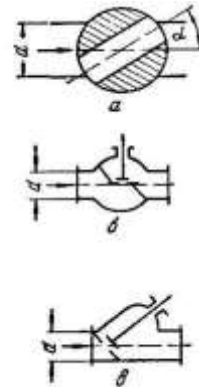


Рисунок 2.21. Деякі запірно-регулюючі пристрої: а – корковий кран; б – стандартний вентиль; в – прямочинний вентиль з похилим шпинделем

В різних місцевих опорах відбувається зміна значень швидкості потоку за величиною (рис. 2.20, а, б), за напрямком (рис. 2.20, в, г) або за величиною і напрямком одночасно (рис. 2.21). При цьому виникають додаткові незворотні втрати енергії (напору), крім втрат, пов'язаних з тертям. Так, за раптового збільшення діаметра труби (рис. 2.20, а) напір втрачається внаслідок удару потоку, що виходить з великою швидкістю із частини трубопроводу з меншим діаметром, об потік, що рухається з меншою швидкістю у трубопроводі більшого діаметра. При цьому в ділянці, що примикає до прямого кута труби ширшого перерізу, виникають зворотні потоки завихрення, на утворення яких марно витрачається частина енергії.

За раптового звуження трубопроводу (рис. 2.20, б) додаткова втрата енергії зумовлена тим, що переріз потоку спочатку стає меншим від перерізу самої труби і лише потім потік розширюється, заповнюючи трубу. За зміни

напрямку потоку (рис. 2.20, в, г) утворення завихрень відбувається внаслідок дії інерційних (відцентрових) сил.

Втрати напору на місцеві опори, як і втрати на тертя, виражають через швидкісний напір.

Відношення втрати напору в деякому місцевому опорі $h_{м.оп.}$ до швидкісного напору $h_{швид.} = \frac{\omega^2}{2g}$ називається коефіцієнтом місцевого опору $\xi_{м.о.}$.

Відповідно, для різних місцевих опорів:

$$h_{м.о.1} = \xi_{м.о.1} \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g}$$

$$h_{м.о.2} = \xi_{м.о.2} \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g}$$

.....

$$h_{м.о.l} = \xi_{м.о.l} \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g}$$

або сумарно для всіх місцевих опорів трубопроводу:

$$h_{м.о.} = \sum \xi_{м.о.} \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g}. \quad (2.49)$$

Коефіцієнти різних місцевих опорів зазвичай визначають дослідним шляхом, їх середні значення $\xi_{м.о.}$ наведені в довідковій літературі.

Враховуючи (2.42) і (2.49), загальні втрати напору розраховують за рівнянням:

$$h_{вт.} = \xi_m \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g} + \sum \xi_{м.о.} \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g} = \sum \xi \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g}, \quad (2.50)$$

де $\sum \xi$ - сума коефіцієнтів опору (опору тертя та місцевих опорів).

Таким чином, втрату напору визначають за рівнянням:

$$h_{вт.} = \left(\lambda \cdot \frac{\ell}{d} + \sum \xi_{м.о.} \right) \cdot \frac{\omega^2}{2 \cdot g}. \quad (2.50 \text{ а})$$

Відповідно втрату тиску розраховують:

$$\Delta p_{вт.} = \left(\lambda \cdot \frac{\ell}{d} + \sum \xi_{м.о.} \right) \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}. \quad (2.50 \text{ б})$$

Величина $h_{вт.}$ в рівнянні (2.50, а) вимірюється в метрах стовпа рідини і

не залежить від природи рідини, а втрати тиску $\Delta p_{от}$ залежать від її густини і вимірюється в Па. Іноді в розрахунках втрати напору місцевих опорів $\xi_{м.оп.}$

прирівнюють до втрат напору на тертя діючої гіпотетичної прямої труби довжиною $l_{екв}$.

Розрахунок діаметра трубопроводу. Правильний вибір діаметра трубопроводу має велике техніко-економічне значення. За заданої продуктивності діаметр трубопроводу може бути розрахований, виходячи з рівняння витрати

$$(2.13): Q = \omega \cdot S = \frac{\omega \cdot \pi \cdot d^2}{4},$$

звідки
$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot \omega}}, \quad (2.51)$$

де d – внутрішній діаметр трубопроводу, м; Q – об’ємна витрата рідини, м³/с; ω – середня швидкість рідини, м/с.

Річні витрати, грн/рік

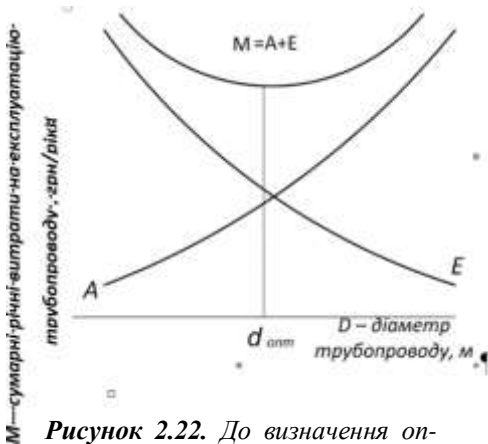


Рисунок 2.22. До визначення оптимального діаметра трубопроводу

Величина діаметра трубопроводу однозначно визначається вибором значення швидкості рідини. Чим більша вибрана швидкість рідини, тим менший необхідний діаметр трубопроводу і, відповідно, менші затрати на його виготовлення, менша його вартість та вартість монтажу і ремонту. Але при збільшенні швидкості ростуть втрати напору в трубопроводі, тобто збільшується перепад тисків, необхідний для переміщення рідини і, відповідно, зростають затрати

енергії на створення перепаду тисків. Тому для розрахунку оптимального діаметра трубопроводу необхідний техніко-економічний розрахунок, в якому враховано суперечливий вплив різних факторів. Вибір оптимального діаметра трубопроводу забезпечить мінімальні затрати на його експлуатацію.

Нехай M – сумарні річні витрати на експлуатацію трубопроводу [грн./рік]. Вони складаються із річних затрат на амортизацію і ремонт (A , грн/рік), а також із вартості енергії, необхідної для переміщення рідини або газу трубопроводом (E , грн/рік). І перші, і другі затрати пов’язані із діаметром трубопроводу d_T .

Типовий вид залежності цих витрат і загальних річних витрат від діаметра трубопроводу показано на рис. 2.22.

Оптимальним буде діаметр, що відповідає мінімуму на кривій $M = A + E$. Подібний підхід може бути застосований і під час розрахунку оптимального діаметра апаратів. На основі техніко-економічних розрахунків запропоновано швидкості руху рідин, газів і пари у промислових трубопроводах:

- малов'язкі крапельні рідини – 3 м/с;
- в'язкі крапельні рідини – 1 м/с;
- рух крапельних рідин самовільно – 0,2-1 м/с;
- насичена водяна пара – 20-30 м/с;
- гази за порівняно невеликих надлишкових тисків (наприклад, створених вентилятором) – 8-15 м/с;
- під тиском – 15-20 м/с;
- перегріта водяна пара – 30-50 м/с.

2.3.2. Зовнішня задача гідродинаміки

Рух тіл в рідинах. Багато процесів у виробництві пов'язані з рухом твердих тіл в крапельних рідинах або газах. До них належать осадження твердих частинок із суспензій і пилу під дією сили земного тяжіння та інерційних сил, механічне перемішування в рідинах та ін. Вивчення закономірностей протікання цих процесів є зовнішньою задачею гідродинаміки.

При русі тіла в рідині виникають опори, для подолання яких і забезпечення рівномірного руху тіла має бути затрачена певна енергія. Величина опору, зазвичай, залежить від режиму руху і форми тіла, яке омиває рідина.

За ламінарного режиму, який спостерігається за невеликих швидкостей і малих розмірів частинок або за великої в'язкості рідини, втрата енергії пов'язана лише з подоланням опору тертя, оскільки тіло оточене пограничним шаром рідини і плавно омивається потоком (рис. 2.23, а).

З розвитком турбулентності потоку починає зростати вплив сил інерції, під дією яких пограничний шар відривається від поверхні тіла, що призводить до зниження тиску за рухомим тілом безпосередньо біля нього і до утворення хаотичних місцевих завихрень (рис. 2.23, б). Із розвитком турбулентності різниця тисків на передню (лобову) частину тіла і його протилежну частину все більше зростає і, починаючи з деякого значення критерію Re , роль лобового

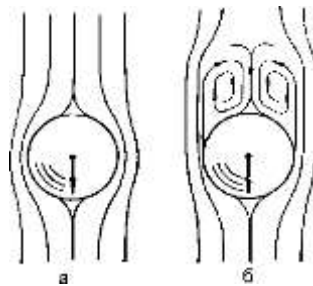


Рисунок 2.23. Рух твердого тіла в рідині: а – ламінарний потік; б – турбулентний потік

опору стає домінуючою, а опором тертя можна знехтувати – настає автономний, по відношенню до критерію Re , режим.

Сила опору R [Н] середовища тілу, що рухається в ньому, може бути виражена рівнянням закону опору:

$$R = \xi \cdot S \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}, \quad (2.52)$$

де S – площа проекції тіла на площину, перпендикулярну до напрямку його руху, m^2 ; ω – швидкість руху тіла, m/s ; ξ – коефіцієнт опору середовища; ρ – густина середовища, kg/m^3 .

Відношення $\frac{R}{S}$, $[N/m^2]$ являє собою перепад тисків Δp , який долає тіло, що рухається, тоді:

$$\Delta p = \xi \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}. \quad (2.53)$$

Рівняння для розрахунку ξ за різних гідродинамічних режимів може бути отримане узагальненням дослідних даних. На рис. 2.24 представлена залежність ξ від критерію Рейнольдса для сфероподібних частинок діаметром d , який є визначальним в критерії Re .

- З графіка видно, що існує три різних режими руху, кожному з яких відповідає певний характер залежності ξ від Re :
- ламінарний режим (область дії закону Стокса) приблизно при $Re < 2$:

$$\xi = \frac{24}{Re}; \quad (2.54)$$

- перехідний режим при $Re = 2 \div 500$:

$$\xi = \frac{18,5}{Re^{0,6}}; \quad (2.54 \text{ a})$$

- автономний режим (область дії квадратичного закону опору Ньютона) при $2 \cdot 10^5 > Re > 500$:

$$\xi = 0,44 = const. \quad (2.54 \text{ б})$$

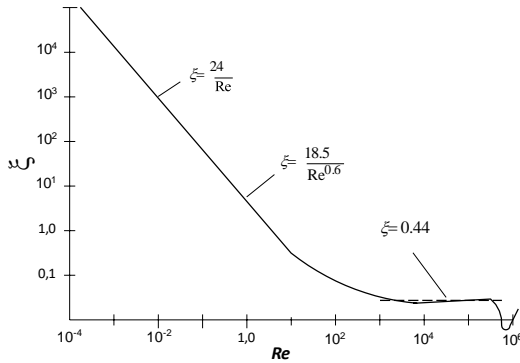


Рисунок 2.24. Залежність ζ від критерію Рейнольдса при русі тіл кулеподібної форми в рідинах

Підстановка кожного з наведених значень ζ в рівняння (2.52) показує, що за: ламінарного режиму сила опору пропорційна швидкості в першому степені $R \approx \omega$, при перехідному режимі $R \approx \omega^{1.4}$, а в автомобільній області $R \approx \omega^2$.

При русі тіл, які відрізняються формою від сфери значення коефіцієнта опору більше і залежить не тільки від критерію Re , але й фактора форми Φ :

$$\zeta = \frac{\Phi_k}{Re^2}, \quad (2.55)$$

де

$$\Phi = \frac{\Phi_k}{F}, \quad (2.56)$$

Φ_k – поверхня сфери, що має той самий об’єм, що й досліджуване тіло з поверхнею F . Наприклад, для куба $\Phi = 0,806$; для циліндра (висота якого вдсятеро перевищує радіус) $\Phi = 0,69$; для диска (радіус якого вдсятеро більший від висоти) $\Phi = 0,32$. Інші значення Φ наводяться у довідковій літературі.

Для тіл несферичної форми визначальним лінійним розміром в критерії Re є діаметр еквівалентної сфери d , що дорівнює діаметру сфери, яка має такий самий об’єм, як і досліджуване тіло. Якщо тіло має об’єм V , масу m і густину ρ_m , то значення d можна знайти зі співвідношення:

$$V = \frac{m}{\rho_m} = \frac{\pi \cdot d^3}{6}.$$

Осадження частинок під дією ваги. Якщо частинка масою m (і вагою mg) починає падати під дією сили власної ваги, то швидкість її руху на початку зростає в часі. За відсутності опору швидкість зростала б за відомим законом:

$$\omega = g \cdot \tau.$$

Однак із зростанням швидкості буде зростати, згідно з рівнянням (2.52), опір рухові частинки, а її прискорення буде зменшуватися. В результаті через

короткий проміжок часу настане рівновага: сила ваги стане рівною силі опору середовища і частинка почне рухатися без прискорення, рівномірно, з постійною швидкістю. Швидкість такого рівномірного руху частинок називають *швидкістю осадження* ω_{oc} .

Сила, що змушує сферичну частинку діаметром d рухатися, дорівнює різниці сил ваги і виштовхуючої архімедової сили, направленої протилежно до дії сили ваги. Архімедова сила дорівнює вазі рідини, що витісняється об'ємом зануреного в неї тіла:

$$\frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot g \cdot (\rho_m - \rho),$$

де ρ_m – густина твердої частинки, кг/м^3 ; ρ – густина середовища, кг/м^3 .

Сила опору середовища, відповідно до рівняння (2.52):

$$R = \xi \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}.$$

З умови рівності сили, що рухає частинку і сили опору середовища, швидкість осадження ω_{oc} можна розрахувати:

$$\omega_{oc} = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{g \cdot d \cdot (\rho_m - \rho)}{\xi \cdot \rho}}. \quad (2.57)$$

Значення коефіцієнта опору ξ можна визначити за залежностями (2.54, 2.54 а, 2.54 б), з яких для ламінарного режиму:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2 \cdot g \cdot (\rho_m - \rho)}{18 \cdot \mu}, \quad (2.58)$$

де μ – в'язкість середовища.

Максимальний розмір частинок, які будуть осідати за законом Стокса, можна знайти, якщо замість швидкості осадження підставити її значення, прийнявши $Re = 2$ (граничне для ламінарної області):

$$d_{\max} \approx 1,56 \cdot \sqrt[3]{\frac{\mu^2}{\rho(\rho_m - \rho)}}. \quad (2.59)$$

Нижня границя застосування закону Стокса відповідає $Re = 10^4$. За $Re < 10^4$ на швидкість осадження дуже дрібних частинок починає впливати тепловий рух молекул середовища і їх осадження не відбувається (наприклад, частинки пилу розміром $\approx 0,1$ мкм).

В межах перехідної ділянки $2 < Re < 500$ для знаходження швидкості

осадження використовують залежність:

$$\omega_{oc} \approx 0,78 \cdot \frac{d^{0,43} \cdot (\rho_m - \rho)^{0,715}}{\rho^{0,285} \cdot \mu^{0,43}}. \quad (2.60)$$

Для автомобільної області, коли Re не впливає на величину опору середовища, а $\xi = 0,44$, швидкість осадження:

$$\omega_{oc} = 5,46 \cdot \sqrt{\frac{d \cdot (\rho_m - \rho)}{\rho}}. \quad (2.61)$$

Але, щоб скористатися цими рівняннями для визначення швидкості осадження, необхідно попередньо знати величину критерію Re , в який входить ця величина. В зв'язку з цим виникають труднощі з вибором рівняння, за яким можна розрахувати швидкість осадження.

В цьому випадку для визначення ω_{oc} зручніше скористатись іншим способом – методом П.В.Лященка. Згідно з цим методом спочатку розраховують критерій Архімеда, в який входять зазвичай задані або відомі величини:

$$Ar = \frac{d^3 \cdot \rho \cdot g \cdot (\rho_m - \rho)}{\mu^2 \cdot \rho}, \quad (2.61 a)$$

де d – діаметр частинки, м; g – прискорення вільного падіння, м/с²; μ – в'язкість середовища ρ_m – густина частинки, кг/м³; ρ – густина середовища, кг/м³.

Визначивши величину критерію Ar , визначають область осадження і тоді використовують одну із залежностей для розрахунку Re , а відтак, швидкість осадження ω_{oc} , що входить у критерій Re :

- для ламінарного осадження ($Re < 2$):

$$Re = \frac{Ar}{18}, \quad (2.62)$$

верхнє граничне значення $Ar_{kp1} = 18 \cdot 2 = 36$.

- для перехідної області ($2 < Re < 500$):

$$Re = 0,152 Ar^{0,715}, \quad (2.63)$$

верхнє граничне значення $Ar_{kp2} = 83000$.

для автомобільної області ($Re > 500$):

$$\sqrt{Ar}$$

$$\operatorname{Re} = 1,74 \quad , \quad (2.64)$$

тоді $\operatorname{Ar} > 83000$.

Для розрахунків ω_{oc} може бути використана і єдина інтерполяційна залежність:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0,575\sqrt{Ar}} \quad (2.65)$$

Наведені рівняння справедливі для вільного осадження. За великої концентрації твердої фази відбувається “стиснене” осадження, швидкість якого є меншою від швидкості вільного осадження внаслідок тертя і зіткнень між частинками.

2.3.3. Змішана задача гідродинаміки. Рух рідин крізь нерухомі зернисті і пористі шари

У багатьох виробничих процесах відбувається рух крапельних рідин або газів крізь нерухомі шари матеріалів, які складаються з окремих елементів. Форма і розміри частинок можуть бути різноманітними: дрібні частинки осаду на фільтрах, гранули, таблетки, частки каталізаторів або адсорбентів, великі насадкові елементи для збільшення поверхні контакту реагуючих між собою середовищ та ін. При русі рідин або газів крізь зернистий шар, вони одночасно омивають окремі частинки чи елементи шару і рухаються каналами неправильної форми – пустотами і порами між елементами шару. Такий рух являє собою *змішану задачу гідродинаміки*.

Для розрахунку гідравлічного опору зернистого шару може бути використана вже відома залежність для визначення втрати тиску на тертя в трубопроводах:

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{l}{d_e} \cdot \frac{\rho \omega^2}{2} \quad (2.66)$$

В цьому випадку λ характеризує не тільки вплив опору тертя, але й додаткових місцевих опорів, які виникають при русі рідини викривленими каналами, тобто є загальним коефіцієнтом опору.

Еквівалентний d_e діаметр відповідає сумарному поперечному перерізу каналів в зернистому шарі.

До основних характеристик зернистого шару належать питома поверхня a і порізненість ϵ шару.

Питома поверхня a (m^2/m^3) – це поверхня частинок (елементів), що містяться в одиниці об’єму зернистого шару.

Порізненість ϵ , або частка вільного об’єму, виражає об’єм вільного простору між частинками (елементами) в одиниці об’єму, зайнятого зернистим шаром.

Якщо V – загальний об’єм, зайнятий зернистим шаром, м^3 ; V_o – об’єм самих елементів або частинок, що утворюють шар, то $\varepsilon = \frac{V - V_o}{V}$ і є величиною

безрозмірною.

Нехай поперечний переріз апарата, зайнятого зернистим шаром, $S(\text{м}^2)$, висота шару H (м), тоді об’єм шару $V = S \cdot H$ і об’єм

$$V_o = S \cdot H \cdot (1 - \varepsilon), \quad (2.67)$$

а вільний об’єм шару $V_{\text{віль}} = S \cdot H \cdot \varepsilon$.

Загальна поверхня каналів, які утворює шар, дорівнює:

$$F = S \cdot H \cdot a,$$

а еквівалентний діаметр каналів в зернистому шарі дорівнює:

$$d_e = \frac{4 \cdot \varepsilon}{a}. \quad (2.68)$$

Еквівалентний діаметр може бути виражений і через розміри частинок шару:

$$d_e = \frac{2}{3} \cdot \frac{\varepsilon \cdot \Phi \cdot d}{(1 - \varepsilon)}, \quad (2.69)$$

де d – діаметр еквівалентного шару, що має такий самий об’єм, як і частинка; Φ – фактор форми (для сферичних частинок $\Phi = 1$).

У рівняння (2.66) входить дійсна швидкість рідини в каналах шару, яку важко визначити. Тому доцільно виразити її через швидкість, умовно віднесену до повного поперечного перерізу шару або апарата. Таку швидкість, що дорівнює відношенню об’ємної витрати рідини до всієї площі поперечного перерізу апарата, називають *фіктивною швидкістю* ω_o . Залежність між дійсною і фіктивною швидкостями виражають співвідношенням:

$$\omega = \frac{\omega_o}{\varepsilon}. \quad (2.70)$$

В реальних умовах швидкість в каналах є більшою від швидкості за наведеним рівнянням (оскільки повітря чи рідина рухається не через весь вільний об’єм), і тим більше, чим більшою є кривизна каналів. Проте ця відмінність не є суттєвою для розрахунку гідравлічного опору. Замість довжини каналів (які визначити дуже важко) підставляють у формули висоту шару H , а замість d_e – його вираз із залежності (2.69).

Оскільки, основним геометричним розміром шару є не дійсна довжина каналу ℓ , а його висота H , то:

$$\Delta p = \frac{3 \cdot (1 - \varepsilon)}{2 \cdot \Phi \cdot \varepsilon^3} \cdot \lambda \cdot \frac{H}{d} \cdot \frac{\rho \cdot \omega_o^2}{2}. \quad (2.71)$$

Коефіцієнт опору λ , як і при русі рідини в трубах і русі тіл в рідинах, залежить від гідродинамічного режиму, який визначається за критерієм Рейнольдса. В цьому випадку:

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d_e \cdot \rho}{\mu} = \frac{\omega_0 \cdot 4 \cdot \varepsilon \cdot \rho}{\varepsilon \cdot a \cdot \mu} \quad \text{або} \quad \text{Re} = \frac{4 \cdot \omega_0 \cdot \rho}{a \cdot \mu} = \frac{4 \cdot W}{a \cdot \mu} \quad (2.72)$$

$$\text{Re} = \frac{2}{3} \cdot \frac{\Phi}{1-\varepsilon} \cdot \frac{\omega_0 \cdot d \cdot \rho}{\mu} = \frac{2}{3} \cdot \frac{\Phi}{1-\varepsilon} \cdot \text{Re}_0, \quad (2.73)$$

де W – масова швидкість рідини, віднесена до 1 м^2 перерізу апарата, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; Re_0 – критерій Рейнольдса, виражений через фіктивну швидкість рідини та розмір частинок шару (враховуючи, за потреби, фактор форми).

$$\text{Re}_0 = \frac{\omega_0 \cdot d \cdot \rho}{\mu}. \quad (2.73 \text{ а})$$

Узагальнене рівняння, придатне для розрахунку коефіцієнта опору λ для різних режимів руху рідини крізь зернистий або пористий шар (критерій Re підставляють з виразів (2.72) або (2.73)):

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}} + 2,34. \quad (2.74)$$

При русі рідини (газу) крізь зернистий шар турбулентність в ньому розвивається значно швидше, ніж при русі трубами, й відсутній різкий перехід між ламінарним і турбулентним режимами. Ламінарний режим існує приблизно за $\text{Re} < 50$. Якщо $\text{Re} < 1$, другою складовою рівняння (2.74) можна знехтувати і визначити λ за виразом:

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}}. \quad (2.75)$$

За $\text{Re} > 700$ настає автомодельна область турбулентного режиму руху в зернистому шарі, коли можна знехтувати першою складовою рівняння (2.74):

$$\lambda \approx 2,34 = \text{const} \quad (2.76)$$

Ламінарний режим руху рідини крізь зернистий шар наявний, наприклад, при фільтруванні крізь пористе середовище. За ламінарного режиму гідравлічний опір дорівнює швидкості в першому степені, враховуючи, що

$$\lambda = \frac{133}{\text{Re}}.$$

В автомодельній області залежність Δp від ω має квадратичний характер. Величина ε значно залежить від способу завантаження шару. При вільному засипанні шару сферичними частинками приймають $\varepsilon \approx 0,4$. Крім цього, величина

ε залежить від співвідношення діаметра частинок d до діаметра апарата D , з чим пов'язане явище *пристінкового ефекту* (щільність укладання частинок біля стінок завжди є меншою, відповідно біля стінок є більшою порізнєність шару, ніж в центрі апарату) - викликає нерівномірність розподілу швидкостей потоку

(швидкість потоку біля стінок більша, ніж у центрі апарата), що впливає на рівномірність перебігу технологічних процесів. Різниця між величинами порізнестості біля стінок і в центрі апарата є тим більшою, чим меншим є співвідношення діаметра частинок шару до діаметра апарата d/D . Внаслідок цього при моделюванні промислових апаратів з зернистим шаром діаметр моделі має перевищувати діаметр частинок шару не менше ніж у 8-10 разів.

Гідродинаміка киплячих (псевдозріджених) зернистих шарів. Апарати з киплячим шаром (рис. 2.25) використовують для переміщення і змішування сипких матеріалів, для проведення процесів обпалювання, теплообміну, сушіння, адсорбції, каталітичних та інших процесів.

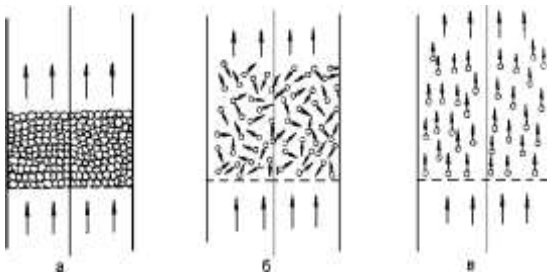


Рисунок. 2.25. Рух газу (рідини) через шар твердих частинок: а – нерухомий шар; б – киплячий (псевдозріджений) шар; в – винесення твердих частинок потоком

Псевдозрідженню підлягають частинки, розміри яких є значно меншими від розмірів частинок, що перебувають в нерухомому шарі. Гідралічний опір киплячого шару є відносно невеликим, а зменшення розмірів частинок призводить до збільшення поверхні їх контакту з потоком і зменшення

опору дифузії всередині частинок. В результаті зростає швидкість перебігу багатьох процесів.

Розрізняють три різних стани зернистого матеріалу при русі крізь нього рідини або газу: стаціонарний, киплячий і пневмотранспорт.

Розглянуті вище закономірності руху рідини крізь зернисті шари є дійсними практично за будь-яких швидкостей потоку лише за його руху згори донизу. Якщо потік рухається знизу догори, ці закономірності є застосовними лише в умовах нерухомого зернистого шару (рис. 2.25, а). У стаціонарному шарі висота, питома поверхня і порізнестість не змінюються. За досягнення деякої швидкості руху газу через шар, окремі його частинки переходять у рухомий стан (рухаються у різних напрямках) – “киплять”. Шар перестає бути нерухомим, його порізнестість і висота починають збільшуватись (рис. 2.25, б). Такий стан має назву “псевдозрідження”.

При подальшому збільшенні швидкості до другої критичної величини настає такий стан, за якого шар руйнується і тверді частинки починають виноситися потоком (рис. 2.25, в). Явище масового винесення твердих частинок називають *пневмотранспортом* і використовують для переміщення сипких матеріалів.

Типові графіки зміни висоти зернистого шару та перепаду тисків у ньому (гідралічного опору) залежно від фіктивної швидкості газу (швидкості, віднесеної до усього перерізу апарата) представлені на рис. 2.26.

Швидкість газу, за якої руйнується нерухомість шару, і він починає переходити в стан псевдозрідження, називають швидкістю псевдозрідження ω_{nc} . Початок псевдозрідження настає за рівності сили гідравлічного опору шару вазі всіх його частинок. При переході від нерухомого шару до киплячого, перепад тисків має більше значення (точка В на рис. 2.26), ніж вже при кипінні шару (точка С). Це пояснюється тим, що частина енергії тратиться на подолання сил взаємодії між частинами (сил зчеплення). Коли швидкість газового потоку досягає значення ω_{nc} , частинки переборюють сили взаємодії і перепад тисків відповідає вазі частинок, яка припадає на одиницю площі поперечного перерізу апарата.

Цей перепад тисків залишається незмінним на великому діапазоні зміни швидкості газового потоку при псевдозрідженому шарі CE (рис. 2.26), до того моменту,

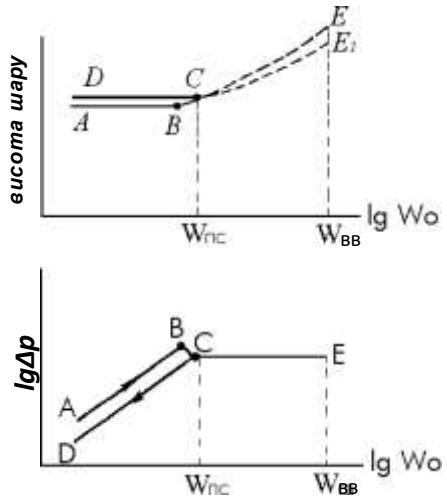


Рисунок 2.26. Залежності висоти зернистого шару (а) і його гідравлічного опору (б) від швидкості потоку

коли швидкість досягне величини ω_{∞} – швидкості вільного винесення частинок (після точки E). Остання назва зумовлена тим, що при руйнуванні шару $\epsilon \rightarrow 1$ починається масове винесення частинок (рис. 2.25, в). При цьому рух кожної частинки можна вважати незалежним від інших.

Отже, кожна окрема частинка не осаджується і не виноситься потоком газу за умови, що її вага в середовищі врівноважується силою опору, яка виникає при обтіканні частинки потоком. Найменше перевищення швидкості газу над величиною ω_{∞} призводить до винесення частинок з апарата.

Таким чином, умова винесення частинки у висхідному потоці є ідентичною умові рівномірного осадження частинки у нерухомому середовищі. Тому швидкість винесення можна визначати за тими самими виразами, що й швидкість осадження.

У разі зменшення швидкості газового потоку після псевдозрідження шару спостерігається явище гістерезису (рис. 2.26) (пряма CD , що розміщена нижче лінії AB). Це пояснюється тим, що ϵ після псевдозрідження є дещо більшою, ніж до псевдозрідження. Якщо знов почати подавати газ в утворений псевдозрідженням більш пористий зернистий шар, то за збільшення швидкості процес піде по лінії CD і явище гістерезису не спостерігатиметься.

В умовах, коли частинки зернистого шару дещо відрізняються за розмірами (полідисперсні шари) існує не швидкість псевдозрідження, а ділянка швидкостей псевдозрідження.

Відношення робочої швидкості ω_b , величина якої має знаходитись в межах між ω_{nc} і ω_{be} до швидкості початку псевдозрідження називають *числом псевдозрідження*:

$$K_{\omega} = \frac{\omega_o}{\omega_{nc}} \quad (2.77)$$

При $K_{\omega} = 2$ – вже досягається інтенсивне перемішування. Оптимальне значення K_{ω} знаходять дослідним шляхом і для різних технологічних процесів ця величина може змінюватися в широкому діапазоні.

Однорідне псевдозрідження практично можливе лише при псевдозрідженні твердих частинок в потоці крапельної рідини. Проте у промисловості зазвичай застосовують псевдозрідження в системі газ – тверда фаза.

Для системи газ – тверда фаза псевдозрідження, зазвичай, є неоднорідним, і тим більшим, чим більшою є швидкість газу. Частина газу рухається через шар не суцільним потоком, а у вигляді бульбашок, котрі руйнуються у верхній частині шару, що спричиняє коливання його висоти (рис. 2.26 лінії

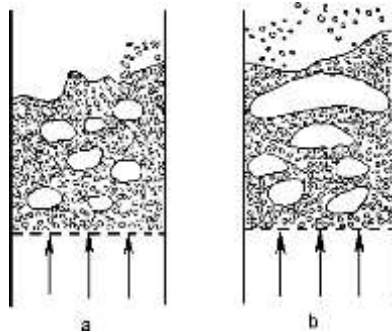


Рисунок 2.27. Зростання нерівномірності псевдозрідження зі зростанням швидкості газу

CE і CE_1). Якщо значення числа псевдозрідження є невеликими, неоднорідність шару не чинить негативної дії на його характеристики, а утворені бульбашки, переміщуються вгору, чим інтенсифікують перемішування частинок у шарі. За значних швидкостей газу неоднорідність шару зростає: зростають розміри бульбашок, що супроводжується інтенсивним викиданням твердих частинок над поверхнею шару (рис. 2.27, а). Якщо розміри пазирів досягають розмірів діаметра апарата (рис. 2.27, б), то псевдозріджений шар розділяється на окремі частини газовими «корками», причому верхня частина шару над «корком» підкидається догори і відбувається значний викид твердої фази.

Режим, за якого відбувається викидання твердої фази, називають *поршневим псевдозрідженням*. Його виникненню сприяє: висока швидкість газу, збільшення розміру частинок та зменшення діаметра апарата. Такий режим негативно впливає на перебіг технологічного процесу та роботу обладнання.

Іноді має місце *каналоутворення*, при якому відбувається проскакування великої кількості газу (рідини) через один або декілька каналів, утворених в шарі. Каналоутворення зазвичай спостерігається у разі застосування дуже дрібних частинок шару, а особливо – здатних до злипання (агломерації).

Граничним випадком *каналоутворення* є фонтанування, за якого потік газу (або рідини) проривається крізь шар одним каналом, який виникає поблизу осі апарата. Швидкість псевдозрідження ω_{nc} найбільш надійно може бути визначена на лабораторних або напівпромислових установках вимірюванням опору Δp шару залежно від фіктивної швидкості ω_b .

Розрахунком ω_{nc} може бути знайдена, виходячи з рівності опору шару вазі твердої фази, віднесеної до одиниці площі поперечного перерізу апарата:

$$\Delta p = \frac{3}{2} \cdot (1-\varepsilon) \cdot H \cdot \left(\frac{133}{\text{Re}} + 2,34 \right) \cdot \rho \cdot \omega^2 \quad (2.78)$$

Для частинок кулькоподібної форми фактор форми $\Phi = 1$, середня порізаність $\varepsilon \cong 0,4$.

Критичне значення Re_{0c} , при якому починається псевдозрідження:

$$\text{Re}_{0nc} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \cdot \sqrt{Ar}} \quad (2.79)$$

Для розрахунку швидкості псевдозрідження за цим рівнянням спочатку розраховують значення критерія Архімеда за виразом (2.61, а), потім знаходять величину Re_{0nc} з рівняння (2.79) і за нею, користуючись виразом (2.73 а) – значення ω_{nc} .

Розрахунок швидкості винесення ω_{vb} , за якої відбувається руйнування шару та масове винесення частинок, здійснюють подібно до розрахунку швидкості вільного осадження частинок ω_{bc} , наприклад, критичне значення $\text{Re}_{0vнн}$ визначають за виразом (2.80), який придатний для всіх режимів руху частинок:

$$\text{Re}_{0vнн} = \frac{Ar}{18 + 0,575 \cdot \sqrt{Ar}} \quad (2.80)$$

Гідродинаміка двофазних потоків. Багато виробничих процесів проводиться при русі через трубопроводи та апарати двофазних потоків. В цих потоках одна з фаз зазвичай є дисперсною, а інша – суцільною (дисперсійним середовищем), де перша розподілена в об'ємі другої у вигляді частинок, крапель, бульбашок, плівок тощо. Взаємний напрямок руху обох фаз в потоці може бути різним. Наприклад, рух твердих частинок і потоку газу під час пневмотранспорту, бульбашок пари і киплячої рідини у вертикальних трубах випарних апаратів з природною циркуляцією напрямлені в один бік, тобто є прямоочинними. В багатьох інших випадках фази рухаються у протилежних напрямках – протито-

ком. За таким механізмом здійснюється взаємодія плівок рідини, що стікає вниз, з висхідними потоками газу або пари в плівкових або насадкових абсорберах чи

ректифікаційних колонах, а також взаємодія крапель однієї рідини з потоком іншої рідини (суцільної фази) в екстракторах тощо.

Взаємний рух фаз в апараті загалом або на окремих його ділянках зазвичай є складнішим, ніж за прямогоку чи протитоку (псевдозріджений шар, барботування на тарілках масообмінних апаратів тощо).

За видом границі, яка розділяє обидві рухомі фази, двофазні потоки поділяють на два типи:

– потоки, в яких суцільною фазою є газ або рідина, а дисперсною – тверда фаза;

– потоки систем газ (пара) – рідина і рідина – рідина, тобто, коли в процесі беруть участь дві рідини, які не змішуються.

Основною відмінністю механізмів руху першого та другого типів є те, що тверді частинки в таких процесах, як осадження, псевдозрідження, пневмотранспорт, практично не змінюють своєї форми та маси, в той час як у потоках систем газ (пара) – рідина і рідина – рідина (бульбашки, краплі, плівки тощо) елементи дисперсних фаз зазвичай змінюють під час руху свою форму (завдяки рухомості границі розділу фаз) або й масу (внаслідок з'єднання або розділення бульбашок та крапель).

Математичний опис руху систем газ (пара) – рідина і рідина – рідина та отримання рівнянь для гідравлічного розрахунку апаратів є значно складнішим завданням, ніж для однофазних потоків. Тому зазвичай використовують експериментальний метод дослідження двофазних потоків, проводячи дослідження на моделях та узагальнюючи отримані результати експериментів. Труднощі дослідження пов'язані з тим, що характеристики руху кожної фази зазвичай залежать від умов руху іншої фази.

Коротко розглянемо фізичну картину і основні характеристики двох розповсюджених у виробництві процесів: барботування газу (пари) крізь рідину та плівковий рух рідини, що контактує з газом або паром.

Барботування газу чи пари крізь рідину реалізують подаванням газової фази через отвори різних пристроїв, що призводить до утворення бульбашок. Такий вид дисперсії називають *піною*. Піна є нестабільною і руйнується відразу після припинення подавання газу. Для підвищення її стабільності необхідно додавати різноманітні поверхнево активні речовини. Діаметр бульбашок не залежить від швидкості руху газу, а визначається діаметром отвору та фізичними властивостями рідини. Із збільшенням витрати газу зростає лише кількість утворених бульбашок та частота їх відривання. Якщо витрата газу сягає певного критичного значення, то бульбашки, послідовно утворюючись біля отвору, не встигають відірватися одна від другої і рухаються у вигляді ланцюжка, торкаючись одна до другої.

Швидкість підймання бульбашок невеликого діаметра (1 – 1,5 мм) знаходять подібно до швидкості вільного осадження частинок – з умови рівності підйомної сили та сили опору середовища. Режим руху бульбашок визначають за критерієм Рейнольдса.

Закономірності руху бульбашок великого діаметра будуть відрізнятися, оскільки на них, під час підймання в рідині, діють три сили: підйомна (архіме-

дова) сила, сила опору рідини та сила поверхневого натягу, яка спонукає бульбашку набувати сферичної форми. Проте, чим більший розмір бульбашки, тим слабшою є сила поверхневого натягу, і більшою є сила опору рідкого середовища, яка не однаково діє на всю поверхню бульбашки. Тому бульбашки великого розміру мають неправильну форму і відповідно рухаються не вертикально догори, а за певними траєкторіями (залежно від форми бульбашки), внаслідок чого змінюється швидкість їхнього руху.

Реальне масове барботування у промислових апаратах при витіканні газу з великої кількості отворів є дуже складним процесом – бульбашки спіливають не вільно, а стиснено, взаємодіють між собою, з'єднуючись або подрібнюючись тощо.

Плівковий рух рідин. В багатьох технологічних процесах (випарювання, абсорбція, ректифікація та ін.) застосовуються апарати, в яких рідина рухається поверхнею насадкових елементів у вигляді тонких плівок. Швидкість перебігу таких процесів переважно залежить від характеристик руху таких плівок, їх товщини та швидкості руху. Існує декілька випадків взаємодії газового і рідкого середовищ за такої організації технологічного процесу.

Перший випадок – стікання плівки рідини відбувається під дією сили тяжіння, а швидкість газу, що рухається у протилежному напрямку, є незначною, тобто він не впливає на швидкість руху плівки рідини та її товщину. Із зростанням швидкості газу сила його тертя до поверхні рідини зростає і біля поверхні їх контакту виникають рівні, але протилежні за напрямком дотикові напруження. В результаті рух рідкої плівки починає гальмуватися, її товщина збільшується, а гідравлічний опір апарата газовому потокові зростає. За деякої швидкості газу (~ 5 – 10 м/с) настає рівновага між силою тяжіння, під дією якої рухається плівка, та силою тертя біля поверхні плівки, що гальмує її рух. Це призводить до *захлинання апарата*, яке супроводжується накопиченням рідини в апараті, початком її викидання та різким зростанням гідравлічного опору. Протитечійний рух взаємодіючих фаз за швидкостей, вищих від точки захлинання, є неможливим. Тому ця точка відповідає верхній межі швидкості для протитечійних процесів в апаратах будь-якого типу.

При подальшому збільшенні швидкості газу у вертикальному апараті (трубі) рух плівки рідини змінюється – вона починає сунутися знизу догори. Настає режим висхідного прямого руху газу і рідини. Гідравлічний опір при цьому спочатку знижується від його рівня за точки захлинання, а потім починає зростати.

За збільшення швидкості газу вище від 15 – 40 м/с починається бризковинесення, за якого рідина відривається від поверхні насадки і виноситься газом у вигляді бризок.

У разі руху газу зверху донизу (низхідний прямиотік) газ захоплює плівку рідини, збільшуючи швидкість плівки та зменшуючи її товщину. В цьому випадку, за таких самих швидкостей газу, гідравлічний опір є дещо меншим, ніж для висхідного прямого руху. Бризковинесення в цьому випадку починається за швидкостей вищих від 15 – 30 м/с.

Структура потоків та розподіл часу перебування рідини в апаратах. На велику кількість процесів, зазвичай, теплових, масообмінних та хімічних, значний вплив чинить структура потоків в апаратах. Навіть за початкового рівномірного розподілу вхідних потоків (що є складним завданням) траєкторії

їхнього руху усередині промислового апарата є дуже складними. Швидкості потоку є неоднаковими по перерізу апарата і змінюються від одного перерізу до іншого по висоті апарата. Це призводить до того, що деякі частинки можуть швидко пройти через апарат (каналотворення, фонтанування, байпасування тощо) і час їхнього перебування в апараті є меншим від середнього. Інші частинки, в той самий час, затримуються в апараті на значно триваліший час, перебуваючи в утворених застійних зонах. Особливо велика різниця перебування частинок в апараті у часі виникає за ламінарного руху, коли в центрі апарата (труби) їхня швидкість є максимальною, а біля стінок – наближається до нуля. За турбулентного руху швидкості розподілені по перерізу апарата рівномірніше, хоча й в цьому випадку картина розподілу швидкостей є досить складною. Поле швидкостей визначає профіль температур та концентрацій, від яких залежить швидкість теплових, масообмінних та хімічних процесів, а також їх рушійна сила.

Для частинок потоку, які швидко залишають апарат, час перебування в ньому є недостатнім для необхідного повного перебігу процесу. Частинки, що потрапили у застійні зони, перебувають в апараті надто довго, ці ділянки апарата використовуються неефективно, в них також можуть розвиватися несприятливі побічні процеси, що знижують ефективність та якість виробничого процесу, або й спричиняють аварійні ситуації.

Ігнорування дійсних полів швидкостей, температур та концентрацій, застосування спрощених уявлень про структуру потоків зазвичай призводить до суттєвих помилок під час розрахунку виробничого обладнання. Дослідження структури потоків та розподілу часу перебування частинок в апараті є досить складним і багаторівневим процесом, але надто важливим для забезпечення економічної, технологічної ефективності виробничого процесу та безпеки його реалізації.

ПИТАННЯ ДЛЯ САМОКОНТРОЛЮ

Що таке гідравліка? Що таке гідростатика? Які рідини називають ідеальними, а які реальними? Що називають станом абсолютного спокою? Що називають станом відносного спокою? Що стверджує основний принцип статки? Які складові входять в основне рівняння гідростатики, що воно стверджує? В чому полягає фізичний зміст основного рівняння гідростатики? Що стверджує закон Паскаля, запишіть його математичний вираз? Пояснити принцип сполучених посудин. Як здійснюють пневматичне вимірювання кількості рідини в резервуарах? Пояснити принцип роботи гідростатичних машин. Яким є тиск рідини на дно і стінки посудини? Опишіть закон Архімеда та його застосування. Що вивчає гідродинаміка, що є рушійною силою руху рідини? Що вивчає внутрішня задача гідродинаміки? Що вивчає зовнішня задача гідродинаміки? Що вивчає змішана задача гідродинаміки? Як визначити швидкість руху рідини? Як визначити витрату рідини? Що таке об'ємна і масова витрати? Що таке гідравлічний радіус, еквівалентний діаметр? Розказати про стаціонарний і нестаціонарний режими руху потоків. Назвіть режими руху рідин. Що таке критерій Рейнольдса? Як виглядає розподіл швидкостей по перерізу труби за ламінарного та турбулентного режимів руху рідини? За яким рівнянням визначається витрата рідини за усталеного ламінарного режиму? Що описує рівняння нерозривності потоку? В чому полягає його фізичний зміст? Як звучить рівняння Бернуллі для ідеальної і реальної рідини? Запишіть його вираз. Що входить у рівняння Бернуллі? В чому полягає фізичний і енергетичний зміст рівняння Бернуллі. В чому полягає розрахунок гідравлічного опору при русі реальної рідини трубопроводами? Де відбуваються втрати напору при русі рідини трубопроводом? Що включає в себе опір тертя і як його визначити? Де відбуваються втрати на місцеві опори і як їх визначають? Як визначити коефіцієнти тертя за різних режимів руху рідини у трубопроводах? Як здійснюють розрахунок діаметра трубопроводу? Як визначити оптимальний діаметр трубопроводу? Який механізм руху тіл в рідинах? Які існують режими руху тіл в рідинах? Опишіть механізм осадження частинок під дією ваги. Чому дорівнює сила опору середовища? Чому дорівнює максимальний розмір частинки, яка буде осідати за законом Стокса і від чого він залежить? В чому полягає метод П.В. Ляценка? Як відбувається рух рідин крізь нерухомі зернисті і пористі шари? Як розрахувати гідравлічний опір зернистого шару? Що таке еквівалентний діаметр, питома поверхня, порізненість зернистого шару? Як розрахувати коефіцієнт опору λ для різних режимів руху рідини крізь зернистий шар? Опишіть гідродинаміку «киплячих» зернистих шарів. Які існують режими руху рідин крізь нерухомі зернисті і пористі шари? Що таке число псевдозрідження? Коли виникає неоднорідне псевдозрідження, як його уникнути, в чому полягає його небезпека?

РОЗДІЛ 3

ПЕРЕМІЩЕННЯ РІДИН

3.1. Основні параметри насосів та їх характеристики

В багатьох галузях промисловості, для побутових потреб, під час ліквідації пожеж та інших видів надзвичайних ситуацій важливе значення має транспортування рідких або газоподібних продуктів трубопроводами, шлангами, рукавами як в рамках підприємств між окремими апаратами і установками, так і поза їх межами. Таке переміщення рідин і газів здійснюється відповідно насосами і компресорами.

Рух рідин трубопроводами та через апарати пов'язаний із затратами енергії. У випадках, коли рідина рухається з вищого рівня на нижчий, це здійснюється самопливом (без затрат зовнішньої енергії) внаслідок перетворення частини власної потенціальної енергії у кінетичну. Для переміщення рідини горизонтальними трубопроводами або з нижчого рівня на вищий необхідно застосовувати насоси або пристрої для транспортування рідин за допомогою стиснутого газу (повітря) – монтежу та газліфти.

Насоси – гідравлічні машини, які перетворюють механічну енергію двигуна в енергію рухомої рідини, підвищуючи її тиск. Різниця тисків в насосі і трубопроводі зумовлює її переміщення.

Насоси за принципом дії поділяють на *динамічні* та *об'ємні*.

В *динамічних насосах* рідина рухається під дією сил на незамкнений об'єм рідини, який безперервно сполучається з входом в насос та виходом з нього.

В *об'ємних насосах* рідина переміщується (витісняється) за періодичної зміни замкненого об'єму рідини, котрий періодично сполучається з входом в насос та виходом з нього.

Динамічні насоси за видом сил, що діють на рідину, поділяють на *лопаткові* та *насоси тертя*.

В *лопаткових насосах* енергія передається рідині при омиванні лопатей робочого колеса (чи кількох коліс), що обертається. Лопаткові насоси поділяють на *відцентрові* (рідина рухається через робоче колесо від центра до периферії) та *осьові* (рідина рухається від периферії до осі, при русі в ній гвинтових пристроїв).

В *насосах тертя* рідина рухається переважно під дією сил тертя. До цього типу належать *вихрові* та *струменеві насоси*.

У *вихрових насосах* в енергію тиску трансформується енергія вихорів, які утворюються при русі робочого колеса. В *струменевих насосах* переміщення рідин здійснюється рухомим струменем води, повітря, пари.

В *об'ємних насосах* різниця тисків виникає при витісненні рідин із замкнутого простору тілами, які рухаються зворотно-поступально (поршневі, плунжерні, діафрагмові насоси) або під дією обертального руху (шестерневі, пластинчасті, гвинтові).

Переміщення рідин в *газліфтах* відбувається завдяки різниці густин рідин і газорідинної суміші, яка виникає при подаванні газу у відкрити з двох боків вертикальну трубу, один кінець якої опущений в рідину, що перекачується.

В *монтежю* використовується тиск повітря, газу або пари над поверхнею рідини для забезпечення її руху.

До основних параметрів насоса будь-якого типу належать продуктивність, напір та потужність.

Продуктивність або подача Q (m^3/c) – це об'єм рідини, що подається насосом в нагнітальний трубопровід за одиницю часу.

Напір H (м) – характеризує питому енергію, яка підводиться насосом до одиниці ваги рідини, що перекачується, і показує, на яку величину збільшується питома енергія рідини при проходженні її через насос (визначається за рівнянням Бернуллі).

Напір можна уявити і як висоту, на яку можна підняти 1 кг рідини завдяки енергії, що передається насосом. Він не залежить від питомої ваги γ або густини ρ рідини.

Корисна потужність N_k насоса дорівнює добутку питомої енергії H на вагову витрату $\gamma \cdot Q$ рідини:

$$N_k = \gamma \cdot Q \cdot H = \rho \cdot g \cdot H \cdot Q. \quad (3.1)$$

Потужність на валу N_e більша за корисну, завдяки втратам енергії в насосі, які враховуються коефіцієнтом корисної дії (ККД) насоса η_n :

$$N_e = \frac{N_k}{\eta_n} = \frac{\rho \cdot g \cdot Q \cdot H}{\eta_n}. \quad (3.2)$$

Коефіцієнт корисної дії η_n характеризує досконалість конструкції та економічність використання насоса і виражає відносні втрати потужності в самому насосі:

$$\eta_n = \eta_v \cdot \eta_z \cdot \eta_{mex}, \quad (3.3)$$

де η_v – коефіцієнт подачі або об'ємний ККД, що дорівнює відношенню дійсної продуктивності насоса Q до теоретичної Q_m (враховує втрати продуктивності внаслідок витікання рідини крізь зазори та сальники насоса, а також внаслідок неодновременного перекриття клапанів та видалення повітря з перекачуваної рідини за тиску, нижчого від атмосферного – під час всмоктування); η_z – гідравлічний ККД, який характеризує відношення дійсного напору насоса до теоретичного (враховує втрати напору рідини при її проходженні через насос); η_{mex} – механічний ККД, який характеризує втрати потужності на механічне тертя в насосі (в підшипниках, сальниках тощо).

Значення η_n залежить від конструкції та ступеня спрацьованості насоса і приблизно становить: для відцентрових насосів – 0,6–0,7; для поршневих –

0,8-0,9; для найбільш удосконалених конструкцій відцентрових насосів високої продуктивності – 0,93–0,95.

Номинальна потужність двигуна $N_{\text{дв}}$ більша за потужність на валу і визначається за формулою:

$$N_{\text{дв}} = \frac{N_{\kappa}}{\eta_{\text{пер}} \cdot \eta_{\text{дв}}} = \frac{N_{\kappa}}{\eta_{\text{н}} \cdot \eta_{\text{пер}} \cdot \eta_{\text{дв}}}, \quad (3.4)$$

де ККД передачі $\eta_{\text{пер}}$ і ККД двигуна $\eta_{\text{дв}}$ – характеризують втрати від двигуна до насоса і в самому електродвигуні.

Добуток $\eta_{\text{пер}} \cdot \eta_{\text{дв}} \cdot \eta_{\text{н}}$ є повним ККД насосної установки η , який визначають як відношення корисної потужності N_{κ} до номінальної потужності $N_{\text{дв}}$ двигуна і характеризує повні втрати потужності насосною установкою:

$$\eta = \frac{N_{\kappa}}{N_{\text{дв}}} = \eta_{\text{н}} \cdot \eta_{\text{пер}} \cdot \eta_{\text{дв}}. \quad (3.5)$$

Тобто, повний ККД насосної установки може бути вираженням через добуток з п'яти величин:

$$\eta = \eta_V \cdot \eta_c \cdot \eta_{\text{мех}} \cdot \eta_{\text{пер}} \cdot \eta_{\text{дв}}. \quad (3.6)$$

Потужність двигуна, який встановлюється, – $N_{\text{вст}}$ розраховують за $N_{\text{дв}}$ з урахуванням перевантажень в момент його запуску, коли виникає необхідність подолання сил інерції маси рідини, що перебуває у стані спокою:

$$N_{\text{вст}} = \beta N_{\text{дв}}, \quad (3.7)$$

де β – коефіцієнт запасу потужності; $\beta = 1,1 \div 2$ залежно від номінальної потужності двигуна $N_{\text{дв}}$.

Напір насоса. Розглянемо схему насосної установки (рис. 3.1). Введемо позначення: $H_{\text{н}}$ – висота нагнітання; $H_{\text{вс}}$ – висота всмоктування; H_c – геометрична висота подачі рідини; h – висота по вертикалі між рівнями розміщення манометра M і вакуумметра B ; p_0 – тиск в ємності 1, з якої насосом засмоктується рідина; p_2 – тиск в напірній ємності 2; $p_{\text{вс}}$ – тиск у всмоктувальному патрубку насоса; $p_{\text{н}}$ – тиск в напірному патрубку насоса.

Приймаємо за площину відліку рівень рідини в ємності 1 (переріз 0-0) і для визначення напору напишемо рівняння Бернуллі для площин 0-0 та 1-1:

$$\frac{p_0}{\rho \cdot g} + \frac{\omega_0^2}{2 \cdot g} = H_{\text{вс}} + \frac{\omega_{\text{вс}}^2}{2 \cdot g} + \frac{p_{\text{вс}}}{\rho \cdot g} + h_{\text{вт.вс.}}. \quad (3.8)$$

Рівняння Бернуллі для площин 1-1 і 2-2 при нагнітанні, якщо за пло-

щину порівняння взяти площину $I'-I'$

$$H_{вс} + h + \frac{p_n}{\rho \cdot g} + \frac{\omega_n^2}{2 \cdot g} = H_{вс} + h + H_n + \frac{\omega^2}{2 \cdot g} + \frac{p_2}{\rho \cdot g} + h_{вт.н} \quad (3.9)$$

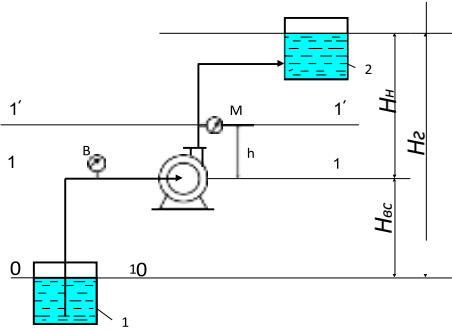


Рисунок 3.1. Схема насосної установки: 1 – прийомна ємність; 2 – напірна ємність; 3 – насос; М - манометр; В- вакуумметр

де ω_0 і ω_2 – швидкості рідин в ємностях 1 і 2 відповідно в перерізах 0-0 і 2-2; $\omega_{вс}$ і ω_n – швидкості рідини у всмоктувальному та нагнітальному патрубках насоса; $h_{вт.вс.}$ і $h_{вт.н}$ – втрати напору у всмоктувальній і нагнітальній лініях; $p_{вс}$ і p_n – відповідно тиски всмоктування і нагнітання на вході в насос і на виході з нього.

Оскільки швидкості в ємностях дуже малі порівняно зі швидкостями рідини в трубопроводах, то можна прийняти, що: $\omega_1 \approx 0$ і $\omega_2 \approx 0$. Тоді питома енергія $E_{вх}$ рідини на вході в насос становитиме

$$E_{вх} = H_{вс} + \frac{p_{вс}}{\rho \cdot g} + \frac{\omega_{вс}^2}{2 \cdot g} = \frac{p_0}{\rho \cdot g} - h_{вт.вс} \quad (3.8a)$$

На виході з насоса питома енергія $E_{вих}$ рідини становитиме:

$$E_{вих} = H_{вс} + h + \frac{p_n}{\rho \cdot g} + \frac{\omega_n^2}{2 \cdot g} = H_{вс} + h + H_n + \frac{p_2}{\rho \cdot g} + h_{вт.н} \quad (3.9a)$$

де $H_{Г} = H_{вс} + h + H_n$ – геометрична висота підйому рідини.

Напір насоса дорівнює різниці питомої енергії на виході з насоса та питомої енергії на вході в насос і становить:

$$H = E_{вих} - E_{вх} = h + \frac{p_n - p_{вс}}{\rho \cdot g} + \frac{\omega_n^2 - \omega_{вс}^2}{2 \cdot g} \quad (3.10)$$

Тобто, напір насоса дорівнює сумі трьох складових: висоти підймання рідини в насосі, різниці н'езометричних напорів та різниці динамічних напорів у нагнітальному і всмоктувальному патрубках насоса.

Зазвичай нагнітальний і всмоктувальний патрубків насоса мають однаковий діаметр, тобто $\omega_{вс} = \omega_n$, тоді рівняння (3.10) спрощується:

$$H = h + \frac{P_n - P_{вс}}{\rho \cdot g} . \quad (3.11)$$

Рівняння (3.9) та (3.10) зазвичай застосовують для розрахунку напору при проектуванні насосів.

Для визначення напору діючого насоса застосовують покази встановлених на ньому манометра (p_m) та вакуумметра (p_v):

$$p_n = p_m + p_a; \quad p_{вс} = p_a - p_в$$

де p_a – атмосферний тиск.

Підставляючи ці дані в рівняння (3.11), одержимо:

$$H = h + \frac{p_m + p_a}{\rho \cdot g}, \quad (3.12)$$

тобто *напір діючого насоса можна визначити як суму показів манометра і вакуумметра (в метрах стовпа перекачуваної рідини) і відстані по вертикалі між точками розташування цих приладів.*

Визначити напір насоса також можна з виразу:

$$H = H_{\Gamma} + \frac{p_2 - p_0}{\rho \cdot g} + h_{ем}, \quad (3.13)$$

де $h_{ем} = h_{ем.н} + h_{ем.вс.}$ – сумарний гідравлічний опір всмоктувального і нагнітального трубопроводів.

Отже, в насосній установці *напір насоса витрачається на переміщення рідини на геометричну висоту її підіймання (H_{Γ}), подолання різниці тисків в напірній та приймальній ємностях $\left(\frac{p_2 - p_0}{\rho \cdot g} \right)$ і сумарного гідравлічного опору $(h_{ем})$*

($h_{ем}$) у всмоктувальному та нагнітальному трубопроводах. Рівняння (3.13) застосовують для підбору насосів для технологічних установок.

Якщо тиски у приймальній і напірній ємностях є однаковими ($p_0 = p_2$), то рівняння напору:

$$H = H_{\Gamma} + h_{ем}. \quad (3.14)$$

При перекачуванні рідини горизонтальним трубопроводом ($H_z = 0$)

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho \cdot g} + h_{ем}. \quad (3.14 \text{ а})$$

У випадку, коли тиски у приймальній і напірній ємностях є однаковими ($p_0 = p_2$) і рідина перекачується горизонтальним трубопроводом ($H_z = 0$), то повний напір насоса дорівнюватиме

$$H = h_{ем}. \quad (3.14 \text{ б})$$

Висота всмоктування. Всмоктування рідин насосом відбувається під дією різниці тисків у вихідній ємності p_0 і в насосі $p_{вс}$ або під дією різниці напорів:

$$\frac{p_0}{\rho \cdot g} - \frac{p_{вс}}{\rho \cdot g}.$$

Висота всмоктування може бути визначена з рівняння Бернуллі, написаного для площин $0-0$ та $1-1$ за умови, що $\omega_1 \approx 0$,

$$H = \frac{p}{\rho \cdot g} - \left(\frac{p_{вс}}{\rho \cdot g} + \frac{\omega^2}{2g} + h \right). \quad (3.15)$$

$${}^{bc} \quad \rho \cdot g \quad \setminus \rho \cdot g \quad 2 \cdot g \quad {}^{sm.bc.}$$

Отже, висота всмоктування насоса збільшується із зростанням тиску p_1 у вихідній ємності і зменшується із зростанням тиску $p_{вс}$, збільшенням швидкості рідини $\omega_{вс}$ і втрат напору $h_{вт.вс}$ у всмоктувальному трубопроводі.

Якщо рідина перекачується з відкритої ємності, то тиск у ній дорівнює атмосферному $p_0=p_a$. Тиск на вході в насос $p_{вс}$ має бути більшим від тиску p_1 насиченої пари рідини, що перекачується за температури всмоктування ($p_{вс}>p_1$), інакше рідина почне кипіти, в насосі утвориться пара і виникне розрив потоку, а висота всмоктування впаде до нуля. Тобто,

$$H_{вс} \leq \frac{p_a}{\rho \cdot g} - \left(\frac{p_1}{\rho \cdot g} + \frac{\omega_{вс}^2}{2 \cdot g} + h_{вт.вс} \right). \quad (3.16)$$

Отже, висота всмоктування залежить від атмосферного тиску, швидкості руху і густини переміщуваної рідини, її температури (тиску її парів) та гідравлічного опору всмоктувального трубопроводу.

При перекачуванні з відкритих резервуарів висота всмоктування не повинна перевищувати висоти стовпа переміщуваної рідини, що відповідає атмосферному тиску, який залежить від висоти місця встановлення насоса над рівнем моря. Наприклад, при переміщенні води при 20°C висота всмоктування навіть теоретично не може перевищувати 10 м від рівня моря і 8,1 м – на висоті 2000 м (8,1 м – атмосферний тиск в м вод. ст. на цій висоті).

Тиск насиченої пари рідини зростає з підвищенням температури і буде дорівнювати зовнішньому (атмосферному) тиску за температури кипіння. При збільшенні температури рідини, що переміщується, висота всмоктування насоса зменшується. Якщо температура рідини дорівнює температурі кипіння, то

$$H_{вс}=0 \quad \text{при} \quad \frac{p_a}{\rho \cdot g} = \frac{p_1}{\rho \cdot g} + \frac{\omega_{вс}^2}{2 \cdot g} + h_{вт.вс}.$$

Тому при переміщенні гарячих рідин насос встановлюють нижче від рівня приймальної ємності, щоб створити певний підпір на лінії всмоктування, або створюють надлишковий тиск в приймальній ємності. За таким самим принципом переміщують високов'язкі рідини.

При розрахунку висоти всмоктування, для поршневих насосів, крім втрат напору на тертя і місцеві опори, необхідно тако врахувати інерційні втрати у всмоктувальному трубопроводі. Ці втрати зумовлені нерівномірністю подачі, внаслідок чого стовп рідини, що рухається у всмоктувальному трубопроводі, переміщається із змінним прискоренням, а сила інерції напрямлена в протилежний від руху рідини бік.

На висоту всмоктування насосів негативний вплив чинить *явище кавітації*. Кавітація виникає за великих швидкостей обертання робочих коліс від-

центрових насосів, при перекачуванні гарячих рідин, коли відбувається інтенсивне випаровування рідини в насосі. Утворюється велика кількість бульба-

шок, наповнених парою рідини і газами, що виділяються із рідини. Перебуваючи у зоні зниженого тиску, бульбашки збільшуються і перетворюються на великі кавітаційні порожнини.

Нестійкість кавітаційної зони спричиняє пульсацію тиску в потоці, під дією якої виникає вібрація насоса. Бульбашки захоплюються потоком рідини і переносяться в зону підвищеного тиску, де вони швидко конденсуються, що призводить до гідравлічних ударів в цих місцях. В результаті виникає негучний стукіт і при їх накладанні з'являється характерне для кавітації шипіння. Кавітація призводить до руйнування поверхні, на якій вона виникає, що є одним із найнебезпечніших наслідків, і називається *кавітаційною ерозією*. Різні матеріали мають неоднакову чутливість до руйнівного впливу кавітаційної ерозії. Сильно руйнуються чавун та вуглецева сталь. Щоб запобігти виникненню кавітації необхідно правильно визначити геометричну висоту всмоктування насоса і не допускати її завищення. Крім цього, величина Δh і є кавітаційним запасом висоти, який враховують для запобігання занадто глибокому зниженню тиску і відповідно виникненню кавітації.

Якщо кавітація виникає на діючій насосній установці, де змінити геометричну висоту всмоктування неможливо, то шкідливі наслідки кавітації зменшують іншими методами:

- покращенням якості матеріалів (використанням матеріалів, стійкіших до кавітаційної ерозії);
- нанесенням захисного покриття на поверхню, що піддається руйнуванню (наплавка твердими сплавами, металізація поверхні, місцеве загартовування поверхні тощо);
- впусканням невеликої кількості повітря у всмоктувальний патрубков насоса;
- перепусканням невеликої кількості води із напірного трубопроводу у всмоктувальний патрубок насоса;
- встановленням водоструминного насоса на всмоктувальний трубопровід насоса.

3.2. Відцентрові насоси

Принцип дії насоса. У відцентрових насосах всмоктування і нагнітання рідини відбувається рівномірно і безперервно під дією відцентрової сили, що виникає при обертанні робочого колеса з лопатками, яке розміщене в спіралеподібному корпусі.

В одноступінчастому відцентровому насосі (рис. 3.2) рідина із всмоктувального трубопроводу 1 надходить вздовж осі робочого колеса 2 в корпус 3 насоса і, потрапляючи на лопатки 4, набуває обертового руху. Відцентрова сила відкидає рідину в канал змінного перерізу між корпусом і робочим колесом, в якому швидкість рідини зменшується до значення, що дорівнює швидкості в нагніталь-

ному трубопроводі 5. При цьому, відповідно до рівняння Бернуллі, відбувається перетворення кінетичної енергії потоку рідини в статичний напір, що забезпечує підвищення тиску рідини.

На вході в колесо створюється знижений тиск і рідина з ємності безперервно надходить в насос. Тиск, який створює відцентровий насос, залежить від швидкості обертання робочого колеса. Через наявність значних зазорів між колесом і корпусом насоса, розрідження, що створюється внаслідок обертання колеса, є недостатнім для підймання рідини всмоктувальним трубопроводом, якщо він і корпус відцентрового насоса не заповнені рідиною. Тому перед пуском його заливають переміщуваною рідиною.

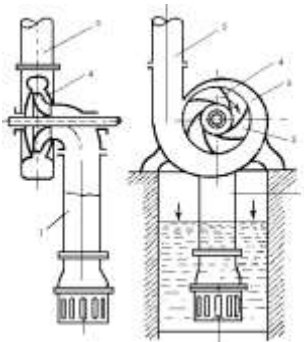


Рисунок 3.2. Схема відцентрового насоса: 1 – всмоктувальний трубопровід; 2 – робоче колесо; 3 – корпус; 4 – лопатки; 5 – нагнітальний трубопровід

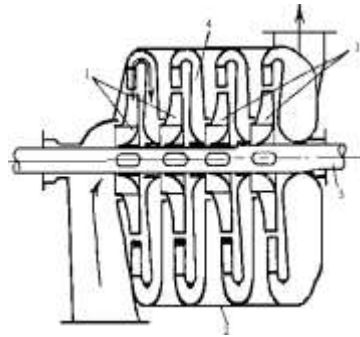


Рисунок 3.3. Схема багатоступінчастого насоса: 1 – робоче колесо; 2 – корпус; 3 – вал; 4 – відвідний канал

Щоб рідина не вилитася з насоса та всмоктувального трубопроводу під час заливання насоса або короточасних його зупинок, на початку всмоктувальної труби, зануреної у рідину, встановлюють зворотній клапан з сіткою.

Напір одноступінчатих (з одним робочим колесом) насосів є обмеженим і не перевищує 50 м, тому для створення більших напорів застосовують багатоступінчасті насоси (рис. 3.3) з кількістю коліс не більше п'яти. Орієнтовно можна сказати, що напір багатоступінчастого насоса дорівнює наповорі одного колеса, помноженому на кількість коліс.

Основне рівняння відцентрових машин Ейлера. Згідно з рівнянням Бернуллі, напір рідини на вході в колесо H_1 і на виході з нього H_2 відповідно становлять:

$$H = \frac{p_1}{\rho \cdot g} + \frac{c_1^2}{2 \cdot g} \quad ; \quad H = \frac{p_2}{\rho \cdot g} + \frac{c_2^2}{2 \cdot g}, \quad (3.17)$$

де c_1 та c_2 – абсолютні швидкості руху рідини на вході в колесо та на виході з нього відповідно.

Тоді теоретичний напір H_m становить:

$$H_T = H_2 - H_1 = \frac{p_2 - p_1}{\rho \cdot g} + \frac{c_2^2 - c_1^2}{2 \cdot g}. \quad (3.18)$$

Враховуючи паралелограми швидкостей на вході в колесо і на виході з нього (рис. 3.4) та після математичних перетворень, отримуємо:

$$H_T = \frac{u_2 \cdot c_2 \cdot \cos \alpha_2 - u_1 \cdot c_1 \cdot \cos \alpha_1}{g}. \quad (3.19)$$

Рівняння (3.19) є основним рівнянням відцентрових машин і може бути використане для розрахунку всіх відцентрових машин (турбогазоводок, турбокомпресорів, вентиляторів та ін.).

Зазвичай рідина, потрапляючи на робоче колесо насоса зі всмоктувального трубопроводу, рухається по колу в радіальному напрямку. Кут між абсолютним значенням швидкості рідини на вході в робоче колесо і коловою швидкістю $\alpha_1 = 90^\circ$ (умова безударного надходження рідини в колесо), тоді рівняння (3.19) спрощується:

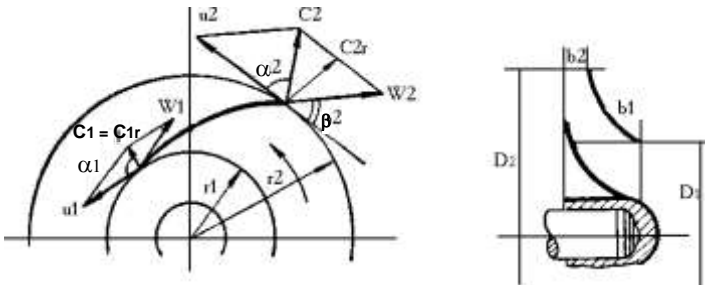


Рисунок 3.4. Для виведення основного рівняння відцентрових машин

$$H_T = \frac{u_2 \cdot c_2 \cdot \cos \alpha_2}{g} \quad (3.19 \text{ a})$$

або

$$H_T = \frac{u_2^2}{g} \left(1 - \frac{c_2}{u_2} \cdot \cos \beta_2 \right), \quad (3.19 \text{ б})$$

де β_2 – кут нахилу лопаток робочого колеса.

Рівняння (3.19 б) показує, що напір насоса є пропорційним до квадрату кількості обертів колеса і залежить від форми лопаток. Теоретично доведено, що найбільший напір досягається в насосі з лопатками, загнутими у напрямку обертання колеса, а найменший – у протилежному напрямку. Насоси виготов-

ляють з невеликими кутами нахилу лопаток ($\beta_2 < 90^\circ$), оскільки зростання кута нахилу призводить до гідравлічних втрат та зменшення ККД насоса.

Дійсний напір насоса є меншим від теоретичного, оскільки частина енергії рідини витрачається на подолання гідравлічних опорів всередині насоса і рідина в ньому не рухається за подібними траєкторіями, тому

$$H = H_T \cdot \eta_T \cdot \varepsilon, \quad (3.20)$$

де η_T - гідравлічний ККД насоса, $\eta_T = 0,8-0,95$; ε - коефіцієнт, який враховує кінцеву кількість лопаток в насосі, $\varepsilon = 0,6-0,8$.

Продуктивність відцентрового насоса розраховують за формулою:

$$Q = b_1 \cdot (\pi \cdot D_1 - \delta \cdot z) \cdot c_{1r} = b_2 \cdot (\pi \cdot D_2 - \delta \cdot z) \cdot c_{2r}, \quad (3.21)$$

де δ - товщина лопаток; z - кількість лопаток; b_1 і b_2 - ширина робочого колеса на внутрішній і зовнішній поверхнях; c_{1r} і c_{2r} - радіальні складові абсолютних швидкостей на вході в колесо і виході з нього.

Закони пропорційності. Продуктивність і напір відцентрового насоса залежать від кількості обертів робочого колеса. Згідно з рівнянням (3.21), продуктивність насоса прямо пропорційна радіальній складовій абсолютної швидкості на виході з колеса. Якщо змінити кількість обертів насоса від n_1 до n_2 , то і продуктивність змінюється від Q_1 до Q_2 , тобто:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}. \quad (3.22)$$

Напір відцентрового насоса пропорційний до квадрату колової швидкості, тобто:

$$\frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2} \right)^2. \quad (3.23)$$

Потужність насоса пропорційна добутку продуктивності на його напір, звідки випливає, що:

$$\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2} \right)^3. \quad (3.24)$$

Наведені рівняння (3.22), (3.23), (3.24) мають назву **законів пропорційності**. Необхідно мати на увазі, що закони пропорційності дійсні за зміни кількості обертів колеса не більше ніж удвічі.

Характеристики насоса. Графічні залежності напору H , потужності N_e і коефіцієнта корисної дії η_n від його продуктивності Q за постійної кількості обертів n називається **характеристикою насоса**.

Ці характеристики отримують під час випробування насосів, змінюючи ступінь відкривання засувки на нагнітальній лінії; вони наведені в каталогах на

насоси. Виходячи з наведених на рис. 3.5 графічних залежностей, зі збільшенням продуктивності за $n=const$ напір насоса зменшується, потужність зростає, а ККД η_n переходить через максимум. Насос споживає найменшу потужність за зачиненої напірної засувки (за $Q=0$). Найсприятливіший режим експлуатації відцентрового насоса за певної кількості обертів відповідає максимуму на кривій $\eta_n - Q$.

Знімаючи характеристики насоса за різних кількостей обертів (n_1, n_2, n_3, \dots), отримують залежно-

H, Ne, η_n

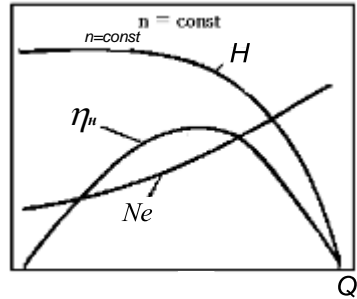


Рисунок 3.5. Характеристика відцентрового насоса

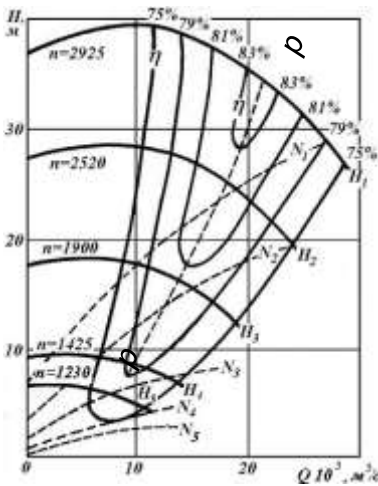


Рисунок 3.6. Універсальна характеристика відцентрового насоса

сті $H - Q$ (рис. 3.6). На кожній кривій виділяють точки, що відповідають деякому сталому значенню ККД ($\eta_n', \eta_n'', \eta_n''', \dots$), які сполучають плавною лінією.

Ці лінії обмежують ділянки, усередині яких ККД насоса мають значення, не менші від тих, що вказані на межі ділянки.

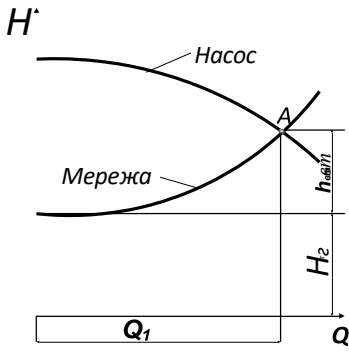
Лінія $p-p$ відповідає максимальним значенням ККД для різних значень кількостей обертів n робочого колеса. Такі графічні залежності між напором, ККД та продуктивністю насоса за різних кількостей обертів його робочого колеса називають *універсальними характеристиками*, користуючись якими можна визначити межі роботи насоса (максимальне ККД) та обрати найсприятливіший режим його роботи.

Робота насосів на мережу. При виборі насоса необхідно враховувати характеристику мережі (системи трубопроводів і апаратів, через які проходить рідина). Характеристика мережі виражає залежність між витратою рідини Q та напором H , необхідним для переміщення рідини цією мережею. Втрати напору в мережі є пропорційними до квадрату витрати рідини:

$$h_{em} = k \cdot Q^2,$$

а характеристика мережі виражається залежністю, що є рівнянням параболи

$$H = H_r + k \cdot Q^2$$



де H_2 – геометрична висота подачі рідини; k – коефіцієнт пропорційності; Q – продуктивність насоса.

Таким чином, H являє собою суму геометричної висоти і втрат напору h_n . Точка А – перетин двох кривих, називається *робочою точкою*, яка відповідає найбільшій продуктивності насоса Q_1 при його роботі на цю мережу (рис. 3.7).

Якщо потрібно забезпечити більшу продуктивність, то або збільшують кількість обертів електродвигуна, або змінюють насос на інший – більшої продуктивності. Також можна зменшувати

Рисунок 3.7. Суміщення характеристик насоса і мережі

гідравлічний опір мережі $h_{вт}$. Насос обирають таким чином, щоб робоча точка відповідала необхідним продуктивності і напору в ділянці найвищих ККД.

Послідовне і паралельне з'єднання насосів. Часто виникає необхідність в роботі кількох насосів на одну мережу (один насос не забезпечує необхідного напору або продуктивності). В такому випадку застосовують паралельне і послідовне їх з'єднання. При паралельному з'єднанні двох насосів продуктивність зростає майже удвічі і дещо зростає напір, а при послідовному – навпаки.

На рис. 3.8. т. В відповідає сумарним напору та продуктивності паралельно (рис. 3.8, а) чи послідовно (рис. 3.8, б) з'єднаних насосів, що працюють на мережу.

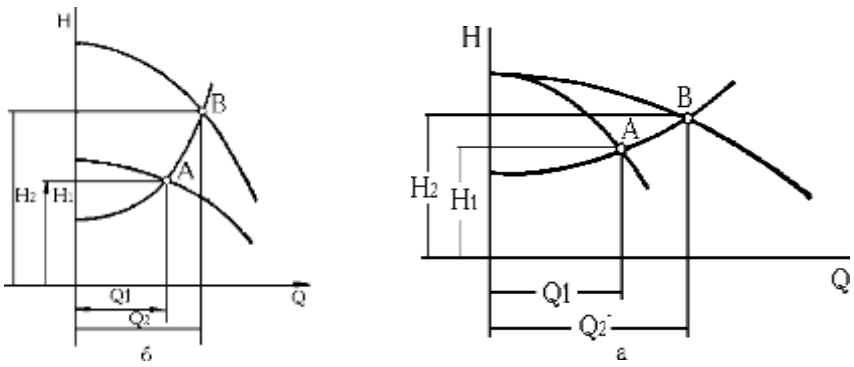


Рисунок 3.8. Сумісна робота насосів: а – паралельне з'єднання; б – послідовне з'єднання

Коефіцієнт швидкохідності n_s – це коефіцієнт, що являє собою кількість обертів такої геометрично подібної моделі колеса, яка за однакового ККД та продуктивності $0,075 \text{ м}^3/\text{с}$ розвиває напір в 1 м. Цей коефіцієнт є основною характеристикою серії подібних насосів, які мають однакові деякі конструктивні особливості. Встановлено, що тихохідні колеса застосовують для одержання підвищених напорів за низької продуктивності, а швидкохідні – для отримання високої продуктивності за невеликих напорів. Залежно від коефіцієнта швидкохідності колеса відцентрових насосів поділяють на три основних типи: тихохідні ($n_s = 40\text{-}80 \text{ 1/хв.}$); нормальні ($n_s = 80\text{-}150 \text{ 1/хв.}$); швидкохідні ($n_s = 150\text{-}300 \text{ 1/хв.}$). Проте в осьових пропелерних насосів $n_s = 600\text{-}1200 \text{ 1/хв.}$

3.3. Поршневі насоси

В поршневому насосі (рис. 3.9) всмоктування і нагнітання рідини здійснюється при зворотно-поступальному русі поршня 1 в циліндрі 2. За руху поршня вправо в замкненому просторі між кришкою 3 циліндра і поршнем 1 створюється розрідження. Під дією різниці тисків рідина піднімається всмоктувальним трубопроводом і, відкриваючи клапан 4, надходить в циліндр. Клапан 5 в цей час закритий.

При ході поршня вліво у циліндрі створюється тиск, під дією якого клапан 4 закривається, а клапан 5 відкривається і рідина надходить в напірний трубопровід. Такий насос має назву *простої дії* – за два ходи поршня відбувається одне всмоктування і одне нагнітання, що спричиняє нерівномірності подачі.

Поршневі насоси, залежно від конструкції поршня, поділяють на *поршневі* і *плунжерні*. В поршневих насосах (рис. 3.9) основним робочим органом є поршень 1, оснащений ущільнювальними кільцями 7, пришліфованими до внутрішньої дзеркальної поверхні циліндра. Плунжерний насос (рис. 3.10) відрізняється великим відношенням довжини циліндра до діаметра. Плунжер не має ущільнювальних кілець і не потребує високої чистоти обробки внутрішньої поверхні циліндра. Нецільності у ньому легко усуваються підтягуванням або заміною набивки сальника без демонтажу насоса. Тому плунжерні насоси застосовують для перекачування забруднених та в'язких рідин, а також для створення високих тисків.

В насосах *подвійної дії* (рис. 3.11) за два ходи плунжера відбувається два всмоктування і два нагнітання. Він має два всмоктувальних клапани і два нагнітальних. При русі плунжера 1 вліво рідина всмоктується в ліву частину циліндра 2 через всмоктувальний клапан 3 і одночасно через нагнітальний клапан 6 надходить з правої частини циліндра в напірний трубопровід; при зворотному русі поршня всмоктування відбувається в правій частині циліндра через всмоктувальний клапан 4, а нагнітання – в лівій частині циліндра через клапан 5. Тобто, у насосах подвійної дії всмоктування і нагнітання відбуваються при кожному напрямку руху поршня, внаслідок чого є більшою його продуктивність, а подача є рівномірнішою, ніж у насосів простої дії.

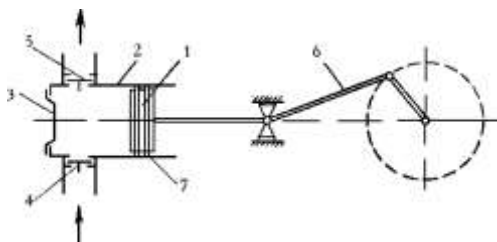


Рисунок 3.9. Схема горизонтального поршневого насоса простої дії: 1 – поршень; 2 – циліндр; 3 – кришка циліндра; 4 – всмоктуючий клапан; 5 – нагнітальний клапан; 6 – кривошипно-шатунний механізм; 7 – ущільнюючі кільця

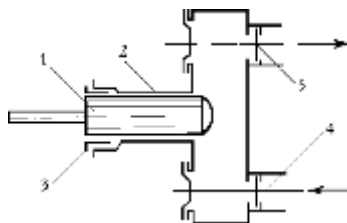


Рисунок 3.10. Схема горизонтального плунжерного насоса простої дії: 1 – плунжер; 2 – циліндр; 3 – сальник; 4 – всмоктуючий клапан; 5 – нагнітальний клапан

Ще більш рівномірним є подавання насосами *потрійної дії* (триплекс-насоси) – потрійні насоси простої дії (рис. 3.12), кривошипи яких розташовані під кутом 120° один щодо іншого. В цьому випадку за один оберт колінчастого вала рідина тричі всмоктується і тричі нагнітається.

За видом приводу поршневі насоси поділяють на *приводні* (від електродвигуна) і *прямої дії* (від парової машини). Прямодіючі парові насоси застосовують там, де за умовами безпеки застосування насосів з електроприводом є неприпустимим (вогне- чи вибухонебезпечні умови), а також за наявності дешевої пари (подавання води в парові котли тощо).

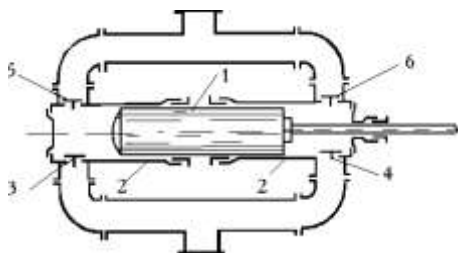


Рисунок 3.11. Схема горизонтального плунжерного насоса подвійної дії: 1 – плунжер; 2 – циліндри; 3, 4 – всмоктувальні клапани; 5, 6 – нагнітальні клапани

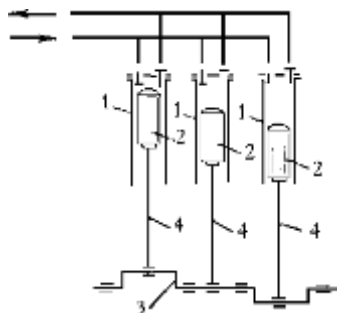


Рисунок 3.12. Схема насоса потрійної дії (триплекс – насоса): 1 – циліндри; 2 – плунжери; 3 – колінчастий вал; 4 – шатуни.

За кількістю обертів кривошипа (кількість подвійних ходів поршня) поділяють насоси на: *тихохідні* (45 – 60 об/хв.); *нормальні* (60-120 об/хв) та *швидкохідні* (120-180 об/хв).

Продуктивність поршневих насосів. В поршневих насосах рідина при всмоктуванні займає в циліндрі об'єм, який вивільняється поршнем. В період нагнітання цей об'єм рідини витісняється поршнем в нагнітальний трубопровід. Тобто, теоретична продуктивність поршневого насоса визначатиметься об'ємом, який опи-сує поршень за одиницю часу:

$$Q_T = F \cdot S \cdot n, \quad (3.25)$$

де F – площа перерізу поршня; S – довжина ходу поршня; n – кількість обертів кривошипно-шатунного механізму.

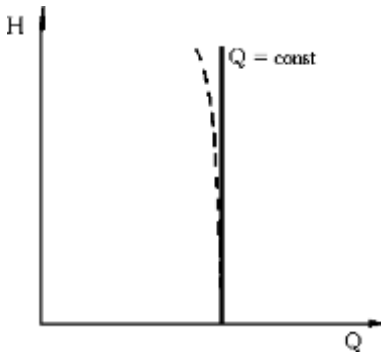


Рисунок 3.13. Характеристика поршневого насоса

Теоретична продуктивність на-соса подвійної дії

$$Q_T = (2 \cdot F - f) \cdot S \cdot n, \quad (3.26)$$

де f – площа перерізу штока.

Дійсна продуктивність порш-невого насоса є меншою від теоретич-ної внаслідок витoku рідини крізь не-щільності в конструкціях та з'єднан-нях, а також виділення з рідини, за ти-ску нижче від атмосферного, розчине-ного в ній повітря:

$$Q = Q_T \cdot \eta_v, \quad (3.27)$$

де η_v – об'ємний коефіцієнт корисної дії, $\eta_v = 0,85 \div 0,99$, залежно від конструкції насоса.

Характеристика поршневого насоса показує, що його продуктивність є величиною постійною і не залежить від напору. Із збільшенням тиску, вна-слідок збільшення втрат рідини крізь нещільності, дійсна продуктивність пор-шневого насоса дещо зменшується (пунктирна лінія на рис. 3.13).

Нерівномірність подачі насосів. Швидкість поршня, що приводиться в рух кривошипно-шатунним механізмом, не є постійною. Вона змінюється від нуля до деякого максимального значення. Рідина переміщується безвідривно за поршнем і тому подача насоса простої дії буде змінюватися відповідно до закону руху поршня (рис. 3.14, а).

Насоси подвійної і потрійної дії (триплекс-насоси) (рис. 3.14, б, в) забез-печують рівномірнішу подачу перекачуваної рідини.

Для зменшення нерівномірності подачі і пом'якшення гідравлічних уда-рів, при швидкому закритті вентилів на напірному трубопроводі поршневі насоси комплектують з повітряними ковпаками, які встановлюють на вході рідини в насос (рис. 3.15, а) і на виході з насоса (рис. 3.1, б). Повітряний ковпак являє собою буферну проміжну посудину, в якій приблизно 50% об'єму займає повітря. При

прискоренні руху поршня, повітря, що знаходиться в буфері стискається.

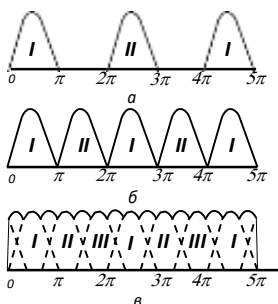


Рисунок 3.14. Діаграми подачі поршне-
вих насосів: а – простої дії; б – подвій-
ної дії; в – потрійної дії (триплексного
насоса)

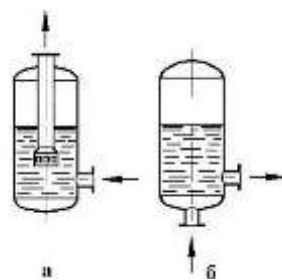


Рисунок 3.15. Повітряні
ковпаки:
а – на всмоктувальній лінії;
б – на нагнітальній лінії

Надлишок рідини надходить в ковпак і видаляється з нього, коли подача стає меншою за середню. При цьому тиск повітря в ковпаку змінюється незначно і рух рідини в нагнітальному і всмоктувальному трубопроводах є близьким до рівномірного.

Індикаторна діаграма показує залежність абсолютного тиску в циліндрі поршневого насоса від довжини ходу поршня або об'єму, який описує поршень. На рис. 3.16 представлена спрощена індикаторна діаграма поршневого насоса простої дії. Лінія *ab* відповідає процесу всмоктування. Тиск в циліндрі p_o в цей момент менший від атмосферного p_a . Під дією різниці тисків ($p_a - p_o$) всмоктувальний клапан підтримується у відкритому стані. Точка *b* відповідає правому крайньому положенню поршня.

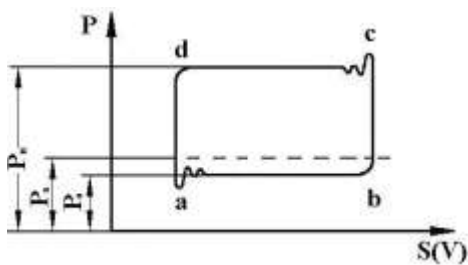


Рисунок 3.16. Індикаторна діаграма
поршневого насоса простої дії

тальний клапан (точка *c*).

В цей момент всмоктувальний клапан закривається і поршень рухається вліво. Тиск в циліндрі різко зростає (лінія *bc*) до p_n , за якого відкривається нагнітальний клапан (точка *c*).

Подавання рідини в нагнітальний трубовід відбувається за постійного тиску p_n (лінія *cd*). Точка *d* відповідає лівому крайньому положенню поршня, після чого поршень починає рухатися вправо, нагнітальний клапан закривається і тиск в циліндрі різко падає до p_o , за якого відкривається всмоктувальний клапан. В моменти відкриття клапанів (точки *a* і *c*) виникають деякі коли-

100

вання тиску, які викликані інерцією клапанів. Якщо вигляд індикаторної діаграми відрізняється від наведеного на рис. (3.16), то це вказує на наявність дефектів в роботі насоса.

3.4. Спеціальні типи поршневих та відцентрових насосів, а також насоси інших типів

Для переміщення хімічно активних та токсичних рідин, а також рідин, що мають тверді домішки, використовують відцентрові та поршневі насоси спеціальних конструкцій.

Діафрагмові (мембранні) насоси належать до поршневих насосів простої дії та застосовуються для переміщення суспензій та хімічно агресивних рідин. Циліндр 1 і плунжер 2 насоса відокремлені від переміщуваної рідини еластичною перегородкою 3 – діафрагмою (мембраною) з м'якої гуми чи спеціальної сталі, внаслідок чого плунжер не піддається впливу хімічно агресивного середовища та ерозії. За руху плунжера з одного крайнього положення в друге діафрагма деформується, завдяки чому відбувається всмоктування та нагнітання рідини.

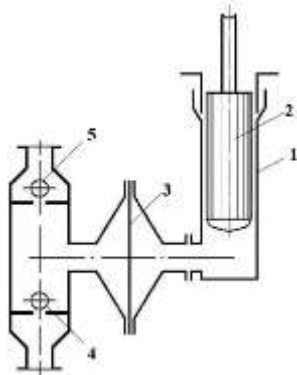


Рисунок 3.17. Схема діафрагмового (мембранного) насоса: 1 – циліндр; 2 – плунжер; 3 – діафрагма (мембрана); 4 – всмоктувальний клапан; 5 – нагнітальний клапан

Всі частини насоса, що контактують з рідиною (корпус, клапанні коробки тощо), виготовляють з кислотостійких матеріалів або захищають відповідними стійкими покриттями.

Безсальникові насоси. Для відцентрових насосів велике значення має надійна конструкція сальників – ущільнень вала, що запобігає витіканню рідини, що переміщується. Незадовільна робота сальників спричиняє швидке зношування вала, тривалі та часті зупинки насоса, значне збільшення експлуатаційних витрат. Повного усунення витікання рідини, що є невідворотним при експлуатації насоса з сальниковими ущільнювачами, досягають у безсальникових насосах (рис. 3.18).

В корпусі 1 розміщене робоче колесо 2. На ньому закріплене додаткове колесо 3, оснащене радіальними лопатками, яке відкачує рідину, що протекла за колесо, у порожнину нагнітання насоса. Тобто, таким чином

усувається витік переміщуваної рідини крізь нещільності між валом та корпусом під час роботи насоса. У разі зупинки насоса витіку рідини запобігає спеціальне

ущільнення, яке перекриває проміжок між корпусом та валом в момент вимикання насоса. Усі деталі насоса, що контактують з робочою рідиною, виготовляються з антикорозійних матеріалів.

Герметичні насоси (рис. 3.19) застосовують для переміщення хімічно агресивних та токсичних рідин. Робоче колесо 1 такого насоса встановлене без-

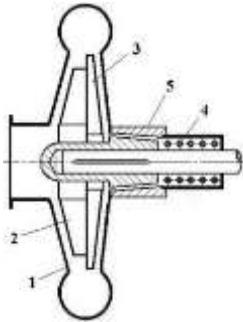


Рисунок 3.18. Схема безсальникового насоса: 1 – корпус; 2 – робоче колесо; 3 – додаткове колесо; 4 – пружина; 5 – втулка

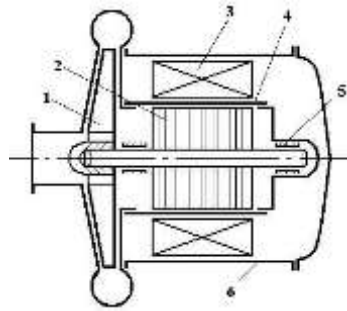


Рисунок 3.19. Схема герметичного насоса: 1 – робоче колесо; 2 – ротор електродвигуна; 3 – статор електродвигуна; 4 – екран; 5 – підшипники; 6 – корпус

посередньо на валу асинхронного електродвигуна (в корпусі 6), ротор 2 якого занурений в переміщувану рідину. Ротор відокремлений від статора 3 герметичним екраном 4 – циліндричною оболонкою з немагнітної нержавіючої сталі. Переміщувана рідина є мастилом для підшипників 5 ротора та одночасно охолоджує його.

В герметичних насосах з екранованим електродвигуном зростають електричні втрати та знижується ККД двигуна, проте вдається досягти повної герметичності, яка є неможливою для насосів із сальниковими ущільнювачами. Герметичні насоси є надійними в експлуатації (особливо за підвищених тисків на лінії всмоктування) і мають широке застосування.

Заглибні насоси (рис. 3.20) є різновидом безсальникових відцентрових насосів. Робоче колесо 1 закріплене на нижньому кінці вертикального вала 2 і заглиблене у переміщувану рідину. Привод насоса розташований значно вище від рівня рідини у приймальній ємності. Рідина засмоктується крізь патрубок 3 і подається напірними трубами 4, на яких підвішений корпус насоса.

Пропелерні (осьові) насоси застосовують для переміщення великих кількостей рідини за незначних напорів, переважно для створення циркуляції рідин у різних апаратах (наприклад, при випарюванні). Робоче колесо 1 насоса (рис. 3.21), за формою подібне до гребного гвинта, розміщене в корпусі 2. Рідина захоплюється лопатками робочого колеса і переміщується в осьовому напрямку, одночасно

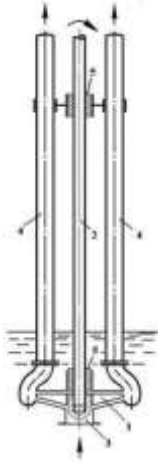


Рисунок 3.20. Схема заглибного насоса: 1 – робоче колесо; 2 – вал; 3 – всмоктувальний патрубок; 4 – напірні труби; 5 – підшипник

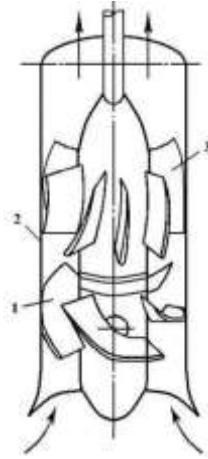


Рисунок 3.21. Схема пропелерного насоса: 1 – робоче колесо; 2 – корпус; 3 – направляючий апарат

беручи участь у коловому русі. За насосом встановлений направляючий апарат 3 для перетворення обертального руху рідини в поступальний.

У вихрових насосах (рис. 3.22) для передачі енергії від робочого колеса до рідини і створення напору застосовується енергія вихрового руху рідини. Створюваний напір частково забезпечується відцентровими силами, але більша його частина визначається енергією вихорів, що утворюються в рідині під час обертання робочого колеса.

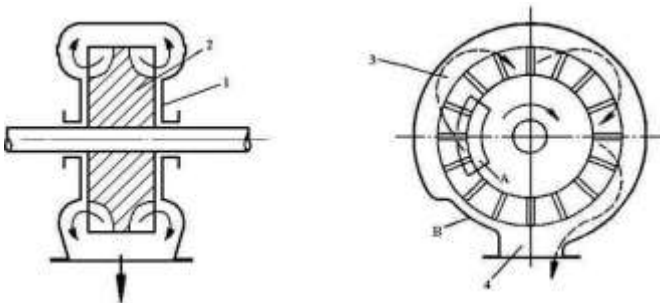


Рисунок 3.22. Схема вихрового насоса: А – вхідне вікно; В – ущільнююча ділянка; 1 – корпус; 2 – робоче колесо; 3 – кільцевий канал; 4 – нагнітальний патрубок

В корпусі 1 обертається робоче колесо 2 з лопатками. По периферії колеса в корпусі насоса є кільцевий канал 3, що закінчується нагнітальним патрубком 4. Ділянка вхідного вікна А і напірний патрубок відокремлені ущільнюючою ділянкою корпуса В. На цій ділянці проміжок між корпусом та колесом не перевищує 0,2 мм. Таким чином створюється ущільнення, яке запобігає перетіканню рідини з порожнини нагнітання в порожнину всмоктування насоса.

Рідина надходить через вікно А до основи лопаток, відкидається відцентровою силою в кільцевий канал, в якому набуває вихрового руху, та переміщується вздовж каналу до вихідного патрубка. На цьому шляху рідина багаторазово потрапляє в простір між лопатками, де їй додатково надається механічна енергія. В результаті багаторазового контакту між переміщуваною рідиною та робочим колесом досягаються значно вищі напори, ніж у відцентрових насосів.

Основною особливістю вихрових насосів є різке зростання напору та спожитої потужності із зменшенням продуктивності.

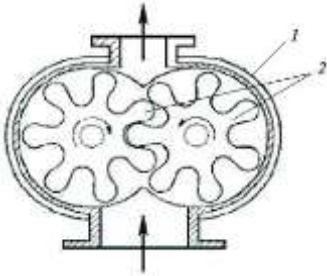


Рисунок 3.23. *Схема шестерного насоса: 1 – корпус; 2 – шестерні*

Шестерневі насоси (рис. 3.23). В корпусі 1 насоса знаходяться дві шестерні 2, однієї з яких (ведучій) передається обертальний рух від електродвигуна. Коли зуби шестерень виходять зі зчеплення, утворюється розрідження, під дією якого відбувається всмоктування рідини. Вона надходить в корпус, захоплюється зубами шестерень і переміщується вздовж стінок корпусу у напрямку обертання.

В ділянці, де зуби знову входять у зчеплення, рідина витісняється і надходить у напірний трубопровід.

Гвинтові насоси належать до об'ємних насосів. Робочим органом гвинтових насосів (рис. 3.24) є ведучий гвинт 1 та декілька ведених гвинтів 2, укладених в обойму 3, розташовану всередині корпусу 4.

Поширеного застосування у промисловості набули насоси, що мають три гвинти – один (середній) ведучий 1 і два (меншого зовнішнього діаметра) ведених 2 (рис. 3.24), розташовані в порожнині 3 корпусу 4, і мають паралельні осі. Гвинти знаходяться у зачепленні.

Нарізка гвинтів має спеціальну форму, що утворює в місцях взаємного контакту гвинтів герметичні ущільнення, які поділяють насос по довжині на замкнені порожнини. Співвідношення розмірів гвинтів вибрані такими, щоб ведені гвинти отримували крутний момент не від ведучого гвинта, а під дією сили тиску переміщуваної рідини.

При обертанні гвинтів рідина, що знаходиться у впадинах нарізок, переміщується за один оберт вздовж осі насоса на відстань, що дорівнює кроку гвинта.

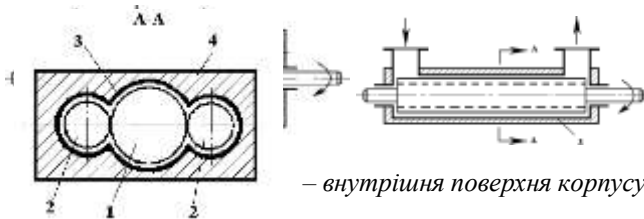


Рисунок 3.24.

Схема гвинтового насоса: 1 – ведучий гвинт;

2 – ведений гвинт; 3

– внутрішня поверхня корпусу; 4 – корпус

Ведені гвинти при цьому працюють як герметизуючі ущільнюючі обкладки, котрі запобігають протіканню рідини з камери нагнітання у камеру всмоктування.

Тиск гвинтових насосів залежить від кількості кроків гвинтової нарізки і зростає із збільшенням відношення довжини гвинта до його діаметра.

Одногвинтові (героторні) насоси. В корпусі 1 насоса (рис. 3.25), в якому розміщений циліндр 2 з внутрішньою профільованою гвинтовою поверхнею, що називається обоймою, встановлений однозхідний гвинт 3. Між обоймою і гвинтом утворюються замкнені порожнини, заповнені при роботі насоса рідиною; при обер-

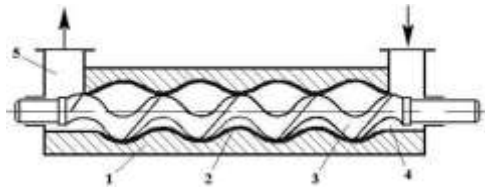


Рисунок 3.25. Схема одногвинтового (героторного) насоса: 1 – корпус; 2 – циліндр; 3 – гвинт; 4 – всмоктувальна порожнина; 5 – напірний трубопровід

танні гвинта вони переміщуються вздовж осі насоса. У довільному перерізі насоса при обертанні гвинта об'єм порожнини 4 змінюється від нуля до деякого максимального значення (за певного кута повороту гвинта). Зі збільшенням об'єму порожнини 4 відбувається всмоктування рідини, яка захоплюється гвинтом і переміщується в осьовому напрямку до напірного трубопроводу 5.

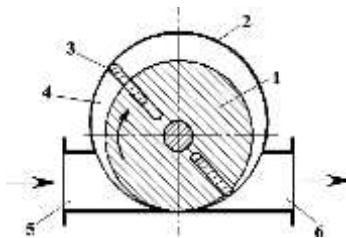


Рисунок 3.26. Схема пластинчастого ротаційного насоса: 1 – ротор; 2 – корпус; 3 – пластини; 4 – робочий простір; 5 – всмоктувальний патрубок; 6 – нагнітальний патрубок

Обойми одногвинтових насосів і гвинти можуть бути виготовлені з різних корозійностійких матеріалів, що дає змогу використовувати ці насоси для переміщення агресивних рідин.

Пластинчасті насоси (рис. 3.26) являють собою масивний

циліндр 1 з прорізами однакової ширини (ротор), який розміщений ексцентрично в корпусі 2. Вал ротора через сальник в торцевій кришці виводиться з корпусу для з'єднання з валом електродвигуна. В прорізи циліндра вставляються прямокутні пластини 3, котрі при обертанні ротора під дією відцентрової сили щільно притискаються до внутрішньої поверхні циліндра, розділяючи серпоподібний робочий простір циліндра 4 між корпусом і ротором на камери.

Об'єм кожної камери зростає під час руху пластини від всмоктувального патрубка 5 до вертикальної осі насоса, що призводить до утворення в камері розрідження та, як наслідок, всмоктування рідини через патрубок 5. Під час руху пластини від вертикальної осі в напрямку обертання об'єм камери зменшується і рідина виштовхується з насоса в напірний трубопровід 6.

В струминних насосах для переміщення рідин і створення напору використовують кінетичну енергію іншої рідини, котру називають робочою. Це переважно пара або вода.

Робоча рідина I надходить (рис. 3.27) з великою швидкістю зі сопла 1 через камеру змішування 2 в дифузор 3, захоплюючи завдяки поверхневому тертю рідину II, що переміщується. В найвужчій

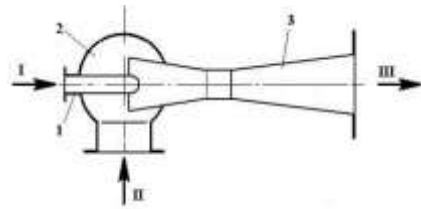


Рисунок 3.27. Струминний насос: I – робоча рідина; II – переміщувана рідина; III – суміш. 1 – сопло; 2 – камера змішування; 3 – дифузор

частині дифузора швидкість суміші робочої і рідини, що переміщується, досягає найвищого значення, а статичний тиск потоку (згідно з рівнянням Бернуллі) стає найменшим. Різниця тисків в камері змішування та дифузорі забезпечує переміщення рідини II в камеру змішування зі всмоктувальної лінії. В дифузорі швидкість потоку зменшується, але зростає потенціальна енергія тиску, завдяки чому рідина під напором надходить у нагнітальний трубопровід.

Насоси такого типу застосовують у тих випадках, коли припустимим є змішування рідини, яка переміщується, з водою, утвореною в результаті конденсації пари, та одночасне її нагрівання. Зазвичай такі насоси застосовують для подавання води в парові котли.

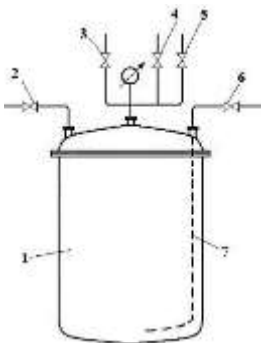


Рисунок 3.28. Монтажна схема: 1 – корпус; 2-6 – крани; 7 – труба для витіснення

Монтежю (рис. 3.28) являє собою горизонтальний або вертикальний резервуар 1, в якому для переміщення рідини використовується енергія стисненого повітря або інертного газу. Рідина надходить в монтежю трубою наповнення через відкритий кран 2 після відкриття крана 3

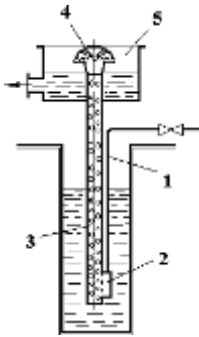


Рисунок 3.29. Повітряний підйомник: 1 – труба для подачі стисненого повітря; 2 – змішувач; 3 – підйомна труба; 4 – відбійник; 5 – збірник

(якщо наповнення відбувається за атмосферного тиску) або крана 4, що з'єднує монтежю з вакуумною лінією (якщо наповнення відбувається під вакуумом). Для витіснення рідини закривають крани 2, 3 та 4 і відкривають кран 6 на нагнітальній трубі 7 і кран 5 подавання стисненого газу, тиск якого контролюють манометром. Після випорожнення монтежю закривають крани 5 і 6 та відкривають кран 3 для з'єднання монтежю з атмосферою.

Перевагою монтежю є відсутність в них рухомих механізмів, які швидко зношуються внаслідок стирання та дії корозії. Тому монтежю використовують для переміщення забруднених, хімічно агресивних

та радіоактивних рідин, незважаючи на низький ККД (10–20%) насоса.

Повітряні підйомники (аерліфти) містять трубу 1 для подавання стисненого повітря та змішувач 2 (рис. 3.29), де утворюється газорідинна суміш, котра внаслідок меншої питомої ваги, підіймається трубою 3. На виході з неї газорідинна суміш огинає відбійник 4, внаслідок чого з неї виділяється повітря, а рідина надходить у збірник 5.

Як і монтежю, повітряні підйомники мають порівняно невисокий ККД – 25–35% та відсутні рухомі механізми.

3.5. Порівняння та області застосування насосів різних типів

Вибір насоса здійснюють за заданими продуктивністю та напором, який розраховують відповідно до схеми трубопроводу за рівнянням (3.13). Двигун до насоса підбирають за встановлюваною потужністю (рівняння (3.7)) та кількістю обертів.

Найпоширеніше застосування мають відцентрові насоси, котрі порівняно з поршневыми мають багато переваг: висока продуктивність і рівномірна подача; компактність і швидкохідність; можливість безпосереднього приєднання до електродвигуна; простота конструкції; можливість виготовлення з хімічно стійких матеріалів і таких, що важко піддаються механічній обробці (феросилід, кераміка тощо); можливість перекачування рідин, що мають завислі тверді частинки, завдяки великим зазорам між лопатями та відсутності клапанів; можливість встановлення на легких фундаментах.

ККД великих відцентрових насосів досягає 0,95, а поршневих – 0,9. Проте відцентрові насоси невеликої та середньої продуктивності мають ККД на 10-15% менший, ніж поршневі. Це зумовлено наявністю значних зазорів між порожнинами всмоктування та нагнітання, через які можливе перетікання рідини, а також витратами енергії на вихороутворення біля країв лопатей робочого колеса під час його швидкого обертання, яка перетворюється в тепло і розсіюється у навколишньому середовищі. Такі витрати різко зростають у разі перекачування високов'язких рідин, тому в цих випадках застосування відцентрових насосів є економічно недоцільним.

Недоліками відцентрових насосів є відносно невисокий напір, а також зменшення продуктивності у разі зростання опору мережі та стрімке зниження ККД за зменшення продуктивності.

Поршневі насоси доцільно застосовувати тільки за порівняно невеликих подач та високих тисків, для перекачування високов'язких, вогне- та вибухонебезпечних рідин (парові насоси), а також при дозуванні рідких середовищ.

Для великих подач (до 1500 м³/хв) за невеликих напорів (до 10-15 м) застосовують пропелерні насоси, що відрізняються високим гідравлічним ККД, компактністю та швидкохідністю. Ці насоси придатні для переміщення забруднених та здатних до кристалізації рідин.

Гвинтові насоси можна застосовувати для перекачування високов'язких рідин, палива, нафтопродуктів тощо. Їх застосовують при подачах до 300 м³/год і тиску до 175 атм за швидкості обертання до 3000 об/хв. Перевагами гвинтових насосів є: швидкохідність, компактність, безшумність. Їх продуктивність практично не змінюється при зміні тиску, а ККД досягає 0,75 – 0,8.

Застосування одногвинтових (героторних) насосів обмежене продуктивністю 3,6 – 7 м³/год та тиском 10-25 атм. За вартістю виготовлення та експлуатаційними витратами ці насоси подібні до відцентрових насосів невеликої продуктивності, що працюють за тисків 3 – 5 атм, проте значно перевищують їх за економічністю, якщо тиск нагнітання перевищує 10 атм. Одногвинтові насоси використовують для перекачування забруднених та агресивних середовищ, розчинів і пластмас з високою в'язкістю.

Пластинчасті насоси застосовують для переміщення чистих, без твердих домішок рідин за помірних продуктивностей і напорів.

Для перекачування в'язких рідин, що не містять твердих домішок, за невеликих подач (не більше 5 – 6 м³/хв) та високих тисків (100-150 атм) застосовують шестеренні насоси.

Вихрові насоси застосовують для переміщення чистих малов'язких рідин з незначними подачами (до 40 м³/год) з високими напорами (до 250 м), що в декілька разів перевищують напори відцентрових насосів. До переваг вихрових насосів належать: простота конструкції, компактність та можливість одержання вищих напорів порівняно з відцентровими насосами. Їх недоліком є низький ККД (20-50%), зумовлений значними втратами при перенесенні енергії вихорами, а також непридатність для перекачування в'язких рідин та рідин з

твердими домішками. Струминні насоси, монтежу та повітряні підйомники застосовують на виробництвах, де є неприпустимою наявність рухомих частин конструкції та їх тертя. Такі насоси можуть бути виготовлені з хімічно стійких матеріалів, проте мають низький ККД.

ПИТАННЯ ДЛЯ САМОКОНТРОЛЮ

Що таке насоси? Як насоси поділяються за принципом дії? Що є рушійною силою переміщення рідин у кожному з типів насосів? Що таке продуктивність насоса? Що таке напір насоса? Що таке корисна потужність насоса? Що таке потужність на валу? Що таке коефіцієнт корисної дії насоса? Що таке номінальна потужність двигуна? Що таке потужність двигуна на встановлення? Як визначити повний напір насоса? На що витрачається напір насоса? Що таке висота всмоктування насоса? Як має встановлюватися насос для перекачування гарячих рідин? За яким принципом працює відцентровий насос? Про що йдеться у законах пропорційності? Опишіть характеристику відцентрового насоса. Як зобразити графічно роботу насоса на мережу та як здійснюється підбір насоса? В яких випадках застосовують паралельне та послідовне з'єднання насосів? Запишіть і поясніть основне рівняння відцентрових машин Ейлера. Як визначити продуктивність відцентрового насоса? Намалюйте схему та опишіть принцип роботи поршневого насоса. Які існують види поршневих насосів? Назвіть їх переваги і недоліки. Як визначити продуктивність поршневого насоса? Опишіть характеристику поршневого насоса. Як усунути нерівномірність подачі поршневого насоса? Зобразіть і опишіть індикаторну діаграму поршневого насоса. Які типи спеціальних поршневих та відцентрових насосів, а також насосів інших типів ви знаєте? Опишіть конструкцію та принцип роботи діафрагмових (мембранних) насосів. Опишіть конструкцію та принцип роботи безсальникових та заглибних насосів. Опишіть конструкцію та принцип роботи герметичних та пропелерних насосів. Опишіть конструкцію та принцип роботи вихрових та шестерневих насосів. Опишіть конструкцію та принцип роботи гвинтових та пластинчастих насосів. Опишіть конструкцію та принцип роботи струминних насосів, монтежу та повітряних підйомників. Наведіть порівняння та області застосування насосів різних типів.

РОЗДІЛ 4

СТИСНЕННЯ ТА ПЕРЕМІЩЕННЯ ГАЗІВ

4.1. Класифікація обладнання

На підприємствах різних галузей промисловості переробляється велика кількість газів під тиском, який відрізняється від атмосферного, для збільшення їх швидкості переміщення і зменшення об'єму обладнання для зберігання та переробки цих газів.

Машини, призначені для переміщення і стиснення газів, називають *компресорними машинами*. Стиснення газів використовують для їх переміщення трубопроводами, апаратами, створення вакууму. Діапазон тисків, який використовують, змінюється в широких межах – від 10^{-3} до 10^8Н/м^2 (10^{-8} – 10^3 атм).

Відношення кінцевого тиску P_2 , що створює компресорна установка, до початкового тиску P_1 , за якого проходить всмоктування газу, називають *ступенем стиснення*.

Залежно від ступеня стиснення розрізняють такі типи компресорних машин:

а) *вентилятори* – $\frac{P_2}{P_1} < 1,1$ – для переміщення великих кількостей газу;

б) *газодувки* – $1,1 < \frac{P_2}{P_1} < 3$ – для переміщення газів за відносно великого

опору мережі;

в) *компресори* – $\frac{P_2}{P_1} > 3$ – для створення високих тисків;

г) *вакуумні насоси* – для відсмоктування газів за тиску нижчого за атмосферний.

За принципом дії компресорні машини поділяють на: *поршневі, ротаційні, відцентрові і осьові*.

В *поршневих машинах* стиснення газу відбувається в результаті зменшення його об'єму при зворотно-поступальному русі поршня.

Стиснення газу в *ротаційних машинах* зумовлене зменшенням його об'єму внаслідок обертання ексцентрично розміщеного ротора.

У *відцентрових машинах* енергія передається потокові газу силовою дією лопатей робочого колеса, в результаті чого відбувається стиснення і підвищення кінетичної енергії газу. Ця енергія перетворюється в тиск в нерухомих елементах машини.

В *осьових машинах* газ стискається під час його руху вздовж осі пристрою типу “гвинта”.

Для розрідження газів використовують будь-які компресорні машини: вентилятори, газодувки, поршневі та ротаційні вакуум-насоси. Основною

відмінністю вакуум-насосів від компресорних машин інших типів є те, що всмоктування в них відбувається за тисків, значно нижчих від атмосферного, а нагнітання – за тисків дещо вищих від атмосферного.

В промисловості застосовують також струминні компресори та вакуум-насоси, конструктивно подібні до струминних насосів для переміщення рідин. В струминних компресорах відсмоктування і стиснення газів здійснюється завдяки кінетичній енергії струменя додаткової рідини або пари.

Вентилятори та газодувки великої продуктивності, які створюють розрідження, називають *ексгаустерами*. Для одержання більш глибокого вакууму застосовують поршневі та ротаційні вакуум-насоси, котрі за принципом дії не відрізняються від компресорів.

4.2. Термодинамічні основи роботи компресора

Термодинамічні діаграми. Стиснення реального газу супроводжується зміною його об'єму, тиску і температури. Взаємозв'язок між цими параметрами за тиску не більше 10^6Н/м^2 (~ 10 атм) описується рівнянням стану ідеальних газів. За тисків понад 10^6Н/м^2 ($p > 10$ атм) необхідно використовувати рівняння Ван-дер-Ваальса, яке точніше описує залежність між об'ємом, тиском та температурою газу за підвищених тисків.

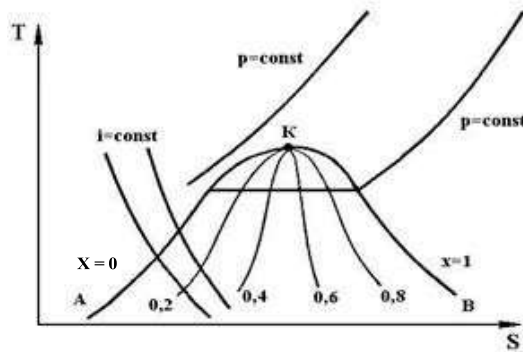


Рисунок 4.1. T - S діаграма

Однак, для практичних розрахунків найбільш придатною і надійною є термодинамічна діаграма температура-ентропія, або T - S діаграма, яка побудована на основі дослідних даних (рис. 4.1).

На T - S діаграмі нанесена погранична крива AKB , максимум на якій відповідає критичній точці K . В ділянці, обмеженій цією кривою та віссю абсцис (ділянка вологої пари), одночасно співіснують дві фази – рідина та пара. Ліва гілка KA пограничної кривої відповідає повній конденсації пари (зникненню парової фази). Для неї ступінь сухості $x = 0$. Права гілка KB відповідає повному

зникненню рідини (зникнення рідкої фази) та утворенню сухої пари. Для гілки KB ступінь сухості $x = 1$.

Ліворуч від пограничної кривої розташована ділянка існування тільки рідкої фази, а праворуч – тільки парової (газоподібної). Координати критичної точки K характеризують критичні параметри газу.

В ділянці вологої пари проведені лінії постійної вологості $x = const$. Лінії постійних температур (ізотерми – $T = const$) та ентропії ($S = const$) є паралельними до осі абсцис та ординат відповідно. Ізобари ($p = const$) в ділянці перегрітої пари спрямовані круго догори, а в ділянці вологої пари – збігаються з ізотермами, оскільки тепло тут витрачається на випаровування рідини без зміни температури. В ділянці рідкої фази ізобари майже повністю збігаються з пограничною кривою, оскільки рідини майже не стискаються, а тиск практично не впливає на їхні фізичні властивості.

На T - S діаграмі нанесені також лінії постійної ентальпії ($i = const$) – ізоентальпи. Ентальпія реальних газів залежить не тільки від температури, а й від тиску, тому ізоентальпа реальних газів не збігається з ізотермою.

Площа під кривою на T - S діаграмі описує зміну стану газу і чисельно дорівнює теплоті зміни його стану.

Процеси стиснення газів. Кінцевий тиск газу при стисненні залежить від умов його теплообміну з навколишнім середовищем. Теоретично можливі два граничні випадки стиснення:

1. Тепло, яке виділяється при стисненні, повністю відводиться – *ізотермічний процес*.

2. Теплообмін з навколишнім середовищем повністю відсутній, а тепло, яке виділяється, використовується на збільшення внутрішньої енергії газу, підвищуючи його температуру – *адіабатичний процес*.

В реальних умовах при стисненні газу одночасно зі зміною об'єму і тиску відбувається зміна температури з одночасним відведенням тепла, яке виділяється в навколишнє середовище. Такий процес стиснення називають *політропічним*.

Робота стиснення і споживана потужність. Процеси стиснення зображені на T - S діаграмі (рис. 4.2). Процес *ізотермічного стиснення* газу від тиску p_1 до тиску p_2 на діаграмі представлений прямою AB , проведеною між ізобарами p_1 і p_2 по лінії $T_A = const$.

Кількість тепла $q_{із}$, яку необхідно відводити при ізотермічному стисненні 1 кг газу від тиску p_1 до тиску p_2 , дорівнює питомій роботі ізотермічного стиснення $l_{із}$ і може бути визначена:

$$q_{із} = l_{із} = T_A \cdot (S_A - S_B). \quad (4.1)$$

В процесі *адіабатичного стиснення* газу незмінною залишається його ентропія (пряма AD , проведена по лінії $S_A = const$ на діаграмі T - S). Кількість

тепла q_{ad} , яка виділяється при адіабатичному стисненні 1 кг газу від тиску p_1 до тиску p_2 , дорівнює питомій роботі адіабатичного стиснення ℓ_{ad} :

$$q_{ad} = \ell_{ad} = i_D - i_A = c_p \cdot (T_D - T_A). \quad (4.2)$$

Політропічний процес стиснення газу від тиску p_1 до тиску p_2 зображується на діаграмі $T-S$ прямою лінією AC . Кількість тепла $q_{пол}$, яка виділяється при політропічному стисненні 1 кг газу від тиску p_1 до тиску p_2 , дорівнює питомій роботі політропічного стиснення $\ell_{пол}$:

$$q_{пол} = \ell_{пол} \approx (S_A - S_C) \cdot \frac{T_A + T_C}{2} + c_p \cdot (T_C - T_A). \quad (4.3)$$

Знаючи величину кінцевого тиску p_2 , можна аналітично визначити питому роботу стиснення ℓ :

ізотермічний процес: $\ell_{із} = p_1 \cdot v_1 \cdot \ln \frac{p_2}{p_1}; \quad (4.4)$

адіабатичний процес: $\ell_{ad} = \frac{K}{K-1} \cdot p \cdot v \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right]; \quad (4.5)$

політропічний процес: $\ell_{пол} = \frac{m}{m-1} \cdot p \cdot v \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right]; \quad (4.6)$

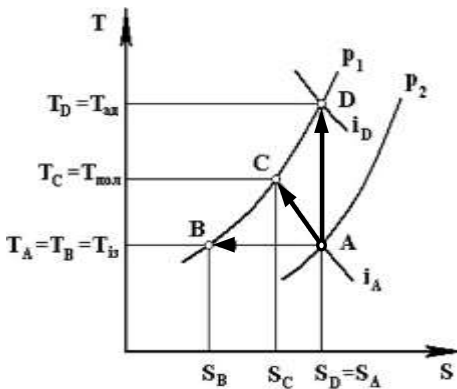


Рисунок 4.2. Зображення процесів стиснення газу на $T-S$ діаграмі

де $k = c_p/c_v$, показник адіабати (відношення теплоємності газу за постійного тиску до теплоємності за постійного об'єму); m – показник політропи, v_1 – питомий об'єм газу при всмоктуванні.

Величина показника політропи m залежить від природи газу та умов теплообміну з навколишнім середовищем.

Найменша робота витрачається при ізотермічному стисненні, тому дійсний процес стиснення прагнуть проводити в умовах, що наближаються до ізотермічних. Для

цього, тепло, що виділяється при стисненні, відводять охолодженням газу.

Температура газу T_2 після стиснення дорівнює:

- для ізотермічного процесу $T_2 = T_1$; (4.7)

- для адіабатичного процесу $T_2 = T_1 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}}$; (4.8)

- для політропічного процесу $T_2 = T_1 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{m-1}{m}}$. (4.9)

Теоретична потужність N_T (Вт), що витрачається на стиснення газу компресором, визначається добутком продуктивності компресора на питому роботу стиснення ℓ (Дж/кг), яку визначають за одним із вище наведених рівнянь.

Якщо $V = V_1$ і $\rho = \rho_1$ – тобто за умови усмоктування і враховуючи, що $N_{теор} = V \cdot \rho \cdot \ell$, отримаємо:

$$N_{m.із} = P_1 \cdot V_1 \cdot \xi \cdot n \frac{P_2}{P_1}; \quad (4.10)$$

$$N_{m.ад} = \frac{K}{K-1} \cdot P_1 \cdot V_1 \cdot \xi \cdot n \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right]; \quad (4.11)$$

$$N_{m.пол} = \frac{m}{m-1} \cdot P_1 \cdot V_1 \cdot \xi \cdot n \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \quad (4.12)$$

де V – об’ємна продуктивність компресора, м³/с; $\rho = \frac{1}{v}$ – густина газу, кг/м³.

Для оцінки ефективності компресорних машин використовують *відносний термодинамічний ККД*, використання якого базується на порівнянні даної компресорної машини з найбільш економічною машиною такого ж класу. Машини з водяним охолодженням порівнюють з умовною машиною, що стискає газ по ізотермі. Відношення потужності ізотермічної машини $N_{m.із}$ до фактичної потужності N даної машини, що працює з охолодженням газу, називається *ізотермічним ККД* $\eta_{із}$.

$$\eta_{із} = \frac{N_{m.із}}{N}. \quad (4.13)$$

В компресорах, що працюють без охолодження газу, відбувається додаткове його нагрівання внаслідок накопичення теплоти, що утворюється від тертя між деталями машини, які швидко рухаються, і газом внаслідок гідравлічних опорів та з інших причин. Стиснення газу в таких машинах відбувається за політропою. Тому потужність стиснення в неохолоджуваних компресорах прийнято порівнювати з потужністю стиснення в умовній машині, що стискає

газ за адіабатою (ізоентропно). Ізоентропна машина є найбільш економічною з класу компресорів, що працюють без охолодження газу. *Ізоентропний (адіабатичний) ККД $\eta_{ад}$* :

$$\eta_{ад} = \frac{N_{т.ад}}{N}. \quad (4.14)$$

Потужність на валу N_e компресора дорівнює потужності N_e , яка витрачається на стиснення газу, поділену на механічний ККД $\eta_{мех}$, що характеризує втрати потужності на механічне тертя в компресорі:

$$N_e = \frac{N}{\eta_{мех}}, \quad (4.15)$$

або з урахуванням (4.13)

$$N_e = \frac{N_{т.із}}{\eta_{із} \cdot \eta_{мех}}. \quad (4.16)$$

Добуток ізотермічного і механічного ККД *називається повним ізотермічним ККД* компресора $\eta_{п.із}$.

$$\eta_{п.із} = \eta_{із} \cdot \eta_{мех}. \quad (4.17)$$

Потужність двигуна $N_{ов}$ більша від потужності на валу N_e на величину втрат потужності в передачі і в самому двигуні.

$$N_{ов} = \frac{N_e}{\eta_{пер} \cdot \eta_{ов}}. \quad (4.18)$$

Встановлена потужність двигуна $N_{вст}$ приймається з запасом 10-15%, тобто $N_{вст} = (1,1-1,15) \cdot N_{ов}$. Значення адіабатичних ККД знаходяться в межах:

$\eta_{ад} - 0,93 - 0,97$; ізотермічного $\eta_{із} - 0,64 - 0,78$; механічного $\eta_{мех} - 0,85 - 0,95$.

4.3. Поршневі компресори

Типи компресорів. Поршневі компресори поділяють за кількістю всмоктувань і нагнітань за один подвійний хід поршня на *компресори простої і подвійної дії*. За один подвійний хід поршня компресори простої дії проводять одне всмоктування і одне нагнітання, компресор подвійної дії – два всмоктування і два нагнітання (рис. 4.3).

Ступенем стиснення компресора називається частина компресорної машини, де газ стискається до кінцевого або проміжного (перед надходженням на наступний ступінь) тиску.

За кількістю ступенів поршневі компресори поділяються на *одноступінчасті* і *багатоступінчасті*, які можуть бути як *горизонтальними*, так і *верти-*

КАЛЬНИМИ.

В одноступінчастому компресорі газ стискається до кінцевого тиску в одному або декількох циліндрах, що працюють паралельно (багатоциліндрові компресори).

Одноступінчастий горизонтальний компресор *простої дії* (рис. 4.3, а) має циліндр 1, в якому переміщається поршень 2. Циліндр закритий з одного боку кришкою, в якій розміщені всмоктувальний клапан 3 і нагнітальний клапан 4. Поршень з'єднаний безпосередньо з шатуном 5 і кривошипом 6, на валу якого встановлений маховик 7.

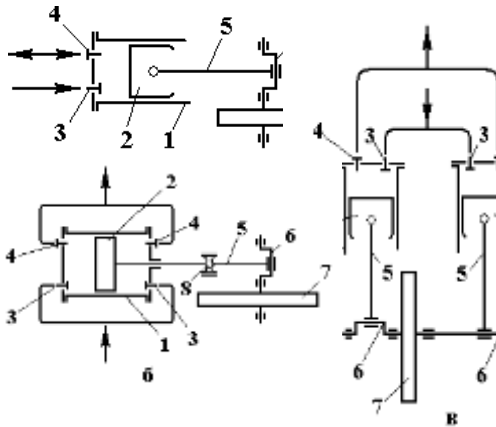


Рисунок 4.3. Схеми одноступінчастих поршневих компресорів: а – одноциліндровий простої дії; б – одноциліндровий подвійної дії; в – двоциліндровий простої дії; – циліндр; 2 – поршень; 3 – всмоктувальний клапан; 4 – нагнітальний клапан; 5 – шатун; 6 – кривошип; 7 – маховик; 8 – крещікопф

При ході поршня зліва вправо в об'ємі між кришкою циліндра і поршнем створюється розрідження. Під дією різниці тисків на всмоктувальній лінії і в циліндрі відкривається клапан 3 і газ надходить в циліндр. При ході поршня справа вліво всмоктувальний клапан закривається, а газ в циліндрі стискається поршнем до деякого тиску, за якого відкривається клапан 4 і газ виштовхується в нагнітальний трубопровід.

В одноступінчастому компресорі *подвійної дії* (рис. 4.3, б) газ в циліндрі 1 поперемінно стискається по обидва боки від поршня 2. За один хід поршня відбувається двічі всмоктування і двічі нагнітання. Циліндр оснащений двома всмоктувальними клапанами 3 і двома нагнітальними 4. Такі компресори мають майже вдвічі

більшу продуктивність, ніж компресори простої дії. Збільшення продуктивності досягається також в багатоциліндрових компресорах простої або подвійної дії.

Двоциліндровий компресор *простої дії* (рис. 4.3, в) являє собою по суті два компресори простої дії з приводом від одного колінчастого вала з кривошипами, зміщеними один відносно другого на кут 180° або 90° . Для відведення тепла, що виділяється під час стиснення газів, стінки циліндрів компресорів оснащують сорочками, через які пропускають охолоджуючу воду, що суттєво зменшує витрати енергії на стиснення газу.

Вертикальні одноступінчасті компресори мають переваги перед горизонтальними: вони швидкохідніші (для горизонтальних $n = 100-240$ об/хв, а для вертикальних – $n = 300-500$ об/хв і більше); продуктивніші; займають меншу виробничу площу; поршні і циліндри довговічніші. Для горизонтальних компресорів (особливо великого діаметра) властиве нерівномірне однобічне зношування поршня під дією сили ваги. Газ після стиснення у поршневих компресорах подають у ресивер (збірник), де він попередньо очищається від оливо і вологи, а також цим досягається рівномірність подавання у нагнітальний трубопровід.

Індикаторна діаграма. Для контролю роботи поршневих компресорів знімається індикаторна діаграма (рис. 4.4), яка являє собою залежність між тиском P і об'ємом газу V , що всмоктується і нагнітається компресором за один подвійний хід поршня.

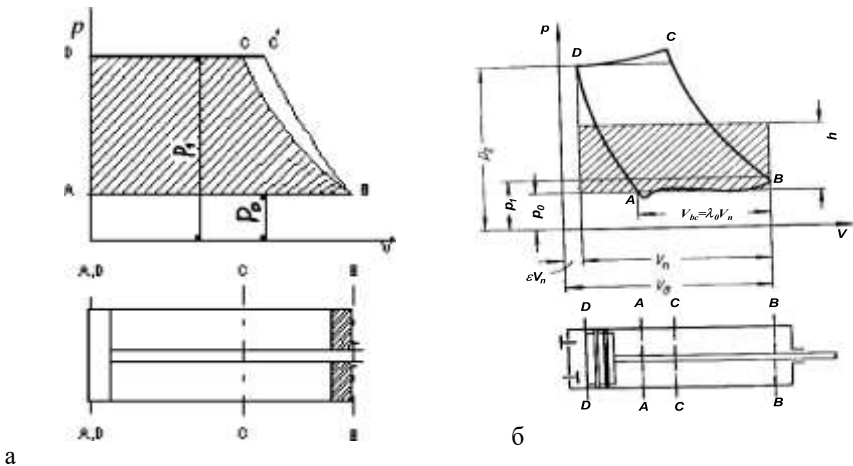


Рисунок 4.4. Індикаторна діаграма одноступінчастого поршневого компресора: а – ідеальний компресор; б – реальний компресор

Розглянемо спочатку індикаторну діаграму ідеального компресора (рис. 4.4, а). В ньому всмоктування починається відразу з того самого моменту, коли поршень, що розміщений впритул до стінки циліндра, починає рухатися. Горизонтальна пряма AB відповідає процесу всмоктування газу, лінія BC – процесу стиснення газу в циліндрі від тиску p_0 до тиску p_1 (ізотермічному BC або адіабатичному BC'), горизонтальна лінія CD – процесу нагнітання газу. Заштрихована площа діаграми відповідає роботі, що витрачається на стиснення газу (в цьому випадку – на ізотермічне стиснення).

На рис. 4.4, б наведено індикаторну діаграму реального поршневого компресора. Точка D відповідає крайньому лівому положенню поршня, який в реальному компресорі ніколи не підходить впритул до кришки циліндра. Простір між кришкою і поршнем в лівому крайньому положенні називається

мертвим простором, який виражають в частках робочого об'єму V_n циліндра, що дорівнює εV , де ε – відношення об'єму мертвого простору до об'єму, який описує поршень. Значення ε приблизно дорівнює 0,025–0,06.

Мертвий простір зменшує продуктивність компресора, однак його наявність суттєво не впливає на втрати енергії. Газ у мертвому просторі стиснений до тиску p_2 в нагнітальному трубопроводі. Абсциса точки D відповідає об'єму мертвого простору εV_n , а ордината – тискові p_2 . Під час руху поршня з лівого крайнього положення вправо починається розширення газу у мертвому просторі. Цей процес (лінія DA) супроводжується збільшенням об'єму та зменшенням тиску газу і зупиняється тоді, коли тиск p_0 в циліндрі компресора стане дещо меншим від тиску p_1 у всмоктувальній лінії.

В положенні поршня (т. A) під дією різниці тисків $p_1 - p_0$ відкривається всмоктувальний клапан і газ надходить в компресор. Всмоктування (лінія AB) продовжується до досягнення поршнем правого крайнього положення (т. B). Об'єм всмоктаного газу V_{ec} пропорційний до відрізка AB і може бути виражений в частках робочого об'єму циліндра

$$V_{ec} = \lambda_0 \cdot V_n, \text{ де } \lambda_0 = \frac{V_{ec}}{V_n} - \text{об'ємний коефіцієнт компресора.}$$

Під час руху поршня із крайнього правого положення вліво всмоктувальний клапан закривається і починається політропне стиснення газу (лінія BC) до тиску, дещо більшого за тиск p_2 в нагнітальному трубопроводі, за якого (т. C) відкривається нагнітальний клапан. Нагнітання відбувається по лінії CD , величина якої пропорційна до об'єму газу, що нагнітається.

Продуктивність поршневих компресорів визначається об'ємом газу, що подається за одиницю часу в нагнітальний трубопровід, приведений до умов всмоктування.

Теоретична продуктивність Q_m компресора дорівнює об'єму V_n , який описується поршнем за одиницю часу і може бути розрахована за виразами:

– для компресора простої дії:

$$Q_T = F \cdot S \cdot n, \quad (4.19)$$

– для компресора подвійної дії:

$$Q_T = F \cdot S \cdot n + (F - f) \cdot S \cdot n, \quad (4.20)$$

де F – площа поперечного перерізу поршня; S – довжина ходу поршня; n – кількість обертів кривошипно-шатунного механізму (або кількість подвійних ходів поршня); f – площа поперечного перерізу штока.

Оскільки $f \ll F$, то продуктивність компресора подвійної дії практично буде вдвічі більшою від продуктивності компресора простої дії.

Дійсна продуктивність компресора:

$$V = \lambda_v \cdot Q_T = \lambda_v \cdot V_n, \quad (4.21)$$

де λ_v – коефіцієнт подачі.

Для багатциліндрових компресорів цю продуктивність множать на i – кількість циліндрів.

Коефіцієнт подачі λ_v являє собою відношення об'єму V газу, що над-

ходить в нагнітальний трубопровід (приведений до умов всмоктування), до об'єму V_n , який створюється поршнем. Коефіцієнт подачі враховує всі втрати продуктивності компресора, які відображені і не відображені на індикаторній діаграмі. До перших належать втрати, пов'язані із зменшенням корисного об'єму циліндра при розширенні газу, що знаходиться у мертвому просторі. Ці втрати враховуються величиною λ_0 . До інших – втрати продуктивності через нещільності в поршневих кільцях, клапанах, сальниках, а також внаслідок розширення всмоктуваного газу при контакті його з гарячими стінками циліндра і змішування з нагрітими газами з мертвого простору. Вказані втрати враховуються коефіцієнтом герметичності λ_G і термічним коефіцієнтом λ_T відповідно. Тому коефіцієнт подачі може бути визначений як добуток трьох коефіцієнтів:

$$\lambda_v = \lambda_0 \cdot \lambda_G \cdot \lambda_T. \quad (4.22)$$

Для сучасних компресорів $\lambda_G = 0,9 - 0,98$; $\lambda_T = 0,9 - 0,98$.

Об'ємний коефіцієнт. Відношення об'єму газу, що всмоктує компресор, до робочого об'єму циліндра називають *об'ємним коефіцієнтом* λ_0 компресора:

$$\lambda = \frac{V_{вс}}{V_n} = \frac{V_{вс}}{Q_T} \quad (4.23)$$

або після відповідних перетворень:

$$\lambda_0 = 1 - \varepsilon \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right]. \quad (4.24)$$

Отже, величина об'ємного коефіцієнта λ_0 компресора залежить від

величини відносного об'єму мертвого простору ε , ступеня стиснення $\frac{p_2}{p_1}$ і

показника політропи n_p газу. Продуктивність компресора буде тим більшою, чим менші ступінь стиснення та об'єм мертвого простору і більший показник кривої розширення газу в цьому просторі.

Межа одноступеневого стиснення. Як було сказано (4.24), об'ємний коефіцієнт λ_0 зменшується зі збільшенням ступеня стиснення і за деякого його значення може дорівнювати нулеві.

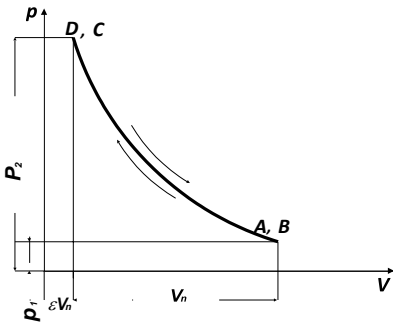


Рисунок 4.5. Індикаторна діаграма компресора на межі стиснення

Ступінь стиснення $\left(\frac{p_2}{p_1}\right)$, за якого об'ємний коефіцієнт λ_0 ком-

пресора стає рівним нулеві, називається *межею стиснення*. Продуктивність компресора дорівнює нулеві коли газ, що знаходиться у мертвому просторі, розширюється, займає весь об'єм циліндра і його всмоктування в циліндр припиняється.

На індикаторній діаграмі (рис. 4.5) лінії стиснення і розширення зливаються в одну лінію, площа індикаторної діаграми і, відповідно, індикаторна потужність на межі стиснення дорівнюють нулеві.

Межа стиснення при політропному розширенні газу в мертвому просторі може бути визначена за допомогою рівняння за умови $\lambda_0 = 0$:

$$1 - \varepsilon \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m_p}} - 1 \right] = 0 \quad (4.25) \quad \text{або} \quad \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m_p}} = \left(\frac{1}{\varepsilon} + 1 \right) \quad (4.26)$$

Якщо компресори мають менший ступінь стиснення ніж 0,7, то вони практично не вигідні, тому об'ємна межа ступеня стиснення $\left(\frac{p_2}{p_1}\right)$ знахо-

диться з рівняння:

$$\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m_p}} = \left(\frac{1}{\varepsilon} + 1 \right) \quad (4.27)$$

Граничний ступінь стиснення залежно від температури в кінці стиснення розраховують:

$$T = T_1 \cdot \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} \quad \text{або} \quad T = T_1 \cdot \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (4.28)$$

$$2 \quad 1 \left| \frac{p_2}{p_1} \right| \quad 2 \quad 1 \left| \frac{p_2}{p_1} \right|$$

При адіабатичному стисненні: $\left(\frac{p_2}{p_1} \right)_T = \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{\frac{k}{k-1}}$. (4.29)

Практично ступінь стиснення при охолодженні циліндра не перевищує 5 (за виключенням малих компресорів, в яких він може бути підвищений до 8) і в середньому становить 3–4.

Багатоступінчасте стиснення використовують для отримання високих тисків газу у багатоступінчастих компресорах, у яких газ проходить через кілька ступенів, поступово стискаючись до кінцевого тиску. Між ступенями газ охолоджують у проміжних холодильниках. Об'єм циліндрів поступово зменшується від першого до останнього ступеня.

Розрізняють багатоступінчасті компресори зі ступенями стиснення в окремо встановлених циліндрах (рис. 4.6, а, б, в) і зі ступенями стиснення в одному циліндрі та диференціальним поршнем (рис. 4.6, г). При V-подібному встановленні циліндрів осі циліндрів розміщені під деяким кутом (рис. 4.6, в). Багатоступінчасті компресори зі ступенями стиснення в окремо встановлених циліндрах можуть бути однорядними (рис. 4.6, а) і дворядними (рис. 4.6, б) з розміщенням циліндрів по один бік від вала. Такі компресори мають велику вагу і значні габаритні розміри, оскільки значні незрівноважені сили інерції, що виникають під час роботи цих машин, не дозволяють виготовляти їх з великою кількістю обертів колінчастого вала.

Тому широке застосування мають опозитні компресори із взаємно протилежними напрямками руху поршнів. Циліндри цих компресорів розміщені по обидва боки від колінчастого вала. Оскільки опозитні компресори добре динамічно врівноважені, то збільшенням швидкості обертання колінчастого вала в 2–2,5 разів можна підвищити їх продуктивність і зменшити вагу, порівняно з компресорами, розміщеними на одному валу, на 50–60%. Для встановлення опозитних компресорів необхідна менша площа і невеликі фундаменти.

Компресори з диференціальним поршнем використовують в машинах малої і середньої продуктивності. V-подібним встановленням циліндрів в компресорах значно зменшується площа, яку вони займають, і забезпечується їх безпосереднє з'єднання з електродвигуном.

Ступінь стиснення в кожному ступені багатоступінчастого компресора вибирають таким, щоб найбільш ефективно використати об'єм циліндрів, збільшити об'ємний коефіцієнт компресора і зменшити витрати енергії на стиснення та температуру газу в кінці стиснення.

Теоретична робота на стиснення є мінімальною, коли ступінь стиснення τ у всіх ступенях є однаковим, тобто:

$$\tau = \sqrt[z]{\frac{p_k}{p_1}}, \quad (4.30)$$

де z – кількість ступенів стиснення; p_k – кінцевий тиск; p_1 – початковий тиск.

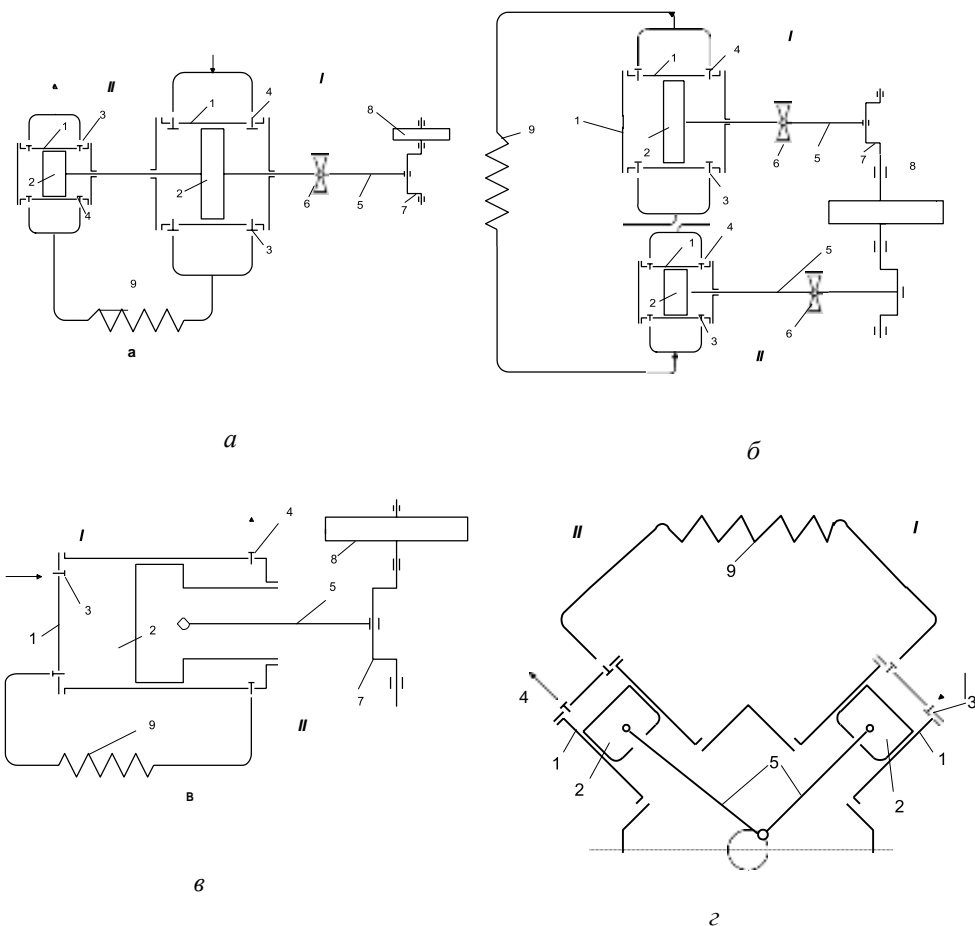


Рисунок 4.6. Схема багатоступінчастих поршневих компресорів: I, II – перший та другий ступені стиснення відповідно; а, б, г – зі ступеннями стиснення в окремих циліндрах (а – однорядного виконання; б – дворядного виконання; г – з V- подібним розміщенням циліндрів); в – з диференціальним поршнем; 1 – циліндр; 2 – поршень; 3 – всмоктувальний клапан; 4 – нагнітальний клапан; 5 – шатун; 6 – повзун (крейцкопф); 7 – кривошип; 8 – маховик; 9 – проміжний холодильник

Практично, внаслідок втрат тиску між ступенями (в клапанах, холодильниках тощо), ступінь стиснення в кожному ступені є дещо більшим від теоретичного і розраховується:

$$\tau = \psi \cdot \sqrt{\frac{p_k}{p_1}}, \quad (4.31)$$

де $\psi = 1,1-1,15$ – коефіцієнт, що враховує втрати тиску між ступенями.

Необхідна кількість z ступенів стиснення:

$$z = \frac{\lg p_k - \lg p_1}{\lg \tau - \lg \psi}. \quad (4.32)$$

З метою зменшення температури в кінці стиснення, ступінь стиснення приймають $\tau = 2,5-3,5$.

На рис. 4.7, а показані індикаторна діаграма триступінчастого стиснення за однакового ступеня стиснення в кожному ступені. При зображенні цього процесу на $T-S$ діаграмі (рис. 4.7, б) прийнято, що газ охолоджується в проміжних холодильниках до температури вихідного газу, а мертвий простір в кожному ступені і втрати тиску в холодильниках дорівнюють нулеві.

На діаграмах:

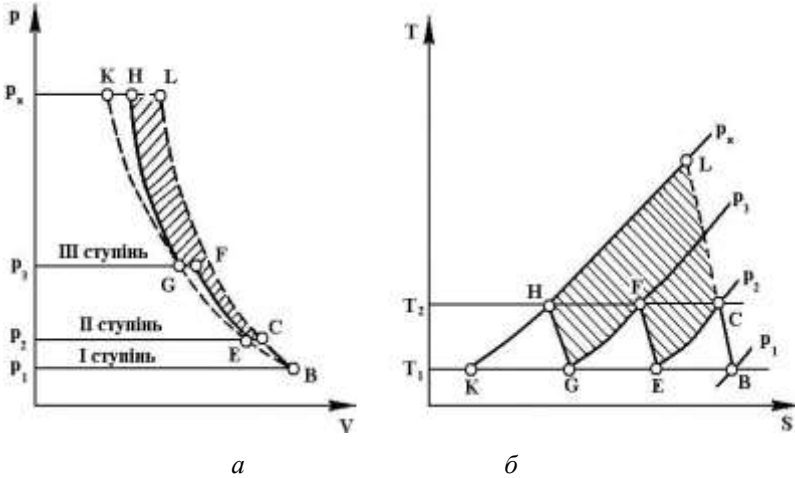


Рисунок 4.7. Індикаторна (а) і ентропійна (б) діаграми багатоступінчастого стиснення газу

Лінія BC – процес стиснення газу в I ступені від тиску p_1 до тиску p_2 ;

Лінія CE – охолодження газу по ізобарі до початкової температури T_1 і надходження в циліндр II ступеня, де він стискається до тиску p_3 по лінії EF і т.д.

Процес триступінчастого стиснення газу від p_1 до p_k з охолодженням зображується ламаною $BCEFGHK$.

Лінія *BEGK* відповідає ізотермічному стисненню до тиску p_k в одноступінчастому компресорі, а лінія *BCL* – політропічному стисненню в тому самому компресорі.

Процес багатоступінчастого стиснення з проміжним охолодженням більш наближений до ізотермічного і менш енергозатратний, ніж процес одноступінчастого стиснення в тих самих межах тисків. Площа, обмежена індикаторною діаграмою, і площа під ламаною лінією *BCEFGHK* на *T-S* діаграмі дорівнює роботі багатоступінчастого стиснення (у відповідному масштабі). Заштрихована площа показує зменшення роботи при багатоступінчастому стисненні порівняно з одноступінчастим. Якщо ступінь стиснення в кожному ступені однаковий і газ повністю охолоджується в проміжних холодильниках (до початкової температури газу), то роботи стиснення по окремих ступенях є рівними. Теоретична робота багатоступінчастого компресора для адіабатичного стиснення 1 кг газу становить:

$$l = z \cdot \frac{k}{k-1} \cdot p_1 \cdot v_1 \cdot \left[\left(\frac{p_k}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]. \quad (4.33)$$

Гранична температура вкінці стиснення:

$$T_k = T_1 \cdot \left(\frac{p_k}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}. \quad (4.34)$$

Теоретичний об'ємний коефіцієнт машини:

$$\lambda_0 = 1 - \varepsilon \cdot \left[\left(\frac{p_k}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]. \quad (4.35)$$

При політропічному стисненні розрахунки проводять за тими самими залежностями із заміною показника адіабати k на показник політропи m .

4.4. Інші види обладнання для стиснення та переміщення газів

4.4.1. Ротаційні компресори і газодувки

Пластинчасті компресори (рис. 4.8). В корпусі 1 компресора обертається ексцентрично розміщений відносно внутрішньої поверхні корпуса ротор 2. Пластини 3 вільно переміщуються в пазах ротора і при його обертанні викидаються відцентровою силою з пазів і щільно притискаються до внутрішньої поверхні корпуса.

Серпоподібний робочий простір між ротором і корпусом розділяється пластинами на нерівні за об'ємом камери. Газ надходить в камеру зі всмоктуваного патрубку. В камері, що перебуває в положенні «В», всмоктування припиняється. Нагнітання газу починається, коли камера досягає положення С і

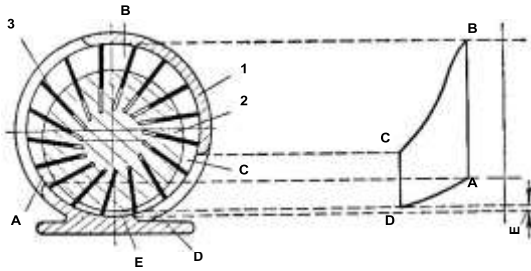


Рисунок 4.8. Схема ротаційного пластинчастого компресора: 1 – корпус; 2 – ротор; 3 – ковзаючі пластини

з'єднується з нагнітаючим патрубком. В положенні *D* газ повністю витісняється з камери. Віддаль між ротором і циліндром в нижній частині утворює мертвий простір *E*. Від положення *D* до *A* відбувається розширення газу в мертвому просторі. В точці *A* починається всмоктування газу і цикл повторюється.

Ротаційні пластинчасті компресори виготовляють одно- і двоступінчастими. В одноступінчастих тиск нагнітання не перевищує 2,5-5 атм, у двоступінчастих – 8-15 атм.

Водокільцеві компресори. В корпусі 1 компресора (рис. 4.9) ексцентрично розміщений ротор 2 з лопатками плоскої форми. Перед пуском компресор необхідно заповнити приблизно наполовину водою, яка при обертанні ротора відкидається до периферії, утворюючи водяне кільце, співвісне з корпусом компресора і ексцентричне щодо ротора. Газ засмоктується в комірці, об'єм яких зростає, через отвір 3. При подальшому обертанні ротора газ стискається внаслідок зменшення об'єму комірок і вкінці оберту виштовхується в нагнітальний отвір 4 в кришці компресора.

Установка оснащена бачком 5 та переливною трубою 6 для заповнення компресора водою. В компресорах

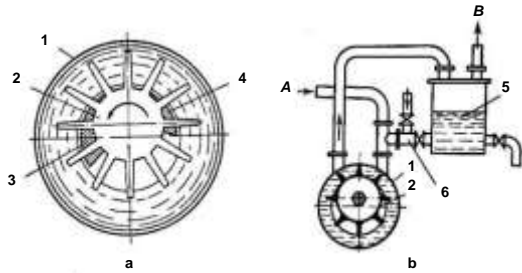


Рисунок 4.9. Схема ротаційного водокільцевого компресора (а) і схема його розміщення для відкачування газів (б): 1 – корпус; 2 – ротор; 3 – всмоктувальний отвір; 4 – нагнітаючий отвір; 5 – бак; 6 – переливна труба для заповнення вакуумнасоса рідиною; А – відкачуваний газ; В – вода

такого типу рідинне кільце виконує роль поршня – за його допомогою змінюється об'єм робочих камер.

Компресори такого типу застосовують для переміщення газоподібного хлору. В цьому випадку робочою рідиною є концентрована сірчана кислота, яку заливають у корпус еліпсоподібної форми. За один оберт вала ротора, що знаходиться

на осі корпусу, об'єм комірок удвічі зменшується і удвічі збільшується.

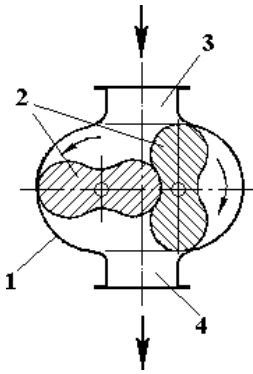


Рисунок 4.10. Схема ротаційної газодувки: 1 – корпус; 2 – барабан (поршень); 3 – всмоктувальний патрубок; 4 – нагнітальний патрубок

Ці компресори створюють дуже малий надлишковий тиск, тому їх зазвичай застосовують як газодувки або вакуум-насоси.

Газодувки. В корпусі 1 газодувки (рис. 4.10) на двох паралельних валах обертаються два барабани або поршні 2. Під час руху поршнів вони щільно прилягають один до одного і до стінок корпуса. Газ надходить в газодувку через всмоктувальний патрубок 3 і переміщується поршнем по периферії газодувки. В нагнітальному патрубку 4 газ стискається і подається в напірний трубопровід.

4.4.2. Відцентрові машини

Вентилятори. Відцентрові вентилятори (рис. 4.11) умовно поділяють на:

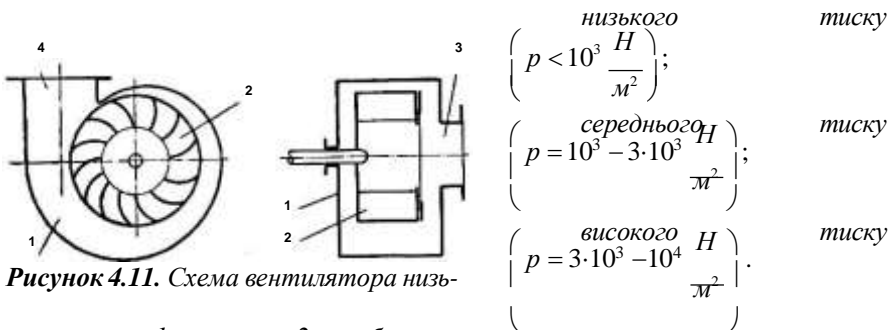


Рисунок 4.11. Схема вентилятора низького тиску: 1 – корпус; 2 – робоче колесо; 3 – всмоктувальний патрубок; 4 – нагнітальний патрубок

кого тиску: 1 – корпус; 2 – робоче колесо; 3 – всмоктувальний патрубок; 4 – нагнітальний патрубок

У спіралеподібному корпусі 1 вентилятора обертається колесо (барабан) 2 з великою кількістю лопаток. Газ надходить через патрубок 3 і видаляється з корпусу через патрубок 4.

Характеристики відцентрових вентиляторів, як і інших відцентрових машин для переміщення і стиснення газів, подібні до характеристик відцентрових насосів.

Потужність на валу N_e розраховується із залежності:

$$N_e = \frac{V \cdot H \cdot \rho \cdot g}{\eta_e} = \frac{V \cdot \Delta p}{\eta_e}, \quad (4.36)$$

де V – продуктивність вентилятора, $\text{м}^3/\text{с}$; H – напір вентилятора, м ; ρ – густина газу, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\eta_6 = \lambda_v \eta_e \eta_{\text{мех}}$ – ККД вентилятора, який визначається як добуток ко-

ефіцієнта подачі λ_v , гідравлічного η_e і механічного $\eta_{\text{мех}}$ ККД

Турбогазодувки. В корпусі 1 турбогазодувки (рис. 4.12) обертається робоче колесо 2 з лопатками, подібними до лопаток відцентрового насоса.



Рисунок 4.12. Схема турбогазодувки: 1 – корпус; 2 – робоче колесо; 3 – напрямний апарат; 4 – всмоктувальний патрубков; 5 – нагнітальний патрубков

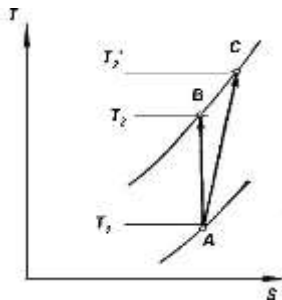


Рисунок 4.14. Ентропійна діаграма стиснення газу в турбогазодувці

Колесо 2 розміщене в апараті 3, в якому відбувається перетворення кінетичної енергії газу в потенціальну енергію тиску. Газ надходить в турбогазодувку через патрубков 4 і виходить із нагнітального патрубка 5.

Одноступінчасті турбогазодувки на валу мають одне колесо, а багатоступінчасті – багато коліс (рис. 4.13).

Діаметри робочих коліс багатоступінчастої турбогазодувки є однаковими, а ширина їх з кожним наступним ступенем зменшується із зменшенням

Рисунок 4.13. Схема багатоступінчастої турбогазодувки – корпус; 2 – робоче колесо; направляючий механізм; 4 – з ротний канал

об'єму стисненого газу від першого колеса до останнього. В такий спосіб досягають стиснення газу в кожному наступному ступені без зміни швидкості обертання та форми лопаток робочих коліс.

Ступінь стиснення у турбогазових турбокомпресорах не перевищує 3–3,5, тому газ у них не охолоджують.

Турбокомпресори. Для отримання більш високих ступенів стиснення, ніж у турбогазових турбокомпресорах, застосовують турбокомпресори (рис. 4.15), які за конструкцією є подібними до них. Однак для збільшення тиску на лінії нагнітання в турбокомпресорах, на відміну від турбогазових турбокомпресорів, збільшують кількість робочих коліс і змінюють їх розміри. Тиск нагнітання в турбокомпресорах – $(2,5 - 3,0)10^6 \text{ Н/м}^2$ (25–30 атм).

В турбокомпресорах при переході до ступенів більш високого тиску зменшується не тільки ширина, а й діаметр робочих коліс. Робочі колеса турбокомпресорів зазвичай секціонують, розміщуючи їх у двох або трьох корпусах. Через високий ступінь стиснення газу в турбокомпресорах та відповідно зростання температури газу виникає необхідність в охолодженні останнього, яке здійснюють

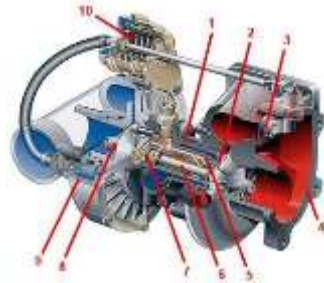


Рисунок 4.15. Турбокомпресор: 1 – корпус підшипників; 2 – турбінне колесо; 3 – перепускний клапан; 4 – корпус турбіни; 5 – мастильні канали; 6 – вал ротора; 8 – компресорне колесо; 10 – пневмопривод перепускного клапана

або подаванням води у спеціальні канали всередині корпусу, або у виносні проміжні холодильники. Зовнішнє охолодження є не тільки ефективнішим, але й полегшує очищення поверхні теплообміну.

4.4.3. Осьові вентилятори та компресори

Осьові вентилятори мають корпус 1 (рис. 4.16) у вигляді короткої циліндричної труби, в якій розміщене робоче колесо 2 з лопатками 3, зігнутими за формою гвинтової поверхні. Вентилятор кріпиться до рами 4. Під час обертання робочого колеса лопатки захоплюють газ і переміщують його вздовж осі колеса. Через низький опір, що чинить вентилятор рухомому потокові газу, та невеликі втрати на тертя газу до лопаток, ККД осьових вентиляторів є значно вищим від відцентрових вентиляторів, однак напір менший у 3–4 рази. Тому осьові вентилятори застосовують для переміщення великих кількостей газу за незначного опору мережі. У невеликій кількості виготовляють двоступінчасті осьові вентилятори.

Осьові компресори (рис. 4.17) застосовують при великих подачах і відносно невеликих ступенях стиснення (3,5–4). Привод осьових компресорів здійснюється від парових або газових турбін зі швидкістю обертання 5000–5500 об/хв.

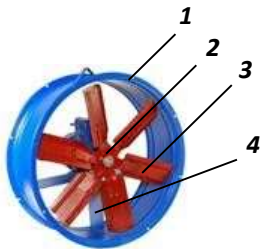


Рисунок 4.16. Осевий вентилятор: 1 – корпус; 2 – робоче колесо; 3 – лопатки; 4 – рама

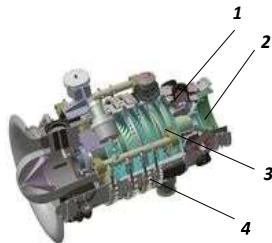


Рисунок 4.17. Осевий компресор: 1 – корпус; 2 – ротор; 3 – лопатки; 4 – напрямний механізм

Осеві компресори мають значну кількість ступенів (10-20) і працюють без охолодження. Складається осевий компресор з корпусу 1, розташованого у ньому ротора 2, на якому розміщені лопатки 3 у формі гвинтової поверхні. Під час обертання ротора з великою швидкістю газ захоплюється лопатками і переміщується вздовж осі компресора, обертаючись разом з ротором.

Для усунення обертального руху газу на стінках корпусу апарата закріплені нерухомі лопатки 4, завдяки яким газ спрямовується каналами на наступний ступінь або в напірний трубопровід.

4.4.4. Гвинтові компресори

Гвинтові компресори (рис. 4.18) мають два ротори (гвинтову пару) 2 з паралельними осями, які обертаються в корпусі 3. Ротори являють собою циліндри з декількома зубами та заглибленнями, розміщеними на циліндрах по гвинтовій лінії. При обертанні одного ротора гвинтові зуби входять в зачеплення із заглибинами на другому роторі і відбувається витіснення газу з порожнин, обмежених поверхнями роторів і корпусу, переміщуючи його у поздовжньому напрямку.

Двоступінчасті гвинтові компресори забезпечують тиск до 8 атм при швидкості обертання роторів 10000 об/хв. За тисків понад 2 атм гвинтові машини мають ККД більший, ніж машини інших типів.

Їхніми перевагами є компактність та швидкохідність, а також чистота газу, що подається. До недоліків гвинтових компресорів варто віднести складність виготовлення гвинтових роторів та високий рівень шуму під час роботи.

4.4.5. Вакуумні насоси

Особливістю вакуумних насосів є високий ступінь стиснення. Так, наприклад, якщо вакуум-насос відсмоктує газ при тиску 0,05 атм і стискає до 1,1 атм., на виході з насоса то ступінь стиснення становить

$$\frac{p_2}{p_1} = \frac{1,1}{0,05} = 22,$$

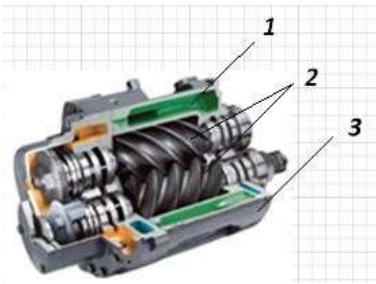


Рисунок 4.18. Гвинтовий компресор: 1 – сорочка охолодження; 2 – гвинтова пара; 3 – корпус

в той час, як одноступінчастих поршневих компресорів ступінь стиснення не перевищує 8. За таких високих ступенів стиснення об'ємний коефіцієнт та продуктивність вакуум-насоса різко зменшуються. Тому для повнішого використання його робочого об'єму прагнуть мінімізувати в ньому об'єм мертвого простору.

Поршневі вакуумні насоси поділяються на сухі та мокрі. Сухі вакуумні насоси застосовують тільки для переміщення газів, а мокрі – для переміщення газу і рідини одночасно,

наприклад в конденсаторах змішування.

Сухі вакуум-насоси конструктивно не відрізняються від поршневих компресорів.

Мокрі вакуум-насоси не мають конструктивних елементів для зменшення об'єму мертвого простору, як сухі, а всмоктувальний і нагнітальний клапани його дещо збільшені через необхідність відведення великої кількості рідини, швидкість руху якої через клапани повинна бути меншою, ніж швидкість руху газу. Тому мокрі вакуум-насоси створюють значно менше розрідження, ніж сухі.

В мокрих вакуум-насосах процес зміни стану газу є практично ізотермічним внаслідок інтенсивного теплообміну газу з рідиною, яка всмоктується, що має, порівняно з газом, значну теплоємність.

4.5. Порівняння і області застосування компресорних машин різних типів

В промисловості найбільшого поширення набули поршневі і відцентрові компресорні машини. Турбокомпресори і турбогазовдувки застосовують у виробництвах, де необхідна висока продуктивність (1000-200000 м³/год і більше) за тисків до 30 атм. Сучасні турбокомпресори дозволяють отримати до 300 атм, в області менших подач (до 10000 м³/год) в широкому інтервалі тисків (до 1000 атм). Ротаційні компресори забезпечують продуктивність не більше 6000 м³/год і тиск до 15 атм.

Осьові компресори мають продуктивність 80000 м³/год і більше і забезпечують тиск до 16 атм. Область застосування вакуум-насосів визначається величиною вакууму, який вони створюють. Для отримання надлишкового тиску не більше 0,05–0,1 мм рт.ст. використовують спеціальні конструкції ротаційних вакуум-насосів. Триступеневі ротаційні машини забезпечують надлишко-

вий тиск до 0,001 мм.рт.ст.

ПИТАННЯ ДЛЯ САМОКОНТРОЛЮ

Що називають компресорними машинами? Для чого використовують стиснення газів? Що називають ступенем стиснення? На які типи поділяються компресорні машини і за якою ознакою? Як поділяються компресорні машини за принципом дії? В чому відмінність між поршневими, ротаційними, відцентровими та осьовими компресорними машинами? Назвіть можливі процеси стиснення. Зобразіть T-S діаграму та процеси стиснення на ній. Яку кількість тепла необхідно відводити при ізотермічному стисненні? Яку кількість тепла необхідно відводити при адіабатичному стисненні? Яку кількість тепла необхідно відводити при політропному стисненні? Чому дорівнює температура газу після ізотермічного стиснення? Чому дорівнює температура газу після політропного стиснення? Чому дорівнює температура газу після адіабатичного стиснення? Що називають відносним термодинамічним ККД? Що називають ізотермічним ККД і чому він дорівнює? Що таке «адіабатичний ККД» і чому він дорівнює? Що називають потужністю компресора на валу? Що називають повним ізотермічним ККД компресора? Що називають потужністю двигуна і встановленою потужністю двигуна, чому вони дорівнюють? Що називають ступенем стиснення поршневого компресора? Опишіть принцип роботи поршневого компресора. Як класифікуються поршневі компресори? В чому перевага вертикальних компресорів перед горизонтальними? Що собою являє індикаторна діаграма? Що називають об'ємним коефіцієнтом компресора? Чому дорівнює теоретична та дійсна продуктивність поршневого компресора? Що таке «коефіцієнт подачі» компресора? Як його визначити? Що таке «об'ємний коефіцієнт» компресора? Що називають границею одноступінчастого стиснення? Розповісти про багатоступінчасте стиснення. Як визначити необхідну кількість ступенів стиснення? Розкажіть, що зображено на індикаторній діаграмі багатоступінчастого стиснення? Опишіть конструкцію та принцип роботи пластинчастого та водокільцевого компресорів. Опишіть конструкцію та принцип роботи газодувки та вентилятора. Опишіть конструкцію та принцип роботи турбогазодувки та турбокомпресора. Опишіть конструкцію та принцип роботи осьового вентилятора та осьового компресора. Опишіть конструкцію та принцип роботи гвинтового компресора та вакуум-насоса. Навести порівняння та галузі застосування компресорних машин різних типів.

РОЗДІЛ 5

РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ

5.1. Види неоднорідних систем та методи їх розділення

Неоднорідними, або дисперсними, називають системи, утворені з двох або більшої кількості фаз із розвинутою поверхнею розділу між ними. Будь-яка неоднорідна (бінарна) система складається з *дисперсної* (внутрішньої) *фази*, розподіленої у вигляді дрібних частинок (краплинок, кришталіків, плівок, пластинок, бульбашок) у другій суцільній фазі – *дисперсійному середовищі*.

Неоднорідні системи утворюються в природі, на виробництві, у побуті. Залежно від фізичного стану фаз розрізняють: суспензії, емульсії, піни, пили, дими й тумани.

Суспензії – це неоднорідні системи, які складаються з рідини (дисперсійне середовище) і завислих у ній твердих частинок (дисперсна фаза). Залежно від розмірів частинок твердої речовини суспензії умовно поділяють на чотири групи: *грубі* (>100 мкм), *тонкі* (0,5 – 100 мкм), *муті* (0,1 – 0,5 мкм), *колоїдні розчини* ($<0,1$ мкм). Суспензії отримують: диспергуванням твердих тіл у рідкому середовищі; змішуванням сухих порошків з рідинами; укрупненням колоїдних частинок внаслідок коагуляції; під час розчинення у рідинах твердих речовин, які містять нерозчинні окремі компоненти; під час промивання подрібнених матеріалів; у процесах збагачення корисних копалин, у виробництві кераміки, пластмас, лакофарбових матеріалів, паперових виробів тощо.

Колоїдні розчини є перехідним станом між суспензіями та істинними (гомогенними) розчинами, коли тверді частинки мають розміри, наближені до розмірів молекул рідини. Тому в цих розчинах виникає броунівський рух твердих частинок, який перешкоджає їх осадженню під дією сили тяжіння.

Емульсії – це системи, що складаються з рідин, які не змішуються. Одна з них розподілена в другій у вигляді краплин, розміри яких можуть дуже відрізнятися. Якщо розміри краплин менші ніж 0,4 – 0,5 мкм, емульсії є стабільними і не розшаровуються під дією сили тяжіння. Стійкими емульсії стають у разі, коли в них додають спеціальні речовини – *стабілізатори*. Із збільшенням концентрації емульсованої речовини в емульсіях стає можливою інверсія фаз: краплини дисперсної фази зливаються одна з другою й утворюють суцільну фазу, в якій розподілені краплини рідини, що була раніше дисперсійним середовищем (гелі, фарба на дні банки).

Піни – це системи, які складаються з рідини і розподілених у ній бульбашок газу. За своїми властивостями піни схожі до емульсій.

Пили й дими – системи, які складаються з газу й розподілених у ньому частинок твердої речовини. Пили мають частинки розміром 3 – 70 мкм, дими – 0,3 – 5 мкм.

Тумани – дисперсні системи, утворені дисперсним газовим середовищем та рівномірно розподіленими у ньому краплинами води розміром 0,3-5 мкм.

Пили утворюються під час подрібнення, змішування, транспортування й переробки твердих матеріалів, спалювання зольного палива тощо; дими й тумани – у процесах конденсації парів (газів), коли вони переходять у твердий або рідкий стан. Пили, дими й тумани є аеродисперсними системами або *аерозолями*.

Неоднорідні системи утворюються в багатьох виробничих процесах і в подальшому потребують розділення для очищення газової або рідкої фази від завислих у ній забруднюючих частинок або виділення цінних продуктів. Вибір методу розділення залежить від розмірів завислих частинок, різниці густин дисперсної й суцільної фаз, в'язкості суцільної фази.

Використовують такі *основні методи розділення неоднорідних систем*:

1) *осадження*; 2) *фільтрування*; 3) *центрифугування*; 4) *мокре розділення*.

Осадження відбувається під дією сил тяжіння, сил інерції (включаючи відцентрові) або електростатичних сил. Осадження, яке відбувається під дією сили тяжіння, називають відстоюванням, і зазвичай застосовують для попереднього грубого розділення неоднорідних систем.

Фільтрування – це процес розділення за допомогою пористої перегородки, здатної пропускати рідину або газ та затримувати завислі у середовищі тверді частинки. Відбувається фільтрування під дією сил тиску або відцентрових сил і супроводжується ущільненням та механічним сушінням утвореного осаду. Застосовують фільтрування для тоншого розділення суспензій і пилу, ніж шляхом осадження.

Центрифугування – це розділення суспензій і емульсій під дією відцентрових сил, яке супроводжується ущільненням утвореного осаду.

Мокре розділення – це процес уловлювання завислих у газі частинок рідиною. Відбувається під дією сил тяжіння або сил інерції і використовується зазвичай для очищення запиленних газів і розділення суспензій.

Незважаючи на подібність принципів розділення рідких та газових неоднорідних систем, деякі методи розділення, а також обладнання для здійснення цих процесів мають свою специфіку.

5.2. Розділення рідких систем

Основні параметри суспензій і емульсій. Суспензії характеризуються масовим співвідношенням рідкої й твердої фаз, яке можна виразити через масову частку x_c твердої фази в суспензії

$$N = (P : T) = \frac{1 - x_c}{x_c} \quad (5.1)$$

або об'ємну частку

$$\varphi = \frac{x_c \cdot \rho_c}{\rho_m} \quad (5.2)$$

Густину суспензії визначають

$$\rho_c = \frac{1}{x} \frac{1}{1-x}, \quad (5.3)$$

$$\frac{c}{\rho_m} + \frac{c}{\rho_p}$$

де ρ_p, ρ_c і ρ_m густини рідкої, суспензії і твердої фаз.

Густину суспензії можна визначити й через питомий вільний об'єм рідкої фази в суспензії φ :

$$\rho_c = \varphi \cdot \rho_p + (1-\varphi) \cdot \rho_p. \quad (5.4)$$

В'язкість суспензії μ_c (Па·с) залежить від концентрації твердої фази і не залежить від розмірів твердих частинок, її визначають:

- якщо об'ємна концентрація твердої фази не більше 10%:

$$\mu_c = \mu_p \cdot (1 + 2,5 \cdot \varphi); \quad (5.5)$$

- якщо об'ємна концентрація твердої фази більше 10%:

$$\mu_c = \mu_p \cdot (1 + 4,5 \cdot \varphi), \quad (5.6)$$

де μ_p – в'язкість суцільної фази (рідини), Па·с.

В'язкість емульсій розраховують за рівняннями:

- якщо об'ємна концентрація дисперсної фази до 50%:

$$\left[\left(\mu_0 + \frac{2}{5} \cdot \mu_c \right) \right]; \quad (5.7)$$

$$\mu_{em} = \mu_c \cdot \left[1 + 2,5 \cdot \varphi \cdot \left| \frac{\mu_0 + \mu_c}{\mu_0} \right| \right]$$

- якщо об'ємна концентрація дисперсної фази більше 50%:

$$\mu_{em} = \mu_c \cdot \frac{\sqrt[3]{\frac{1}{\varphi}}}{\sqrt{\frac{1}{\varphi} - 1}}, \quad (5.8)$$

де μ_c і μ_0 – в'язкість суцільної й дисперсної фаз, Па·с.

Матеріальний баланс процесу розділення. Наприклад, необхідно розділити систему, що складається з речовини a (суцільна фаза) та завислих частинок речовини b (дисперсна фаза).

Позначимо: G_c, G_{np}, G_{oc} – маси вихідної суспензії, проясненої рідини і утвореного твердого осаду, відповідно, кг; x_c, x_{np}, x_{oc} – вміст твердої речовини у вихідній суспензії, проясненій рідині й осаді, масові частки.

За відсутності втрат речовини у процесі розділення рівняння матеріального балансу матиме вигляд:

за загальною кількістю речовин: $G_c = G_{np} + G_{oc}$; (5.9)

за твердою фазою b : $G_c \cdot x_c = G_{np} \cdot x_{np} + G_{oc} \cdot x_{oc}$. (5.10)

Кількість проясненої рідини $G_{пр}$ і кількість осаду $G_{ос}$ визначають:

$$G_{пр} = G \cdot \frac{x_{ос} - x_c}{x_{ос} - x_{пр}}, \quad (5.11)$$

$$G_{ос} = G_c \cdot \frac{x_c - x_{пр}}{x_{ос} - x_{пр}}, \quad (5.12)$$

де $x_{пр}$, $x_{ос}$ - відповідно масові частки твердої фази в проясненій рідині й осаді.

5.2.1. Розділення методом відстоювання

У II розділі були розглянуті закони руху твердих частинок в рідині та формули для визначення швидкості *вільного* осадження частинок під дією сили тяжіння в необмеженому просторі. Проте ці закони є справедливими для умов такої низької концентрації твердої фази, за якої частинки під час осадження не контактують між собою. В реальних промислових умовах процеси осадження зазвичай відбуваються за високої концентрації дисперсної фази в обмеженому об'ємі, тобто під час осадження одні частинки впливають на рух інших.

Процеси відстоювання поділяються на *згущення* й *прояснення*. Метою

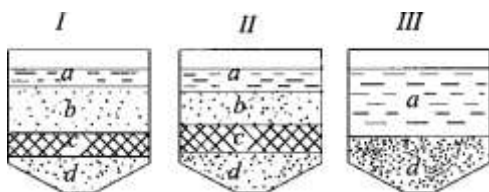


Рисунок 5.1. Стадії й зони відстоювання суспензії у відстійнику періодичної дії: I, II, III – стадії процесу; зони: а – чиста вода або розчин; b – зона вільного осадження; c – зона стисненого осадження; d – зона осаду

згущення є збільшення концентрації твердої фази, а прояснення – видалення твердої речовини з відносно розбавлених суспензій.

Незалежно від того, з якою метою проводиться відстоювання, його можна розглядати як процес, що здійснюється в декілька стадій, під час якого відбувається постійне зростання концентрації твердих части-

нок в апараті у напрямку згори донизу.

Припустимо, що відстоювання відбувається в апараті періодичної дії (рис. 5.1). Спочатку тверді частинки рівномірно розподілені в рідині, але через деякий проміжок часу вони починають осаджуватися і на дні апарата збираються в першу чергу найбільші частинки (рис. 5.1, зона d), тобто утворюється осад. Над шаром осаду (зона c) утворюється *зона згущеної суспензії*, в якій відбувається *стиснене осадження частинок*, що супроводжується тертям між частинками та їх

взаємними зіштовхуваннями. Дрібніші частинки гальмують рух більших, а частинки більших розмірів захоплюють за собою дрібні частинки, прискорюючи

їхній рух. Внаслідок такого характеру взаємодії частинок спостерігається вирівнювання швидкостей осадження частинок різних розмірів та виникнення *колективного* або *солідарного осадження* частинок з подібними швидкостями осадження в кожному перерізі апарата, але різними за висотою апарата. Уповільнення швидкості частинок при наближенні до днища апарата виникає через вплив гальмівної дії рідини, що витісняється осаджуваними частинками, та рухається у протилежному до руху частинок напрямку.

Вище від зони стисненого осадження розміщена яскраво виражена зона вільного осадження (зона *b*), в якій концентрація твердої фази зменшується знизу догори аж до концентрації вихідної суспензії. Над зоною вільного осадження утворюється шар чистої або проясненої рідини (зона *a*). Впродовж відстоювання суспензії зони *a* і *c* зростають (рис. 5.1 I, II), одночасно відбувається ущільнення зони *d*. Коли зони *b* і *c* зникають і завершується ущільнення згущеної суспензії, відстоювання закінчується (рис. 5.1 III), що відповідає повному розділенню суспензії на осад і прояснену рідину. Коли суспензії розділюються в апаратах неперервної дії, утворюються такі самі зони, але вони не змінюються по висоті.

Швидкість стисненого осадження. Раніше були розглянуті закономірності руху твердих тіл у рідині і визначена швидкість осадження поодинокі частинки, яка залежить, у першу чергу, від сили опору середовища. Із збільшенням концентрації твердої фази частинки зазнають додаткового опору, зумовленого тертям і співударяннями частинок. Крім цього, осаджуючись, частинки витісняють рідину, внаслідок чого формується висхідний потік середовища, який також гальмує рух твердої фази. Тому швидкість стисненого осадження менша від швидкості вільного осадження, і різниця у швидкостях тим більша, чим більша концентрація твердої фази у суспензії. Із збільшенням концентрації зростає і в'язкість суспензії, що призводить до зменшення швидкості осадження.

Інтерполяційне рівняння, придатне для визначення в усіх областях швидкості осадження, має вигляд:

$$Re_{0cm} = \frac{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,6\sqrt{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}}, \quad (5.13)$$

де ε - питомий вільний об'єм рідкої фази в суспензії.

Критерії Re_{0cm} та Ar знаходять з виразів (2.73, а) та (2.61, а).

Після визначення $Re_{0ст}$, розраховують швидкість стисненого осадження

$$\omega_{cm} = \frac{Re_{cm} \cdot \mu_p}{d \cdot \rho}. \quad (5.14)$$

Існують й інші емпіричні залежності:

$$\text{для } \varepsilon > 0,7 \quad \omega_{cm} = \omega_o \cdot \varepsilon^2 \cdot 10^{-1,82 \cdot (1-E)}; \quad (5.15)$$

$$\text{для } \varepsilon \leq 0,7 \quad \omega_{cm} = \omega_0 \cdot \frac{0,123 \cdot \varepsilon^3}{1 - \varepsilon}, \quad (5.16)$$

де ω_0 – швидкість вільного осадження частинки, що визначається за рівнянням (2.57).

Вказані рівняння дають змогу розрахувати швидкість стисненого осадження в нерухомому середовищі щодо стінок апарата частинок однакового розміру кулястої форми. Для частинок іншої форми величини швидкості, отримані за наведеними залежностями, треба помножити на коефіцієнт, що враховує форми частинок:

$$\phi = \frac{1}{\Phi^2}; \quad \Phi = \frac{F_k}{F},$$

де F_k – поверхня кулі, що має такий самий об'єм як і тіло з поверхнею F . Наприклад, відношення висоти тіла h до цього радіусу r : для куба $\Phi = 0,806$; для циліндра ($h/r > 10$) $\Phi = 0,69$; для диска ($h/r < 10$) $\Phi = 0,32$.

В промисловості для розділення суспензій використовуються відстійні апарати з горизонтальним, висхідним чи низхідним потоками суспензії і промивної води, що спричиняє відхилення від вертикального напрямку осадження й невідповідності розрахункові і реальних умов осадження. Вплив руху середовища та його напрямку на швидкість осадження важко розрахувати, тому приймаються за дослідними даними.

Інтенсифікація процесів відстоювання. Плануючи процес розділення неоднорідних систем відстоюванням, необхідно враховувати, що можливості для інтенсифікації процесу обмежені. Єдиним шляхом є збільшення площі осадження розміщенням в апаратах великої кількості полицок або використання багатоярусних відстійників. Прискорення процесу відстоювання можна досягнути зміною технологічних параметрів процесу.

З розрахункових рівнянь випливає, що швидкість стисненого осадження зростає із збільшенням розмірів частинок та їх питомої ваги, зменшенням питомої ваги середовища і його в'язкості, зі збільшенням ступеня розбавлення суспензії. З перерахованих параметрів у промислових умовах можна змінювати, практично, тільки в'язкість, використовуючи хімічні реагенти чи нагріваючи суспензію. Але ці методи значно збільшують витрати на процес розділення, тому для прискорення відстоювання в суспензію додають спеціальні речовини - коагулянти, які сприяють злипанню дрібних частинок під час їх контакту в крупніші. *Коагуляція* – спонтанний процес, який, відповідно до законів термодинаміки, є наслідком прагнення системи перейти в стан із більш низькою вільною енергією. Але такий перехід ускладнений, а іноді практично неможливий, якщо система здатна протистояти укрупненню частинок.

Водорозчинні органічні високомолекулярні коагулянти називають *флокулянтами*. Флокуляція полягає в адсорбції молекулами флокулянтів твердих частинок суспензії, внаслідок чого вони об'єднуються в крупні і міцні агрегати (флокули), що веде до збільшення швидкості осадження.

Відстійники для суспензій. Відстоювання є найдешевшим процесом, порівняно з іншими процесами розділення неоднорідних систем. Застосовують його як попередній процес, зазвичай перед процесами фільтрування та центрифугування суспензій.

Найпростішими апаратами для розділення суспензій є *відстійники*, які також називають *згушувачами*. Відстійники поділяються на апарати *періодичної, напівнеперервної і неперервної дії*. Неперервнодіючі відстійники поділяють на *однорусні, дворусні й багаторусні*.

Відстійники періодичної дії – це низькі резервуари чи басейни без перемішувальних пристроїв. Подання суспензії, зливання проясненої рідини й видалення осаду в цих апаратах здійснюється періодично. Суспензія в них утримується в стані спокою протягом часу, необхідного для осадження твердих частинок на дно апарата. Після цього шар проясненої рідини зливають через сифонну трубку або крани, розміщені вище від рівня осадженого осаду (шламу).



Рисунок 5.2. Бетонний басейн-відстійник

Шлам – це текуча густа маса, яку вивантажують вручну через верх апарата або видаляють через нижній випускний кран.

Розміри та форма апаратів періодичної дії залежать від кон-

центрації твердої фази та розмірів її частинок. Чим крупніші частинки та більша їхня густина, тим меншого діаметра може бути апарат. Швидкість осадження залежить від температури суспензії (чим вища температура, тим менша в'язкість суспензії і, відповідно, більша швидкість осадження).

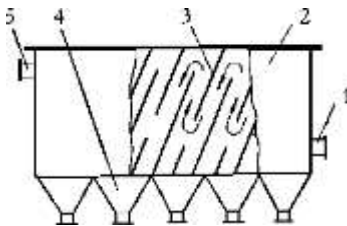


Рисунок 5.3. Відстійник з похилими перегородками: – штуцер для вводу початкової суспензії; 2 – корпус; 3 – похилі перегородки; 4 – бункери для осаду; 5 – штуцер для відведення проясненої рідини

Для відстоювання невеликої кількості рідини застосовують відстійники у вигляді циліндричних вертикально встановлених резервуарів з конічним днищем, що мають кран або люк для вивантаження осаду та декілька кранів для зливання проясненої рідини, встановлених на корпусі на різній висоті.

Для відстоювання значної кількості рідини, наприклад для очистки стічних вод, використовують бетонні басейни великих розмірів або декілька послідовно з'єднаних резер-

вуарів, що працюють напівнеперервним способом (рис. 5.3): рідина надходить і видаляється неперервно, а осад вивантажується з апарата періодично.

У відстійнику з похилими перегородками (рис. 5.3) початкова суспензія подається через штуцер 1 в корпус 2 апарата, всередині якого розміщені похилі перегородки 3, що спрямовують потік почергово вгору і вниз. Наявність перегородок збільшує час перебування рідини і поверхню осадження в апараті. Осад збирається в конічних днищах (бункерах) 4, звідки періодично видаляється, а прояснена рідина неперервно виводиться з відстійника через штуцер 5.

В промисловості найпоширенішими є відстійники неперервної дії, де подавання суспензії, зливання проясненої рідини й видалення осаду здійснюється неперервно.

Для розділення неоднорідних систем часто застосовують *одноярусні відстійники неперервної дії* (рис. 5.4): невисокий циліндричний резервуар 1 з конічним днищем і внутрішнім кільцевим прямокутним жолобом 2 вздовж верхнього краю.

В резервуарі вмонтована мішалка 7 із нахиленими лопатями, на яких закріплені

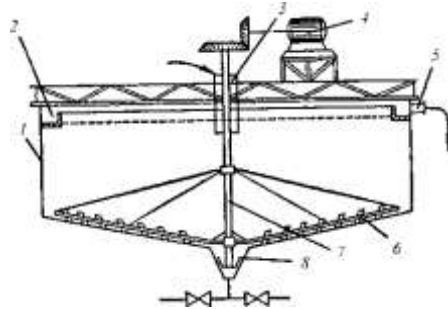


Рисунок 5.4. Відстійник неперервної дії: 1 – корпус; 2 – кільцевий жолоб; 3 – труба для подавання суспензії; 4 – електродвигун; 5 – патрубок для виведення проясненої рідини; 6 – лопаті з гребками; 7 – мішалка; 8 – розвантажувальний пристрій для осаду

гребки 6 для неперервного переміщення осадженого матеріалу до розвантажувального отвору 8. Згущена суспензія видаляється через розвантажувальний отвір насосом. Вихідна суспензія безперервно подається зверху трубою 3, а прояснена рідина переливається у кільцевий жолоб і виводиться через штуцер 5. Вал мішалки 7 обертає електродвигун 4 через редуктор. Швидкість обертання мішалки від 0,015 до 0,5 об/хв, тобто мішалка обертається настільки повільно, що не порушує процесу осадження. В той самий час, гребки мішалки, переміщуючи осад до розвантажувального отвору, дещо згущують його, і тим самим сприяють більш ефективному зневодненню осадженого матеріалу.

В промисловості проводять деякі процеси в системі «тверде тіло – рідина», метою яких є видалення цінної речовини з твердої фази розчинником (наприклад, процеси вилугування). В таких випадках використання поодиноких відстійників економічно недоцільне, оскільки разом з осадом втрачається значна кількість рідини. З метою зменшення її втрат використовують багатоступеневі схеми промивання осаду. Осад із першого відстійника подають у другий відстійник, де його промивають водою і відстоюють. Осад з дру-

гого апарата містить таку саму кількість рідини, що й осад у першому відстійнику, але сильно розбавлену водою. За наявності декількох послідовно з'єднаних відстійників видаляють з осаду до 97–98% рідини.

Процес багатоступеневого відстоювання здійснюють за схемою прямого або протитоку. В останньому випадку (рис. 5.5) досягається зменшення кількості промивної води.

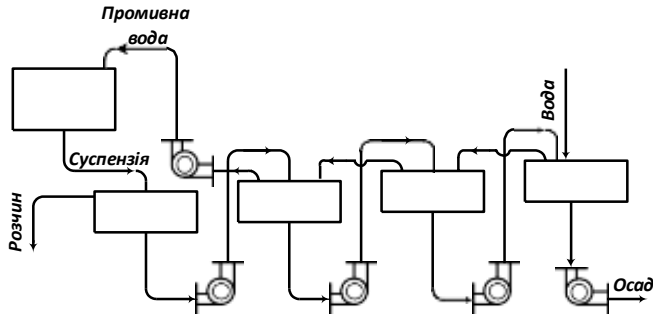


Рисунок 5.5. Схема протитечійного відмивання осаду від рідини

Осад послідовно переміщується з першого відстійника до останнього, а вода – у зворотному до руху осаду напрямку: від останнього відстійника до першого. Промивні води використовують потім для приготування вихідної суспензії. Гребкові одноярусні відстійники мають діаметри до 100 м і продуктивність до 125 т осаду за годину.

Радіальні відстійники – це круглі резервуари (рис. 5.6). Стічна вода подається в центр відстійника знизу вгору і рухається радіально від центра до периферії. Плаваючі речовини видаляються з поверхні води у відстійнику підвісним пристроєм, розміщеним на обертій фермі, і надходять у приймальний бункер або у збірний лоток. Типові радіальні відстійники мають діаметр 18–54 м.

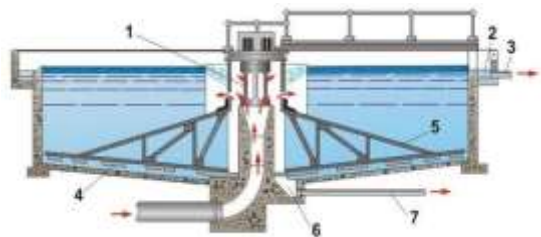


Рисунок 5.6. Конструкція радіального відстійника: 1 – центральна труба; 2 – лоток; 3 – вихідна труба; 4 – скребок; 5 – обертова ферма; 6 – приямок для осаду; 7 – труба для відведення осаду

Радіальні відстій-

ники застосовують як первинні, так і вторинні апарати для розділення неоднорідних систем, з продуктивністю від 20 тис. м³/добу.

До переваг гребкових відстійників належать: неперервність роботи; висока продуктивність (до 3000 т/добу); рівномірність густини осаду та його ефективне зневоднення; повна автоматизація процесу.

Головним недоліком одноярусних гребкових відстійників є їх значна громіздкість (діаметр від 1,8 до 100 м). Значно компактнішими є двоярусні й багатоярусні відстійники, які складаються із декількох відстійників, розміщених один над одним.

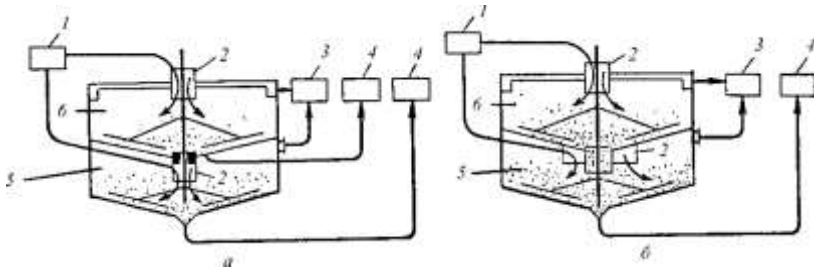


Рисунок 5.7. Багатоярусні відстійники закритого (а) і збалансованого (б) типів: 1 – розподільвач вихідної суспензії; 2 – труба-стакан для введення суспензії в ярус; 3 – колектор для збирання проясненої рідини; 4 – збірники осаду (шламу); 5 – нижнє відділення; 6 – верхнє відділення

Найпростішим багатоярусним відстійником закритого типу є двоярусний відстійник (рис. 5.7, а), що являє собою декілька відстійників, поставлених один на другий. Тобто, верхнє відділення 6 (рис. 5.7) і нижнє відділення 5 працюють як два відокремлених відстійники.

Вихідна суспензія з розподільвача 1 трубами 2 подається одночасно в обидва відділення. Зливання проясненої рідини і вивантаження осаду здійснюється окремо з кожного ярусу в колектор 3 і збірник осаду 4.

Відстійник має загальний привод, від якого обертається вертикальний вал із закріпленими на ньому гребковими рамами. В місцях проходження вала через днище кожного відстійника встановлені ущільнювальні сальники.

Більш досконалими є відстійники збалансованого типу (рис. 5.7, б), які відрізняються тим, що згущений продукт з верхнього відділення через стакан надходить в шар згущеного продукту нижнього відділення і далі сумарний продукт відводиться у збірник осаду 4. Вихідна суміш з розподільничного пристрою 1 подається через стакани 2 в кожен ярус. Просвітлена рідина через зливні патрубки збирається в колектор 3. Згущений осад у разі застосування відстійника закритого типу видаляється відокремлено з кожного ярусу в збірники 4, а у випадку відстійника збалансованого (відкритого) типу – тільки з нижнього ярусу.

Таким чином, в апаратах закритого типу дно кожного ярусу витримує тиск усієї маси наявної у ньому суспензії, а у відстійниках збалансованого типу

навантаження на дно сприймає тільки нижній ярус. У відстійниках збалансованого типу немає необхідності у спеціальних ущільненнях у місцях проходження вала крізь днища ярусів.

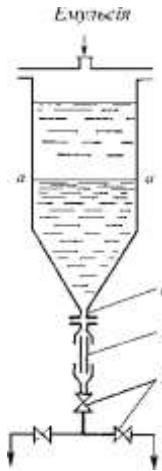


Рисунок 5.8. Відстійник для емульсії періодичної дії: 1 – зливний патрубок; 2 – оглядове вікно; 3 – крани

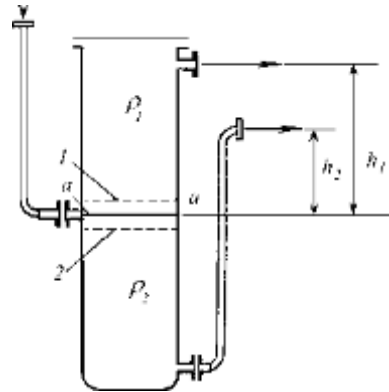


Рисунок 5.9. Відстійник для емульсії неперервної дії: 1, 2 – перфоровані перегородки; а – а – поверхня розділу рідин

Відстійник періодичної дії (рис. 5.8) являє собою циліндричний резервуар з конічним днищем, в нижній частині якого розміщений зливний патрубок 1. Після заповнення резервуара вихідною емульсією через деякий час відбувається її розшарування на легку й важку фракції.

Фракції зливають почергово через крани 3 у відповідні приймачі. Оглядове вікно 2 дає змогу спостерігати за зливанням після відстоювання.

Прикладом апаратів неперервної дії для розділення емульсії може бути відстійник, зображений на рис. 5.9. Він являє собою резервуар циліндричної форми, розміщений вертикально. Емульсія вводиться в середню частину апарата між двома перфорованими перегородками 1 і 2, які запобігають турбулізації рідини в апараті внаслідок подачі струменя вихідної суспензії. Поперечний переріз апарата повинен бути таким, щоб забезпечувався ламінарний режим руху емульсії.

За цієї умови прискорюється швидкість відстоювання і покращується якість розділення. Після розшарування легка рідина відводиться з апарата через верхній патрубок, а важка – через нижній. Висоти (від рівня розділу фаз) патрубків для відведення легкої й важкої рідин h_1 і h_2 залежать від густин рідин ρ_1 і ρ_2 і відповідають співвідношенню

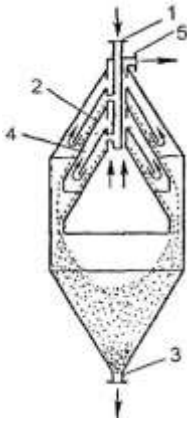


Рисунок 5.10. Відстійник неперервної дії з конічними полицками: 1 – штуцер для підведення суспензії; 2 – конічні полицки; 3 – штуцер для відведення шламу; 4 – канали для відведення просвітленої рідини; 5 – штуцер для відведення просвітленої рідини

стота обслуговування.

На рис. 5.11 показано неперервно діючий відстійник для розділення емульсій – горизонтальний резервуар, усередині якого навпроти вхідного штуцера 1 встановлена перфорована перегородка 2, котра призначена для запобігання збурюванню емульсії, що надходить в апарат струменем. По-

перечний переріз відстійника обирають таким, щоб рух рідини в корпусі апарата був ламінарним або майже ламінарним (декілька мм/с), що сприяє швидшому відстоюванню. Легка рідина видаляється з апарата трубопроводом 3, тяжка – трубопроводом 4, на якому передбачено пристрій 5 для розривання сифона, який запобігає повному випорожненню резервуара.

Відстійники проектують в розрахунку на осадження найдрібніших частинок суспензії. Тому час перебування суспензії в апараті має бути більшим

$$h_1 \cdot \rho_1 = h_2 \cdot \rho_2 . \quad (5.17)$$

Великою поверхнею осадження характеризуються відстійники неперервної дії з конічними полицками (рис. 5.10).

Суспензія подається через штуцер 1 і розподіляється каналами між конічними полицками 2 (через одну), на поверхні яких відбувається осадження твердих частинок. Осаджені частинки зсуваються похилими полицками до стінок корпусу і потім переміщуються вниз до штуцера 3 для видалення шламу.

Просвітлена рідина відводиться каналами 4 між двома вище розташованими полицками і видаляється з апарата через штуцер 5. Перевагою відстійників цього типу є відсутність рухомих частин та про-

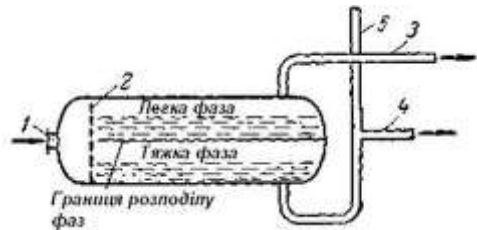


Рисунок 5.11. Відстійник неперервної дії для розділення суспензій: 1 – штуцер для підведення емульсії; 2 – перфорована перегородка; 3 – трубопровід для відведення легкої фази; 4 – трубопровід для відведення важкої фази; 5 – пристрій для розривання сифона

за найбільший час, необхідний для стисненого осадження частинок найменшого діаметра на дно апарата з заданої висоти. Продуктивність відстійника не залежить від його висоти, а залежить лише від швидкості та поверхні осадження. Тому відстійники мають значну поверхню осадження за незначної їх висоти (1,8–4,5 м) – для відстійників великих діаметрів – не більше 7 м.

Під час розрахунку відстійників визначають також продуктивність відстійника за просвітленою рідиною та необхідну поверхню осадження.

5.2.2. Розділення фільтруванням

Фільтруванням називається процес розділення суспензій за допомогою фільтрувальних пористих перегородок, які пропускають рідину, але затримують тверді частинки. Процес фільтрування здійснюється в спеціальних апаратах – фільтрах. Схема фільтра показана на рис. 5.12. Він являє собою посудину 1, розділену на дві частини фільтрувальною перегородкою 2. Суспензія подається у верхню частину фільтра. По обидва боки від фільтрувальної перегородки створюється різниця тисків, під дією якої рідина проходить крізь перегородку, а тверді частинки затримуються на її поверхні – суспензія розділяється на *чистий фільтрат* і *вологий осад*. Такий процес розділення суспензії називають *фільтруванням з утворенням осаду*.

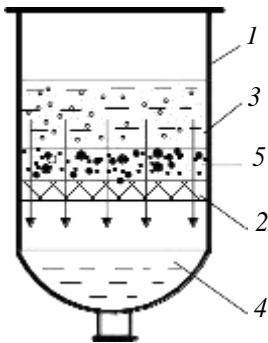


Рисунок 5.12. *Схема процесу фільтрування: 1 – ємність; 2 – фільтрувальна перегородка; 3 – суспензія; 4 – фільтрат; 5 – осад*

Якщо осад є цінною речовиною, яку необхідно вилучити з суспензії, то його промивають водою або іншою рідиною, після чого висушують повітрям. Тверді частинки дуже в'язких і слабкоконцентрованих тонкодисперсних суспензій можуть закупорювати пори фільтрувальної перегородки, не утворюючи осаду. Такий процес називається *фільтруванням із закупорюванням пор*. Можливе також фільтрування, коли тверді частинки проникають у пори фільтрувальної перегородки і утворюють на її поверхні шар осаду – *проміжний тип фільтрування*.

Для запобігання або уповільнення закупорювання пор використовують допоміжні речовини (діатоміт, перліт, азбест, целюлозу тощо), які додають у суспензію (1 % від маси суспензії), або наносять на фільтрувальну перегородку шаром товщиною до 50 мм. Принцип дії таких матеріалів полягає в утворенні ними над порами невеликих склепінь, які пропускають рідину і затримують інші тверді частинки.

Рухові рідини крізь шар осаду і фільтрувальну перегородку перешкоджає гідравлічний опір, для подолання якого необхідно створити перепад

тисків. Різницю тисків по обидва боки від фільтрувальної перегородки створюють різними способами, що й визначає вид процесу фільтрування.

Якщо простір над суспензією з'єднують із джерелом стисненого газу (зазвичай повітря) або простір під фільтрувальною перегородкою під'єднують до джерела вакууму, то процес фільтрування здійснюється *за постійної різниці тисків*, оскільки тиск підтримується постійним. В цьому випадку швидкість фільтрування зменшується внаслідок збільшення гідравлічного опору шару осаду із зростанням його висоти.

За певної кількості обертів електродвигуна привода поршневого насоса забезпечується однакова продуктивність подавання суспензії на фільтрування. В цьому випадку процес фільтрування здійснюється *за постійної швидкості*, незважаючи на зростання гідравлічного опору шару осаду. У разі подавання суспензії на фільтр відцентровим насосом, продуктивність якого у разі заданої кількості обертів електродвигуна зменшується із зростанням опору осаду, а відповідно зростає і перепад тисків до і після фільтрувальної перегородки, процес фільтрування здійснюється *за змінних різниці тисків і швидкостей*.

У промисловості фільтрування зазвичай здійснюють за різниць тисків:

- під вакуумом $5 \cdot 10^4 - 9 \cdot 10^4$ Па;
- під тиском стиснутого повітря не більше $30 \cdot 10^4$ Па;
- під час подачі поршневим або відцентровим насосом до $50 \cdot 10^4$ Па і більше;
- під гідростатичним тиском шару суспензії до $5 \cdot 10^4$ Па.

Найбільш бажаним є фільтрування з утворенням осаду, коли закупорювання пор фільтра майже не відбувається й не зростає його гідравлічний опір. Такий вид фільтрування спостерігається за достатньо високої концентрації твердої фази в суспензії - більше 1 % (об.).

Найменш бажане фільтрування із закупорюванням пор фільтра, що виникає за концентрації твердих частинок у суспензії менше 0,1 % (об.). Такий вид фільтрування називають *проясненням*.

Осади, отримані фільтруванням, бувають *нестисливими* (пісок, кристали карбонату кальцію) і *стисливими* (гідроксиди алюмінію, заліза, міді). Із збільшенням різниці тисків порізнєність стисливих осадів зменшується, а опір потокові рідкої фази зростає. Тому у тонкодисперсній суспензії додають коагулянти й флокулянти, які сприяють агрегуванню дрібних частинок та збільшенню пористості осаду і, відповідно, зменшенню його гідравлічного опору і підвищенню швидкості фільтрування.

У промисловості, за необхідності, фільтрування супроводжується додатковими операціями – промиванням, продуванням і висушуванням осаду на фільтрі. *Промивання осаду* здійснюють *витисненням* й *розбавленням*.

Спосіб витиснення полягає в тому, що промивну рідину подають на поверхню осаду. Під дією різниці тисків вона проходить крізь пори осаду, витискує з нього рідку фазу і змішується з нею. *За способом розбавлення*, осад знімають з фільтрувальної перегородки і перемішують з промивною рідиною,

після чого утворену суспензію розділяють на фільтрі. Такий спосіб використовується, коли осад промивається дуже повільно.

Якщо після промивання рідка фаза містить цінні речовини, їх вилучають із розбавленої суспензії кристалізацією, випарюванням або ректифікацією. Тому бажано, щоб витрати промивної рідини під час промивання були невеликими, а концентрація розчинених у ній цінних речовин – якнайбільшою. Продування осаду здійснюють для витіснення з його пор залишків промивної рідини. Для промивання використовують повітря або інертні гази (азот, двоокис вуглецю тощо), якщо осад містить речовини, що утворюють із повітрям вибухові суміші. Сушіння осаду на фільтрі, коли необхідно отримати осад з кінцевою вологістю менше рівноважної, здійснюють гарячим повітрям.

Швидкість фільтрування. Швидкістю фільтрування W називається кількість фільтрату V , яка проходить крізь одиницю поверхні фільтра S за одиницю часу τ .

Оскільки розмір пор в шарі осаду та у фільтрувальній перегородці є невеликими, а також є невеликою швидкість руху рідкої фази в порах, то можна вважати, що фільтрування відбувається в ламінарній області. Враховуючи, що в процесі фільтрування швидкість фільтрування змінюється, то в кожний наступний момент часу вона прямо пропорційна до різниці тисків і обернено пропорційна до в'язкості рідкої фази, загального гідравлічного опору шару осаду та до опору фільтрувальної перегородки:

$$W = \frac{dV}{S \cdot d\tau} \quad (5.18) \quad \text{або} \quad \frac{dV}{S \cdot d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu \cdot (R_o + R_{\phi n})}, \quad (5.19)$$

де V – об'єм фільтрату, м³; S – поверхня фільтрування, м²; τ – тривалість фільтрування, с.; Δp – різниця тисків (рушійна сила процесу), Па; μ – в'язкість рідкої фази суспензії, Па·с; R_o – опір шару осаду, м⁻¹; $R_{\phi n}$ – опір фільтрувальної перегородки, м⁻¹.

Можна вважати, що опір фільтрувальної перегородки $R_{\phi n}$ в процесі фільтрування майже не змінюється, а опір осаду R_o із зростанням висоти шару змінюється від нуля на початку фільтрування до максимального значення наприкінці процесу. Позначимо через x_o відношення об'єму осаду до об'єму фільтрату. Тоді об'єм осаду буде дорівнювати $x_o \cdot V$. З іншого боку, об'єм осаду дорівнює $h_o \cdot S$, де h_o – висота шару осаду, м. Тобто

$$x_o \cdot V = h_o \cdot S, \quad (5.20)$$

звідки товщина шару осаду на фільтрувальній перегородці:

$$h_{oc} = x_o \cdot \frac{V}{S}. \quad (5.21)$$

Позначимо через r_o питомий об'ємний опір шару осаду, м⁻².

Величина r_o характеризує опір, що чинить потокові рідкої фази рів-

номірний шар осаду висотою 1 м.

Основне рівняння фільтрування має вигляд

$$\frac{dV}{Sdt} = W = \frac{\Delta p}{\mu \cdot (r_0 \cdot x_0 \cdot \frac{V}{S} + R_{\phi.n.})} \quad (5.22)$$

Якщо знехтувати опором фільтрувальної перегородки ($R_{\phi.n.}=0$), то опір шару становитиме

$$r_0 = \frac{\Delta p}{\mu \cdot h_o \cdot W} \quad (5.23)$$

На початку фільтрування, коли на фільтрувальній перегородці ще не утворився шар осаду, об'єм фільтрату $V=0$. Тоді опір фільтрувальної перегородки

$$R_{\phi.n.} = \frac{\Delta p}{\mu \cdot W} \quad (5.24)$$

Для більшості фільтрувальних перегородок $R_{\phi.n.}$ дорівнює 10^{10} м^{-1} .

Рівняння фільтрування за постійної різниці тисків ($\Delta p = \text{const}$):

$$V^2 + 2 \cdot \frac{R_{\phi.n.} \cdot S}{r_o \cdot x_o} \cdot V = 2 \cdot \frac{\Delta p \cdot S^2}{\mu \cdot r_o \cdot x_o} \tau \quad (5.25)$$

Розв'язуючи це рівняння відносно V , отримаємо залежність об'єму фільтрату від тривалості фільтрування. З рівняння (5.24) випливає, що за $\Delta p = \text{const}$ із збільшенням об'єму фільтрату та тривалості фільтрування, швидкість фільтрування зменшується.

Якщо заданий необхідний об'єм фільтрату V , то:

$$\tau = \frac{V}{2 \cdot \Delta p} \cdot \left(\frac{V}{S} \right) + \frac{\phi.n.}{\Delta p} \cdot \frac{V}{S} \quad (5.26)$$

Тобто, для режиму фільтрування за сталої різниці тисків тривалість фільтрування пропорційна до квадрату об'єму фільтрату.

Рівняння фільтрування за сталої швидкості фільтрування:

$$\Delta p = \mu \cdot r_o \cdot x_o \cdot W^2 \cdot \tau + \mu \cdot R_{\phi.n.} \cdot W \quad (5.27)$$

Тобто, для режиму фільтрування зі сталою швидкістю різниці тисків зростає із збільшенням тривалості фільтрування.

Рівняння фільтрування за сталої різниці тисків і швидкості – коли чиста рідина фільтрується крізь шар осаду незмінної товщини за постійної різниці тисків (промивання осаду на фільтрі витісненням):

$$V = \frac{\Delta p \cdot S}{\mu \cdot (r_o \cdot h_{oc} + R_{\phi.n.})} \cdot \tau \quad (5.28)$$

Рівняння показує залежність об'єму фільтрату від тривалості фільтрування чистої рідини.

Найбільша продуктивність фільтрів. З основного рівняння фільтрування (5.22) випливає, що швидкість фільтрування є тим більшою, чим мен-

шим є об'єм одержуваного фільтрату або товщина шару осаду на фільтрувальній перегородці. Тому для підвищення продуктивності фільтра варто намагатися підтримувати висоту шару осаду на фільтрі мінімальною або постійно його знімати. Це дуже складно та економічно не вигідно реалізувати для фільтрів періодичної дії, оскільки передбачає постійну зупинку апарата та припинення процесу фільтрування. Повний цикл роботи таких апаратів включає такі операції: підготовку фільтра, завантаження суспензії, фільтрування, промивання осаду, його продування (сушіння) та видалення.

Фільтрування, промивання та продування відносять до основних операцій, а їхня тривалість є тим більшою, чим більший об'єм фільтрату та товщина шару осаду.

Підготовку фільтра, завантаження суспензії та видалення осаду відносять до допоміжних операцій, тривалість яких не залежить від об'єму фільтрату чи товщини шару осаду. Для збільшення продуктивності періодично діючого фільтра має бути знайдена оптимальна тривалість циклу роботи. Встановлено, що найбільша продуктивність періодично діючого фільтра (якщо припустимо знехтувати опором фільтрувальної перегородки) досягається за однакової тривалості основних та допоміжних операцій.

За значного опору фільтрувальної перегородки найбільша продуктивність періодично діючого фільтра досягається при перевищенні тривалості основних операцій над тривалістю допоміжних. В реальних умовах опір фільтрувальної перегородки може незакономірно змінюватися внаслідок закупорювання її пор дрібнодисперсними частинками, що ускладнює розрахунок оптимальної тривалості основних та допоміжних операцій. Проте було встановлено для усіх випадків періодичного фільтрування справедливе твердження:

для досягнення максимальної продуктивності фільтра за змінного опору фільтрувальної перегородки варто отримувати за один цикл завжди такий об'єм фільтрату, який відповідає максимальній продуктивності фільтра, за опору фільтрувальної перегородки, що дорівнює нулеві.

Економічно оптимальна тривалість циклу фільтрування. Робота фільтрів періодичної дії за найбільшої продуктивності зазвичай не збігається з економічно доцільними умовами фільтрування, оскільки для досягнення найбільшої продуктивності фільтра необхідно досить часто здійснювати допоміжні операції, що потребує значних затрат праці та енергії. Тому проводяться розрахунки щодо економічно доцільного співвідношення між тривалістю основних та допоміжних операцій.

Фільтрувальні перегородки є чи не основною частиною фільтрувального апарата і від правильного їх вибору залежить продуктивність фільтрувального обладнання та якість отриманого продукту.

Фільтрувальні перегородки, які використовують в промисловості, повинні мати такі властивості: 1) необхідну пористість (розміри пор повинні бути такими, щоб частинки осаду затримувалися на перегородці); 2) хімічну стійкість до середовища, яке фільтрується; 3) достатню механічну міцність; 4) теплостійкість за температури фільтрування.

Розрізняють *гнучкі* та *негнучкі* фільтрувальні перегородки. До *гнучких* належать:

- металеві перегородки у вигляді перфорованих листів, сіток та тканин зі сталі, міді, нікелю, алюмінію, срібла та інших матеріалів. Вони особливо зручні під час роботи з хімічно агресивними рідинами, в умовах підвищених температур і значних механічних напружень;
- неметалеві перегородки у вигляді тканин, незв'язаних волокон (нетканих) – скляні, азбестові, бавовняні, вовняні, полівінілхлоридні, лавсанові тощо.

Негнучкі фільтрувальні перегородки можуть бути жорсткі (у вигляді дисків, патронів, плит, і листів), які виготовляються пресуванням у формах з наступним спіканням з керамічних, металевих і синтетичних порошоків, і нежорсткі, які складаються зі стичних (але не зв'язаних жорстко) частинок кам'яного, деревного та тваринного вугілля, коксу, діатоміту, піску, глини і інших подібних матеріалів.

Перевагами фільтрувальних перегородок із синтетичних тканин над тканинами з волокон рослинного чи тваринного походження є: висока механічна міцність, термо- та хімічна стійкість, а також стійкість до дії мікроорганізмів, відсутність усадки при контакті з рідиною.

Від правильного вибору фільтрувальної перегородки залежить продуктивність фільтрувальних машин і чистота фільтрату. Попередній вибір фільтрувальної перегородки базується на зіставленні властивостей суспензії та характеристик перегородок. Остаточний вибір здійснюється після експериментальної перевірки.

Перевагою негнучких та нежорстких перегородок (кам'яне, деревне вугілля, пісок, неорганічні солі) є їх дешевизна, проте можливість їхнього застосування тільки на горизонтальній опорній перегородці є їхнім недоліком.

Будова фільтрів. *Рідинні фільтри* за принципом дії поділяються на дві основні групи: фільтри *періодичної* і фільтри *неперервної дії*. Фільтри, що належать до кожної з цих груп, розрізняють за способом створення в них різниці тисків (фільтри, які працюють під вакуумом або під надлишковим тиском), за геометрією фільтрувальної поверхні (плоска або криволінійна), за типом фільтрувальних перегородок, що в них використовуються. У фільтрах періодичної дії на всій поверхні фільтрувальної перегородки по чергово здійснюються подача суспензії та утворення осаду (фільтрування), зневоднення, промивання та видалення осаду, регенерація фільтрувальної перегородки. У фільтрах неперервної дії вказані операції здійснюються безперервно, одночасно і незалежно одна від одної у кожній відповідній зоні фільтра.

Для здійснення процесів *фільтрування з утворенням осаду* використовують як періодично, так і безперервно діючі фільтри. Для проведення процесів *фільтрування із закупорюванням пор* використовують фільтри періодичної дії, на яких здійснюють будь-який режим фільтрування, а на фільтрах неперервної дії – практично тільки режим фільтрування за постійної різниці тисків.

До фільтрів періодичної дії відносять ємнісні, листові, патронні фільтри та фільтрпреси.

Фільтри неперервної дії – це барабанні, дискові, стрічкові, тарілкові та карусельні.

Загалом кількість конструкцій фільтрувального обладнання є дуже великою і різноманітною. Нижче наводяться принцип дії та основні особливості лише деяких найпоширеніших його типів.

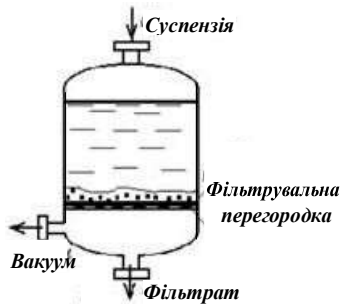


Рисунок 5.13. Нутч-фільтр періодичної дії, що працює під вакуумом

ритий апарат з фільтрувальною перегородкою, розміщеною дещо вище від його днища на перфорованій решітці. Суспензія заливається зверху і під фільтрувальною решіткою створюється вакуум, внаслідок чого рідка фаза суспензії проходить у вигляді фільтрату крізь фільтрувальну перегородку та видаляється з апарата, а тверда фаза у вигляді осаду накопичується на перегородці.

Після фільтрування осад промивають (якщо це необхідно) і видаляють із фільтра зверху ручним способом.

На рис. 5.14 зображено схему одного з нутч-фільтрів, що працюють під тиском (до 3 атм). Цей апарат складається з корпусу 1, сорочки 2, знімної кришки 3 та відкидного дна 4, що переміщується; фільтрувальна перегородка 5 розташована на опорній перегородці 6 і являє собою тканину або шар волокон (для волокон – захисна сітка 7). Над фільтрувальною перегородкою розміщено кільцеву перегородку 8 висотою 150 мм, яка підтримує осад під час його вивантаження. Обидві перегородки закріплені на відкидному дні нутча, яке для видалення осаду опускається на 200 мм і повертається на такий кут, який дає змогу зняти з нього осад вручну. Суспензія і стиснуте повітря подаються в апарат через штуцери 9 і 10 відповідно, а для видалення фільтрату призначений штуцер 11. Фільтр оснащений запобіжним клапаном 12.

Цикл роботи апарата складається з: наповнення нутча суспензією, розділення суспензії під тиском стиснутого газу, видалення осаду з фільтрувальної перегородки та її регенерації. Апарати мають діаметр до 1 м та місткість до 0,5 м³.

Фільтри періодичної дії.

Ємнісні фільтри використовують для розділення невеликих об'ємів суспензії. Вони можуть працювати під вакуумом (нутч-фільтри) і під надлишковим тиском (друк-фільтри).

Нутч-фільтри є найпростішими фільтрами періодичної дії, що працюють під вакуумом або під тиском, в якому напрямки сили тяжіння та руху фільтрату збігаються. Нутч, що працює під вакуумом (рис. 5.13), - це зазвичай прямокутний або циліндричний відкритий апарат з фільтрувальною перегородкою, розміщеною дещо вище від його днища на перфорованій решітці.

В деяких конструкціях вивантаження осаду значно полегшується та прискорюється завдяки тому, що апарат має відкидне днище, яке кріпиться до корпуса фільтра болтами і відкидається на шарнірі. Крім того, є фільтри, які перевертаються під час розвантаження осаду, не потребуючи його вивантаження вручну.

Переваги відкритих нутч-фільтрів: можливість добре промити осад; легкість захисту від корозії; простота й надійність конструкції.

Недоліки таких фільтрів: невелика швидкість фільтрування внаслідок незначної різниці тисків ($\leq 0,75$ атм); громіздкість установки; ручне вивантаження осаду.

На цей час нутчі зазвичай застосовують для виконання лабораторних та напівзаводських робіт, а також для розділення суспензій у виробництвах малої потужності.

Друк-фільтри. Схематичну будову друк-фільтра показано на рис. 5.15. Фільтр

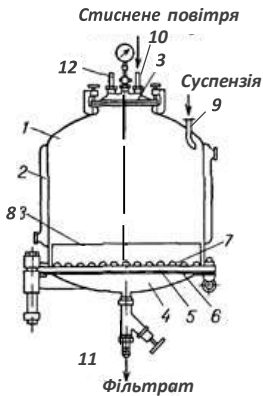


Рисунок 5.14. Закритий нутч-фільтр, що працює під тиском: 1 – корпус; 2 – обігрівальна сорочка; 3 – знімна кришка; 4 – відкидне дно; 5 – фільтрувальна перегородка; 6 – опорна решітка; 7 – захисна сітка; 8 – кільцева перегородка; 9 – штуцер для подавання суспензії; 10 – штуцер для подавання стисненого повітря; 11 – штуцер для видалення фільтрату; 12 – запобіжний клапан

містить корпус 1, фільтрувальну перегородку 2, закріплену на опорній решітці, патрубки 4, 5, 8

для відведення фільтрату, подачі суспензії й подачі промивної рідини відповідно. Після заповнення суспензією, фільтр за допомогою вентиля б з'єднується з мережею стиснутого повітря і під дією надлишкового тиску в апараті здійснюється фільтрування. Після закінчення фільтрування вентиль б перебивають і скидають тиск в апараті, відкриваючи вентиль 7, який сполучає фільтр з атмосферою. За необхідності через патрубок 8 у фільтр подають промивну рідину і повторюють стадію фільтрування. Тиск в апараті контролюють

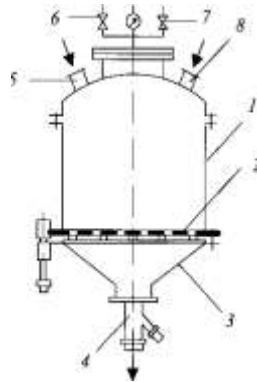


Рисунок 5.15. Схематична будова друк-фільтра: 1 – корпус; 2 – фільтрувальна перегородка; 3 – днище; 4, 5, 8 – патрубки; 6, 7 – вентиля

за манометром. У верхній кришці передбачений запобіжний клапан. Під час вивантаження осаду днище опускають на певну висоту і повертають на такий кут, щоб можна було зняти осад з фільтрувальної перегородки вручну.

Розглянуті ємнісні фільтри мають діаметр до 1 м і ємність до 0,5 м³. Використовуються ємнісні фільтри на виробництвах малої потужності.

Фільтрпреси використовують зазвичай для розділення тонкодисперсних суспензій. До них належать *рамні та камерні фільтрпреси*, а також *фільтрпрес автоматичний камерний (ФПАК)*.

Рамний фільтрпрес (рис. 5.16) – це апарат періодичної дії, що працює під тиском, і в якому напрям сили тяжіння та руху фільтрату є перпендикулярними. Його можна розглядати як декілька нутчів незначної висоти, розміщених вертикально впритул один до одного, що дає змогу значно збільшити поверхню фільтрування, віднесену до одиниці виробничої площі, яку займає фільтр.

Фільтрпрес містить блок вертикальних фільтрувальних плит 3 і рам 4 (плити і рами чергуються), притиснутих одна до другої затискачем 7. Плити та рами опираються бічними ручками на два паралельні опорні бруси 6. Між плитами й рамами є фільтрувальні перегородки.

Блок плит і рам з фільтрувальними перегородками в стиснутому стані знаходиться між нерухомою плитою 2 і затискувальною плитою 5. Опорна плита, затискаючий механізм і бруси закріплені на стійках 1 і 10, з'єднаних між собою фермою 11. Суспензія надходить через штуцер 12, а промивна рідина – через штуцери 8. Штуцери 8 і 12 розміщені на нерухомій плиті 2 і з'єднуються з каналами, утвореними отворами в плитах і рамах (отвори в плитах і рамах збігаються). Фільтрат і промивна рідина виводяться через крани 9.

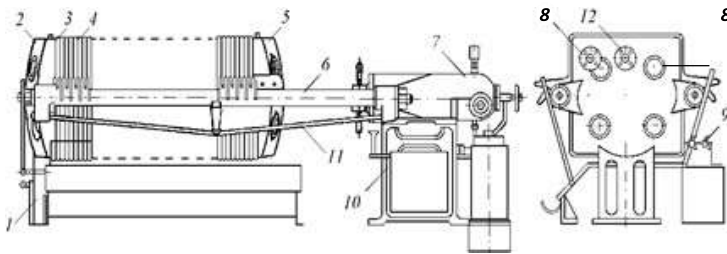


Рисунок 5.16. Рамний фільтрпрес: 1, 10 – опорні стійки; 2 – нерухома плита; 3 – фільтрувальні плити; 4 – фільтрувальні рами; 5 – затискувальна плита; 6 – опорні бруси; 7 – механізм затискання плит; 8 – штуцери для підведення промивної рідини; 9 – кран для відведення фільтрату; 11 – ферма; 12 – штуцер для підведення суспензії

Плити покриті фільтрувальною перегородкою і мають крани для виведення фільтрату і промивної рідини. У плитах і рамах відповідні отвори утворюють канали для проходження суспензії і промивної рідини.

Чавунні рами мають розміри до 1000x1000 мм та товщину до 45 мм. Поверхня фільтрування фільтрпреса з такими рамами сягає до 140 м², а допустимий тиск – 10 атм.

В промисловості такі фільтри зазвичай використовують для розділення суспензій з невисокою концентрацією твердих частинок, оскільки операції розбирання, розвантаження та збирання для цього апарата є досить трудомісткими. Фільтрпреси придатні також для розділення суспензій з підвищеною температурою, охолодження яких є неприпустимим (наприклад – через випадіння кристалів з рідини).

Перевагами цих фільтрів є велика поверхня фільтрування на одиницю площі приміщення, можливість відключати окремі несправні плити, відсутність рухомих частин під час експлуатації.

Недоліками фільтрпресів є: необхідність ручного обслуговування, недосконалість промивання осаду, швидке зношування фільтрувальної тканини. Проте існують фільтрпреси з пристроєм для механізованого вивантаження осаду.

Камерні фільтрпреси за будовою подібні до рамних. Відмінність полягає в тому, що вони складаються лише з плит круглої або квадратної форми. Плити 1 (рис. 5.17) мають рифлену поверхню з жолобками і потовщені на краях, внаслідок чого під час стиснення між ними утворюються камери. Кожна плита перекривається фільтрувальними перегородками 2, закріпленими по-рожнистим гвинтами 4.

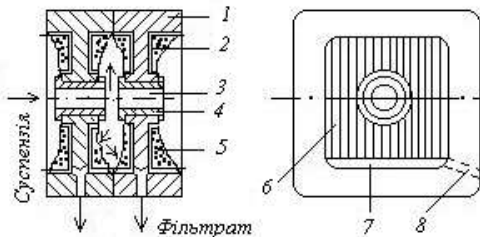


Рисунок 5.17. Схема камерного фільтрпреса: 1 – плита; 2 – фільтрувальна тканина; 3 – центральний канал; 4 – гвинт; 5 – осад; 6 – канали; 7 – збірний канал; 8 – відвідний канал

Гвинти вставлені в центральні отвори 3 кожної плити. Отвори у гвинтах утворюють канал, через який суспензія подається в камери. В камерах рідина проходить через фільтрувальну тканину і далі каналами 6, 7 і 8 виводиться з фільтрпреса. З часом у камерах накопичується осад 5, а швидкість витікання фільтрату зменшується. Коли фільтрат починає витікати

дуже повільно, фільтрування вважають закінченим. Плити на брусах преса розсувають, потім їх знімають і виймають «коржі» з осаду.

Розвантаження фільтрпресів та збирання плит здійснюють вручну, що потребує значних фізичних зусиль. Камерні фільтрпреси використовують для фільтрування суспензій зі значною концентрацією твердих частинок, рамні – для більш розбавлених.

Камерний автоматичний фільтрпрес – ФПАК (рис. 5.18) є апаратом періодичної дії, що працює під тиском, в якому напрямки сили тяжіння та руху

фільтрату збігаються. Використовують для фільтрування суспензій з вмістом твердої фази $0,1 - 4 \text{ кг/м}^3$ в інтервалі температур $5 - 80^\circ\text{C}$.

Фільтрпрес містить горизонтально розміщені перфоровані (фільтрувальні) плити 2, відстань між якими 25 мм. Фільтрувальні плити пакетом розміщені між двома опорними плитами 7 і 8 фільтрпреса. Над кожною плитою розміщена фільтрувальна тканина 3 у вигляді довгої стрічки (фільтрувальна поверхня від 5 до 50 м^2), що переміщується роликami 9. Верхня частина фільтрувальних плит покрита щільними ситами, під плитами розміщені конічні днища для збирання та відведення фільтрату або промивної рідини. По периметру кожної плити в нижній частині закріплені гумовий ущільнювальний шланг 1 (рис. 5.18, б). Коли у шланг під тиском $0,9 - 1 \text{ МПа}$ подається вода (перед фільтруванням або промиванням), він розширюється,

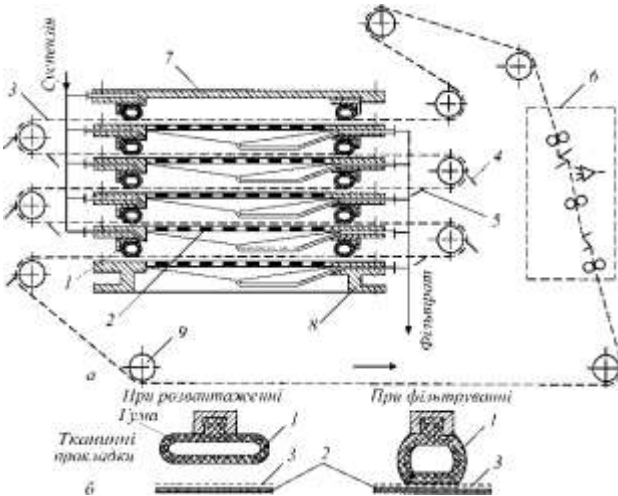


Рисунок 5.18. Схема автоматичного фільтр-преса (ФПАК): 1 – гумовий ущільнювальний шланг; 2 – фільтрувальна плита; 3 – фільтрувальна тканина; 4 – ножі для знімання осаду; 5 – ніж для підчищення; 6 – камера регенерації фільтрувальної тканини; 7, 8 – опорні плити; 9 – ролик

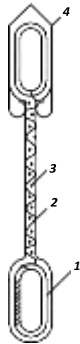
змінюючи розміри та форму поперечного перерізу, і притискається до фільтрувальної плити (рис. 5.18, б праворуч). Таким чином, між плитами утворюються камери, в які під тиском до $0,7 \text{ МПа}$ подається суспензія або промивна вода. На стадії фільтрування на поверхні плит утворюється шар осаду товщиною $5 - 20 \text{ мм}$. Після промивання осаду тиск води в гумових шлангах зменшують, і вони приймають початкову форму (рис. 5.18, б ліворуч), внаслідок чого утворюється щілина для проходження стрічки з осадом. Після цього вмикається привод руху роликів і стрічка виносить

осад з камер. Осад знімається зі стрічки ножами 4 і підчищається ножами 5. Регенерація тканини здійснюється в окремій камері 6, де вона промивається водою, додатково очищується ножами і віджимається роликami.

Робота фільтра повністю автоматизована, його продуктивність у $6 - 20$ разів перевищує продуктивність інших фільтрів.

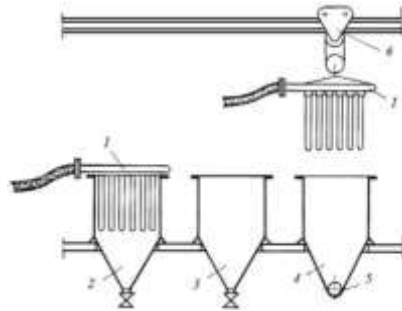
Листові фільтри належать до апаратів періодичної дії і використовують їх для просвітлювання розчинів і розділення суспензій, що містять не більше ніж 5% (за об'ємом) твердої фази. Фільтрувальні елементи круглої або прямокутної форми (листи), обтягнуті фільтрувальною перегородкою (зазвичай тканиною), з'єднані в батарею і приєднані до колектора відведення фільтрату. Фільтри працюють під вакуумом або під надлишковим тиском, мають розвинуту поверхню фільтрування на одиницю об'єму апарата і високу продуктивність.

Фільтрувальний елемент складається з порожнистої рами 1 з поздовжнім прорізом, у який вставлена дротяна сітка 2. Рама з сіткою обтягнута фільтрувальною тканиною 3, закріпленою пружинним захоплювачем 4. Якщо раму занурити в суспензію і зсередини створити розрідження, то здійснюватиметься фільтрування – рідина проходить крізь фільтрувальну тканину, а тверда фаза осаджується на зовнішній поверхні елемента. Після утворення на поверхні елементів певної товщини шару осаду



а

Рисунок 5.19, а. Листовий фільтрувальний елемент з сіткою: 1 - порожниста рама з поздовжнім прорізом; 2 - дротяна сітка; 3 - фільтрувальна тканина; 4 - пружинний захоплювач



б

Рисунок 5.19, б. Листовий батарейний фільтр та фільтрувальний елемент: 1 – батарея листових фільтрувальних елементів; 2 – резервуар для суспензії; 3 – резервуар для промивної рідини; 4 – бункер для осаду; 5 – шнек; б – тельфер

батарею тельфером переносять у резервуар 3, де відбувається промивання осаду. Потім батарею розміщують над бункером 4, де скидають осад, подаючи в елементи стиснутий газ (або рідину). Далі цикл повторюється.

Порівняно з фільтрпресом листові фільтри забезпечують кращі умови промивання осаду, менше зношується фільтрувальна тканина та значно легше його обслуговувати.

До недоліків цих фільтрів належать складність контролю за товщиною осаду, необхідність перемішування суспензії рециркуляцією та складний процес заміни фільтрувальної тканини.

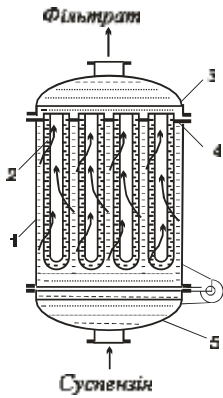


Рисунок 5.20. Патронний фільтр: 1 – корпус; 2 – патрон; 3 – кришка; 4 – решітка; 5 – днище

ням радіуса кривизни патрона.

Фільтри неперервної дії. Ці фільтри характеризуються тим, що подавання суспензії та видалення осаду з фільтрувальної перегородки здійснюється безперервно. Барабанні фільтри найпоширеніші у промисловості.

Барабанний вакуум-фільтр із зовнішньою поверхнею фільтрування. Фільтр (рис. 5.21) має горизонтальний, покритий зовні фільтрувальною тканиною, циліндричний перфорований барабан 1, який обертається навколо своєї осі і на 0,3–0,4 поверхні занурений у суспензію, що міститься в посудині 4. Всередині барабан розділений радіальними герметичними перегородками на окремі комірки, з'єднані трубками 2 з розподільною головкою 3. Під час обертання барабана комірки в певній послідовності під'єднуються до джерела вакууму або стиснутого повітря. За одне обертання барабана кожна комірка проходить зони фільтрування, першого зневоднення, промивання, другого зневоднення, видалення осаду та регенерації тканини.

В зоні фільтрування комірka контактує із суспензією, що міститься в посудині 4 з хитною мішалкою 5, і з'єднується трубкою з порожниною 6, яка сполучена з джерелом вакууму. В цей час фільтрат через трубку та порожнину витікає в збірник, а на поверхні комірki утворюється осад.

В зоні першого зневоднення комірka з'єднана з тою самою порожниною 6, і крізь осад на її поверхні під дією вакууму просмоктується повітря, яке витискає з пор осаду рідку фазу суспензії. Ця витиснута рідина приєднується до фільтрату.

Патронний фільтр (рис. 5.20) є апаратом періодичної дії, в якому напрямки руху фільтрату та сили тяжіння є перпендикулярними. Використовують для прояснювання або згущування суспензій. Фільтр працює під вакуумом або під тиском і складається з корпусу 1 з кришкою 3 і відкидного днища 5. Усередині розташована решітка 4, на якій закріплена вертикальна фільтрувальна перегородка у вигляді патрона (зазвичай декілька десятків таких патронів).

Видалення осаду з фільтрувальної перегородки здійснюється продуванням стиснутим повітрям, пневмогідравлічним ударом або за допомогою вібраційних пристроїв. Перевага патронних фільтрів порівняно з листовими полягає в тому, що за однакових умов вони мають більшу продуктивність. Окрім цього, відносна продуктивність циліндричної поверхні зростає із збільшенням товщини осаду та зменшен-



Рисунок 5.21. Схема дії барабанного вакуум-фільтра із зовнішньою поверхнею фільтрування: 1 – барабан; 2 – з'єднувальна трубка; 3 – розподільний пристрій; 4 – резервуар для суспензії; 5 – хитна мішалка; 6, 8 – порожнини розподільного пристрою, з'єднані з джерелом вакууму; 7 – розбризувальний пристрій; 9 – нескінченна стрічка; 10 – напрямний ролик; 11, 13 – порожнини розподільного пристрою, з'єднані з джерелом стиснутого повітря; 12 – ніж для знімання осаду

У зоні знімання осаду комірка з'єднується з порожниною 11, яка з'єднана з джерелом стиснутого повітря. Під дією останнього осад розрихлюється та відділяється від тканини ножем 12 і далі подається в збірник твердої фази.

У зоні регенерації тканина продувається стиснутим повітрям у напрямку, протилежному до руху фільтрату. Стиснуте повітря через трубку надходить з порожнини 13 в комірку.

Знімання осаду за допомогою ножа 12 здійснюють, коли його товщина становить не менше 8–10 мм. Якщо шар тонший ніж 2–4 мм, використовують довгі шнури, які огинають барабан, і з яких осад скидається під час перегину через валик. Тонкі осади та осади, які мажуться, знімаються притиснутим до барабана гумовим валиком, на який переходить осад і потім знімається валиком меншого діаметра.

До переваг барабанних вакуум-фільтрів належать: придатність для розділення різноманітних суспензій; можливість виготовлення їх з корозійностійких матеріалів, легкість обслуговування. Однак фільтри мають такі

В зоні промивання на частково зневоднений осад із розбризувальних пристроїв 7 подається промивна рідина, а комірка з'єднується трубою з порожниною 8, яка також сполучена з джерелом вакууму. Промивна рідина крізь шар осаду надходить в комірку і далі трубою та порожниною виходить у другий збірник.

В зоні другого зневоднення промитий осад контактує з атмосферним повітрям, а комірка залишається з'єднаною з порожниною 8, тому промивна рідина витискається з пор осаду і виходить у збірник. Для запобігання утворенню в осаді тріщин під час промивання та зневоднення на нього накладається частина нескінченної стрічки 9, яка внаслідок тертя з осадом переміщується напрямними роликами 10.

недоліки: невелика площа фільтрування та порівняно значна вартість; труднощі ретельного промивання та осушення осаду.

Дисковий вакуум-фільтр (рис. 5.22) призначений для відділення суспензій, які містять достатньо однорідні тверді частинки, що повністю осідають та утворюють осад, який не розрихлюється. Фільтр має розвинутішу фільтрувальну поверхню, ніж барабанні вакуум-фільтри і не потребує промивання.

В дисковому вакуум-фільтрі на горизонтально розміщеному порожнистому валу 1, розділеному на секції, закріплені вертикальні диски 2. Вал з дисками обертається в кориті 3, яке має форму півциліндра і заповнене суспензією. Кожен диск складається з стягнутих фільтрувальною тканиною 1 (рис. 5.23) порожнистих секторів, які мають з обох боків перфоровану або рифлену поверхню. Сектори закріплені на валу накладками 3 і стягуючими шпильками 4.

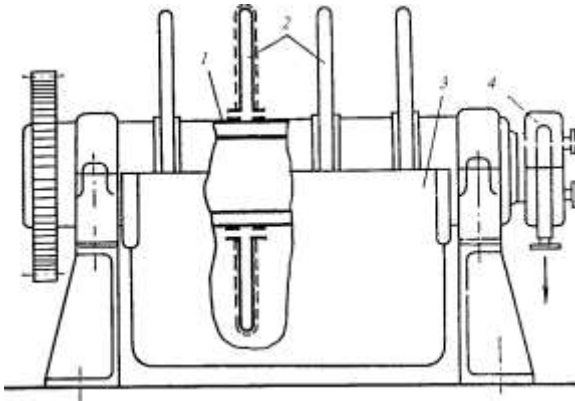


Рисунок 5.22. Дисковий вакуум-фільтр: 1 – порожнистий вал; 2 – диски; 3 – корито; 4 – розподільча головка

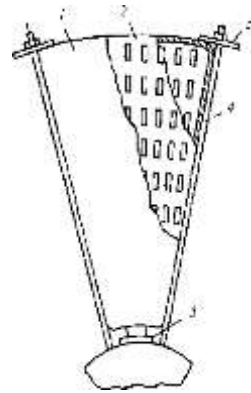


Рисунок 5.23. Секція дискового фільтра: 1 – фільтрувальна тканина; 2 – сектор; 3 – накладка; 4 – стягуюча шпилька; 5 – патрубок

У вузькій частині кожного сектора є патрубок 5, що безпосередньо приймає до вала. За допомогою цього патрубка сектор (його внутрішня порожнина) сполучений з каналом у цапфі вала. На одній з цапф змонтована розподільча головка, подібна за будовою до розподільчої головки барабанного вакуум-фільтра. У процесі фільтрування на бічній поверхні дисків відкладається осад, який після осушення знімається ножами.

Стрічковий вакуум-фільтр (рис. 5.24) використовують для розділення суспензій, що утворюють неоднорідний за розмірами частинок важкий осад, який необхідно промивати. Фільтр являє собою стіл, на якому закріплені відкриті зверху вакуум-камери 3. В нижній частині вакуум-камер є патрубки, за допомогою яких вони з'єднані з колектором фільтрату 8 і промивної рідини

10. Фільтрувальна перегородка 9 (звичай, тканина) покриває прогумовану перфоровану стрічку 4 з бортами, натягнену на приводний 1 і натяжний 6 барабани. Фільтрувальна тканина 9 притискається до гумової стрічки шляхом натягнення її роликми 7. Суспензія подається на стрічку з лотка 5. Коли стрічка з суспензією проходить над вакуум-камерами, відбувається фільтрування та відкладення осаду на тканині, а потім його промивання. Промивна вода подається через форсунки 2. Осад скидається в збірник 12, коли фільтрувальна тканина перегинається на приводному барабані 1.

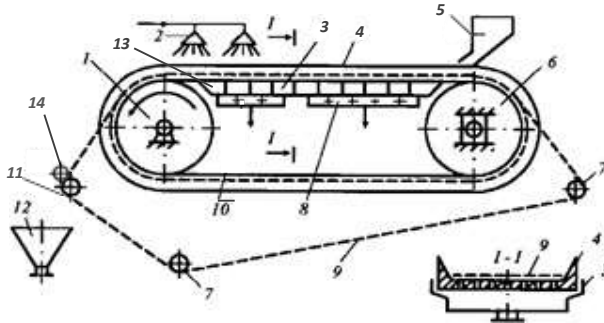


Рисунок 5.24. Стрічковий вакуум-фільтр: 1 – приводний барабан; 2 – форсунки для промивної рідини; 3 – вакуум-камери для фільтрату; 4 – опорна гумова стрічка; 5 – лоток для подавання суспензії; 6 – натяжний барабан; 7 – натяжні роликми; 8 – колектор для фільтрату; 9 – фільтрувальна тканина; 10 – колектор промивної рідини; 11 – напрямний ролик; 12 – бункер для осаду; 13 – вакуум-камери для промивної рідини; 14 – валик для знімання осаду

Регенерація фільтрувальної перегородки здійснюється під час зворотного руху стрічки між роликми 7 за допомогою механічних щіток або пари з форсунок.

До переваг стрічкових фільтрів слід віднести: простоту конструкції порівняно з багатьма іншими фільтрами неперервної дії, чітке розділення фільтрату і промивної води, можливість протитечійного промивання осаду. До їх недоліків належать: невелика поверхня фільтрування порівняно з площею приміщень, яку вони займають, і наявність зон на фільтрувальній перегородці, які не використовуються для фільтрування.

Карусельний вакуум-фільтр використовують для розділення гребодисперсних суспензій. Фільтр містить горизонтальну кільцеву раму, на якій шарнірно закріплені нутчі (ковші), виконані у формі трапецієподібних секторів, кожний з яких має днище у вигляді гумової опорної перфорованої перегородки, покритої фільтрувальною тканиною. Кожний ківш з'єднаний гнучким шлангом з центральною розподільною голівкою, що має будову, подібну до будови головки барабанного вакуум-фільтра. Всі операції у кожному ківшику здійснюються послідовно (рис. 5.25).

Під час обертання рами кожний ківшик заповнюється суспензією і послідовно з'єднується з джерелами вакууму, стиснутого повітря і з атмосферою. Цикл роботи ківшика складається зі стадій фільтрування, зневоднення осаду продуванням повітрям, декількох промивань осаду з проміжним його зневодненням, видалення осаду та промивання тканини.

Коли здійснюється фільтрування, промивання та зневоднення осаду, ківшик з'єднаний з джерелом вакууму, під час видалення осаду – з джерелом стиснутого повітря, а під час промивання тканини – з атмосферою; під час видалення осаду й промивання тканини ківшик перекидається, після чого знов займає своє звичне положення.

Переваги карусельних фільтрів: можливість отримувати концентрований фільтрат; висока продуктивність; можливість

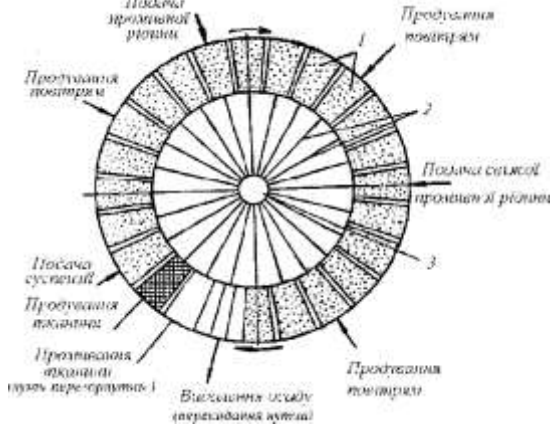


Рисунок 5.25. Схема карусельного вакуум-фільтра: 1 – горизонтальні ковші; 2 – гнучкі шланги; 3 – розподільний пристрій

ретельного промивання осаду; тривалий термін роботи фільтрувальної тканини (завдяки відсутності знімання осаду ножем) і легкість її заміни; низькі експлуатаційні витрати. Робоча фільтрувальна поверхня карусельних фільтрів становить від 1,5 до 40 м².

Інтенсифікація роботи фільтрів досягається збільшенням поверхні фільтрування окремих фільтрів та збільшенням швидкості фільтрування завдяки оптимізації умов розділення суспензій. Поверхня фільтрування деяких барабанних фільтрів досягає 140 м², дискових – 300 м², карусельних – 190 м², стрічкових – 25 м². Оптимальні умови роботи фільтрів забезпечуються за допомогою трьох способів: конструкційних, технологічних і фізико-хімічних. До першої групи відносять зокрема автоматизацію процесів фільтрування. У разі використання способів другої групи вибирають оптимальне значення товщини осаду, різниці тисків, концентрації суспензії, а також проводять попередню класифікацію твердих частинок суспензії на тонко- і грубодисперсні.

Способи третьої групи передбачають фізико-хімічний вплив на суспензію, який змінить питомий опір осаду: зміна умов утворення суспензії (температура, концентрація) для збільшення розміру твердих частинок або утво-

рення замість аморфних частинок – кристалічних; запобігання утворенню смолянистих та колоїдних домішок; додавання у суспензію агрегуючих речовин або таких, що зменшують опір осаду тощо.

5.2.3. Центрифугування

Центрифугуванням називається процес розділення неоднорідних систем, а саме емульсій і суспензій, під дією відцентрових сил у машинах, які називаються центрифугами. Основною частиною центрифуги є барабан (ротор) (рис. 5.26) із суцільною або перфорованою стінкою, що обертається з великою швидкістю на горизонтальному або вертикальному валу. На внутрішній поверхні перфорованого барабана закріплена фільтрувальна тканина або тонка металева сітка. Суспензія надходить всередину барабана і під дією відцентрових сил розділяється на осад і рідку фазу, яка називається *фугатом*. Фугат видаляється з ротора, а осад періодично або безперервно знімається спеціальними пристроями.

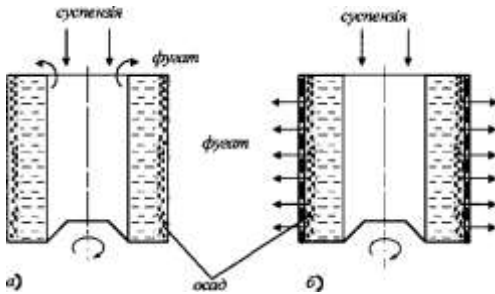


Рисунок 5.26. Центрифуги: а) – із суцільним барабаном (відстійні); б) – із перфорованим барабаном (фільтрувальні)

У *відстійних центрифугах* (з суцільними стінками) здійснюють відстійне центрифугування, тобто відстоювання під дією відцентрових сил, а у *фільтрувальних центрифугах* (з перфорованими стінками) – розділення за принципом фільтрування, де замість різниці тисків використовується відцентрова сила. Процес розділення емульсій у відстійних центрифугах

називають *сепарацією*, а пристрої, у яких здійснюється цей процес - *сепараторами*.

Під час розділення суспензій у відстійних центрифугах розрізняють процеси відцентрового прояснювання і відцентрового відстоювання. Відцентрове прояснювання здійснюють для очищення рідин, які містять незначну кількість твердої фази. Цей процес використовується для розділення тонкодисперсних суспензій та колоїдних розчинів. Відцентрове відстоювання використовують для розділення суспензій, які містять тверду фазу в значній кількості.

Розділення суспензій у фільтрувальних центрифугах називають *відцентровим фільтруванням*.

Тобто, загальні закономірності центрифугування є подібними до закономірностей відстоювання та фільтрування, але є децю складнішими, оскільки замість перепаду тисків та сили тяжіння діє відцентрова сила, що

має більші значення, а шари рідини та осаду не є плоскими, а циліндричної форми, що ускладнює розрахунок.

Відцентрове фільтрування загалом складається з трьох послідовних фізичних процесів:

1) фільтрування з утворенням осаду, 2) ущільнення осаду, 3) видалення з осаду рідини, яка утримується молекулярними силами.

Відцентровим фільтруванням можна досягнути значного ступеня зневоднення осаду. Процеси центрифугування здійснюються періодично або безперервно.

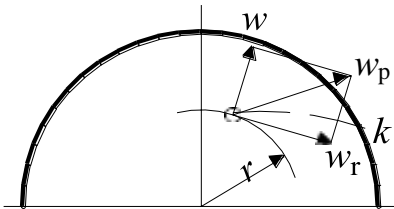


Рисунок 5.27. Схема дії сил на частинку в обертовому потоці

Процеси у відстійних центрифугах. В обертовому потоці на завислу частинку діє відцентрова сила, внаслідок чого вона рухається до периферії від центра вздовж радіуса зі швидкістю, яка дорівнює швидкості осадження w (рис. 5.27). Одночасно частинка рухається разом з потоком з окружною швидкістю w_r . За деякою траєкторією з результируючою швидкістю w_p частинка досягає стінки (точка k), тобто осаджується.

У гравітаційному полі швидкість осадження розраховується за залежністю:

$$w = \frac{\rho_1 - \rho}{18 \cdot \mu} \cdot g \cdot d^2.$$

В полі дії відцентрових сил швидкість осадження також залежатиме від густини ρ_1 і розмірів частинки d , густини рідини ρ та її в'язкості μ . Однак замість сили тяжіння на частинку діє відцентрова сила $\omega^2 \cdot r$, тоді

$$w = \frac{\rho_1 - \rho}{18 \cdot \mu} \cdot g \cdot d^2 \cdot \frac{\omega^2 \cdot r}{g}, \quad (5.29)$$

де r – біжучий радіус обертання частинки, ω – кутова швидкість.

У гравітаційному полі осадження проходить під дією сили тяжіння $G_m = m \cdot g$, а у відцентровому полі – під дією відцентрової сили $P_e = m \cdot \omega^2 \cdot r$. Відношення відцентрового прискорення до прискорення сили тяжіння називають *чинником розділення*, який показує – у скільки разів швидкість осадження у відцентровому полі більша від швидкості осадження в полі тяжіння (у промислових апаратах на два і більше порядків)

$$F_r = \frac{\omega^2 \cdot r}{g}, \quad (5.30) \quad \text{звідки} \quad \omega = \omega_0 \cdot F \cdot r. \quad (5.31)$$

Отже, швидкість осадження в полі відцентрових сил дорівнює добутку швидкості осадження в гравітаційному полі та чинника розділення.

Чинник розділення є важливим показником центрифуг.

Тривалість осадження частинок у полі відцентрових сил. Розглянемо схему горизонтальної відстійної центрифуги (рис. 5.28).

Під час обертання ротора рідина у вигляді концентричного шару рухається вздовж барабана, а тверді частинки під дією відцентрової сили переміщуються до внутрішньої поверхні центрифуги, утворюючи шар осаду. Тривалість осадження частинок можна знайти за рівнянням:

$$\tau = \frac{g \cdot \ln \frac{R}{r_o}}{\omega^2 \cdot \omega}, \quad (5.32)$$

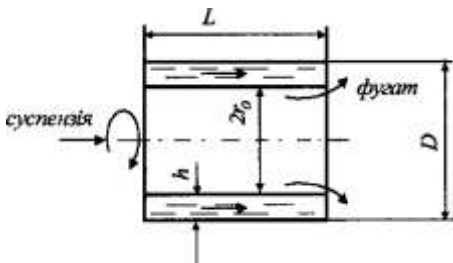


Рисунок 5.28. Схема горизонтальної відстійної центрифуги

швидкість осадження в полі сил тяжіння).

де R – внутрішній діаметр ротора, r_o – радіус вільної поверхні рідини, τ – тривалість осадження.

Отже, час осадження залежить від радіуса барабана і радіуса вільної поверхні рідини, частоти обертання барабана, розмірів частинок і фізичних властивостей твердої й рідкої фаз (які визначають

Роздільна здатність відстійних центрифуг характеризується індексом продуктивності Σ , який визначається добутком площі циліндричної поверхні осадження S в роторі на чинник розділення F_r , і відображає вплив конструктивних особливостей центрифуги на її роздільну здатність

$$\Sigma = S \cdot F_r. \quad (5.33)$$

Вираз для індексу продуктивності стосовно центрифуги, зображеної на рис. 5.28:

$$\Sigma = S \cdot F_r = \frac{2 \cdot \pi \cdot \omega^2 \cdot r_o^2 \cdot L}{g}. \quad (5.34)$$

Рівняння (5.34) можна використовувати за умови, якщо осадження твердих частинок суспензії здійснюється за ламінарного режиму. Однак, внаслідок значної величини відцентрової сили, осадження частинок в центрифугах може

проходити в умовах перехідного та турбулентного режимів. В цих випадках індекс продуктивності визначають:

для перехідного режиму:
для турбулентного режиму:

$$\Sigma = S \cdot F_r^{0,715}; \quad (5.35)$$

$$\Sigma = S \cdot F_r^{0,5}. \quad (5.36)$$

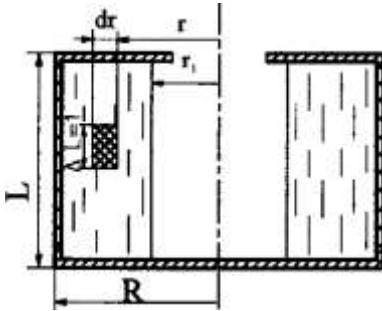


Рисунок 5.29. Схема відцентрового фільтрування

Процеси у фільтрувальних центрифугах. Загалом розділення суспензій у фільтрувальних центрифугах складається зі стадій *утворення, ущільнення та механічного висушування осаду.*

Рушійною силою розділення у фільтрувальних центрифугах, як і у відстійних, є відцентрова сила. Розглянемо фільтрування у відцентровому полі. Ротор центрифуги радіусом R (рис. 5.29) заповнений рідиною, яка обертається разом з ротором з

постійною кутовою швидкістю ω . Внутрішній радіус кільця рідини позначимо r_1 . Визначимо тиск P_B , який виникає від дії відцентрового поля

$$P_B = \rho \cdot \omega^2 = \frac{R^2 - r_1^2}{2}. \quad (5.37)$$

Варто зауважити, що на відміну від звичайного фільтрування, процес відцентрового фільтрування здійснюється в складніших умовах: осад і фільтрувальна перегородка мають значну кривизну, внаслідок чого фактична поверхня фільтрування змінюється вздовж радіуса, у процесі фільтрування відбувається осадження твердої фази суспензії, осад ущільнюється, як під дією гідростатичного тиску рідини, яка обертається, так і масових сил самого осаду.

У фільтрувальних центрифугах зазвичай розділяють концентровані і грубодисперсні суспензії, можна припустити, що процес відцентрового фільтрування здійснюється за законом фільтрування з утворенням осаду.

Основне рівняння відцентрового фільтрування має вигляд

$$\frac{dV}{S \cdot d\tau} = \frac{\rho \cdot \omega^2 \cdot r_c \cdot V_3}{\mu \cdot S \cdot \left(r \cdot \frac{V_o}{S} + R \right)_{\phi_n}}, \quad (5.38)$$

де r_c і V_3 – середній радіус і об'єм кільця завантаження.

Розв'язок рівняння (5.38) залежить від умов проведення процесу, який може здійснюватися в таких режимах:

- за сталої різниці тисків;
- за сталої швидкості фільтрування;
- за сталих різниці тисків і швидкості фільтрування;
- за заданої зміни витрат суспензії;

- за сталих різниці тисків і швидкості фільтрування;
- за сталої витрати суспензії.

Розглянемо, як приклад, *режим за сталої різниці тисків*. В цьому режимі розрізняють три стадії: поступове заповнення ротора суспензією до певної границі, коли процес іде під час сталої витрати суспензії (перша стадія). Процес продовжується за сталої різниці тисків (друга стадія), під час якої рівень суспензії у роторі підтримується незмінним. Після утворення шару осаду певної товщини подачу суспензії припиняють і починається третя стадія (за змінної різниці тисків та швидкості фільтрування), яка закінчується, коли рівень рідини сягає внутрішньої поверхні шару осаду, тобто коли починається стискання осаду. В промисловості завантаження ротора намагаються провести якнайшвидше, а подачу суспензії припиняють, коли товщина шару рідини над осадом сягає мінімальної величини, тому сумарний час першої і третьої стадій зазвичай не перевищує 15–20% від загального часу всього періоду фільтрування, внаслідок чого процес здійснюється переважно за сталої різниці тисків.

За рівнянням (5.38), постійний статичний тиск рідини під час її обертання може бути забезпечений лише, якщо підтримувати сталим рівень ($r_0 = const$), тобто об'єм завантаження. Тому під час відцентрового фільтрування в режимі сталої різниці тисків об'єм суспензії, який надходить в ротор за одиницю часу, має дорівнювати об'єму отриманого за цей час фільтрату.

Будова центрифуг. Центрифуги класифікують за такими ознаками:

- за величиною чинника розділення: нормальні центрифуги ($Fr < 3500$) і надцентрифуги ($Fr > 3500$);
- за режимом роботи: періодичної та неперервної дії;
- за способом вивантаження осаду: з ручним, гравітаційним, інерційним, відцентровим, гідравлічним вивантаженням, вивантаженням пульсуючим поршнем, ножами, шнеком;
- за конструктивними ознаками: відстійні, фільтруючі, а також – вертикальні, нахилені і горизонтальні.

Нормальні центрифуги використовують переважно для розділення різноманітних суспензій, за винятком суспензій з дуже малою концентрацією твердої фази, а також для видалення вологи зі штучних матеріалів. Нормальні центрифуги можуть бути відстійними і фільтрувальними. Надцентрифуги призначені для розділення емульсій і тонкодисперсних суспензій. Це апарати відстійного типу, що поділяються на трубчасті надцентрифуги, які використовуються для розділення тонкодисперсних суспензій, і рідинні сепаратори - для розділення емульсій.

Триколонні центрифуги відносяться до нормальних відстійних або фільтрувальних центрифуг періодичної дії з ручним вивантаженням осаду. Розріз такої центрифуги фільтрувального типу показаний на рис. 5.30.

Вихідна суспензія через отвір у кришці кожуха 5 подається в перфорований ротор 1, внутрішня поверхня якого покрита фільтрувальною тканиною або металевою сіткою. Ротор за допомогою маточини, відлитої як

одне ціле з конусом 2, закріплений на верхньому кінці вала 3, який приводиться в обертовий рух від електродвигуна через клинопасову передачу. Рідка фаза

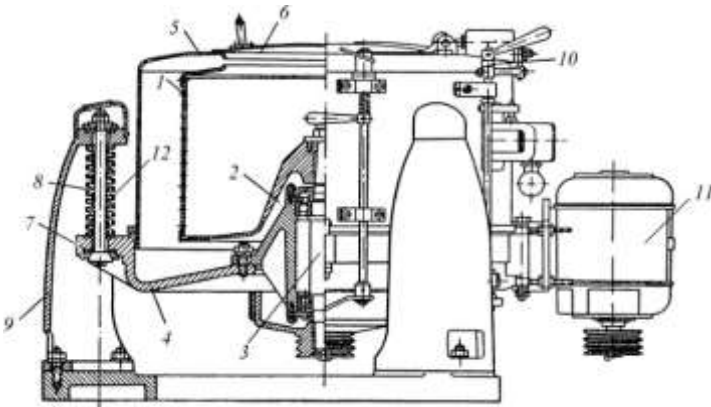


Рисунок 5.30. Триколонна центрифуга: 1 – ротор; 2 – конус; 3 – вал; 4 – днище; 5 – кожух; 6 – кришка; 7 – станина; 8 – тяга; 9 – колонка; 10 – гальмо; 11 – двигун; 12 – пружина

суспензії проходить крізь тканину та отвори в стінці ротора і збирається в днищі 4 станини, до якого прикріплена обичайка 12 кожуха 5, закритого зверху відкидною кришкою 6. Осад, що утворюється на стінках ротора, вивантажується (наприклад за допомогою лопатки) після відкриття кришки кожуха. Пом'якшення вібрацій відбувається внаслідок наявності пружин 12, через які проходять тяги 8. Центрифуга має гальмо 10, яке приводиться в дію тільки після зупинки електродвигуна. Фугат з кожуха відводиться через штуцер днища.

Такі центрифуги мають відносно невеликі габарити, особливо за висотою, що дуже важливо під час обслуговування (завантаження та розвантаження через верхню кришку). Виготовляються такі центрифуги і з нижнім вивантаженням, що є зручнішим у виробничих умовах. Крім цього, вони стійкі в роботі, тому застосовуються для тривалого центрифугування.

Підвісні центрифуги також належать до нормальних відстійних або фільтрувальних центрифуг періодичної дії з вертикальним ротором і пристроєм для вивантаження осаду ручним способом. На рис. 5.31 зображена підвісна фільтрувальна центрифуга з нижнім розвантаженням осаду. Центрифуга має кожух 12, всередині якого обертається барабан 8. В стінках барабана зроблені отвори, а внутрішня поверхня викладена фільтрувальною тканиною та полотнами сит.

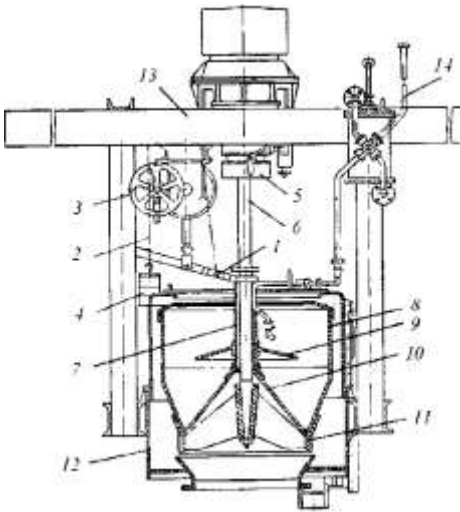


Рисунок 5.31. Підвісна саморозвантажувальна центрифуга з ручним підніманням запірного конуса: 1 – важіль; 2 – трос; 3 – піднімальний механізм; 4 – контрвага; 5 – опора; 6 – вал; 7 – муфта; 8 – барабан; 9 – диск; 10 – запірний конус; 11 – кільце; 12 – кожух; 13 – станина; 14 – труба для подавання суспензії

Для того, щоб система була сталою і самоцентрувалася під час обертання ротора, вал 6 центрифуги закріплений до станини 13 в опорі 6, розміщеної вище від центра інерції обертючих мас. До пересувної муфти 7, розміщеної на валі всередині барабана, прикріплені розподільний диск 9 і запірний конус 10. В робочому стані муфти запірний конус спирається на барабан і обертається разом з ним, а під час піднімання муфти зв'язок запірного конуса з барабаном, що обертається, порушується, і муфта, запірний конус та розподільний диск перестають обертатися.

Барабан приводиться в обертювий рух від електродвигуна через вертикальний вал, на конічний хвостовик якого насаджена маточина кільця 11, скріпленого з барабаном.

Завантаження суспензії зі значною концентрацією твердої фази під час максимальної частоти обертання центрифуги призводить до дебалансування барабана внаслідок нерівномірного розподілення матеріалу по стінках,

тому пульпа на розподільний диск подається під час меншої частоти обертання, а після чого частоту обертання доводять до максимальної величини. Рідина крізь фільтрувальну тканину, сита та отвори в барабані видаляється в простір між кожухом та барабаном і виводиться через штуцер.

Після завершення центрифугування вимикається електродвигун і за допомогою гальмівного пристрою доводять обертання барабана до певної величини (наприклад, у центрифугі ПС-1200 – до 150 об/хв). За цієї частоти обертання піднімають запірний конус і осад вологістю 1,5 – 3,5% вивантажується через отвори вниз. В деяких конструкціях електроприводів центрифуг передбачена можливість регулювання частоти обертання вала.

Саморозвантаження центрифуги відбувається внаслідок того, що барабан у нижній частині має конічну форму з кутом нахилу стінок більшим від кута природного відкосу осаду. В інших конструкціях для полегшення вивантаження осаду іноді використовують скребачки, які зрізають осад зі стінок барабана під час зменшеної швидкості його обертання.

Сучасні підвісні центрифуги повністю автоматизовані і мають програмне керування. Перевагою центрифуг цього типу є неможливість потрапляння на опору і привод агресивних рідин.

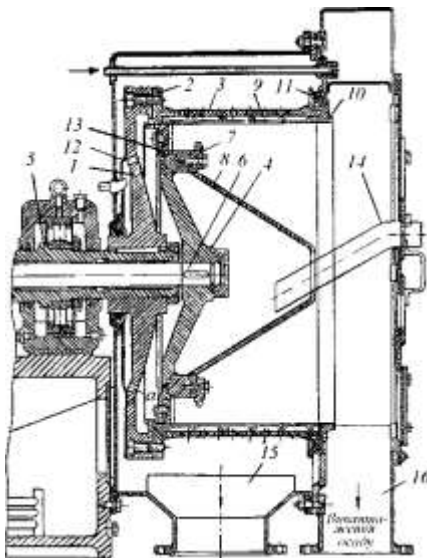


Рисунок 5.32. Автоматична центрифуга з поршневим вивантаженням: 1 – днище; 2 – кільце; 3 – обичайка; 4 – поршень; 5 – порожнистий вал; 6 – шток; 7, 10 – кільце; 8 – розподільна лійка; 9 – сито; 11 – лабіринтне кільце; 12 – жолоб; 13 – бобишка; 14 – живильна труба; 15 – патрубок; 16 – канал

розподільна лійка 8. В середині обичайка ротора покрита металевим ситом 9.

Робота центрифуги здійснюється таким чином. Суспензія трубою 14 надходить у вузьку частину конічної лійки 8, переміщається її внутрішньою поверхнею і поступово набуває швидкості, яка майже дорівнює швидкості обертання ротора. Після цього суспензія відкидається через щілину між лійкою і поршнем на внутрішню поверхню сита в зоні перед поршнем. Під дією відцентрової сили рідка фаза проходить через отвори сита і видаляється з кожуха через патрубок 15. Тверда фаза затримується на ситі у вигляді осаду і періодично переміщається поршнем до краю ротора. Висота шару осаду регулюється кільцем 7, яке переміщається разом з поршнем і вирівнює осад. За кожний хід поршня з ротора вивантажується кількість осаду, що відповідає довжині ходу поршня. З кожуха осад видаляється каналом 16.

Підвісні відстійні центрифуги використовують для розділення тонкодисперсних суспензій з невеликою концентрацією твердої фази, що дає можливість подавати суспензію в барабан безперервно до отримання шару осаду достатньої товщини.

Автоматичні центрифуги з поршневим вивантаженням належать до фільтрувальних центрифуг безперервної дії з горизонтальним ротором. Ротор (рис. 5.32) складається з днища 1, до якого прикріплене кільце 2 і приварена обичайка 3. Ротор закріплений на головному порожнистому валу 5, всередині якого знаходиться шток 6, який обертається разом з порожнистим валом. На штоку 6 закріплений поршень 4.

Шток разом з поршнем здійснює зворотно-поступальний рух від спеціального гідроциліндра. Хід поршня становить приблизно 1/10 від довжини ротора. За одну хвилину поршень здійснює 10–16 ходів. Напрямок зворотно-поступального руху поршня змінюється автоматично. На бобишках 13 поршня закріплені врівноважувальне кільце 7 і

На задній стінці днища закріплений кільцевий жолоб 12, всередину якого подається промивна вода для видалення осаду, що може накопичитись в процесі роботи між поршнем і днищем. Вода проходить через вікна *a*. Розглянута центрифуга використовується для розділення грубодисперсних суспензій.

Центрифуги зі шнековим розвантаженням осаду належать до нормальних відстійних або фільтрувальних центрифуг неперервної дії з горизонтальним або вертикальним ротором.

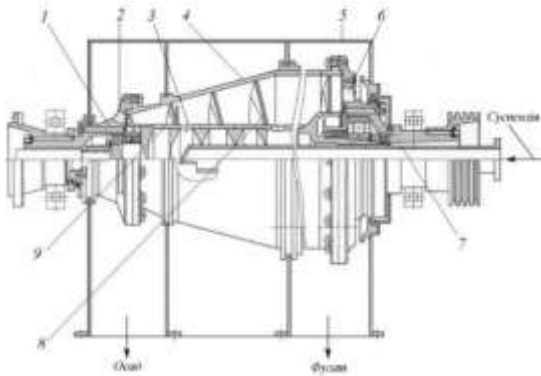


Рисунок 5.33. Горизонтальна центрифуга неперервної дії зі шнековим вивантаженням осаду: 1 – цапфа; 2, 3, 6 – отвори; 4 – ротор; 5 – кожух; 7 – труба для подачі суспензії; 8 – шнек; 9 – циліндрична основа шнека

На рис. 5.33 зображена відстійна центрифуга. Ротор 4 центрифуги конічної форми обертається на порожнистих цапфах 1. Всередині ротора на 1,5 – 2% повільніше від швидкості обертання ротора (завдяки приводу шнека через диференціальний редуктор) обертається шнек 8 з порожнистим валом, цапфи якого розміщені всередині цапф ротора. Суспензія подається трубою 7 і через отвори 3 надходить в простір між конічним ротором і циліндричною основою шнека.

Під дією відцентрової

сили тверда фаза суспензії відкидається до стінок ротора, утворюючи шар осаду. Внаслідок різниці швидкостей обертання шнека та ротора осад шнеком повільно переміщується до отворів 2 у роторі і далі виводиться через камеру кожуха. Фуґат переливається через вікна 6 ротора і виводиться з центрифуги через другу камеру кожуха. У разі необхідності осад в кінці зони відстоювання промивається водою, яка подається трубою 7. Коли осад рухається в незаповненій суспензією частині ротора, він додатково зневоднюється (зона сушіння). Режим роботи центрифуги можна регулювати зміною подачі суспензії, ступенем відкриття зливних вікон 6, зміною кількості обертів ротора і шнека.

Центрифуги зі шнековим вивантаженням осаду характеризуються значною продуктивністю і використовуються для розділення тонкодисперсних суспензій з великою концентрацією твердої фази, а також для класифікації твердих частинок за розмірами і густиною.

До недоліків центрифуг відносять значні витрати енергії на переміщення осаду в диференційному редукторі, а також подрібнення частинок осаду.

Центрифуги з інерційним вивантаженням осаду являють собою нормальні фільтрувальні центрифуги неперервної дії з вертикальним конічним ротором.

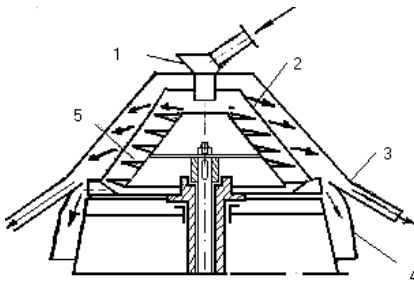


Рисунок 5.34. Центрифуга з інерційним вивантаженням осаду: 1 – лунка для подавання суспензії; 2 – ротор; 3 – канал для видалення рідкої фази; 4 – канал для видалення твердих частинок; 5 – шнек

отвори ротора і видаляється з центрифуги каналом 3, а тверді частинки, розмір яких повинен бути більшим від розміру отворів, затримуються всередині ротора. Утворений таким чином шар твердих частинок, кут тертя якого менший, ніж кут нахилу стінок ротора, переміщається до його нижнього краю і відводиться від

центрифуги каналом 4. Для збільшення тривалості періоду, під час якого рідина відокремлюється від твердих частинок, рух їх гальмується шнеком 5, який обертається повільніше від ротора. Необхідна різниця швидкостей обертання ротора і шнека досягається за допомогою зубчастого редуктора.

Центрифуги з інерційним вивантаженням осаду застосовуються для розділення суспензій крупнозернистих матеріалів.

Рідинні сепаратори. Ці апарати відносяться до відстійних надцентрифуг неперервної дії з вертикальним ротором і використовуються для розділення емульсій. Відстійні центрифуги для розділення емульсій часто називають сепараторами. У промисловості найширшого використання набули одно- і багатокамерні, а також тарілчасті сепаратори.

Суспензія, що містить крупнозернистий матеріал, наприклад, вугілля, руду, пісок, надходить в центрифугу зверху через лунку 1 (рис. 5.34). Під дією відцентрових сил суспензія відкидається до конічного ротора 2 з перфорованими стінками. В цей час рідка фаза суспензії проходить через

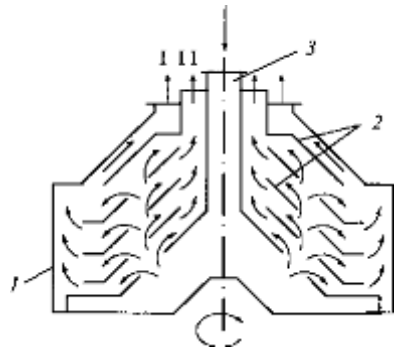


Рисунок 5.35. Схема тарілчастого сепаратора: 1 – барабан; 2 – тарілки; 3 – труба для подавання емульсії; I – вихід важкої рідини; II – вихід легкої рідини

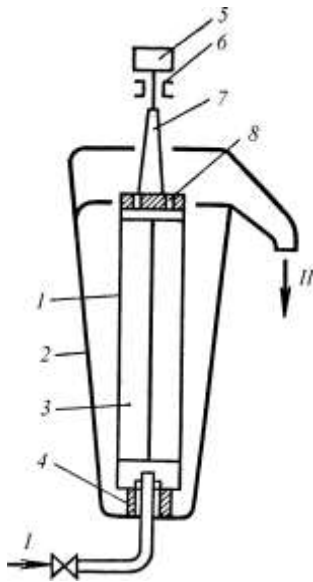


Рисунок 5.36. *Схема будови трубчастої надцентрифуги:*

*1 – трубчастий барабан; 2 – кожух;
3 – радіальні лопаті; 4 – підп'ятник;
5 – шків; 6 – опора; 7 – шпиндель; 8 – отвір для виведення проясненої рідини; I – суспензія; II – прояснена рідина*

ротора з'єднана з кінцевим шпинделем 7, останній підвішений на опорі 6. Шпиндель приводиться в обертання за допомогою шківа 5. В нижній частині ротора розміщений еластичний підп'ятник 4, через який у ротор введена живильна труба. Суспензія надходить в нижню частину ротора і рухається знизу догори. Тверді частинки під дією відцентрової сили осаджуються на стінці барабана, а прояснена рідина викидається через отвори 8 і видаляється з верхньої частини кожуха трубою. Через певні проміжки часу центрифугу зупиняють і вимивають накопичений у барабані осад.

Порівняно з рідинними сепараторами трубчасті надцентрифуги мають ротор меншого діаметра (не більше 200 мм), який обертається зі значною швидкістю (до 45000 об/хв.). Це дає змогу отримати в трубчастих надцентрифугах значний фактор розділення (до 15000) і розділяти тонкодисперсні системи (про-

На рис. 5.35 представлена схема тарілчастого сепаратора. Емульсія подається центральною трубою 3 у нижню частину барабана 1, звідки через отвори в тарілках 2 розподіляється тонкими шарами між ними. Важча рідина відкидається відцентровою силою до периферії і виводиться через отвір I. Легша рідина переміщається до центра барабана і виводиться через кільцевий канал II. Рідинні сепаратори виготовляються з діаметром ротора 150-300 мм і обертаються зі швидкістю 5000-10000 об/хв.

Трубчасті надцентрифуги. В основу будови і роботи трубчастих надцентрифуг покладено збільшення відцентрової сили зменшенням радіуса й одночасним збільшенням швидкості обертання. Для того, щоб покращити умови розділення, висота трубчастих надцентрифуг має у декілька разів перевищувати їхній діаметр, що збільшує шлях рідини в роторі.

Схема будови трубчастої надцентрифуги показана на рис. 5.36. В кожусі 2 розміщений трубчастий барабан 1, всередині якого є радіальні лопаті 3. Лопаті запобігають відставанню рідини від стінок ротора під час його обертання. Верхня частина

світлювати лаки, наприклад). Трубочасті надцентрифуги доцільно використовувати в тих випадках, коли виділений осад повинен містити мінімальну кількість рідкої фази, а також для розділення емульсій.

В трубочастих надцентрифугах зручно обробляти рідини, робота з якими потребує герметизації обладнання, а також проводити процес за сталої температури (низької чи високої), оскільки поверхня теплопередачі у них є достатньо великою.

Гідроциклони - це апарати, в яких розділення рідких неоднорідних систем також відбувається під дією відцентрових сил, але, на відміну від центрифуг, вони не мають рухомих частин і відцентрова сила виникає внаслідок їх геометричної будови.

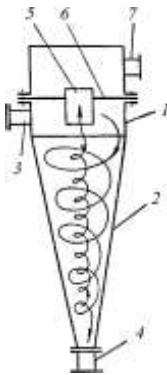


Рисунок 5.37. Гідроциклон: 1 – циліндрична частина циклона; 2 – конічна частина; 3 – патрубок для подачі суспензії; 4 – патрубок для виведення шламів; 5 – труба; 6 – перегородка; 7 – патрубок для виведення проясненої рідини

Гідроциклон (рис. 5.37) має корпус, який складається з двох частин: верхньої короткої циліндричної 1 і конічної 2. Суспензія подається тангенціально розміщеним патрубком 3 в циліндричну частину корпусу, де набуває інтенсивного обертального руху. Під дією відцентрових сил найбільш грубі тверді частинки переміщуються до стінок апарата і концентруються у зовнішніх шарах обертального потоку. Далі вони рухаються за спіральною траєкторією вздовж стінок гідроциклону і у вигляді згущеної суспензії виводяться через патрубок 4. Прояснена рідина разом з дрібними твердими частинками рухається вгору закрученим спіральним потоком і виводиться трубою 5, закріпленою на перегородці 6, і далі патрубком 7.

Гідроциклони широко використовуються для прояснення суспензій, згущування шламів, а також для класифікації (розділення матеріалів на фракції за розмірами зерен) твердих частинок діаметром від 5 до 150 мкм. Гідроциклони загального призначення випускаються промисловістю діаметром 300-350 мм і висотою 1–1,2 м. Для згущування й прояснювання

тонкодисперсних суспензій використовуються гідроциклони діаметром 100 мм і менше. Гідроциклони малих діаметрів, об'єднані у загальний агрегат, в якому вони працюють паралельно, називають мультигідроциклонами. Використання мультигідроциклонів потребує більших економічних затрат ніж гідроциклонів, але в них із суспензій виділяються дрібніші частинки. Це стає зрозумілим, якщо навести вираз для визначення відцентрової сили – $P_e = m \cdot v^2 / R$. Чим менший радіус циклонного елемента, тим більшою є відцентрова сила, відповідно більша ймовірність виділення з потоку суспензії тонкодисперсних частинок.

Для зменшення зношування стінок гідроциклони часто виготовляють зі змінною футерівкою – з гуми, спеціальної кераміки, пластмас, металевих сплавів та ін.

Продуктивність гідроциклонів наближено може бути розрахована за рівнянням

$$V = 3,19 \cdot d_{зл.} \cdot D \cdot \sqrt{\Delta P}, \quad (5.39)$$

де $d_{зл.}$ – діаметр зливного патрубку (для виведення проясненої рідини), м; D – діаметр циліндричної частини циклона, м; ΔP – перепад тисків в гідроциклоні, Па.

До переваг гідроциклонів належать: висока продуктивність; відсутність у ньому рухомих частин; компактність; простота та легкість обслуговування; відносно невелика вартість; різні можливості застосування (згущення, прояснення, класифікація). В гідроциклонах можна досягти тоншої сепарації з більшою щільністю зливання без укрупнення дрібних частинок.

Проте, в циклонах відбувається швидке зношування окремих частин, особливо корпусу. Для запобігання цьому процесу гідроциклони виготовляють зі змінною футерівкою зі зносостійких матеріалів (гума, спеціальна кераміка, пластмаси, металічні сплави тощо).

5.3. Розділення газових систем

В промислових умовах внаслідок механічного подрібнення твердих матеріалів – дроблення і помелу, під час транспортування сипких матеріалів, згоряння палива, переробки й зберігання тонкоподрібнених матеріалів утворюється пил (розміром від 3 до 70 мкм), який разом з газом (повітрям) викидається в атмосферу. Крім цього, в атмосферу потрапляють дрібні краплинки рідини (розмірами від 0,001 до 1 мкм), які утворюються під час конденсації парів (туману). Це призводить до забруднення повітря, втрат цінних матеріалів, корозії апаратури, порушення технологічних процесів тощо. Тому очистка промислових газів є одним з найважливіших технологічних завдань багатьох підприємств різних галузей промисловості.

Розрізняють такі способи очистки газів:

- осадження під дією сил тяжіння;
- осадження під дією інерційних, зокрема, відцентрових сил;
- фільтрування;
- мокра очистка;
- осадження під дією електростатичних сил (електрична очистка).

Необхідний ступінь очищення в реальних умовах досягається зазвичай не в одному пилоочисному апараті, а у двох чи багатоступеневих установках, до складу яких входять апарати одного або різних типів.

Ступінь очистки газів η (%) у пиловловлювальних апаратах будь-якого типу (ККД апарата) визначається за залежністю

$$\eta = \frac{G_1 - G_2}{G} \cdot 100\% = \frac{V_1 \cdot x_1 - V_2 \cdot x_2}{V \cdot x} \cdot 100\% = \left(1 - \frac{V_2 \cdot x_2}{V \cdot x} \right) \cdot 100\% , \quad (5.39)$$

де G_1 і G_2 – маса завислих частинок у вихідному (забрудненому) та очищеному газі, кг/год; V_1 і V_2 – об'ємні витрати газу (забрудненого) на вході в апарат і на виході з нього (за нормальних умов), м³/с; x_1 і x_2 – концентрація пилу (туману) в запиленому й очищеному газі, приведені до нормальних умов, кг/м³.

В багатьох випадках для досягнення необхідного ступеня очистки газів використовують двоступінчасті й багатоступінчасті установки, які складаються з газоочищувальних апаратів одного або різних типів.

5.3.1. Очистка газів під дією сил тяжіння

Осадження твердих частинок у газовому середовищі підпорядковується законам осадження під дією сил тяжіння в крапельній рідині. Швидкість осадження:

$$\omega = \frac{g \cdot d^2 \cdot (\rho_m - \rho_g)}{18 \cdot \mu} , \quad (5.40)$$

де d – діаметр частинок забрудненого газу; μ – в'язкість газового середовища.

Тобто швидкість осадження за інших однакових умов пропорційна різниці густин частинок ρ_m і газу ρ_g . З урахуванням того, що густина газу ρ_g на три порядки менша від густини рідини ρ_p , можна зробити висновок, що швидкість очистки газів в полі дії сил тяжіння буде значно більшою від швидкості осадження у крапельно-рідинних середовищах.

Максимальний розмір частинок, осадження яких здійснюється за законом Стокса, можна знайти за рівнянням

$$d_{\max} \approx 1,56 \cdot \sqrt[3]{\frac{\mu^2}{\rho \cdot (\rho_m - \rho_g)}} . \quad (5.41)$$

Існує і мінімальний розмір частинок, нижче якого спостерігається відхилення від закону Стокса. Нижня межа застосування закону Стокса відповідає $Re \approx 10^{-4}$. Якщо $Re \leq 10^{-4}$, то на швидкість осадження дуже дрібних частинок починає впливати тепловий рух молекул середовища. Якщо $d \approx 0,1$ мкм, пил не осаджується, а спостерігається тільки хаотичний броунівський рух його частинок.

Пилоосаджувальні камери. Камера 1 являє собою споруду, зазвичай, прямокутної форми (рис. 5.38), всередині якої розміщені горизонтальні перегородки (полички) 2. Частинки пилу осаджуються на перегородках під час руху

газу по каналах, утворених перегородками. Відстань між перегородками незна-

чна і становить 0,1 – 0,4 м, тобто цим самим забезпечується невеликий шлях осадження частинок. Крім цього, наявність перегородок дозволяє збільшити ефективну поверхню осадження. Усе це сприяє зменшенню часу осадження та збільшенню ступеня очистки газу і продуктивності камери. Швидкість потоку газу в камері повинна бути такою, щоб частинки за час перебування газу в апараті встигли осісти. Зазвичай швидкість приймають 1 – 1,5 м/с.

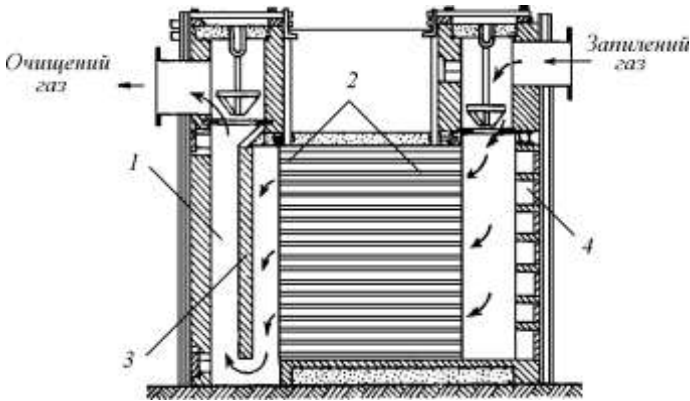


Рисунок 5.38. Пилоосаджувальна камера: 1 – камера; 2 – полицки (перегородки); 3 – відбивна перегородка; 4 – дверцята для вивантаження пилу

Після проходження по каналах між перегородками газ огинає вертикальну відбивну перегородку 3 і виводиться з камери. Відбивна перегородка сприяє рівномірнішому розподіленню газу між полицками камери, оскільки гідравлічний опір каналів однаковий. Пил з перегородок видаляється вручну спеціальними скребачками через дверцята 4. Для неперервності очистки газу камера складається з двох секцій. Коли в одній секції здійснюється очистка газу, з другої видаляють осаджений пил.

Пилоосаджувальні камери прості у виготовленні, мають невеликий гідравлічний опір (50-100 Па), однак вони громіздкі, ефективність очистки в них низька (40-50%), особливо під час вловлювання дрібнодисперсного пилу (<20 мкм). Тому такі апарати в більшості випадків використовують як перший ступінь очистки газів, що містять частинки пилу розміром більше 100 мкм.

5.3.2. Очистка газів під дією інерційних і відцентрових сил

Інерційні та жалюзійні пиловловлювачі. Принцип дії пиловловлювачів заснований на використанні інерційних сил. Якщо в апараті на напрямку руху газу встановити перешкоду, то газовий потік огинає її, а тверді частинки за інерцією

зберігають початковий напрямок руху. Натикаючись на перешкоду, частинки втрачають швидкість і випадають з потоку. Для ефективного вловлювання пилу швидкість газу перед перешкодою (перегородкою) повинна бути не меншою ніж 5 – 15 м/с, тому опір цих апаратів більший ніж пилоосаджувальних камер (150-390 Па). Їх переважно використовують для попередньої грубої очистки газів у хімічній промисловості та кольоровій металургії.

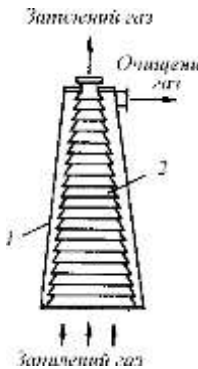


Рисунок 5.39. Конічний інерційний пиловловлювач:
1 – корпус;
2 – жалюзійні кільця

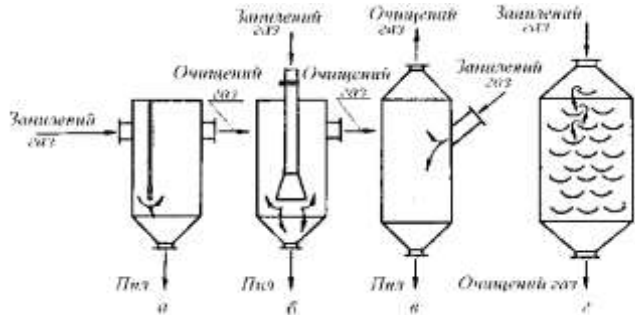


Рисунок 5.40. Інерційні пиловловлювачі: а – з вертикальною перегородкою; б – з центральною трубою; в – з бічним патрубком; г – з горизонтальними елементами

Для зміни напрямку руху газового потоку можна використовувати пластини або кільця (рис. 5.39). В цьому випадку апарат виконується у вигляді конуса, який складається з окремих кілець з певним зазором між елементами. Висота кожного конусного кільця 10 – 20 мм, а зазор між елементами 2 – 20 мм. Фракційний ступінь очистки газу в жалюзійному пиловловлювачі з кільцями за опору 400-500 Па та густини пилу $2 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$ коливається від 25% (для діаметра частинок 5 мкм) до 98% (для діаметра частинок 60 мкм).

Кожний інерційний пиловловлювач повинен бути оснащений невеликим циклоном для очистки запиленого потоку газу, який виходить із центральної частини апарата. Конструкції інерційних пиловловлювачів показані на рис. 5.40. Інерційні апарати здатні вловлювати частинки з розмірами, більшими ніж 25 – 30 мкм (ступінь очистки 60-70%).

Інерційні апарати використовують переважно для попередньої грубої очистки газів у хімічній промисловості і кольоровій металургії, очистки пічних газів у сірчаноокислотному виробництві (як елементи газоходів) тощо.

Інерційні пиловловлювачі відрізняються простотою конструкції, компактністю і не мають рухомих частин, однак в них досягається невисокий ступінь очищення (приблизно 60%) пилу (розмір видалених частинок – більше 25 мкм).

До недоліків інерційних пиловловлювачів належить порівняно великий гідравлічний опір, швидке зношування та забивання перегородок.

В жалюзійному пиловловлювачі, показаному на рис. 5.41, в камері 3 встановлена пластинчаста жалюзійна решітка 4, яка ділить камеру на дві частини.

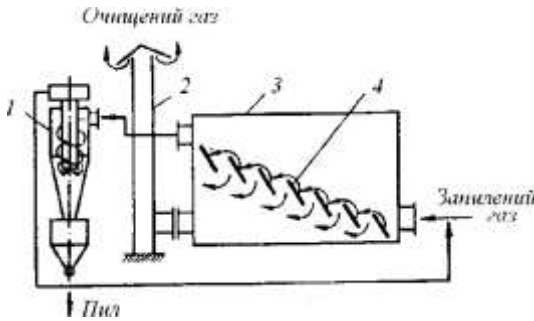


Рисунок 5.41. Жалюзійний інерційний пиловловлювач: 1 – циклон; 2 – труба; 3 – камерний жалюзійний пиловловлювач; 4 – жалюзійні пластинчасті

вони вдаряються об поверхню пластин і відбиваються в бік, протилежний рухові основного потоку. В результаті газ, який пройшов через решітку, значно очищається від пили; частина газу, яка залишилася з іншого боку решітки, збагачена пилом, надходить у циклон для вловлювання пили. Швидкість газу перед жалюзійною решіткою повинна бути достатньо високою (до 15 м/с), щоб був досягнутий ефект інерційного виділення пили. На ступінь очистки впливає також швидкість руху газів, які відсмоктуються в циклон. Гідравлічний опір решітки становить 100-500 Па.

Циклони. Відокремлення частинок пили від газу у циклоні відбувається завдяки відцентровій силі, яка виникає під час обертального руху газового потоку. Циклонні апарати найбільш поширені у промисловості. Це обумовлено відносно простою їх конструкцією, незначним гідравлічним опором, малими геометричними розмірами (габаритними) і відносно високою продуктивністю. Незважаючи на значну різноманітність конструкцій, класичний варіант циклону має такі конструктивні елементи (рис. 5.42): циліндричну обичайку 3 з кришкою 5 і тангенціально розміщеним патрубком 4 для введення запиленого газу; конус 2 з патрубком для виведення пили; центральну трубу 7 з патрубком 6 для виведення очищеного газу; пилозбірник 1.

Розміри і геометричні форми позначених елементів в циклонах можуть бути різні; крім цього, деякі з них мають додаткові конструктивні елементи,

Нижня частина має вихідний патрубок набагато більшого перерізу, ніж вихідний патрубок верхньої частини, внаслідок чого основна кількість газу (90-95%) проходить між пластинами решітки і продовжує свій рух з другого боку решітки. Частинки пили, які рухаються разом з газом, у разі зміни напрямку руху газових струменів намагаються зберегти початковий напрямок. Під час цього

наприклад, закручувачі, гвинти, розетки та інші пристрої для завихрювання газу. Запилений газ надходить в циклон через тангенціально розміщений патрубок, завдяки чому він набуває обертового руху. Після 2 – 3 обертів у кільцевому зазорі між корпусом і центральною трубою газ гвинтоподібно опускається вниз, при цьому в конічній частині внаслідок зменшення діаметра швидкість обертання потоку збільшується.

Під дією відцентрової сили частинки пилу відкидаються до стінок циклона, внаслідок чого основна їх маса зосереджується в потоці газу, який рухається безпосередньо біля стінок апарата. Газовий потік переміщається в нижню частину конуса, змінює напрямок руху на 180° і центральною трубою виходить з апарата. Частинки пилу за інерцією продовжують рухатися вздовж стінок конуса і потрапляють у пилосбірник. Таким чином, у циклоні відбуваються складні аеродинамічні процеси, від

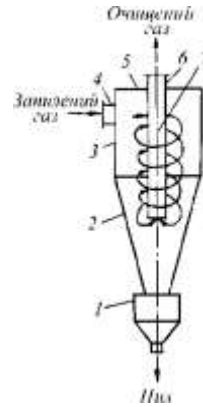


Рисунок 5.42. Циклон: 1 – пилосбірник; 2 – конічна частина корпусу; 3 – циліндрична частина корпусу; 4 – тангенціально розміщений патрубок; 5 – кришка; 6 – патрубок; 7 – центральна труба

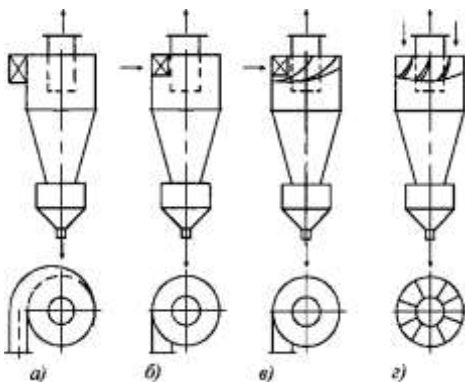


Рисунок 5.43. Схеми циклонів залежно від способу підведення запиленого газу

характеристик яких залежить ефективність очистки газу.

Залежно від способу підведення газів в апарат, циклони поділяються на такі групи (рис. 5.43): а) зі спіральним, б) тангенціальним, в) гвинтоподібним, з) осьовим підведенням. Найбільш доцільним з точки зору аеродинаміки є підведення газу по спіралі.

Однак на практиці однаково використовуються циклони з усіма способами підведення газу.

У промисловості тривалий час найпоширенішими були циклони Ленінградського науково-дослідного інституту з промислової та санітарної очистки газів. Ці циклони виготовляються діаметром від 100 до 1000 мм у декількох модифікаціях: із подовженою конічною частиною – СК-ЦН-34, СДК-ЦН-33 (характеризуються більшою ефективністю, але мають підвищений

та санітарної очистки газів. Ці циклони виготовляються діаметром від 100 до 1000 мм у декількох модифікаціях: із подовженою конічною частиною – СК-ЦН-34, СДК-ЦН-33 (характеризуються більшою ефективністю, але мають підвищений

гідралічний опір); із подовженою циліндричною частиною і нахиленим вхідним патрубком – ЦН-11, ЦН-15, ЦН-24 (характеризуються значною продуктивністю). Розглянуті циклоні придатні для очистки газів із концентрацією пилу $\leq 400 \text{ г/м}^3$ за температури газів до 400°C .

Продуктивність циклонів за газом залежно від геометричних розмірів і конструктивного виконання – від 20 до $50000 \text{ м}^3/\text{год}$. Коефіцієнт очистки газу від пилу коливається в значних межах, залежно від діаметра циклона та розмірів частинок. Наприклад, коефіцієнт очистки в циклоні ЦН-24 діаметром 1 м під час вловлювання частинок розміром 5 мкм – 30%, а частинок розміром 20 мкм – 96%. Ступінь очистки визначають за нормальними та номограмами, складеними на підставі дослідних даних, залежно від фракційного складу пилу та його густини, початкової запиленості газу, допустимого гідралічного опору тощо.

Циклон конструкції Науково-дослідного інституту з санітарного та промислового очищення газів (НДІО-газ) (рис. 5.44) містить вертикальний циліндричний корпус 1 з конічним днищем 7 і кришкою 8. Запилений газ надходить тангенціально зі значною швидкістю (20-30 м/с) через патрубок 2 прямокутного перерізу у верхню частину корпусу циклона. В корпусі потік запиленого газу рухається вниз за спіраллю вздовж внутрішньої поверхні стінок циклона. За такого обертального руху важчі частинки пилу переміщуються в напрямку руху відцентрової сили швидше, ніж частинки

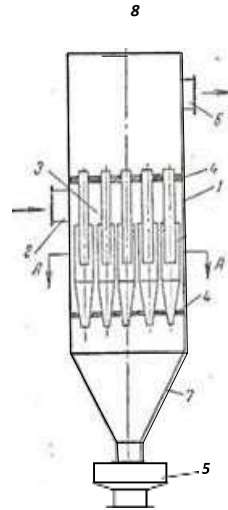


Рисунок 5.44. Батареїний циклон: 1 – корпус циклона; 2 – вхідний патрубок; 3 – газорозподільна камера; 4 – трубні решітки; 5 – пилосбірник; 6 – вихідний патрубок для очищеного газу; 7 – конічне днище (бункер), 8 – кришка

газу, концентруються біля стінок апарата і переносяться потоком газу у пилосбірник 5. Тут пил осаджується, а очищений газ, продовжуючи обертатися за спіраллю, піднімається догори і видаляється через вихлопну трубу 6.

Рух частинок пилу в циклоні обумовлений в основному обертальним рухом потоку газу у напрямку до пилосбірника (вплив сил тяжіння частинок має в цьому випадку значно менше значення). Тому циклоні можна встановлювати не тільки вертикально, але й похило чи горизонтально.

Ступінь очищення газу в циклоні залежить не тільки від розмірів частинок пилу та швидкості обертання потоку, а й від конфігурації основних елементів та співвідношення геометричних розмірів циклона. Крім циклонів НДІОгазу існує

велика кількість інших циклонів, в яких підвищення ступеню очищення запиленого газу досягається ускладненням конструкції апарату і, водночас, підвищенням його гідравлічного опору. Тому для очищення промислових газів, зазвичай, застосовуються циклони НДЮгазу. Однак, для очищення вентиляційного повітря використовують простіші за конструкцією, але менш ефективні циклони.

В циклонах НДЮгазу з діаметром корпусу від 100 до 1000 мм ступінь очищення газів від пилу становить 30-85% (для частинок діаметром 5 мкм) і зі збільшенням діаметра частинок зростає до 70-95% (для частинок діаметром 10 мкм) і до 95 –99% (для частинок діаметром 20 мкм). При цьому вміст пилу в очищуваному газі не повинен перевищувати 0,2 –0,4 кг/м³. Теоретичний розрахунок циклонів є дуже складним, тому їх розраховують спрощено за гідравлічним опором апарата.

Циклони з вуглецевої сталі застосовують для очищення газів, що мають температуру не більше 400°C. Гази з вищою температурою очищують у циклонах, виготовлених з жаротривких матеріалів; в цих випадках корпус циклона футерують зсередини термостійкими матеріалами (шамотною цеглою, вогнетривкими плитками та ін.). Найнижча температура газів, що надходять на очищення в циклон, повинна бути не менше ніж на 15 –20°C вище від точки роси, щоб не відбувалося конденсації парів вологи та утворення шламу, що значно погіршує якість очищення.

Для очищення великих кількостей запиленних газів замість циклона великого діаметра використовують декілька циклонних елементів значно меншого діаметра (їх монтують в одному корпусі). Такі циклони називають батарейними циклонами або мультициклонами.

Групові та батареїні циклони. Збільшення діаметра циклонів за постійної тангенціальної швидкості вхідного газу призводить до зменшення відцентрової сили, а відповідно, і до зменшення ефективності очистки. Тому збільшувати розміри промислових циклонів вище певних меж недоцільно. Крім цього, поодинокі циклони навіть значних розмірів мають порівняно малу продуктивність.

Деякі сучасні підприємства важкої промисловості, металургійної галузі та інші потребують очищення газів, обсяги яких сягають декількох сотень тисяч метрів кубічних за годину. В таких випадках для очистки газів використовують групові циклони, які складаються з кількох окремих циклонів.

Як приклад, на рис. 5.45 зображений груповий циклон з дворядним розміщенням окремих циклонів. Запилений газ подається через загальний колектор одночасно в усі циклони 1. Вхід газу в циклони тангенціальний. На кінцях центральних труб циклонів закріплені спіралеподібні камери 4, з'єднані з колектором 5 для виведення очищеного газу. Осаджений у циклонах пил збирається в бункері 2. Прийнято вважати, що ступінь очищення газу у груповому циклоні дорівнює ступеню очистки в поодинокому циклоні, який входить у цю групу. Але практично ступінь очищення дещо менший, ніж у циклоні, оскільки складно забезпечити герметичність установки. Досвід показує, що у разі підсмоктування

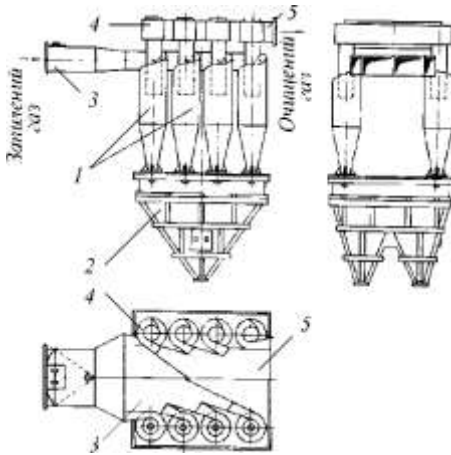


Рисунок 5.45. Груповий циклон із двоярядним розміщенням окремих циклонів: 1 – циклон; 2 – бункер; 3 – вхідний патрубок; 4 – спіралеподібна камера; 5 – колектор

працюють у широкому діапазоні запиленості газів (до 100 і більше г/м³), температур (до 400°С) і тисків, забезпечують вищий ступінь очищення.

Останнє пояснюється тим, що ступінь очистки газу в циклонах залежить від величини чинника розділення $F_r = w^2/gr$. З цього виразу бачимо, що ступінь очистки може бути збільшений зменшенням радіуса обертання потоку запиленого газу, або збільшенням швидкості газу. Оптимальна швидкість газу в циклонах 3,5–4 м/с. Подальше збільшення швидкості призводить до значного зростання гідравлічного опору, крім цього, посилюється турбулентність газового потоку, що погіршує очистку газу. Із зменшенням радіуса циклона зменшується його продуктивність. Для забезпечення очистки значних об'ємів запиленого газу з високим ступенем очистки (до 90–98%) установки батарейних циклонів комплектують з окремих циклонних елементів малого діаметра. Батарейний циклон може містити декілька десятків і навіть сотень паралельно підключених елементів. Так, батарейний циклон продуктивністю 650 тисяч м³/год. містить 792 циклонних елементи. Досвід, однак, показує, що оптимальними є апарати з елементами до 100 штук.

На рис. 5.46, б показаний батарейний циклон, який складається з паралельно встановлених у корпусі 9 циклонних елементів 2. Запиленний газ через вхідний патрубок 4 потрапляє в газорозподільну камеру 10, обмежену трубними решітками 7, в яких герметично закріплені циклонні елементи. Газ рівномірно

зовнішнього повітря через нещільності ступінь очистки може зменшитися значно. Загальна продуктивність групового циклона приблизно дорівнює добутку продуктивності одного циклону на кількість циклонів. Наприклад, циклон ЦН-15 діаметром 400 мм має продуктивність 1500 м³/год, а груповий циклон, який складається з 16 циклонів ЦН-15, має продуктивність 23500 м³/год.

Поряд з груповими циклонами для очистки значних об'ємів газів використовують батарейні циклони, які порівняно з груповими мають деякі суттєві переваги. За однакової продуктивності – менші розміри, менший гідравлічний опір,

розподіляється по елементах, дія яких базується на тому ж принципі, що й робота звичайних циклонів. Очищений газ трубами 3 виходить з елементів у загальну камеру 5 і видаляється через патрубок 6. Пил збирається в кінчному бункері 1. Для кращої фіксації елементів і герметизації розподільної камери порожнини між корпусами елементів заповнююють дрібнодисперсними матеріалами (наприклад, просіяним шлаком).

У циклонні елементи газ подається не тангенціально, а через напрямний апарат, який виготовляється у двох типових варіантах: „гвинт” і „розетка”. Направний апарат виконує функцію завихрювача газового потоку. Під час проходження через завихрювач газ набуває обертового руху, внаслідок чого, як і у звичайному циклоні виникає відцентрова сила, під дією якої і відбувається виділення з потоку частинок.

Завихрювач „гвинт” має дві лопаті (рис. 5.46, а), які приварені до вихлопної труби 2 і нахилені під кутом 25° . Завихрювач „розетка” (рис. 5.46, в) має 8 лопатей, розміщених під кутом 25° або 30° . Циклонні елементи виготовляють діаметром 100, 150, 200 і 250 мм.

Коефіцієнт гідравлічного опору елементів, за даними НДІОГазу, становить:

- із завихрювачем „розетка”

за $\alpha=25^{\circ}$ $\xi=90$;

за $\alpha=30^{\circ}$ $\xi=65$;

- із завихрювачем „гвинт”

за $\alpha=25^{\circ}$ $\xi=85$

(коефіцієнти ξ розраховані за фіктивною швидкістю газу в елементах).

Батарейні циклони випускають з прямокутним або циліндричним корпусом, прямокутною або клиноподібною газорозподільною камерою, одно- і багато-секційні, для вибухонебез-

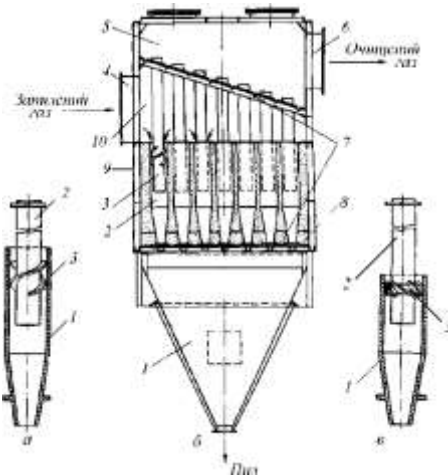


Рисунок 5.46. Батарейний циклон з аксіальною подачею та закручуванням газу за допомогою напрямних апаратів: а, в – циклонні елементи (із гвинтовим закручуванням газу і з напрямним апаратом типу „розетка”): 1 – корпус; 2 – центральна труба; 3 – напрямний апарат; б – батарейний циклон: 1 – бункер; 2 – циклонний елемент; 3 – центральна труба; 4, б – патрубки; 7 – трубні решітки; 8 – засипка; 9 – корпус; 10 – камера

печних і вибухобезпечних умов використання. Найпоширеніші в промисловості батарейні циклони з прямокутними корпусами і прямокутними газорозподільними камерами.

Звичайні батарейні циклони розраховані для очистки газів із запиленістю 50-100 г/м³ за температури до 400⁰С і тиску ± 2,5 КПа.

Батарейні циклони з елементами діаметром 100 мм використовують для очистки газів з витратами, не меншими за 2500 м³/год, з елементами 150 мм – не меншими за 7500 м³/год, з елементами 250 мм – не меншими за 25000 м³/год. Якщо витрати менші від вказаних величин, доцільніше використовувати групові циклони, які в цих умовах мають більший коефіцієнт очистки.

Розрахунок батарейних циклонів проводять у такій послідовності:

- задаються діаметром елемента D , м;
- задаються величиною $\Delta P/\rho$ (рекомендовані границі $\Delta P/\rho = 540 - 740 \text{ м}^2/\text{с}^2$;
- для обраного типу завихрювача знаходять коефіцієнт опору ξ ;
- визначають фіктивну швидкість газу в елементі

$$w_o = \sqrt{\frac{2 \cdot \Delta P}{\xi \cdot \rho}}, \text{ м/с};$$

- розраховують витрати газу в одному елементі $V_I = 0,785 D^2 w_o$, м³/с;
- розраховують необхідну кількість елементів $n = V/V_I$, де V – задані витрати газу, м³/с;
- підбирають стандартизований батарейний циклон із n елементами.

Ступінь очищення газу в батарейних циклонах дещо відрізняється від ступеня очищення його у звичайних циклонах та становить 65–85% (для частинок діаметром 5 мкм), 85–90% (для частинок діаметром 10 мкм) та 90-95% (для частинок діаметром 20 мкм).

Для нормальної роботи батарейного циклону необхідно, щоб усі його елементи мали однакові розміри, а очищений газ – рівномірно розподілявся між елементами. За цих умов гідравлічний опір елементів буде однаковим.

Батарейні циклони доцільно застосовувати, коли вловлюваний пил має достатню сипучість та виключена можливість його налипання до стінок апарата, що ускладнить очищення елементів апарата.

Циклони усіх видів відрізняються простотою конструкції (не мають рухомих частин) і їх можна застосовувати для очищення хімічно активних газів за високих температур. Порівняно з апаратами, в яких відокремлення пилу здійснюється під дією сили тяжіння або інерційних сил, циклони забезпечують більш високий ступінь очищення газу, компактніші та потребують менших капітальних затрат.

До недоліків циклонів належать: порівняно високий гідравлічний опір та невисокий ступінь вловлювання частинок розміром менше ніж 10 мкм (70-95%), механічне стирання корпусу апарата частинками пилу, чутливість до коливань навантаження по газу.

Мокра очистка газів. У багатьох галузях промисловості для тонкої очистки газів від пилу використовують мокрі методи. Принцип дії більшості апаратів мокрої газоочистки полягає в тому, що газ контактує з рідиною, зазвичай, з водою, яку розбризкують у вигляді дрібних частинок або окремих струменів. Завислі в газі частинки або змочуються рідиною і стають важчими, або повністю поглинаються рідиною і виносяться нею з апарата. Мокра газоочистка використовується також у тих випадках, коли треба охолодити газ. Мокрі пиловловлювачі порівняно з апаратами інших типів мають деякі переваги й недоліки.

Переваги: невелика вартість та більш висока ефективність вловлювання завислих частинок; можливість очистки газів, які містять частинки розмірами 0,1 мкм і менше; можливість очистки газів за високої температури та вологості, а також у разі небезпеки займання та вибуху очищених газів та вловленого пилу; можливість разом з пилом одночасно вловлювати пароподібні та газоподібні компоненти.

Недоліки: у процесі вловлювання пилу утворюється шлам, внаслідок чого виникає необхідність обробки стічних вод, що призводить до зростання вартості процесу; винесення крапель рідини та осадження їх разом із пилом на стінках газопроводів і в димовсмоктувачах; у разі очистки агресивних газів необхідно забезпечувати антикорозійний захист апаратури та комунікацій.

Залежно від виду поверхні контакту між газом і рідиною або за способом дії мокрі пиловловлювачі поділяються на 8 груп: порожнисті газопромивачі;

- насадкові скрубери;
- тарілчастого типу (барботажні та піняві);
- з рухомою насадкою;
- ударно-інерційної дії (ротоколони);
- відцентрової дії;
- механічні газопромивачі;
- швидкісні газопромивачі (скрубери Вентурі, ежекторні).

Внаслідок контакту запиленого газового потоку з рідиною утворюється міжфазова поверхня, яка складається з газових бульбашок, газових та рідинних струменів, крапель та плівок рідини. У більшості конструкцій мокрих пиловловлювачів спостерігаються різні види поверхонь контакту, тому пил вловлюється в них за різними механізмами. Найпростішими за конструкцією апаратами мокрої очистки газів і одночасно їх охолодження є порожнисті скрубери. Вони являють собою (рис. 5.47 та рис. 5.48) колону круглої або прямокутної форми, в якій здійснюється контакт між газом і краплинами рідини.

Запилений газ рухається через скрубер знизу догори зі швидкістю не більшою ніж 0,8–1,5 м/с і зрошується водою, яка розбризкується через форсунки або бризкала, встановлені по всій висоті апарата.

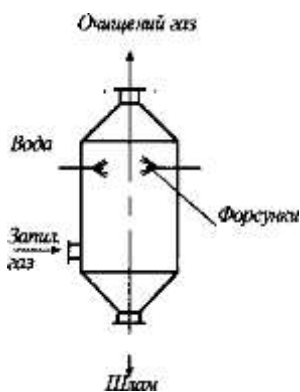


Рисунок 5.47. Порож-
нистий скруббер

Під час роботи без краплевловлювачів частіше використовують протитечійні скрубери. Скрубери з краплевловлювачами працюють за швидкості газу 5–8 м/с.

Порожнисті скрубери забезпечують високий ступінь очистки тільки у разі вловлювання частинок пилу розмірами більшими ніж 10 мкм і малоефективні у разі вловлювання частинок розмірами, меншими ніж 5 мкм. Ефективність протитечійного скрубера залежить від багатьох факторів. Вона тим більша, чим більші витрати рідини та висота колони і чим менші витрати газу, діаметр та швидкість осадження крапель рідини.

Насадкові газопромивачі використовуються для глибшого охолодження (нижче точки роси) і кращої очистки запилених газів. У промисловості використовуються скрубери з нерухою та рухою насадкою. Поширенішими є пилов-

ловлювачі з рухомих шаром насадки. Апарати такого типу виготовляють з циліндричним або конічним шаром насадки.

Газопромивач циліндричної форми (рис. 5.48) має дві решітки – опірну 1 і обмежувальну 3. На опірну решітку засипається шар насадки 2. В якості насадки використовують кулі з полімерних матеріалів, скла або пористої гуми. Насадка виготовляється також у вигляді кілець, сідлоподібної форми тощо. Густина насадкових тіл не повинна перевищувати густину рідини.

Запилений газ подається знизу колони, а рідина через зрошувальний пристрій 4 зверху. Для зменшення винесення з колони крапель рідини передбачено краплевловлювач 5, який являє собою додатковий шар насадки, розміщений між двома решітками.

Колони з рухою насадкою можуть працювати за різних режимів, але найоптимальніший режим для пиловловлювання – це режим розвинутого псевдозрідження.

Для забезпечення високого ступеня пиловловлювання рекомендовані такі пара-

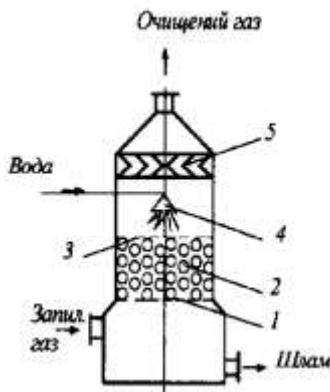


Рисунок 5.48. Насадковий скруб-
бер: 1, 3 – решітки; 2 – насадка;
4 – розбризувальний пристрій;
5 – краплевловлювач

метри процесу: швидкість газу 5–6 м/с; густина зрошування $(0,5-0,7) 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^3$ насадки; питома вільна площа обмежувальної тарілки $0,8-0,9 \text{ м}^2/\text{м}^2$.

Тарілчасті газопромивачі (барботажні, піняві) використовуються в різних галузях промисловості для очистки сильно запылених газів, а також як пилотумановловлювачі.

В цих апаратах рідина, яка взаємодіє з газом, перетворюється в стан рухомої піни, що забезпечує значну поверхню контакту між газом і рідиною і, відповідно, високий ступінь очистки газу. Найпоширеніші тарілчасті піняві апарати з переливом (рис. 5.49, а) та з провальними тарілками (рис. 5.49, б). Апарат являє собою камеру 1 круглої або прямокутної форми, всередині якої розміщена перфорована тарілка 2. Вода або інша рідина через штуцер надходить у приймальну коробку 3 і далі на тарілку, а забруднений газ подається через патрубок у підтарілковий простір.

Газ барботує крізь воду і спінює її, внаслідок чого утворюється значна поверхня контакту рідини з газом. В шарі піни пил поглинається рідиною, переважна частина якої (~80%) разом з піною переливається через поріг 4 (рис. 5.49, а) у зливну коробку 5. Решта рідини (~20%) зливається через отвори в тарілці і вловлює в підтарілковому просторі більш грубі частинки. Утворений шлам (суспензія) виводиться через штуцер у нижній частині корпусу камери.

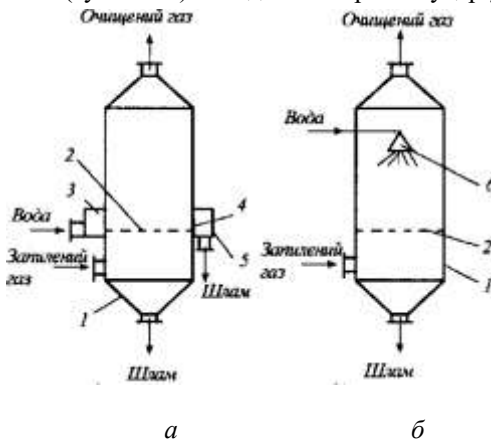


Рисунок 5.49. Тарілчасті газопромивачі: а – з переливом; б – з провальними тарілками: 1 – камера; 2 – перфорована тарілка; 3 – приймальна коробка; 4 – поріг; 5 – зливна коробка; 6 – зрошувач

В газопромивачах з провальними тарілками (рис. 5.49, б) рідина через зрошувач 6 подається на тарілку, разом з утвореною піною і вловленими частинками через отвори в тарілці перетікає в нижню частину камери і виводиться з апарата. Провальні тарілки можуть бути дірчастими, трубчастими, колосниковими, зі щільними отворами.

Ступінь очистки газу у пінявих пилотумановловлювачах залежить від багатьох чинників: - величини міжфазної поверхні, яка тим більша, чим більша швидкість газу в колоні, газоміст пінявого шару, густина й в'язкість рідини; допустима фіктивна швидкість

газу в апараті приймається в межах 2,7-3,5 м/с;

- здатності частинок змочуватися рідиною;
- розмірів частинок – чим більші розміри, тим більша ефективність вловлювання;
- розмірів отворів решітки – чим більші отвори, тим менша ефективність тощо.

Ступінь вловлювання пилу в розглянутих апаратах може досягати 95–99%.

Відцентрові скрубери. В газопромивачах відцентрової дії реалізується принцип циклонного пиловловлювання, але на відміну від звичайних циклонів у таких апаратах по стінках стікає водяна плівка, що покращує процес очистки.

На рис. 5.50 показана принципова будова відцентрового скрубера. Запилений газ надходить в циліндричний корпус 1 через вхідний патрубок 2, розміщений тангенціально, і набуває обертового руху. Через сопло 3 стінки корпусу зрошуються водою, яка тонкою плівкою стікає по його внутрішній поверхні.

Завислі у гвинтовому газовому потоці тверді частинки відкидаються відцентровою силою до стінок скрубера, змочуються водою і разом із плівкою стікають у нижню збірну частину 4. Очищений і одночасно охолоджений газ видаляється через вихідний патрубок 5.

У відцентрових скруберах досягається вищий ступінь очистки, ніж у порожнистих і насадкових. Для частинок розмірами 5–30 мкм ефективність пиловловлювання перевищує 95%, а для частинок 2–5 мкм становить 85–90%.

Загальний вигляд відцентрового пиловловлювача фірми "Якоб Хандте" (ФРН) наведений на рис. 5.51, а.

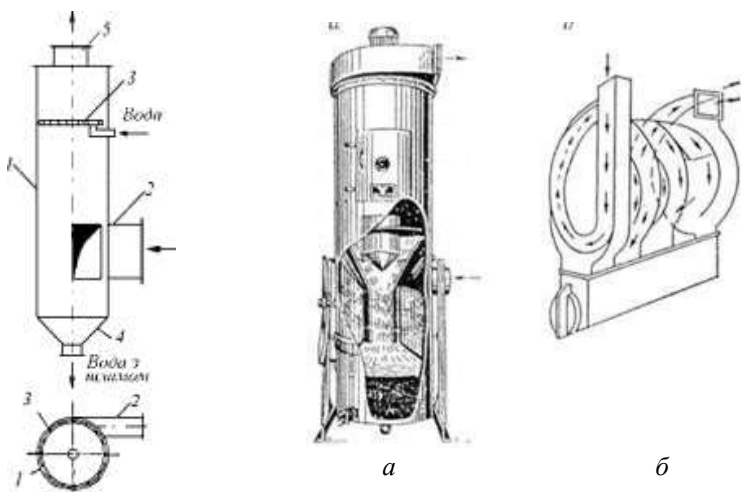


Рисунок 5.50. Відцентровий скрубер: 1 – корпус; 2 – вхідний патрубок; 3 – сопло; 4 – конічне днище; 5 – вихідний патрубок очищеного газу

Рисунок 5.51. Мокрі відцентрові пиловловлювачі: а — вертикальний фірми "Якоб Хандте"; б — горизонтальний фірми "Ер Тумблер"

Пиловловлювач має вигляд вертикального циклона з тангенціальним підведенням запиленого повітря. Нижня частина корпусу циклона заповнена водою, яка закручується повітряним потоком, змочуючи стінки апарата та

створюючи, крім цього, за віссю обертання "тромб", як в природних смерчах. Пил залишається на змочених стінках. У деяких випадках вісь обертання доцільно розташовувати горизонтально.

У пиловловлювачі фірми "Ер Тумблер" (ФРН) запилене повітря рухається у спіральному каналі (рис. 5.51, б). Нижня частина апарата заповнена водою. Повітряний потік, обтікаючи поверхню води, підхоплює її, закручує та розбризкує. При цьому повітря промивається водою, а пилові частинки, осідаючи на поверхнях каналу, утримуються на водяних плівках.

Скрубери Вентурі. Для тонкої очистки газів від високодисперсного пилу використовують струминні турбулентні газопромивачі – скрубери Вентурі (рис. 5.52). Принцип дії скруберів Вентурі заснований на використанні динамічного напору газу для подрібнення рідини, яка вводиться у газовий потік.

Роздрібнена на дуже маленькі краплі рідина, під час контакту її зі завислими у газі твердими частинками пилу (або краплями), змочує їх і укрупнює. Під дією відцентрової сили укрупнені частинки осаджуються в краплевловлювачі.

На наведеній схемі рідина (наприклад, вода) вводиться в газовий потік, що надходить через конфузур 1, біля горловини труби Вентурі за допомогою сопел 3, внаслідок чого у звуженій частині труби утворюється суцільна завіса рідини. Запилений газ проходить через звужену горловину зі швидкістю 60-150 м/с, стикається із завісою рідини і розбиває її на краплі. Чим більша швидкість газу, тим менші розміри крапель. Наприклад, за швидкості газу 100 м/с струмінь води, яка вводиться через сопла діаметром 5 мм, подрібнюється на краплі розмірами біля 10 мкм. Дослідження показують, що за швидкості газу 100 м/с з одного літра розпиленої води в одному кубічному сантиметрі газу утворюється $1 \cdot 10^6$ краплин із загальною поверхнею

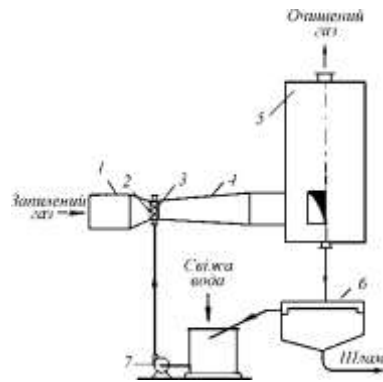


Рисунок 5.52. Схема скрубера Вентурі: 1 – конфузур; 2 – горловина; 3 – отвори для введення рідини; 4 – дифузур; 5 – циклонний сепаратор; 6 – відстійник; 7 – насос

500 м². В потоці значної швидкості краплі співударяються із завислими в газі твердими частинками, а також одна з одною, і під час проходження через дифузур 4 укрупнюються і далі надходять у циклонний сепаратор 5. В циклоні швидкість газорідинної суміші зменшується до 4–5 м/с, краплі під дією відцентрової сили відділяються від газу і разом зі шламом видаляються у відстійник 6. З відстійника просвітлена вода насосом 7 знов подається в скрубер.

У скруберах Вентурі ступінь очистки газу досягає 99% за розмірів частинок 1–2 мкм. Скрубери прості за будовою, але мають відносно великий гідравлічний опір (1500–7500 Па і більше).

Барботажно-піняві пиловловлювачі. На промислових підприємствах часто застосовують барботажні пиловловлювачі. Ці пиловловлювачі працюють за принципом барботування суміші води й піни. На рис. 5.53 наведена схема барботажно-пінявого пиловловлювача. Апарат працює таким чином. Запилене повітря надходить під решітку 3, далі — через її отвори, барботуючи крізь шар води й піни, очищається від частинок пилу, які осідають на внутрішній поверхні повітряних бульбашок, та спливають з ними на поверхню води.

Ефективність процесу очищення повітря переважно залежить від швидкості барботування. Найбільша ефективність очищення повітря від дрібнодисперсного пилу досягає 95%.

До недоліків методів мокрої газоочистки відносяться: утворення шламу, що призводить до забруднення стічних вод і потребує їх очистки; необхідність наявності водного господарства (трубопроводи, насоси, розподільвачі рідини, відстійники тощо); неминучість охолодження та зволоження газу під час промивання, що не завжди бажано; винесення з газом бризок та крапель промивної рідини; необхідність використання для захисту апаратів корозійностійких матеріалів.



Рисунок 5.53. Схема барботажно-пінявого пиловловлювача: 1 – корпус; 2 – піна; 3 – решітка

5.3.3. Очистка газів фільтруванням

Під час очистки фільтруванням газу, що містять завислі тверді частинки, проходять крізь пористі перегородки, які пропускають газ і затримують на своїй поверхні тверді частинки. Застосовують фільтри для очистки промислових газів з концентрацією твердої фази 60 г/м^3 і більше в системах проточної вентиляції та кондиціонування повітря.

Залежно від виду фільтрувальної перегородки фільтри поділяються на такі типи:

- із *гнучкими* пористими перегородками (ткані матеріали з природних, синтетичних або мінеральних волокон; неткані волокнисті матеріали

- повсть, клейові та голкопробивні матеріали, папір, картон, волокнисті мати; комірчасті листи – губчаста гума, пінополіуретан, мембранні фільтри);
- з *напівжорсткими* пористими перегородками (шари волокон, стружка, в'язані сітки);
- з *жорсткими* пористими перегородками (зернисті матеріали – пориста кераміка або пластмаса, спечені або спресовані порошки металів, пористе скло, вуглеграфітові матеріали; волокнисті матеріали – сформовані шари зі скляних і металічних волокон; металеві сітки і перфоровані листи);
- із *зернистими* шарами з коксу, гравію, кварцевого піску тощо.

Вибір пористої перегородки обумовлений багатьма чинниками, з яких основними є: хімічні властивості газу, який фільтрується, його температура, гідравлічний опір фільтрувальної перегородки та розміри завислих у газі частинок.

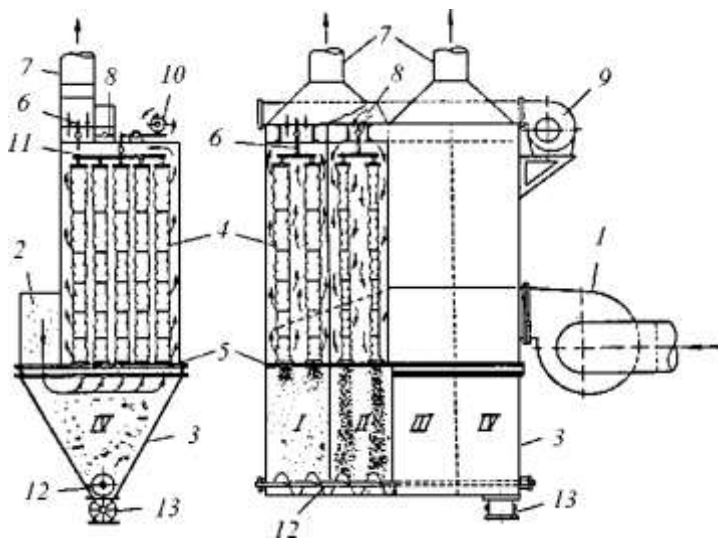


Рисунок 5.54. Рукавний фільтр з механічним струшуванням і зворотним продуванням тканини: I – IV – секції фільтра; 1, 9 – вентилятори; 2 – вхідний газохід; 3 – камера; 4 – рукави; 5 – розподільна решітка; 6, 8 – дросельні клапани; 7 – вихлопна труба; 10 – струшувальний механізм; 11 – рама; 12 – шнек; 13 – затвор

Фільтри з гнучкими пористими перегородками. До найпоширеніших фільтрів з гнучкими пористими перегородками відносяться рукавні фільтри (рис. 5.54). Запилений газ вентилятором 1 через вхідний газохід 2 нагнітається в камеру

3, з якої надходить у рукави 4. Нижні кінці рукавів закріплені хомутами на патрубках розподільної решітки 5, а верхні заглушені та підвишені до рами 11. Пил осаджується в порах тканини та на її поверхні, а очищений газ через дросельний клапан 6 і вихлопну трубу 7 видаляється з апарата. Для вивантаження пилу та регенерації тканини рукавів фільтр складається з декількох секцій. Через певні проміжки часу за допомогою розподільного механізму, закріпленого на кришці камери, окремі секції відключаються для очистки від осадженого пилу. На рис. 5.54. показаний момент, коли в режимі очистки запиленого газу працюють три секції фільтра (I, III і IV), а секція II очищується від пилу.

Для очистки секції від пилу закривають клапан 6 і відкривають клапан 8, через який вентилятором 9 по колектору подається чисте повітря або очищений газ для продування рукавів. Це повітря рухається в протилежному напрямку ніж запилений газ і виходить у газохід 2, тому вентилятор 9 повинен створювати більший напір, ніж вентилятор 1. Продувне повітря в газоході 2 змішується із запиленим газом, який проходить для очистки в інші секції фільтра. Одночасно з продуванням здійснюють механічне струшування рукавів, для чого спеціальним механізмом 10 дещо піднімають і опускають раму 11, до якої підвишені верхні кінці рукавів. Пил падає в камеру 3 і вивантажується шнеком 12 через затвор 13.

Після закінчення очистки секція переключається в робочий стан, а наступна секція – на очистку за допомогою автоматичних пристроїв. Швидкість фільтрування в рукавах не перевищує $0,007\text{--}0,017 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$. Існують апарати з неперервною регенерацією фільтрувальних перегородок, коли безпосередньо під час фільтрування через рукавний фільтр здійснюється їх продування стиснутим газом.

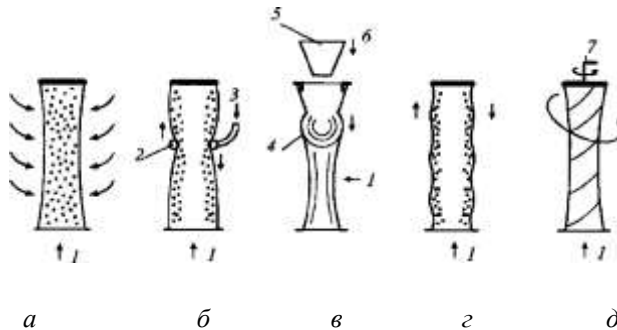


Рисунок 5.55. Способи регенерації рукавів: а – зворотна посеційна продувка; б – струминна продувка; в – імпульсна продувка; г – механічне струшування; д – кручення рукавів; 1 – напрямок руху запиленого газу; 2 – рухоме кільце; 3 – продувне повітря; 4 – пухир стиснутого повітря; 5 – ежектор; 6 – імпульс тиску; 7 – реверсивний обертвий пристрій

Показники роботи рукавних фільтрів значною мірою залежать від ефективності регенерації фільтрувальних елементів. Регенерація полягає в періодичному або неперервному руйнуванні і частковому видаленні шару пилу, який накопичується на фільтрувальній поверхні під час роботи фільтра. Схеми деяких способів регенерації рукавних фільтрів показані на рис. 5.55.

Виділяють три способи регенерації рукавних фільтрів: аеродинамічної, механічної та комбінованої дії. До способів аеродинамічної дії відносяться посекційна зворотна продувка стаціонарним або пульсуючим потоком повітря або очищеного газу, струминне продування, імпульсне продування, аеродинамічне струшування пневмоімпульсом. Способи механічної дії – це позовжне струшування рукавів, їх кручення, вібрація тощо.

Під час посекційної зворотної продувки чисте повітря або запилений газ подаються для регенерації рукавів по чергово в окремі секції. Пил переважно осаджується в кінчному пілозбірнику, але деяка його частина підхоплюється продувним газом.

У разі струминної продувки вздовж рукавів (безкаркасних) рухається каретка з кільцями, які охоплюють зовні кожний рукав. В кільцях з боку, оберненого до рукава, є щілини, через які зі значною швидкістю (до 60 м/с) за допомогою спеціального вентилятора високого тиску (забезпечує тиск 0,01-0,02 МПа) подається продувне повітря. Регенерація тканини здійснюється шляхом ефективного видування пилу струменем продувного повітря й руйнування пилового шару кільцями, які деформують тканину. подача газу в пристрої для керування переміщенням кілець здійснюється автоматично, коли гідравлічний опір тканини досягає певної величини (звичайно, не більше 200-250 мм вод. ст.). Завдяки неперервній регенерації фільтрувальної тканини вдається збільшити швидкість фільтрування до 0,05-0,08 м³/(м²·с) і більше (для інших способів регенерації швидкість фільтрування не перевищує 0,007-0,0017 м³/(м²·с)).

Під час імпульсної регенерації продувне повітря подається короткими імпульсами. У більшості промислових фільтрів поєднується зворотне посекційне продування з механічним струшуванням рукавів.

Рукавні фільтри забезпечують високий ступінь очистки газу від тонкодисперсного пилу (до 98–99%). Недоліками цих фільтрів є порівняно швидке зношування тканини та закупорювання пор.

Вибір тканини для рукавів визначається її механічною міцністю, хімічною та термічною стійкістю. Нижня температурна межа роботи рукавних фільтрів обумовлена температурою точки роси, а верхня – термостійкістю тканини. Наприклад, верхня температурна границя рукавів: з натуральних матеріалів – бавовни, льону – менше 80⁰С, вовни – до 110⁰С; з синтетичних волокон – поліамідних, поліетиленових, поліакрилонітрильних – до 130-140⁰С, політетрафторетиленових і фторопластових волокон – до 275⁰С, зі скловолокна – до 400⁰С.

Фільтри з напівжорсткими пористими перегородками. Такі фільтри містять комірки-касети, в яких між сітками затиснутий шар скловолокна, шлакової вати, металевих ошурків, намочених у спеціальній висциновій олії для

кращого вловлювання пилу тощо. Касети збирають у секції, що мають поверхню, яка відповідає необхідній продуктивності фільтра.

Секції встановлюють перпендикулярно до газового потоку або під кутом до нього; можлива періодична регенерація фільтра промиванням або продуванням. Ці фільтри застосовують для очистки відносно мало запиленних газів, наприклад вентиляційного повітря (вміст пилу $0,001 - 0,005 \text{ г/м}^3$).

Для надтонкого очищення газів від високодисперсних та радіоактивних аерозолів використовують фільтри з перегородками, в яких як фільтрувальний матеріал застосовують ультратонкі полімерні волокна, що отримали назву фільтрувальних матеріалів ФП (фільтри Петрянова). Цим матеріалам, виготовленим на основі волокон з перхлорвінілу, поліарилатів, ефірів целюлози тощо, властива висока хімічна стійкість, механічна міцність та термостійкість.

Фільтри з жорсткими пористими перегородками. Такі фільтри використовуються в деяких хімічних виробництвах для надтонкої очистки газів. Виготовляються фільтри з керамічних, металокерамічних і пластмасових пористих матеріалів або з дрібнокоміркових металевих сіток та перфорованих листів. Високу ефективність очистки забезпечує багатопорове розміщення пор у фільтрувальному матеріалі.

На рис. 5.56 для прикладу показаний металокерамічний фільтр. В корпусі 1 фільтра розміщено ряд відкритих зверху металокерамічних гільз 2, герметично закріплених у загальній решітці 3. Запиленний газ подається в нижню частину апарата через вхідний патрубок 6, проходить крізь пористі стінки гільз і очищеним виводиться через верхній патрубок 5.

Осаджений на фільтрувальних елементах пил періодично видаляється зворотною продувкою стиснутим повітрям, яке подається через колектор 4. Пил осаджується в бункері 7 і виводиться з апарата через шлюзовий затвор.

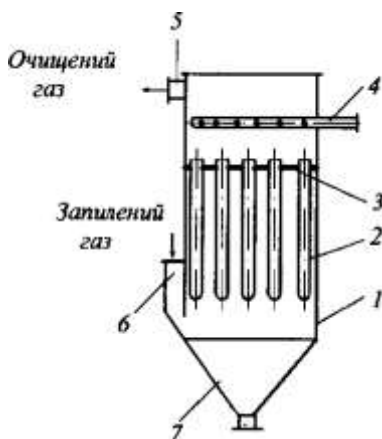


Рисунок 5.56. Металокерамічний фільтр: 1 – корпус; 2 – металокерамічні гільзи; 3 – решітка; 4 – колектор стиснутого повітря; 5, 6 – патрубки; 7 – бункер

Гільзи металокерамічних фільтрів виготовляють з гранул, порошку або стружки металу методом пресування та спікання, прокату або литва. Виготовлені таким чином фільтрувальні елементи характеризуються високою механічною міцністю і хімічною стійкістю, здатні працювати в умовах значних температурних коливань.

За допомогою металокерамічних фільтрів можна вловлювати із запилених газів частинки розмірами, більшими ніж 0,5 мкм. Використовуються фільтри й для очистки хімічно агресивних гарячих газів.

Фільтри із зернистими шарами. Принцип дії фільтрів полягає в тому, що запилений газ для очистки пропускають крізь нерухомий або рухомий шар зернистого матеріалу – дрібного шлаку, коксу, кварцового піску, гравію тощо. Матеріал розміщують у секціях, утворених з сіток, перфорованих листів тощо. Секції встановлені в апаратах вертикально або горизонтально.

Приклад зернистого фільтра неперервної дії з рухомих шаром фільтрувального матеріалу показаний на рис. 5.57.

Апарат складається з корпусу 1 з фільтрувальними перегородками 3, всередині яких безперервно рухається зверху донизу фільтрувальний матеріал 2 (наприклад, кварцовий пісок). Забруднений газ проходить крізь фільтрувальні шари і очищується. Відпрацьований фільтрувальний матеріал виводиться через затвори 4, очищується, наприклад, промиванням водою, і знову подається у фільтр.

Фільтри із зернистим матеріалом використовують для тонкої очистки газів, наприклад, для очистки стиснутого повітря від оливи, вловлювання сажі тощо.

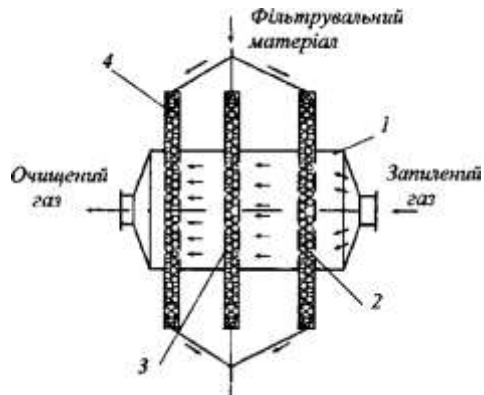


Рисунок 5.57. Фільтр неперервної дії з рухомих шаром зернистого фільтрувального матеріалу: 1 – корпус; 2 – фільтрувальний матеріал; 3 – фільтрувальна перегородка; 4 – затвор

5.3.4. Електрична очистка газів

Спосіб електричної очистки газів від завислих частинок заснований на використанні явища іонізації газових молекул електричним розрядом в електричному полі.

Будь-який газ, як і повітря, є скупченням молекул, які рухаються безладно, частина яких з різних причин – дії світла (ультрафіолетових променів), високої температури, випромінювання радіоактивних речовин тощо, іонізується. Якщо такий газ, що містить деяку кількість носіїв зарядів, помістити між електродами, приєднаними до джерела струму високої напруги, то іони та електрони під дією електричного поля починають рухатися в газі силовими лініями поля. Напрямок руху кожного носія буде визначатися його

знаком, а швидкість руху – напруженістю електричного поля. Чим сильніше поле, тим більшого прискорення набувають іони та електрони під час руху. Якщо напруженість поля достатньо велика (декілька десятків тисяч вольт), носій заряду набуває такої швидкості, що, під час стикання на своєму шляху з нейтральною газовою молекулою, здатний вибити з неї один або декілька зовнішніх електронів, перетворюючи нейтральну молекулу в позитивний іон та електрон. Новоутворені заряди під час руху також іонізують газ. В результаті утворення іонів відбувається лавиноподібно і газ повністю іонізується. Така іонізація називається *ударною*. Кількість іонів і електронів різко зростає, і вони заповнюють весь простір між електродами, внаслідок чого створюються умови для виникнення електричного розряду. З подальшим збільшенням напруженості електричного поля можливе проскакування іскр, а потім електричний пробій та коротке замикання електродів. Щоб запобігти цьому, створюють *неоднорідне* електричне поле розміщенням електродів (дроту, натягнутого по осі труби (рис. 5.58, а), або між паралельними пластинами (рис. 5.58, б)). Щільність силових ліній та, відповідно, напруженість поля за цих умов є найвищою біля дроту і поступово знижується при наближенні до труби чи пластини. За деякої різниці потенціалів напруженість електричного поля біля центрального електрода сягає критичної величини і відбувається іонізація газу. Однак електричний розряд не поширюється до другого електрода. Із зростанням відстані від центрального електрода напруженість поля знижується, і швидкість руху електронів стає недостатньою для підтримання лавиноподібного процесу утворення нових іонів.

За напруженості поля, достатньої для повної іонізації, між електродами виникає *коронний розряд*, зовнішніми проявами якого є слабке блакитно-фіолетове світіння біля дроту, негучне потріскування і запах окислів азоту та озону (для атмосферного повітря). Коронний розряд (або корона) залежно від знаку заряду може бути позитивним або негативним. Електрод, біля якого виникає коронний розряд, називається *коронуючим*, а другий, протилежно заряджений, виконаний у вигляді труби або пластини – *осаджувальним*.

Коронуючі електроди під'єднують до негативного полюса джерела струму, а осаджувальні – до позитивного. Під час виникнення «корони» утворюються іони обох знаків та вільні електрони. Під дією електричного поля позитивні іони рухаються до коронуючого електрода та нейтралізуються на ньому, а негативні іони та вільні електрони переміщуються до осаджувального електрода. Контактуючи на своєму шляху з частинками пилу та вологи, котрі знаходяться в газі, вони передають останнім свій заряд та захоплюють їх за собою до осаджувального електрода. В результаті частинки пилу або туману осаджуються на цьому електроді.

Основна маса завислих у газі частинок пилу або туману набула негативного заряду через те, що рухоміші негативні іони та електрони проходять довший шлях від «корони» до осаджувального електрода, ніж позитивні іони. Тому негативні іони зіштовхуються з більшою кількістю завислих у газі частинок. Та невелика

кількість частинок пилу чи туману, яка зіштовхується з позитивно зарядженими іонами біля «корони», осаджується на коронуючому електроді. Негативно заряджені іони, частинки пилу та туману, потрапляючи на осаджувальний електрод, віддають йому свої заряди та видаляються з електрода.

В електрофільтрах використовують тільки негативну корону, яка має декілька переваг під час електричної очистки газів. Для створення електричного поля, яке було б здатним створювати коронний розряд між електродами, останні під'єднують до джерела постійного струму високої напруги.

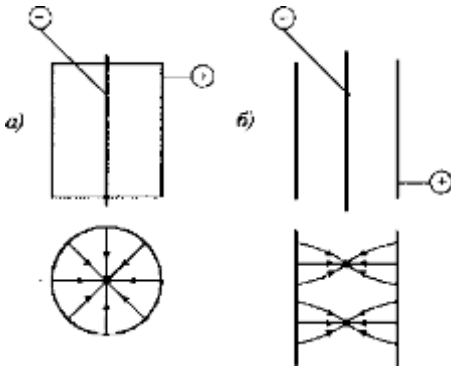


Рисунок 5.58. Розміщення електродів для створення неоднорідного електричного поля

Із збільшенням напруги, яка подається на електроди, струм «корони» зростає, відповідно збільшується напруженість поля в просторі між електродами. Але напруженість не повинна перевищувати деякої величини, за якої здійснюється іскровий або дуговий розряд у всьому просторі між електродами, тобто виникає «пробій» міжмолекулярного простору.

Ступінь очистки газу в електрофільтрі залежить від електропровідності пилу. Чим краще частинки проводять струм

і чим слабші сили адгезії, тим швидше вони віддають заряд електроду. Якщо пил погано проводить струм, то частинки притискаються силою поля до електрода і утворюють на ньому щільний шар негативно заряджених частинок. Цей шар відштовхує частинки того ж знаку, які під дією електричного поля продовжують переміщуватися з газового потоку до осаджувального електрода. Тобто електризований пристінний шар протидіє основному електричному полю. Напруга в порах шару може перевищити критичну величину, внаслідок чого виникає коронування газу біля осаджувального електрода з утворенням «зворотної корони». Це явище значно погіршує ефективність очистки газу.

З метою запобігання шкідливому впливу пилу, осадженого на електродах, його видаляють періодичним струшуванням електродів або збільшують провідність пилу зволоженням газу перед електрофільтром. Під час зволоження газ охолоджується і тому необхідно слідкувати, щоб його температура не стала меншою ніж температура точки роси.

Під час експлуатації електрофільтра може виникнути ще одна неприпустима ситуація. Якщо газ має значну концентрацію твердих частинок, більша частина іонів осаджується на частинках, і кількість зарядів, що переносяться полем, суттєво зменшується. Це призводить до зменшення сили струму, оскільки швидкість руху завислих частинок (0,3 – 0,6 м/с) значно менша від

швидкості руху іонів (60 – 100 м/с). Коли величина сили струму зменшується до нуля, ступінь очистки газу різко знижується – відбувається повне „запирання корони”. В цьому випадку з метою уникнення падіння сили струму зменшують концентрацію завислих частинок у газі, встановлюючи перед електрофільтрами додаткову газоочищувальну апаратуру, або зменшують швидкість руху запиленого газу. Електрофільтри працюють тільки при постійному струмі, оскільки у разі змінного струму заряджені частинки рухаються імпульсами то в один, то в інший бік і можуть бути винесені з апарата раніше, ніж встигнуть досягти поверхні осаджувального електрода.

Будова електрофільтрів. Установа для електричної очистки газів (рис. 5.59) містить регулятор напруги 1, підвищувальний трансформатор 2, що перетворює змінний струм напругою 380/220 В у постійний струм напругою до 100 кВ. Після випрямлення струм підводиться до електродів 4 і 5 електрофільтра 6. Корпус електрофільтра, зазвичай, має прямокутну або циліндричну форму і виготовляється з матеріалів, стійких до хімічної та механічної дії запиленого газу (сталь, цегла, залізобетон тощо).

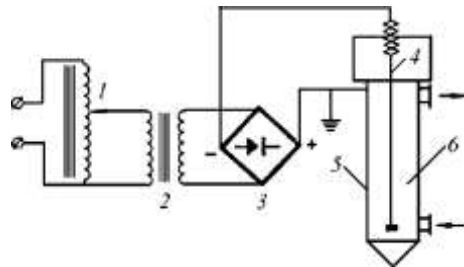


Рисунок 5.59. Принципова схема установки для електричної очистки газів: 1 – регулятор напруги; 2 – підвищувальний трансформатор; 3 – високовольтний випрямляч; 4 – коронуючий електрод; 5 – осаджувальний електрод; 6 – електрофільтр

приєднують до позитивного полюса випрямляча і заземлюють, а коронуючі - ізолюють та з’єднують з негативним полюсом. Напруженість електричного поля змінюють регулятором напруги живлення.

Електрофільтри бувають вертикальними та горизонтальними. Виготовляють їх інколи з декількох секцій, що дає можливість вимкнути одну з них для огляду та ремонту, не зупиняючи роботу всього електрофільтра. В деяких випадках для підвищення ступеня очистки газу секції електрофільтрів розміщують послідовно за ходом газу та оснащують самостійним електричним живленням. Таким чином електричні поля створюються у кожній секції.

Електрофільтри залежно від форми електродів поділяються на *трубчасті* й *пластинчасті* (рис. 5.60). У **трубчастому електрофільтрі** запилений газ надходить в апарат через газохід 7 і розподільну решітку 8 у трубчасті осаджувальні електроди 2, всередині яких розміщені коронуючі електроди 3. Останні

підвішені на загальній рамі 4, яка спирається на ізолятори 5. Для запобігання коливанням усі коронуючі електроди з'єднані внизу рамою 6. Проходячи крізь електричне поле, газ очищається і виходить через газохід 9. Завислі частинки осаджуються на внутрішній поверхні трубчастих осаджувальних електродів і періодично видаляються з електрофільтра за допомогою ударного механізму.

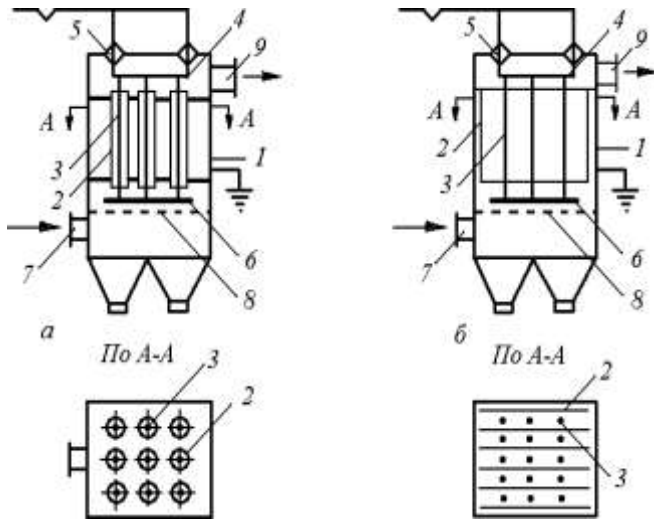


Рисунок 5.60. Схеми електрофільтрів: а – трубчастий; б – пластинчастий: 1 - камера; 2 – осаджувальний електрод; 3 – коронуючий електрод; 4,6 – рама; 5 – ізолятор; 7 – вхідний газохід; 8 – розподільна решітка; 9 – вихідний газохід

Подібну будову має **пластинчастий електрофільтр** (рис. 5.60, б). В цьому апараті осаджувальні електроди виконані у вигляді паралельно розміщених пластин 2, між якими підвішені коронуючі електроди 3 з ніхромового або фехралевого дроту. Вгорі коронуючі електроди підвішені до рами 4, а внизу з'єднані рамою 6. Запилений газ газоходом 7 подається під розподільну решітку 8, піднімається догори між паралельними листами осаджувальних електродів і очищений видаляється через вихідний газохід 9. Частинки пилу або туману під дією електричного поля осаджуються на поверхні електродів 2 і періодично видаляються з електрофільтра струшуванням осаджувальних електродів.

Електрофільтри залежно від характеру частинок, що містяться в газі, поділяються на сухі та мокрі. Перші використовують для вловлювання сухого пилу, тобто очищення газу відбувається за температури, вищої ніж температура точки роси.

Мокрі електрофільтри використовують для вловлювання пилу, зволоженого внаслідок конденсації пари вологи із запиленого газу, а також для осадження краплинок і туману. Конструкції сухих і мокрих електрофільтрів досить різноманітні. Розроблені конструкції сухих електрофільтрів для очищення димових газів (з температурою не більше 250°C) і для очищення кислих газів (з температурою не більше 425°C), мокрі електрофільтри для неагресивних та хімічно агресивних холодних і гарячих газів.

Для очистки агресивних газів корпус електрофільтра футерують всередині кислотостійкими матеріалами, наприклад, кислототривкою цеглою, а кришки фільтра захищають листовим свинцем або виготовляють з феросиліду, фаоліту тощо. Коронуючі та осаджувальні електроди виконують зі свинцю, оцинкованої сталі або феросиліту.

Видалення пилу з осаджувальних електродів в сухих електрофільтрах здійснюється періодично струшуванням електродів за допомогою різних механізмів – молоткового, магнітно-імпульсного тощо. В мокрих електрофільтрах пил видаляється періодичним або неперервним промиванням внутрішньої поверхні осаджувальних електродів водою, яка розпилюється розбризкувачами або форсунками. В деяких випадках промивна рідина вільно стікає внутрішньою поверхнею електродів у вигляді плівки, на яку осаджуються завислі частинки.

Ступінь очистки газу в електрофільтрах можна виразити загальним рівнянням

$$\eta = 1 - \frac{x_2}{x_1} = 1 - e^{-w \cdot f}, \quad (1.127)$$

де x_1 і x_2 – концентрація завислих частинок у газі відповідно на вході в електрофільтр і на виході з нього, кг/м³; w – швидкість руху заряджених частинок до поверхні осаджувального електрода, м/с; f – питома поверхня осадження, яка визначається відношенням площі осаджувальних електродів до об'ємних витрат газу, м²/ (м³/с).

Для трубчастих електрофільтрів $f = \frac{2 \cdot L}{r \cdot u},$

для пластинчастих електрофільтрів $f = \frac{L}{h \cdot u},$

де L – довжина труби або пластини, м; r – радіус труби осаджувального електрода, м; h – відстань між осаджувальним і коронуючим електродами, м; u – швидкість газу в електрофільтрі, м/с.

Швидкість руху заряджених частинок до поверхні осаджувального електрода w визначають дослідним шляхом.

Ступінь очистки газу в промислових електрофільтрах досягає 99%, а іноді - 99,9%.

5.3.5. Порівняння та вибір апаратів для газоочистки

Вибір апарата для газоочистки залежить від багатьох чинників. Головні з них: вологість газу та концентрація в ньому пилу, властивості пилу (сухий, липкий, гігроскопічний, волокнистий тощо), розміри його частинок і фракційний склад, температура газу і його хімічна агресивність, необхідний ступінь очистки газу тощо.

Інерційні пиловловлювачі та циклони придатні для вловлювання порівняно грубого пилу, при цьому найменш ефективні жалюзійні пиловловлювачі, а найбільш – батарейні циклони. Ці пиловловлювачі придатні для очистки газів тільки від сухого, не липкого і не волокнистого пилу. Батарейні циклони доцільно використовувати у випадках значних викидів запиленого газу. Повніша очистка газів може бути досягнута в рукавних фільтрах, мокрих пиловловлювачах і електрофільтрах.

Рукавні фільтри використовують для тонкої очистки газів від сухого пилу, наприклад, цементу, сажі, окислів цинку тощо. Мокрі пиловловлювачі використовуються тоді, коли бажане або допустиме охолодження та зволоження газу, а вловлений пил не є цінним продуктом. В цих умовах мокрі пиловловлювачі порівняно з електрофільтрами простіші за конструкцією та економічніші.

Електрофільтри являють собою апарати, в яких досягається високий ступінь очистки газів. Для очистки сухих газів використовуються переважно пластинчасті електрофільтри, а для очистки газів, пил у яких вловлювати складно – трубчасті електрофільтри. Використання електрофільтрів економічно доцільне лише тоді, коли необхідно очищати значні об'єми запилених газів.

Електрофільтри є відносно дорогими та складними в експлуатації апаратами і є мало придатними для очищення газів від твердих частинок, що мають дуже малий питомий електричний опір.

ПИТАННЯ ДЛЯ САМОКОНТРОЛЮ

Що таке неоднорідні системи? Як класифікують неоднорідні системи? Як класифікують суспензії? Що таке емульсії? Що таке інверсія фаз? Що собою являють аерозолі (пил, запилені гази, дими, тумани)? Як класифікують методи розділення неоднорідних систем? Що є рушійною силою основних методів розділення (осадження, фільтрування, центрифугування, мокре розділення)? Що включає в себе матеріальний баланс процесу розділення? В чому полягає розділення неоднорідних систем відстоюванням? Як розрахувати швидкість осадження окремих частинок? Від чого залежить швидкість “стисненого осадження” (відстоювання)? Для чого застосовують коагуляцію частинок дисперсної фази? Що собою являють відстійники та як їх класифікують? Що входить до схеми неперервного протипливного промивання осаду від рідини? Опишіть конструкції відстійників та принципи їх роботи. Які існують методи інтенсифікації процесу відстоювання? Як відбувається процес фільтрування? В чому полягає фізична суть процесу фільтрування? Опишіть механізм та основні параметри процесу фільтрування. Яким є вплив розміру частинок осаду, їх фізико-хімічних властивостей і структури фільтрувальної перегородки на швидкість процесу фільтрування? Опишіть механізми процесів фільтрування за сталого перепаду тисків та сталой швидкості фільтрування. В чому полягають особливості цих процесів? Опишіть механізм процесів фільтрування за змінної різниці тисків та швидкості фільтрування. Що є рушійною силою процесу фільтрування і які існують методи її створення? Як класифікують осади? Які існують стадії процесу фільтрування? Напишіть рівняння швидкості фільтрування та рівняння фільтрування за сталой різниці тисків. Запишіть рівняння фільтрування за сталой швидкості процесу. Напишіть рівняння фільтрування за сталой різниці тисків та швидкості фільтрування. Які існують шляхи збільшення продуктивності фільтрів? Які існують фільтрувальні перегородки, як їх класифікують? Як класифікують фільтри, які існують їх конструкції? В чому полягає процес центрифугування? Якими параметрами він керується? Як класифікують центрифуги та процеси центрифугування? Яку роль має відцентрова сила у процесах центрифугування? Що таке «чинник розділення»? Які процеси відбуваються у відстійних центрифугах? Які процеси відбуваються у фільтрувальних центрифугах? Опишіть будову центрифуг. Що собою являють рідинні сепаратори? Опишіть конструкцію та принцип роботи трубчастих надцентрифуг. Що собою являють гідроциклони? Опишіть механізм розділення газових систем. Опишіть процес очистки газів під дією сил тяжіння. Що собою являє пилоосаджувальна камера? Опишіть процес очистки газів під дією інерційних і відцентрових сил. Опишіть конструкцію та принцип роботи інерційних пиловловлювачів. З чого складаються і як працюють батарейні циклони? Як відбувається процес очистки газів фільтруванням? Що собою являють фільтри з гнучкими пористими перегородками (рукавні фільтри), фільтри з напівжорсткими перегородками, фільтри з жорсткими перегородками? Опишіть процес мокрої очистки газів. Опишіть механізм електричної очистки газів. Яким є ступінь очистки газу в електрофільтрах, від чого він залежить? Які ви знаєте конструкції електрофільтрів? Наведіть порівняльну характеристику газоочисного обладнання.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ:

1. Алешина В.М. и др. Пылоулавливание в металлургии. /Алешина В.М., Вальдберг А.Ю., Гордон Г.М., Гурвиц А.А., Левин Л.С., Меттус А.А. М.: Металлургия, 1984. – 336 с.
2. Врагов А.П. Гідромеханічні процеси та обладнання хімічних та нафтопереробних виробництв: Навчальний посібник. – Суми: Алан-Екс, 2003. – 232 с.
3. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1981. В двух книгах. – 812 с., ил. – (серия «Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии»).
4. Гуменецкий В.В. Процеси та обладнання нафтопереробних заводів: навч. посібник. – Львів: видавництво НУ «Львівська політехніка», 2003. – 440 с.
5. Гордон Г.М., Пейсахов И.Л.М. Пылеулавливание и очистка газов в цветной металлургии. – М.: Металлургия. 1977. – 456 с.
6. Данилов А.П. Апарати мікробіологічної промисловості: навч. Посібник / І.П. Данилов, С.І. Самійленко. – Харків: НТУ «ХП», 2008. – 272 с.
7. Долинин Н.П. Нагревательные элементы реакционных аппаратов. Изд-во «Машиностроение», 1967, – 147 с.
8. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. – 10-е изд., стереотипное доработанное. Перепеч. С изд. 1973 г. . – М., ООО ТИД «Альянс», 2004, – 753 с.
9. Кодекс цивільного захисту України. Затв. ВР України від 02.10.2012 року, № 5403-VI (Редакція станом на 01.01.2019).
10. Основи законодавства України про охорону здоров'я: Закон України. – К., 1992. (Редакція станом на 01.01.2019).
11. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию /Г.С. Борисов, В.П. Брыков, Ю.И. Дытнерский и др. под ред. Ю.И. Дытнерского, 2-е изд., перераб. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
12. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
13. Процеси і апарати харчових виробництв: підручник/ за ред. проф. І.Ф. Малежика. – К.: НУХТ, 2003. – 400 с.
14. Проектирование процессов и аппаратов пищевых производств / под ред. В.Н. Стабникова. – К.: Вища шк., 1982. – 199 с.
15. Про охорону праці: Закон України. – К., 1992. № 2694-ХП (Редакція станом на 20.01.2018).
16. Процеси та апарати хімічних технологій: Навч. посібник / Я.М. Ханик, І.О. Гузьова, Т.І. Римар, Л.З. Білецька; За ред. Я.М. Ханика. Ч. IV. – Серія “Дистанційне навчання”. – № 48. – Львів: Видавництво Національного університету “Львівська політехніка”, 2009. – 300 с.
17. Процеси та апарати хімічних технологій. Ч. V. Екстракція, екстрагування, адсорбція, кристалізація та баромембранні процеси. Навч. посібник. / Я.М. Ханик, В.І. Троцький, О.В. Станіславчук, В.В. Майструк, Р.І. Гаврилів; За

ред. Я.М. Ханика. – Львів: Видавництво «Національного університету «Львівська політехніка»», 2009. – 180с.

18. Процеси та апарати хімічних технологій: Навч. Посібник / Атаманюк В.М., Гузьова І.О., Кіндзера Д.П., Дулеба В.П., Цюра Н.Я.; За ред. В.М. Атаманюка. Ч. VI. – Львів: Видавництво «НУ «Львівська політехніка»», 2012. – 82 с.

19. Процеси та обладнання газороздільних установок. [Електронний ресурс] / Режим доступу: https://elearning.sumdu.edu.ua/free_content/lectured:a431440315da9066760766d0c931a08acfc9ca64/latest/5610/index.html.

20. Ратушняк Г.С., Лялюк О.Г. Технічні засоби очищення газових викидів. Навчальний посібник. – Вінниця: ВНТУ, 2005. – 158 с.

21. Тарасенко І.І. Процеси та апарати харчових виробництв : навч. посіб. – К.: Київ. Нац. торг.-екон. ун-т, 2002. – 203 с.

22. Ханик Я.М., Дубинін А.І., Атаманюк В.М., Станіславчук О.В. Процеси та апарати хімічних технологій. Ч. I. Навчальний посібник. – Львів: Видавництво «Національного університету «Львівська політехніка»», 2005. – 192с.

23. Ханик Я.М., Дубинін А.І., Станіславчук О.В. Білецька Л.З. Процеси та апарати хімічних технологій. Ч. II. Гідромеханічні процеси. Перемішування. Навчальний посібник. – Львів: Видавництво «Національного університету «Львівська політехніка»», 2006. – 180с.

24. Ханик Я.М., Семенишин Є.М., Станіславчук О.В., Кіндзера Д.П. Процеси та апарати хімічних технологій. Ч. III. Теплові процеси, нагрівання, охолодження, конструкції теплообмінників, випарювання. Навчальний посібник. – Львів: Видавництво «Національного університету «Львівська політехніка»», 2006. – 180с.

25. Черевко О.І., Поперечний А.М. Процеси і апарати харчових виробництв: підручник/ О.І. Черевко, А.М. Поперечний. – 2-ге видання, доп. і випр. – Х.: Світ Кник, 2014. – 495 с.

Навчальне видання

Станіславчук О.В.
Горностай О.Б.
Мірус О.Л

ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ВИРОБНИЦТВ

Навчальний посібник

Літературний редактор: **Галина Падик**
Технічний редактор, верстка: **Маріанна Климус**

Підписано до друку 11.02. 2020 р. Ум. друк. арк. 29,3.
Формат 60x84/16. Гарнітура Times New Roman.
Друк на різнографі. Папір офсетний.

Друк ЛДУ БЖД
79007, Україна, м. Львів, вул. Клепарівська, 35
Тел./факс: (8-032) 233-32-40, 233-24-79
e-mail: mail@ubgd.lviv.ua, ndr@ubgd.lviv.ua