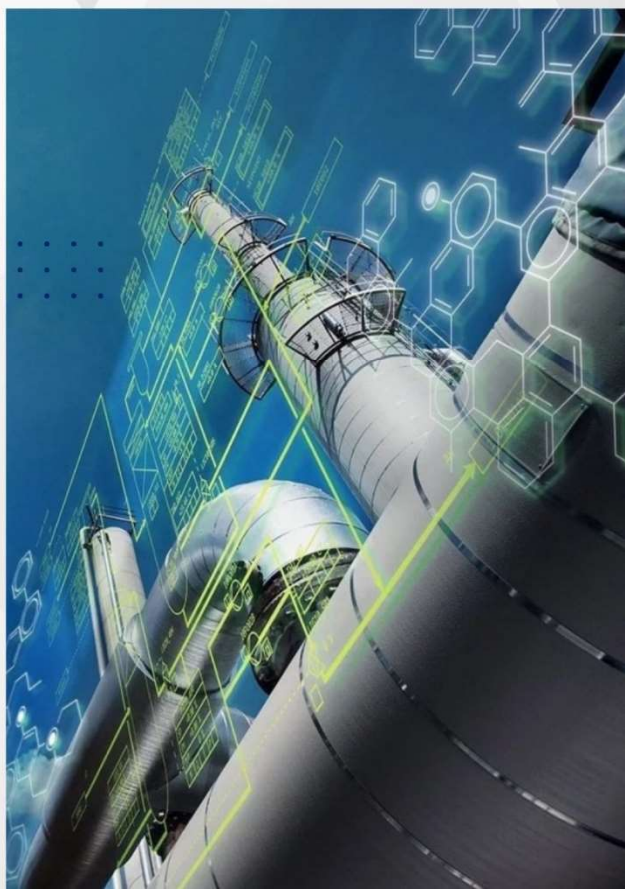


ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ

ХІМІЧНИХ І НАФТОПЕРЕРОБНИХ ВИРОБНИЦТВ

НАВЧАЛЬНИЙ ПОСІБНИК





Міністерство освіти і науки України
Сумський державний університет

Гідромеханічні процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв

Навчальний посібник

Друге видання, перероблене

За загальною редакцією Я. Е. Михайловського

Рекомендовано вченою радою Сумського державного університету



Суми
Сумський державний університет
2024

УДК 665.5:66.01/.09(075.8)

Г 46

Авторський колектив:

А. П. Врагов, доктор технічних наук, професор;
Я. Е. Михайловський, кандидат технічних наук, доцент;
М. П. Юхименко, кандидат технічних наук, доцент;
Р. О. Острога, кандидат технічних наук, доцент

Рецензенти:

В. Ф. Моїсєєв – кандидат технічних наук, професор, професор кафедри хімічної техніки та промислової екології Національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут»;
С. В. Вакал – доктор технічних наук, старший науковий співробітник, директор науково-дослідного Інституту мінеральних добрив і пігментів Сумського державного університету

*Рекомендовано до видання
вченою радою Сумського державного університету
як навчальний посібник
(протокол № 02 від 12.09.2024 року)*

Г 46 **Гідромеханічні** процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв : навчальний посібник / А. П. Врагов, Я. Е. Михайловський, М. П. Юхименко, Р. О. Острога ; за заг. ред. Я. Е. Михайловського. – 2-ге вид., переробл. – Суми : Сумський державний університет, 2024. – 276 с.

ISBN 978-966-657-981-5

У навчальному посібнику розглянуті теоретичні основи гідромеханічних процесів хімічних і нафтопереробних виробництв, а також принципи будови та роботи типових апаратів і машин, методи їх технологічних розрахунків. Він призначений для здобувачів очної та заочної форм здобуття вищої освіти, які навчаються за освітніми програмами «Комп'ютерний інжиніринг обладнання хімічних виробництв», «Обладнання нафто- і газопереробних виробництв» спеціальності «Галузеве машинобудування». Може бути рекомендований здобувачам інших споріднених спеціальностей: «Хімічні технології та інженерія», «Хімія», а також інженерно-технічним працівникам хімічної, газо- та нафтопереробної промисловості.

УДК 665.5:66.01/.09(075.8)

ISBN 978-966-657-981-5

© Сумський державний університет, 2024

ЗМІСТ

Передмова.....	С. 7	
ЧАСТИНА ПЕРША		
ОСНОВНІ ВИЗНАЧЕННЯ ТА НАУКОВІ ОСНОВИ КУРСУ «ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ І НАФТОПЕРЕРОБНИХ ВИРОБНИЦТВ».....		10
Розділ 1 Основні поняття та загальні закономірності процесів.....	11	
1.1 Зміст і завдання курсу «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв». Основні поняття та визначення.....	11	
1.2 Основні показники процесів та їхні характеристики...	15	
1.3 Основні закони, що використовують у курсі «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв».....	20	
1.3.1 Закони збереження матерії та зміни її складу....	21	
1.3.2 Закони збереження та перетворення енергії.....	24	
1.3.3 Закони фазової рівноваги в системі.....	27	
1.4 Основний кінетичний закон (закон перенесення маси та енергії). Класифікація процесів та апаратів.....	30	
1.5 Загальні принципи розрахунку та визначення основних розмірів апарата.....	33	
Розділ 2 Основні фізико-хімічні властивості речовин та їхнє визначення.....	39	
2.1 Основні поняття та визначення про природу речовин.....	39	
2.2 Визначення основних фізико-хімічних властивостей речовин.....	41	
2.2.1 Властивості газів і газових сумішей.....	41	
2.2.2 Властивості рідин та їхніх сумішей.....	46	
2.2.3 Властивості твердих тіл, зернистих матеріалів і порошків.....	51	
Розділ 3 Основи прикладної гідравліки.....	59	
3.1 Основний закон гідростатики.....	60	
3.2 Гідродинаміка потоку в'язкої рідини.....	61	
3.2.1 Основні характеристики динаміки потоків.....	62	
3.2.2 Рівняння нерозривності (матеріального балансу) потоку.....	64	
3.2.3 Режими течії потоків рідини.....	65	

3.3 Рівняння руху рідини (Нав'є – Стокса), фізичне значення складових рівняння.....	67
3.4 Енергетичний баланс потоку для реальної рідини (рівняння Бернуллі).....	69
3.5 Опір тертя в трубопроводах та апаратах.....	70
Розділ 4 Моделювання процесів та апаратів, основи теорії подібності.....	78
4.1 Моделювання як метод дослідження процесів та апаратів.....	78
4.2 Умови подібності фізичних явищ, умови однозначності.....	80
4.3 Подібність фізичних процесів, індикатори та критерії подібності. Теореми подібності.....	83
4.4 Алгоритм подібного перетворення диференціального рівняння процесу в критеріальне.....	86
4.5 Критерії гідродинамічної подібності та їх фізичний зміст. Невизначені та визначені критерії подібності...	88
4.6 Критеріальні рівняння гідродинамічних процесів.....	91
4.7 Методи опрацювання результатів дослідів та одержання функціональних і критеріальних рівнянь.....	93
ЧАСТИНА ДРУГА	
ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ.....	98
Розділ 5 Неоднорідні системи та методи їхнього розділення.....	99
5.1 Характеристика неоднорідних систем.....	100
5.2 Методи розділення неоднорідних систем.....	103
5.3 Матеріальний баланс процесів розділення НС.....	104
5.4 Кінетика гравітаційного осідання частинок.....	106
5.5 Критеріальні рівняння для розрахунку швидкості вільного осідання частинок у полі гравітаційних сил.....	109
5.6 Алгоритм розрахунку швидкості осідання за допомогою критеріальних рівнянь.....	110
5.7 Продуктивність відстійників.....	111
5.8 Розрахунок площі осідання відстійника.....	114
5.9 Будова та принцип роботи відстійників.....	117
5.9.1 Відстійники для суспензій.....	117
5.9.2 Відстійники для емульсій.....	119

	5.10 Будова та принцип роботи пиловідстійників.....	121
Розділ 6	Флотаційні методи розділення суспензій і пульп.....	126
	6.1 Фізико-хімічні основи процесу флотації.....	126
	6.2 Схема флотаційних установок.....	131
	6.3 Будова та принцип роботи флотаційних апаратів.....	132
Розділ 7	Відцентрове розділення неоднорідних систем.....	136
	7.1 Основні поняття та визначення.....	136
	7.2 Фактор розділення та його фізична суть.....	138
	7.3 Швидкість відцентрового осадження.....	138
	7.4 Критеріальні рівняння процесу відцентрового осадження.....	140
	7.5 Алгоритм розрахунку швидкості відцентрового осадження частинок у центрифугах.....	141
	7.6 Розрахунок продуктивності центрифуг періодичної та безперервної дії.....	142
	7.6.1 Час осідання частинок у центрифусі.....	142
	7.6.2 Продуктивність вертикальної відстійної центрифуги періодичної дії.....	143
	7.6.3 Розрахунок продуктивності горизонтальної відстійної центрифуги безперервної дії.....	144
	7.6.4 Продуктивність фільтрувальної центрифуги.....	146
	7.7 Циклонний процес та апаратура.....	149
	7.8 Будова та принцип роботи центрифуг.....	152
	7.8.1 Основні класифікаційні ознаки центрифуг.....	152
	7.8.2 Центрифуги періодичної дії.....	153
	7.8.3 Центрифуги безперервної дії. Автоматичні відстійні та фільтрувальні центрифуги.....	157
Розділ 8	Фільтраційне розділення та конструкції фільтрів.....	164
	8.1 Основні поняття та визначення.....	164
	8.2 Швидкість, кінетичні рівняння та константи процесу фільтрування.....	166
	8.3 Експериментальне визначення констант фільтрування.....	169
	8.4 Розрахунок продуктивності фільтрів.....	171
	8.5 Фільтрування запиленних газів, будова фільтрів.....	177
	8.6 Фільтрування суспензій і конструкції фільтрів.....	181
Розділ 9	Ультрафільтрація та зворотний осмос.....	194
	9.1 Фізико-хімічна сутність процесу.....	194
	9.2 Принцип роботи апаратів та установок.....	197

Розділ 10	Комбіновані методи розділення неоднорідних систем...	200
10.1	Інерційні методи очищення сухих запиленних газів.....	200
10.2	Мокре пилоочищення газів й апаратура.....	202
10.3	Сепаратори для розділення газорідних потоків...	205
10.4	Магнітне очищення.....	206
10.5	Акустичне та ультразвукове очищення.....	207
10.6	Електроочищення газів і нафтопродуктів.....	208
Розділ 11	Процеси та техніка псевдозрідженого зернистого шару.....	213
11.1	Гідродинаміка псевдозрідженого шару.....	213
11.2	Опір, порозність і висота псевдозрідженого шару...	217
11.3	Робочі швидкості псевдозрідження та їхній розрахунок.....	219
11.4	Розрахунок діаметра винесених потоком зерен.....	223
11.5	Будова та принцип роботи апаратів із псевдозрідженим шаром.....	223
11.6	Пневмо- та гідротранспортні установки.....	224
11.7	Розрахунок пневмо- або гідротранспортної установки.....	228
Розділ 12	Механічне перемішування та конструкції мішалок.....	231
12.1	Призначення процесу.....	231
12.2	Способи перемішування.....	232
12.3	Інтенсивність та ефективність перемішування.....	233
12.4	Витрата потужності на перемішування.....	235
12.5	Будова та принцип роботи мішалок.....	238
	Список літератури.....	247
	Додаток А.....	248
	Додаток Б.....	263
	Предметний покажчик.....	270

*Хіміки – це ті, хто дійсно розуміє,
як улаштований світ.*

Лайнус Полінг,
двічі лауреат Нобелівської премії

ПЕРЕДМОВА

Сучасна хімічна технологія є достатньо розгалуженою галуззю – це насамперед виробництво мінеральних кислот і добрив, лугів і солей, продуктів синтезу органічних з'єднань, продуктів перероблення нафти й газу та інше. Ще наприкінці XIX століття було встановлено, що не дивлячись на різноманітність процесів хімічної технології, між ними є принципова схожість. Тобто отримання різних хімічних продуктів пов'язано з проведенням типових фізичних процесів – гідромеханічного оброблення та переміщення газів, рідин і неоднорідних систем, теплового оброблення середовищ, масообмінних процесів очищення забруднених газів, ректифікації багатокомпонентних сумішей, сушіння вологих продуктів, екстракції, кристалізації тощо. Апаратурне оформлення сучасних хімічних виробництв також є різноманітним, але для схожих процесів у різних галузях хімічної технології здебільшого використовуються схожі за конструкцією апарати. Тому фундаментальна інженерна наука, що вивчає теоретичні та інженерні основи процесів хімічної технології, а також будову, принципи роботи і методи технологічних розрахунків типових апаратів хімічних виробництв, одержала традиційну назву «Процеси та апарати хімічної технології».

У зв'язку з переходом сфери вищої освіти до європейського освітнього простору на цей момент упроваджені новітні підходи до навчального процесу, одним із яких є реалізація різних освітньо-професійних програм у межах спеціальності. Оскільки кожна освітня програма має конкретну спрямованість, тому неможливо створити єдиний навчальний посібник, який би міг бути рекомендованим для всіх програм загалом. Тому й виникла необхідність написання цього навчального посібника для освітніх програм «Комп'ютерний інжиніринг обладнання хімічних виробництв», «Обладнання нафто- і газопереробних виробництв» спеціальності «Галузеве машинобудування», який має певну професійну спрямованість.

За роки, що пройшли після першого видання книги (2003 р.), відбулися значні зміни як у розвитку самої дисципліни, так і в нових наукових і інженерних досягненнях щодо процесів хімічної технології та хімічної техніки. Тому виникла необхідність переглянути й доповнити інформацію новими даними, переглянути методичний підхід до вивчення розділів курсу та посилити напрям щодо можливостей самостійного вивчення цієї складної дисципліни в умовах дистанційного навчання.

У навчальних планах підготовки бакалаврів освітніх програм «Комп'ютерний інжиніринг обладнання хімічних виробництв», «Обладнання нафто- і газопереробних виробництв» спеціальності «Галузеве машинобудування» навчальна дисципліна «Процеси та апарати хімічних виробництв» займає провідне місце, оскільки вона є базовою для вивчення комплексу спеціальних дисциплін, що формують кваліфікаційний рівень фахівця. Дисципліна «Процеси та апарати хімічних виробництв» базується на фундаментальних наукових і практичних досягненнях людства під час вивчення природничих наук і вимагає достатньо ємних знань у галузях фізики, хімії, математики, гідродинаміки, термодинаміки та ін. У межах навчального процесу студенти додатково вивчають нові галузі знань, орієнтовані на використання їх у хімічній технології та техніці.

На базі одержаних знань формується фахівець, який здатний виконувати роботу конструктора з хімічної техніки, майстра з ремонту обладнання, механіка цеху хімічного виробництва, інженерно-технічного працівника хімічного підприємства або цеху спеціалізованого машинобудівного заводу, дослідника та розробника нової техніки, фахівця науково-дослідної лабораторії чи інституту.

Метою цього навчального посібника є систематизація навчального матеріалу щодо гідромеханічних процесів та обладнання хімічних виробництв і надання методичної допомоги під час вивчення спеціальної інженерної дисципліни студентам, які навчаються за спеціальністю «Галузеве машинобудування» та спеціалізуються в галузі процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв. Навчальний посібник може бути корисним і студентам, які спеціалізуються в галузі хімічних технологій неорганічних виробництв, тобто, які навчаються за спеціальностями «Хімічні технології та інженерія» та «Хімія».

Також цей посібник може використовуватися аспірантами для підготовки до вступних випробувань і фахових іспитів за спеціальністю «Хімічні технології та інженерія». Розглянутий у посібнику матеріал буде корисним для спеціалістів, які займаються розробленням і проектуванням технологічного обладнання в хімічній, харчовій і переробних галузях промисловості.

Навчальний посібник складається з двох частин: 1-ї – «Основні визначення та наукові основи» курсу «Процеси та апарати хімічних і нафтопереробних виробництв»; 2-ї – «Гідромеханічні процеси та обладнання».

У першій частині розглядаються основні поняття та загальні закономірності хіміко-технологічних процесів, подана характеристика основних фізико-хімічних властивостей речовин, викладені основи прикладної гідравліки та теорії подібності.

У другій частині розглядаються теоретичні основи гідромеханічних процесів хімічної технології – гравітаційного, відцентрового та флотаційного осаджування, фільтрування, псевдозрідження та перемішування. Описані основні конструкції апаратів для здійснення зазначених процесів і надана їх

характеристика.

На початку кожного розділу надається план щодо розгляду теоретичного матеріалу, а в кінці – контрольні запитання, що полегшує засвоєння студентами навчального матеріалу в процесі самостійної роботи. Контрольні запитання також можуть бути для модульного та підсумкового контролю знань у студентів. Навчальний посібник має предметний покажчик, що полегшує пошук потрібного матеріалу.

Загалом посібник є першим томом із трьох, що становлять фундамент курсу процесів та обладнання хімічних, газо- і нафтопереробних виробництв.

Друге видання доповнено контрольними задачами, що сприяє більшому засвоєнню теоретичного матеріалу в процесі розрахунку практичних завдань. Тому цей навчальний посібник може бути використаний також і для практичних занять із дисципліни «Процеси та апарати хімічних виробництв». Для цього в додатках подані довідкові таблиці та номограми для визначення фізико-хімічних характеристик речовин та інших параметрів, які необхідні для виконання розрахунків щодо процесів та апаратів хімічних виробництв.

Автори щиро дякують рецензентам Моїсєєву В. Ф. і Вакалу С. В. за працю, пов'язану з рецензуванням рукопису, та за цінні зауваження й рекомендації, що сприяли покращанню змісту книги.

ЧАСТИНА ПЕРША

**ОСНОВНІ ВИЗНАЧЕННЯ ТА НАУКОВІ ОСНОВИ
КУРСУ «ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ
І НАФТОПЕРЕРОБНИХ ВИРОБНИЦТВ»**

РОЗДІЛ 1

Основні поняття та загальні закономірності процесів

У цьому розділі...

- ◆ *Дещо про процеси для багатьох технологій.*
- ◆ *Що це таке – технологічне обладнання?*
- ◆ *Що розуміють під параметрами процесу?*
- ◆ *Що робити з основними законами природи?*
- ◆ *Як працює основний кінетичний закон?*
- ◆ *Які процеси бувають і яке обладнання для цього необхідне?*
- ◆ *Розрахувати апарат – це ж так просто!*

1.1 Зміст і завдання курсу «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв».

Основні поняття та визначення

Сучасне розвинуте суспільство не може існувати й успішно рухатися вперед без виробництва засобів виробництва та предметів споживання. Найбільш раціональним і прогресивним є промислове виробництво, яке найбільше забезпечує потреби суспільства високоякісними виробами, продуктами, товарами, машинами, обладнанням і устаткуванням.

Промислове виробництво пов'язане з виконанням багатьох певних виробничих операцій і процесів.

Під **операцією** розуміють цілеспрямований механічний вплив на матеріали, речовину або продукт, які обробляються, і що призводить до зміни їх форми, об'єму або зовнішнього вигляду, але не пов'язане зі зміною хімічних властивостей матеріалів. Так, у машинобудуванні металева заготовка внаслідок низки послідовних механічних операцій перетворюється в потрібну деталь. У гірничодобувній промисловості добута руда піддається механічному переробленню: подрібнюванню, просіюванню, сортуванню, поділу на класи, збагаченню тощо. Такі та інші подібні операції належать до **механічної** технології, під час

використання якої первинні або вторинні матеріали зазнають примусового механічного оброблення.

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

Сукупність операцій і процесів, які потрібно виконати під час перероблення сировини у виробі, напівфабрикати або цільові продукти, визначення порядку і знаходження найбільш ефективних засобів їх проведення вивчає **технологія** – наука про фах, ремесло.

За визначенням акад. М. М. Жаворонкова, «...**технологія** – це наука про найбільш економічні методи й процеси перероблення сирих матеріалів у предмети споживання й засоби виробництва».

Існує величезна кількість спеціальних галузевих технологій, що забезпечують перероблення сировини та 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 й охорони життєдіяльності та інші. Наприклад, можна назвати технології машинобудування, промислового та житлового будівництва, енергетичну, хімічну, нафтохімічну, металургійну, гідрометалургійну та технологію харчових продуктів і багато інших.

У курсі «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв» вивчаються технологічні процеси, пов'язані з **хімічними, нафтохімічними і газо- та нафтопереробними технологіями** для перероблення сировини й різноманітних речовин у напівпродукти та продукти, які використовуються в народному господарстві, в інших галузях промисловості.

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, яке заповнене різними пристроями й призначене для проведення одного або декількох специфічних технологічних процесів під час перероблення 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 закривання кришки апарата та ін.).

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

Агрегат, 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.).

Устаткуванням називають комплекс допоміжного обладнання, що пов'язує різні агрегати та машини в єдиний комплекс і забезпечує функціонування складного агрегату для випуску готової продукції. До устаткування потрібно відносити трубопроводи, регулювальну та запірну арматури, контрольно-вимірювальні прилади та інше.

Сучасні промислові технології охопили всі види діяльності людського суспільства й пов'язані з техногенним впливом виробничої діяльності на природу та довкілля.

Тому паралельно з вирішенням завдань виробничої діяльності необхідно вирішувати питання захисту довкілля, розроблення та впровадження природоохоронних технологій, які дозволяють знизити вплив на природу несприятливої техногенної діяльності людини, раціонально використовувати природні ресурси, створювати та впроваджувати маловідходні, ресурсозбережні технології, створювати нові зразки ефективної хімічної техніки.

Одночасно на передній план виходять завдання зменшення енерговитрат на проведення технологічних процесів і збереження невідновлювальних енергоресурсів, тому що хімічна й споріднені технології в цілому й устаткування, яке застосовують для проведення процесів, є дуже енергоємними, тому раціональна організація технологічного процесу, вибір ефективного обладнання дають найбільш істотну економію енергоресурсів.

Враховуючи викладене, зазначимо, що навчання фахівців за спеціалізаціями, пов'язаними з обладнанням для хімічних і нафто-переробних технологій, вимагає також викладання цілої низки додаткових дисциплін, знання яких давали б фахівцям можливість

грамотно вирішувати не лише виробничі проблеми, а й завдання захисту довкілля, що на сьогодні є головними соціально-економічними, народно-господарськими та науково-технічними проблемами сучасності.

Курс «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв» є спеціальною провідною навчальною дисципліною, в якій вивчаються основні фізико-хімічні закономірності спільних для багатьох виробництв технологічних процесів, методи їх раціонального апаратурно-технологічного оформлення, технологічних розрахунків параметрів процесу, засоби створення оптимальних умов проведення процесів, принципи будови та роботи обладнання, основи технологічних розрахунків і конструювання типової та нестандартної хімічної апаратури для проведення цих процесів.

В основу курсу, який вивчається, закладені фундаментальні досягнення науки і техніки з основних процесів, апаратів і машин хімічних, нафтохімічних, газо- і нафтопереробних та інших споріднених виробництв. Ці здобутки викладені в багатьох підручниках і монографіях відомих вчених: проф. А. Г. Касаткіна, чл.-кор. АН П. Г. Романкова, проф. Н. І. Гельперина, акад. В. В. Кафарова, проф. В. Б. Когана, акад. О. М. Кутєпова, проф. О. М. Плановського та ін.

Серед закордонних вчених, які зробили вагомий внесок у розвиток науки про процеси та апарати, відомі своїми працями Мак-Адамс, Дж. Перрі, Т. Шервуд, С. Бретшнайдер, Я. Циборовський, Т. Хоблер та ін.

Курс «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв» базується на знаннях, одержаних студентами з курсів математики, фізики, основ технічної механіки, загальної й фізичної хімії, матеріалознавства, гідравліки, теплотехніки та багатьох інших.

У курсі «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв» використовуються основні фізико-хімічні закони природи, закони збереження та перенесення маси та енергії, закони фазових перетворень, закони масштабного переходу та ін. Увесь комплекс розділів і питань, які вивчаються в курсі, повинен забезпечити цілеспрямоване навчання та підготовку кваліфікованих фахівців і дати знання, необхідні й достатні для опрацювання та розроблення ними технологій, раціональних технологічних схем агрегатів і установок для розрахунку й вибору необхідного обладнання, грамотної експлуатації технічних об'єктів, проведення наукових досліджень, створення нових процесів, технологій та обладнання.

Курс «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв» завершує загальноінженерну підготовку студентів і є базовим для

вивчення фахових і профільних спеціальних навчальних дисциплін, для виконання випускних робіт бакалаврів і магістрів, курсового та дипломного проектування, для самостійної інженерної діяльності.

1.2 Основні показники процесів та їхні характеристики

Для промислової реалізації технологічного процесу потрібні такі основні умови: 1) матеріали та сировина, що піддаються переробленню; 2) енергетичні ресурси (електроенергія, вода, технологічна пара, газ); 3) обладнання – апарати, машини та агрегати і установки, за допомогою яких реалізується процес; 4) кваліфіковані кадри.

Найважливішим показником, що з технологічного боку характеризує апарат, машину, агрегат чи установку, або виробництво в цілому, 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 й технічних виробів – одиниць за 1 місяць, одиниць за 1 рік.

Важливою характеристикою виробничого процесу або апарата є **інтенсивність (питома продуктивність)** – продуктивність, віднесена до будь-якого основного параметра, що характеризує місткість і розміри апарата або умови проведення в ньому цього процесу. Найчастіше інтенсивність процесу характеризують кількістю (обсягом) продукції, виробленої в одиниці об'єму апарата (питома об'ємна продуктивність, кг/(м³ · с)) або що виробляється на одиниці площі апарата (швидкість фільтрації, м³/м² · с).

Продуктивність апарата залежить від інтенсивності – швидкості процесу, що проходить у ньому, від організаційно-технічної структури виробництва, від габаритних розмірів або об'єму апарата. Продуктивність цеху або установки залежить від кількості встановлених основних апаратів, від ступеня їх використання та умов експлуатації.

Будь-який фізико-хімічний процес, що проходить в апараті реально, характеризується **параметрами** – комплексом фізичних величин, що рішуче впливають на хід і умови процесу. Розрізняють фізичні, фізико-хімічні, гідравлічні та гідродинамічні, теплові та теплофізичні, дифузійні та багато інших параметрів, причому кожний із них може приймати різноманітні, але реально визначені величини за умов, що супроводжують хід процесу.

Інтенсифікація процесу в апараті досягається вибором оптимальних параметрів режиму, зміною напрямків руху середовищ і поліпшенням

конструкції апарата. Під час підвищення інтенсивності проходження процесу може бути збільшена продуктивність агрегату, установки або цеху за тієї самої кількості апаратів, або зменшена кількість працюючих апаратів, можуть бути знижені експлуатаційні та енергетичні витрати. Інтенсифікуючи виробничі процеси або роботу апаратів і агрегатів, на тому самому обладнанні можна одержати більшу кількість продукції.

До основних показників виробничого процесу належать також витрати матеріальних та енергетичних ресурсів.

Витрати основних матеріалів, сировини, а також кількість продуктів, що виробляються, визначаються на основі рівнянь матеріальних балансів. Зниження витрат сировини досягається удосконалюванням технології та збільшенням ступеня перетворення.

Витрати енергоресурсів – електроенергії, водяної пари, палива, газу визначаються на основі теплових (енергетичних) балансів. Зниження енергетичних витрат досягається вибором оптимальних параметрів процесу й технологічного режиму за рахунок збільшення інтенсивності проходження процесу, а також за рахунок зменшення гідравлічного опору апаратів і трубопроводів.

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

Виходом називають відношення кількості реально отриманого цільового продукту до теоретичного – максимально можливої кількості за цих умов проходження процесу, %:

$$\beta = \left(\frac{\sum_1^n M_i}{\sum_1^k M_j} \right) \cdot 100, \quad (1.1)$$

де M_i – масові витрати усіх компонентів сировини, кг/с; M_j – масові витрати усіх отриманих продуктів, кг/с.

Чим більш ґрунтовно вивчений і розроблений процес, тим більшим є практичний вихід цільової продукції, тим менше отримують побічних продуктів і відходів виробництва.

Для масообмінних, хімічних і біохімічних процесів початкові компоненти не цілком переходять у корисні продукти, і тому вихід цільової продукції характеризують ступенем міжфазового перенесення – **ступенем видобування** або ступенем перетворення, водночас

$$\psi_i = (M_{ni} - M_{ki}) / M_{ni} = 1 - C_i, \quad (1.2)$$

де M_{ni} , M_{ki} – масові витрати i -го компонента на вході до апарата і виході з нього; C_i – масова частка невикористаного компонента в процесі його перероблення, $C_i = M_{ki} / M_{ni}$.

Ступінь перетворення характеризує наскільки повно в процесі реагують і перетворюються початкові компоненти сировини в цільові продукти. Ступінь перетворення залежить не лише від технологічних параметрів процесу, а і від конструкції машини чи апарата, які використовуються в процесі.

До основних показників процесу належать **параметри технологічного режиму** – сукупність основних чинників, що впливають на швидкість процесу. Для більшості хіміко-технологічних процесів основними параметрами технологічного режиму є агрегатний стан речовин, що реагують, температура, концентрація, тиск, енергетичні впливи та їхній характер (наявність або відсутність перемішування, наявність або відсутність каталізатора та інше).

Агрегатний (фазовий) стан речовин, що переробляються, визначає не лише швидкість їхньої взаємодії в технологічному процесі, а й технологічні та конструктивні особливості апарата, його габаритні розміри.

Температура є найважливішим технологічним параметром, що визначає ступінь нагрівання робочих середовищ і впливає на швидкість взаємодії фаз, за цим параметром процеси належать до низько- та високотемпературних, ендо- та екзотермічних.

Концентрація визначає вміст кожної речовини в потоках, що реагують або взаємодіють у процесі, концентрації впливають на швидкість перенесення речовини між фазами. За числовим значенням концентрації розрізняють процеси, що проходять у потоках із низькою або високою концентрацією компонентів.

Тиск визначає умови рівноваги у фазах, числове значення рушійної сили та її вплив на напрям і швидкість процесів, за величиною застосовуваного тиску процеси можуть відбуватися за розрідження (вакууму), за атмосферного, підвищеного або високого тиску.

Енергетичний вплив (енергетичне діяння), додатковим підведенням у систему (апарат) зовнішньої енергії (механічної, електричної, ультразвукової та інших), часто стимулює швидкість проходження процесів і дозволяє знизити об'єм апаратури.

Багаторазово інтенсифікувати і спрямовано вести хімічний або нафтохімічний процес дозволяють **каталізатори**.

Для біохімічних процесів важливу роль мають **ферменти**, а також інші методи впливу на швидкість проходження процесів.

Важливим показником технологічного процесу є його **організаційно-технічна структура**, відповідно до якої розрізняють періодичні, безперервні, комбіновані та циклічні процеси.

Періодичний процес характеризується тим, що різноманітні його стадії здійснюються в одному й тому самому апараті, але в різні проміжки часу, тобто періодичний процес характеризується **єдиним місцем** проведення окремих стадій процесу під час зміни в часі як виду самого процесу, так і режимних параметрів його проведення (температури, концентрації, тисків та ін.). Періодичні процеси пов'язані з витратами ручної праці, з низькою інтенсивністю процесу та зі значними втратами часу на проведення підготовчих операцій у період завантаження й розвантаження обладнання. Автоматизація періодичних процесів дуже утруднена, тому що показники керованих режимних параметрів змінюються як за висотою та об'ємом апарата, так і впродовж усього періоду проходження процесу.

Безперервний процес характеризується тим, що в ньому одночасно проходять усі стадії процесу, але кожна зі стадій проходить у різних об'ємах апарата або в різних апаратах, тобто безперервний процес характеризується **єдністю часу** проведення всіх стадій процесу в різних об'ємах апаратури.

Безперервні процеси дозволяють забезпечити рівномірність їх проходження, локальну сталість технологічних параметрів, стабільність якості одержуваної продукції, можливість повної автоматизації процесу або його окремих стадій та установки в цілому.

У промисловості також використовують **комбіновані** процеси, в яких одну або декілька стадій реалізують періодично, а інші ж стадії – безперервно.

Циклічними називають процеси, що проходять в апараті послідовно, змінюючи один одного через визначені проміжки часу (цикли). Наприклад, процес поглинання (адсорбції) парів летких розчинників із пароповітряної суміші в стаціонарному адсорбері складається з окремих стадій, які послідовно проходять в установці та об'єднані в єдиний цикл: а) адсорбції парів розчинника; б) відпарювання поглиненої речовини; в) регенерації властивостей адсорбенту; г) підготовка адсорбера до нового циклу роботи.

За характером руху та зміни параметрів робочого середовища неперервно діючі апарати поділяють на три групи: на апарати повного витискування, повного змішування та апарати проміжного типу.

В апараті **повного витискування** наступні об'єми робочого середовища не змішуються з попередніми й повністю витискують їх, тобто рух робочої речовини відбувається ніби в поршневому режимі. Температура й концентрація речовини, яка обробляється, плавно змінюються від початкової до кінцевої величини за висотою або довжиною апарата і можуть регулюватися залежно від масових витрат взаємодіючих потоків.

В апаратах повного витискування рушійна сила процесу може досягати максимальної величини, що дозволяє зменшити робочий об'єм апарата або його лінійні розміри.

В апараті **повного змішування** відбувається повне й швидке змішування потоків середовищ, що надходять до апарата з речовиною, що розміщена в ньому. У такому апараті температури й концентрації змішуваних речовин швидко стабілізуються та досягають кінцевих значень.

Необхідно зазначити, що від напрямку й характеру руху потоків речовин у таких апаратах залежить характер розподілу **рушійної сили** процесу – різниці робочого та рівноважного параметрів, під дією яких проходить процес у напрямку досягнення рівноважного стану.

Наприклад, на рисунку 1.1 показаний апарат повного змішування та характер зміни температури речовини, що нагрівається, а також зміна локальної рушійної сили процесу в ньому за висотою. Потік середовища, яке надходить в апарат знизу і нагрівається, а потім через патрубок 1 за допомогою мішалки швидко змішується з нагрітими об'ємами речовини й практично відразу набуває кінцевої температури суміші, яка відводиться через патрубок 3. Середня рушійна сила процесу – середня різниця температур між середовищами – тут залишається практично сталою, хоча локальні різниці температур на вході в апарат і виході з нього значно відрізняються між собою.

В апаратах **проміжного типу** не спостерігається повного витискування потоків, але і не відбувається повного змішування попередніх і наступних об'ємів робочих середовищ. Рушійна сила процесів у цьому разі більша, ніж в апаратах повного змішування, але менша, ніж в апаратах повного витискування.

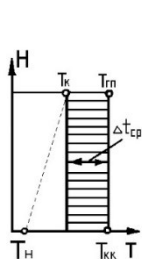
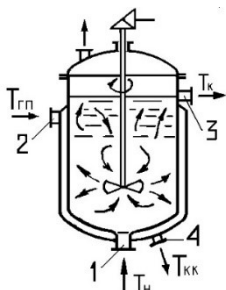


Рисунок 1.1 – Характер зміни температури середовища, що нагрівається, в апараті повного змішування:

$T_{н}$, $T_{к}$ – початкова та кінцева температури середовища, що нагрівається; $T_{гп}$, $T_{кк}$ – температури водяної пари та конденсату відповідно; $\Delta t_{ср}$ – середня рушійна сила процесу; 1 – подача сировини; 2 – вхід пари; 3 – відведення продукту; 4 – відведення конденсату

Контрольні запитання

1 Дайте визначення понять «операція», «процес» і «технологія». У чому полягає принципова різниця між механічними і хімічними технологіями?

2 Наведіть приклади різноманітних галузевих технологій.

3 Дайте визначення понять «апарат», «машина», «агрегат» та «установка». У чому полягає принципова різниця між ними?

4 Які різновиди хімічного обладнання використовуються в хімічних виробництвах, у чому полягає різниця між ними?

5 Назвіть основні показники процесів і охарактеризуйте їх.

6 Які основні параметри технологічного режиму ви знаєте і як вони впливають на швидкість процесу?

7 Дайте визначення характеру проходження різноманітних процесів за їхньою організаційно-технічною структурою.

8 У чому принципова різниця між періодичними і безперервними процесами, апаратами та установками?

9 Які бувають безперервно діючі апарати за характером руху робочих середовищ у них?

10 Як змінюється рушійна сила процесів залежно від характеру руху робочих середовищ в апаратах неперервної дії?

1.3 Основні закони, що використовують у курсі «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв»

Технологічні процеси хімічних, нафтохімічних, нафтопереробних і споріднених технологій пов'язані з використанням різноманітних матеріалів і видів енергії. Технологічні процеси проходять відповідно до загальних фізичних, фізико-хімічних і хімічних законів природи.

Найчастіше в курсі «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв» використовуються такі основні закони і принципи:

1 Кількісні закони хімії (закони збереження матерії та зміни її складу).

2 Закони термодинаміки (закони збереження й перетворення енергії).
 3 Закони фазової рівноваги (статичної, динамічної та хімічної) в гомогенних системах.

4 Закони перенесення маси та енергії (основний кінетичний закон).

5 Принципи моделювання й масштабного переходу.

1.3.1 Закони збереження матерії та зміни її складу

Кількісні закони хімії, які відкрили М. В. Ломоносов, А. Лавуазьє, Д. Дальтон, І. Ріхтер та інші, установлюють зв'язок між будовою і складом вихідних хімічних сполук, і пов'язані зі змінами їхнього складу, що відбуваються внаслідок хімічних і фізико-хімічних взаємодій і перетворень.

Відповідно до закону збереження матерії в природі й техніці відбуваються такі перетворення, під час яких не може спонтанно (самочинно) відбуватися виникнення або зникнення матерії, тобто **маси вихідних і кінцевих продуктів у системі залишаються сталими**.

Закон збереження маси речовин застосовується як до загальної маси речовин, що беруть участь у процесі, так і до окремих її частин або до окремих компонентів, що входять у систему.

Нехай в апарат – екстрактор 1 (див. рис. 1.2), призначений для виробництва екстракційної фосфорної кислоти, надходять апатит і суміш розчинів сірчаної та фосфорної кислот.

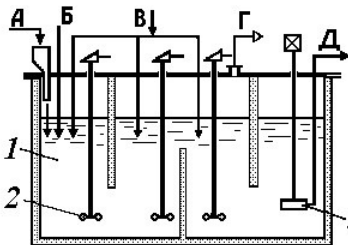
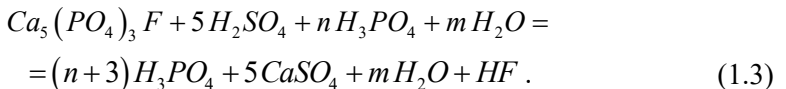


Рисунок 1.2 – Схема матеріальних потоків у процесі одержання екстракційної фосфорної кислоти (ЕФК):

А – апатит; Б – ЕФК; В – сірчана кислота;
 Г – гази; Д – пульпа ЕФК і фосфогіпсу;
 1 – екстрактор; 2 – мішалка; 3 – заглиблений насос

Реакція розкладення апатиту на кінцеві продукти проходить за сумарним рівнянням



Після проведення процесу екстрагування з апарата виводять реакційні гази та пульпу, що складається з фосфорної кислоти, фосфогіпсу й залишків – відходів, що не прореагували.

Відповідно до закону збереження матерії масові витрати речовин, що надходять до апарата і виводяться з нього, однакові між собою.

Для окремих потоків рівняння матеріального балансу мають такий вигляд:

– для сировини (апатиту)

$$G_c = M_a + M_b + M_c; \quad (1.4)$$

– для реагентів (кислот)

$$G_p = M_{k1} + M_{k2}; \quad (1.4')$$

– для продуктів реакцій (кислот і фосфогіпсу)

$$G_n = M_{n1} + M_{n2}; \quad (1.4'')$$

– для відходів (газів і залишків, що не прореагували)

$$G_o = M_{o1} + M_{o2}. \quad (1.4''')$$

Для окремих компонентів, що входять до складу будь-якого потоку, також можна скласти рівняння матеріальних балансів.

Так, для компонентів у складі сировини рівняння матеріальних балансів можна записати в такому вигляді:

– для компонента А за масою (або масовою витратою)

$$M_a = G_c \cdot X_a; \quad (1.5)$$

– за кількістю в сировині речовин, що складають домішки:

$$M_b = G_c \cdot X_b; \quad (1.5')$$

$$M_c = G_c \cdot X_c, \quad (1.5'')$$

де X_a, X_b, X_c – масові частки компонентів А, В і С у сировині.

Аналогічним методом можна скласти рівняння матеріальних балансів для інших компонентів системи або для системи в цілому.

Рівняння матеріального балансу за потоками речовин для процесу в цілому має вигляд

$$M_a + M_b + M_c + M_{p1} + M_{p2} = M_{n1} + M_{n2} + M_{o1} + M_{o2}, \quad (1.6)$$

яке можна виразити в загальному вигляді

$$\sum_1^k M_i = \sum_1^n M_j, \quad (1.7)$$

де $M_a, M_b, M_{p1}, \dots, M_i$ – маси (масові витрати) матеріальних потоків, що надходять до апарата; $M_{n1}, M_{n2}, M_{o1}, \dots, M_j$ – маси (масові витрати) потоків, що виводяться з апарата; k, n – кількість компонентів речовин, що надходять в апарат або виводяться з нього відповідно.

Отже, склавши систему рівнянь матеріальних балансів (1.4)–(1.7), розглянувши хімізм процесів, можна врахувати всі зміни мас або масових витрат, що відбуваються в процесі, розрахувати маси потоків і окремих компонентів, а також знайти витрати кінцевих масових потоків і речовини, яка екстрагується.

Відповідно до закону сталості складу кожна хімічна сполука складається з тих самих елементів, які реагують між собою в назавжди визначеному масовому співвідношенні та мають цілком визначений і сталий хімічний склад.

Відповідно до закону кратних відношень, який сформулював Дальтон, два елементи, що утворюють декілька різних хімічних сполук, з'єднуються між собою пропорційно деяким цілим числам. Наприклад, кисень з'єднується з воднем під час утворення води (H_2O) в масовому співвідношенні $M_{O_2} : M_{H_2} = 16 : 2 = 8$; для вуглецю, що реагує з воднем під час утворення метану (CH_4), відношення мас вуглецю з воднем завжди відповідає рівнянню $M_C : M_{H_4} = 12 : 4 = 3$; під час утворення ацетилену (C_2H_2) завжди справедливе співвідношення $M_C : M_{H_2} = 24 : 2 = 12$.

Закон еквівалентних співвідношень установлює, що масові витрати двох речовин, що порізно вступають у хімічну реакцію з постійною масовою витратою третього компонента, дорівнюють або є кратними масовим витратам перших двох речовин у їхній реакції між собою.

Приклад 1.1 В абсорбційній колоні за атмосферного тиску з газоповітряної суміші поглинається водою аміак кількістю $\Delta M_a = 162$ кг/год, водночас одержують водний розчин аміаку у воді концентрацією $X_a = 0,085$ кг/кг води, ступінь поглинання аміаку водою становить $\psi_a = 92$ %, водночас концентрація аміаку в газоповітряній суміші на виході з колони становить $Y_{ak} = 0,02$ кг/кг суміші. Визначити: 1) кількість одержаного водного розчину аміаку після колони; 2) масову витрату газоповітряної суміші на вході до колони; 3) концентрацію аміаку в газовій суміші на вході з колони; 4) відносну масову концентрацію аміаку, кисню та азоту в газоповітряній суміші на вході до колони.

Розв'язування. Задача розв'язується за допомогою рівнянь матеріальних балансів. 1) Визначимо кількість одержаного водного розчину аміаку з рівняння матеріального балансу щодо аміаку $\Delta M_a = G_p \cdot X_a$,

де G_p – масова витрата води, кг/год; G_a – маса поглинутого аміаку.

Знайдемо $G_p = \Delta M_a / X_a = 162 / 0,085 = 1906$ кг/год.

2) Визначимо кількість аміаку, що надходить до колони з газовою сумішшю, використовуючи рівняння (1.2), $\psi = (M_{na} - M_{ka})/M_{na}$,

де M_{na} , M_{ka} – масова витрата аміаку на вході та виході колони відповідно.

$$\text{Знайдемо } M_{na} = \Delta M_a / \psi = 162 / 0,92 = 176,1 \text{ кг/год.}$$

Масова витрата непоглинутого аміаку в газовій суміші на виході з колони становить $M_{ka} = M_{na} - \Delta M_a = 176,1 - 162 = 14,1$ кг/год.

3) Визначимо масову витрату газової суміші, що виходить із абсорбера,

$$M_{zc} = M_{ka} / Y_{ak} = 14,1 / 0,02 = 705 \text{ кг/год.}$$

4) Визначимо масову витрату газової суміші на вході до абсорбера

$$M_{всc} = M_{zc} + \Delta M_a = 705 + 162 = 867 \text{ кг/год.}$$

5) Відносна масова концентрація аміаку в початковій газовій суміші

$$Y_{an} = M_{na} / M_{zc} = 176,1 / 867 = 0,203 \text{ кг аміаку/кг газової суміші.}$$

6) Масова витрата інертної повітряної (азотно-кисневої) суміші становить

$$M_{nc} = M_{всc} \cdot (1 - Y_{an}) = 867 \cdot (1 - 0,203) = 691 \text{ кг/год,}$$

зокрема, кисню $M_{O_2} = M_{nc} \cdot Y_{O_2} = 691 \cdot 0,231 = 159,6$ кг/год,

а також азоту та інертних газів $M_{N_2} = M_{nc} \cdot Y_{N_2} = 691 \cdot 0,769 = 531,4$ кг/год,

де Y_{O_2} , Y_{N_2} – масові частки кисню та азоту в повітрі.

7) Відносна масова концентрація компонентів газової суміші на вході до абсорбера: аміаку $Y_{an} = 0,203$ кг/кг суміші;

$$\text{кисню } Y_{O_2n} = (1 - 0,203) \cdot 0,231 = 0,184 \text{ кг/кг суміші;}$$

$$\text{азоту } Y_{N_2n} = (1 - 0,203) \cdot 0,769 = 0,613 \text{ кг/кг суміші.}$$

1.3.2 Закони збереження та перетворення енергії

Технологічні процеси супроводжуються переміщенням матеріальних потоків, а також взаємним перетворенням різноманітних форм існування, перенесення й перетворення матерії.

Кількісною мірою руху матерії є **енергія**. Перехід енергії, обумовлений рухом мікрочасток, викликає зміну температури й тиску, кількісною мірою такої форми перенесення енергії є **теплота**.

Перенесення енергії, обумовлене переміщенням макрокількості речовини, викликає зміну термодинамічних параметрів системи (ентальпії, температури, кінетичної енергії та ін.), кількісною мірою цієї форми передавання руху є **робота**.

Робота й теплота є результатом проведення направлених процесів і враховують витрати енергії на зміну параметрів процесу або речовини від початкового до кінцевого стану.

Кількісною мірою витрат енергії береться джоуль ($\text{Дж} = \text{Н} \cdot \text{м}$).

Відповідно до закону збереження і перетворення енергії, енергія в будь-якій системі не зникає безслідно і не виникає самовільно, тобто повна енергія системи тіл наприкінці будь-якого процесу завжди дорівнює алгебраїчній сумі повної енергії на початку процесу і всіх кількостей енергії, підведеної або відведеної в цьому процесі,

$$\sum_1^n Q_{ni} = \sum_1^m Q_{kj}, \quad (1.8)$$

де Q_{ni} – сумарні кількості енергії, підведеної та виділеної в процесі (прибуткова частина); Q_{kj} – сумарні кількості енергії, відведеної в тому самому процесі (видаткова частина).

Енергетичні баланси можуть складатися як для процесу в цілому, так і для його окремих стадій. Принцип упорядкування енергетичних балансів полягає в тому, що внесені в систему прибуткові статті енергії повинні дорівнювати потокам енергії, виведеної із системи з урахуванням втрат енергії в ході процесу. Під час складання рівнянь енергетичних балансів системи особливу увагу варто звертати на перетворення одного виду енергії в інший, на теплові ефекти реакцій, на зміни агрегатного стану речовин, що супроводжуються виділенням або поглинанням тепла.

Для будь-якого теплоносія, що подається в апарат, величину теплового потоку визначають за залежністю

$$Q_n = G_n \cdot c \cdot t_n = G_n \cdot I_n,$$

де G_n – масова витрата теплоносія, кг/с ; c – теплоємність речовини, $^\circ\text{C}$; I_n – ентальпія теплоносія, Дж/кг .

Енергетичний баланс складають у формі схем, рівнянь і таблиць.

Розглянемо (див. рис. 1.3) процес нейтралізації кислих стоків розчином вапняного молока в реакторі 1, оснащеному мішалкою 2 і змієвиковим

теплообмінником 3, в який подається холодна вода і з нього відводиться нагріта вода. Із апарату відводяться нейтралізовані стічні води.

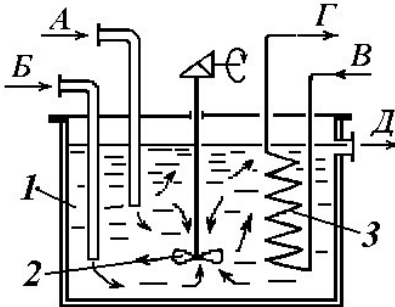


Рисунок 1.3 – Схема теплових потоків у процесі нейтралізації кислих стоків: 1 – корпус реактора; 2 – мішалка; 3 – теплообмінник

Статтями надходження тепла в систему є потоки кислих стоків (А), розчину вапняного молока (Б), охолодженої води (В).

Статтями витрат тепла є потік підігрітої води (Г), потік нейтралізованих стоків (Д) і втрати тепла в довкілля.

У процесі нейтралізації також виділяється тепло реакції Q_p , за допомогою мішалки в систему підводиться частина енергії, еквівалентна кількості тепла Q_m , через стінки реактора втрачається частина тепла в кількості Q_n .

Статті приходу і витрат тепла (енергії) подані в таблиці 1.1.

Таблиця 1.1 – Статті теплового балансу процесу нейтралізації кислих стоків у реакторі (див. рис. 1.3)

Потік і його умовне позначення	Температура, °С	Масова витрата, кг/с	Теплоємність, Дж/(кг · К)	Потік тепла, Вт
СТАТТІ НАДХОДЖЕННЯ ТЕПЛА				
1 З кислими стоками (А).	$t_{ан}$	G_a	$c_{ан}$	$Q_{ан}$
2 З розчином вапняного молока (Б).	$t_{бн}$	G_b	$c_{бн}$	$Q_{бн}$
3 Тепло реакції нейтралізації.				Q_{pn}
4 Тепло, еквівалентне роботі, витраченої на перемішування.				Q_m
5 Тепло, що надходить із холодною водою (В)	$t_{вн}$	G_b	$c_{вн}$	$Q_{вн}$
Разом підводиться	$Q_{ні} = Q_{ан} + Q_{бн} + Q_{pn} + Q_m + Q_{вн}$			
СТАТТІ ВИТРАТ ТЕПЛА				
1 З теплою водою (Г).	$t_{вк}$	G_b	$c_{вк}$	$Q_{вк}$
2 З нейтралізованими стоками (Д).	$t_{дк}$	G_d	$c_{дк}$	Q_d
3 Втрати				Q_n
Разом витрачається	$Q_{кј} = Q_{вк} + Q_d + Q_n$			

Необхідно підкреслити, що зміну локальних поточних величин внутрішніх матеріальних і теплових потоків у різних перерізах апарата та в різних апаратах можна виявити під час одночасного розгляду та розв'язання рівнянь матеріальних і теплових балансів. За цих самих умов можна також визначити витрати охолоджувального теплоносія, температури кінцевих продуктів, потребу в додатковому підведенні тепла або енергії для успішного проведення цього процесу та ін.

Рівняння матеріальних і теплових (енергетичних) балансів лежать в основі вивчення й розрахунку будь-якого технологічного процесу і відповідного йому апарата, вони ж дають можливість установити шляхи скорочення втрат матеріалів і енергії та підвищити техніко-економічні показники роботи апарата або установки.

1.3.3 Закони фазової рівноваги в системі

Метою технологічного процесу є цілеспрямована зміна макроскопічних властивостей речовин, що перебувають у визначеній взаємодії одного з іншим. Якщо в системі збалансовані всі протилежно напрямлені на неї впливи, то стан такої системи називають **рівноважним**.

Умови рівноваги характеризують **статичку** процесу, розрахунок й аналіз якої дозволяють визначити напрямок і можливі межі, в яких може відбуватися процес.

Один із найважливіших законів термодинаміки констатує, що реальний процес проходить завжди в напрямку досягнення рівноважного стану. Якщо система не перебуває в рівновазі, то в ній відбуваються процеси, напрямок і швидкість проходження яких визначаються робочими параметрами стану системи і величиною відхилень їх від параметрів рівноваги.

Розділ науки, що вивчає розвиток процесів у часі, вплив різноманітних фізико-хімічних параметрів на швидкість проходження процесу, а також за допомогою конкретних залежностей дозволяє розрахувати швидкість процесу, одержав назву **кінетики**.

Без знання кінетичних закономірностей неможливо правильно визначити швидкість проходження процесу, розрахувати й вибрати конструктивні розміри апаратів для хімічних виробництв.

Рівноважний стан системи розрізняють як стійкий – стабільний, відносно стійкий – метастабільний і нестійкий – лабільний. Прикладом стабільної системи є ненасичений розчин солі у воді, що зберігає свої властивості навіть за деяких змін параметрів стану. Прикладом метастабільної системи є переохолоджений розплав, що за найменшого неконтрольованого впливу зовні (влучення порохин, руху повітря, поштовху) в будь-який момент може затвердіти.

Система, що не обмінюється речовиною зі своїм оточенням, називається **замкненою**, в цьому разі вона перебуває в стані статичної рівноваги, нерухома й дуже стійка, не змінює свого стану з часом. Замкнена система з незмінними параметрами може бути дещо в стані умовного спокою на макрорівні статичної рівноваги, та водночас усередині системи на мікрорівні відбуваються безперервні зміни параметрів, тому що в природі матерія завжди перебуває в постійному русі. Такий стан системи називають **динамічно рівноважним**.

Здебільшого у фізико-хімічних процесах відбуваються міжфазові взаємодії речовин, у цьому разі зазвичай фази розділені між собою міжфазовою межею.

Фазою називають однорідну частину системи, відділену від інших її частин міжфазовою межею, у цьому разі фазу можна механічними способами відокремити від інших фаз. Фази бувають простими – однокомпонентними і складними – багатокомпонентними, водночас кількість компонентів фазової системи визначається мінімальною кількістю хімічно помітних речовин. Наприклад, система, що складається з води, льоду та водяної пари є однокомпонентною, але багатофазною, а вологе повітря є однофазною, але багатокомпонентною системою.

Якщо в ізольований об'єм помістити багатофазну і багатокомпонентну систему, то в ній почнуть відбуватися зустрічні процеси обміну масою та енергією і згодом у ній устанавлюється стан **динамічної** рівноваги, тобто такий стан, коли швидкості прямого та оберненого процесів перенесення чисельно вирівнюються. Подібне явище відбувається за хімічної рівноваги, коли швидкість прямої реакції дорівнює швидкості оберненої реакції.

Рівноважний стан, що встановлюється в однофазних двох чи більше компонентних системах, називається **гомогенним** – однорідним, прикладом якого може бути ненасичений розчин солі у воді. Рівноважний стан, що встановлюється в системі між декількома компонентами і різними їх фазами, називається **гетерогенним** – неоднорідним. Прикладом такого стану є пересичений розчин солі, в якому є мікрозародки кристалів.

Динамічна рівновага (фізична, фізико-хімічна, хімічна або біологічна) характеризується низкою загальних та індивідуальних ознак: властивості системи стали; прямі та обернені процеси збалансовані між собою; стан динамічної рівноваги досягається як із боку прямого, так і з боку оберненого процесу.

Стан системи визначається сукупністю параметрів її властивостей – фазового та хімічного складу, температури, концентрації, тиску. Кількість незалежних параметрів, які можуть бути вибрані довільно і визначають значення інших параметрів, називається **кількістю ступенів вільності**.

У технологіях, які пов'язані з використанням фізико-хімічних і хімічних процесів, впливати на цілеспрямовану зміну окремих параметрів системи можна лише на основі знань і положень законів хімії та термодинаміки: принципу зміщення рівноваги Ле-Шательє, правила фаз Гіббса, законів Генрі, Рауля, Коновалова та інших.

Відповідно до принципу Ле-Шательє в системі, виведеної з рівноваги зовнішніми факторами, відбуваються зміни, спрямовані проти діючих сил, тобто нерівноважна система намагається повернутися до рівноважного стану.

Різниця однойменних параметрів системи в цій фазі між робочим і рівноважним станом, яка визначає міру відхилення їх значень від стану рівноваги, називається **рушійною силою** процесу.

Розглянемо систему «сіль – вода». Якщо в 100 г розчину за певної температури розчинено X г солі, а в 100 г насиченого розчину за такої самої температури є X_n г солі, то рушійна сила процесу дорівнює

$$\Delta X = X - X_n . \quad (1.9)$$

За позитивного значення величини рушійної сили в названому прикладі процес повинен відбуватися в бік досягнення рівноважної концентрації та зниження робочої концентрації солі в розчині, тобто в системі буде відбуватися процес кристалізації.

За від'ємної величини рушійної сили процес повинен відбуватися в напрямку досягнення рівноваги, тобто в розчині повинно відбуватися розчинення солі та підвищення її концентрації.

Рушійна сила фізико-хімічних процесів виражається різницею тисків, температур, концентрацій і хімічних потенціалів.

Правило фаз Гіббса встановлює зв'язок між кількістю компонентів системи K , кількістю фаз Φ і кількістю ступенів вільності C .

Відповідно до закону Гіббса для рівноважної системи кількість ступенів вільності дорівнює

$$C = K - \Phi + 2 . \quad (1.10)$$

Правило фаз Гіббса дозволяє визначити умови рівноваги в багатофазних системах і кількість параметрів, що можна змінювати в процесі.

Розглянемо умови рівноваги системи «газова суміш – рідина». Газова суміш складається з 2 компонентів: інертного газу – носія (основний компонент), що не поглинається, і газового компонента, що поглинається. Рідина – фаза – розчинник складається з одного компонента, отже, в цій системі кількість компонентів $K = 3$, кількість фаз $\Phi = 2$. Відповідно до рівняння (1.10) $C = 3 - 2 + 2 = 3$, тобто система має 3 ступені вільності. Отже, в розглянутій системі можна змінювати три параметри: тиск, температуру та концентрацію.

Залежності між декількома змінними параметрами складної системи відображають графічно у вигляді фазових діаграм рівноваги.

1.4 Основний кінетичний закон (закон перенесення маси та енергії). Класифікація процесів та апаратів

Найважливішою кількісною характеристикою будь-якого фізико-хімічного процесу є його **швидкість** – кінетичний параметр, що показує, яка кількість фізичної субстанції переноситься потоком через одиницю площі поперечного перерізу потоку в одиницю часу:

$$W_n = \frac{\Delta M_c}{F \cdot \tau}. \quad (1.11)$$

Для інтенсифікації будь-якого виробництва необхідно, щоб швидкість технологічного процесу була оптимальною.

На швидкість проходження процесу впливає велика кількість чинників, до яких належать механізм взаємодії потоків, параметри фізико-хімічних властивостей середовищ, характер гідродинамічної та міжфазової взаємодії та ін. Вплив усіх цих чинників на швидкість проходження процесу в просторі й часі вивчається в розділі фізико-хімічної кінетики.

Кінцевим результатом кінетичних досліджень є конкретне кінетичне рівняння, яке містить необхідну інформацію про основні закономірності фізико-хімічних взаємодій у системі та дозволяє розраховувати швидкість процесу за різних умов його реалізації. Швидкість процесу значно впливає на розміри апаратів, у яких реалізуються технологічні процеси.

Кінетичні закономірності можуть бути подані у вигляді розрахункових залежностей або графічно кінетичними кривими.

На основі експериментального вивчення багатьох фізико-хімічних процесів різноманітної природи було встановлено, що їхні кінетичні закономірності мають подібну структуру.

Все це дозволило сформулювати **основний кінетичний закон**, відповідно до якого **швидкість процесу прямо пропорційна рушійній силі та обернено пропорційна чинному в процесі кінетичному опору**

$$W_n = \frac{\Delta_n}{R_k}, \quad (1.12)$$

де Δ_n – рушійна сила процесу; R_k – кінетичний опір, що перешкоджає прямому ходу процесу.

Враховуючи рівняння (1.11), основний кінетичний закон записують в об'єднаній формі

$$W_n = \frac{\Delta M_c}{F \cdot \tau} = \frac{\Delta_n}{R_k}, \text{ або } \Delta M_c = K_n \cdot \Delta_n \cdot F \cdot \tau, \quad (1.13)$$

де K_n – кінетичний коефіцієнт швидкості процесу – величина, обернено пропорційна кінетичному опору, $K_n = 1/R_k$.

Рівняння (1.13) показує, що для інтенсифікації процесу – збільшення його швидкості – необхідно збільшити рушійну силу, підвищити кінетичний коефіцієнт швидкості або, що те саме, зменшити кінетичний опір.

Як зазначалося вище, рушійна сила процесу може бути подана у вигляді різниці робочого й рівноважного параметрів, характерних для цього процесу. Локальна рушійна сила в цей момент часу або в цьому перерізі може бути подана у вигляді різниці робочого і гранично досяжного параметрів, під впливом яких проходить процес.

Залежно від фізичної природи субстанції та різновиду рушійної сили відповідно до кінетичного закону процеси поділяються на 5 класів: 1) гідромеханічні; 2) теплові; 3) масообмінні; 4) хімічні; 5) біохімічні.

Крім того, окремо виділений клас механічних процесів, що описуються законами механіки твердих тіл і не підпорядковуються основному кінетичному закону.

Гідромеханічні процеси пов'язані з переробленням неоднорідних систем – потоків рідин і газів, що несуть зважені дисперсні тверді частки або краплі рідини і взаємодіють з оточуючим простором – стислим або нестислим. Переданою субстанцією в процесі є об'єми рідин чи газів.

Рушійною силою гідромеханічного процесу є різниця тисків на певному відрізку апарата. Для гідромеханічних процесів кінетичне рівняння записується в такому вигляді:

$$\frac{V}{F \cdot \tau} = \frac{\Delta P}{R_c}, \text{ або } V = K_c \cdot \Delta P \cdot F \cdot \tau, \quad (1.14)$$

де K_c – коефіцієнт швидкості (провідності потоку) перенесенням об'єму рідинного середовища; ΔP – різниця тисків – рушійна сила процесу, Н/м²; F – площа поперечного перерізу потоку, м²; τ – інтервал часу, впродовж якого відбувається процес, с.

Теплові (теплообмінні) процеси пов'язані з перенесенням енергії з більш високого енергетичного рівня на нижчий, до них належать процеси нагрівання, охолодження, випарювання, конденсації, плавлення, затвердіння, кристалізації та інші.

Рушійною силою теплових процесів є різниця температур, а швидкість процесу визначається не лише законами теплоперенесення, а й певною мірою залежить від гідродинамічних умов, за яких відбувається перенесення тепла.

Для теплових процесів кінетичне рівняння має такий вигляд:

$$\frac{Q}{F \cdot \tau} = \frac{\Delta t}{R_m}, \text{ або } Q = K_t \cdot \Delta t \cdot F \cdot \tau, \quad (1.15)$$

де Q – кількість переданого тепла, Дж; Δt – різниця температур – рушійна сила процесу теплопередачі, К або °С; K_t – коефіцієнт теплопередачі (провідності тепла), Вт/(м² · К).

Масообмінні (дифузійні) процеси пов'язані з перенесенням маси речовини з однієї фази в іншу за допомогою дифузії (молекулярної та конвективної). До масообмінних процесів належать абсорбція, адсорбція, десорбція, перегонка, ректифікація, висушування, розчинення, кристалізація та інші.

Рушійною силою масообмінних процесів є різниця концентрацій (робочої та рівноважної) або парціальних тисків на межі поділу фаз і в ядрі потоку відповідно.

Швидкість процесу визначається як за законами фізико-хімічної рівноваги у фазах, так і за гідромеханічними умовами взаємодії фаз у потоках, іноді супутніми процесами перенесення тепла.

Для масообмінних процесів кінетичне рівняння має вигляд

$$\frac{M}{F \cdot \tau} = \frac{\Delta C}{R_o}, \text{ або } M = K_m \cdot \Delta C \cdot F \cdot \tau, \quad (1.16)$$

де M – маса переданої речовини, кг; ΔC – різниця концентрацій – рушійна сила процесу масопередачі, кг/м³; K_m – коефіцієнт міжфазової масопередачі, кг/(м² · с · о. р. с.).

Хімічні (реакційні) процеси пов'язані з хімічними перетвореннями реагуючих речовин в інші хімічні сполуки і продукти, тобто в хімічних процесах початкові речовини зазнають корінних істотних змін, що призводить до появи в системі нових хімічних сполук. Хімічні процеси відбуваються у замкненому об'ємі та можуть паралельно супроводжуватися перенесенням маси і тепла, що значно ускладнює їхнє вивчення.

Рушійною силою хімічних процесів є різниця концентрацій речовин, що реагують і які швидко змінюються в системі залежно від часу і локального перерізу реактора.

Для хімічних процесів кінетичне рівняння записують у вигляді

$$\frac{\Delta M}{V_p \cdot \tau} = \frac{f(C)}{R_x}, \text{ або } \Delta M = K_x \cdot f(C) \cdot V_p \cdot \tau, \quad (1.17)$$

де ΔM – кількість речовини, що прореагувала в процесі, кг; V_p – робочий об'єм реактора, м³; K_x – кінетичний коефіцієнт швидкості хімічного процесу; $f(C)$ – функція зміни концентрації речовини, що реагує – рушійна сила хімічного процесу.

Для деяких масообмінних процесів, ускладнених хімічною реакцією або фазовими переходами (наприклад, кристалізацією), кінетичне рівняння іноді записують у вигляді

$$\Delta M = K \cdot \Delta C^n \cdot F \cdot \tau, \quad (1.18)$$

де n – показник, величина якого більша від одиниці, що властиво хімічним і біохімічним процесам, $n = 1, 2-2, 5$.

Механічні процеси належать до перероблення твердих матеріалів і складаються з процесів подрібнювання, класифікації, сухого та вологого змішування, дозування й транспортування, грануляції, таблетування та ін.

Рушійною силою механічних процесів у цьому разі є різниця механічних сил (стиску, розтягу, зсуву, зрізу та ін.), що діють на тверде тіло, тому і тут швидкість процесу визначається законами механіки твердих тіл.

У таблиці 1.2 наведена класифікація основних процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв.

Відповідно до класифікації основних процесів за тими самими ознаками класифікують апарати і машини для проведення процесів.

Іноді в апараті можуть одночасно проходити декілька процесів, тому його варто відносити до групи обладнання, в якому відбувається основний технологічний процес.

1.5 Загальні принципи розрахунку та визначення основних розмірів апарата

Завданнями розрахунку процесу та відповідного йому апарата є обґрунтований вибір і розрахунок технологічних параметрів, визначення швидкості процесу, а також визначення основних конструктивних розмірів апарата – діаметра, висоти (довжини) та ін.

Технологічні розрахунки процесу складаються з таких етапів:

1) упорядкування розрахункової схеми апарата з нанесенням на неї всіх вихідних параметрів у відповідних точках і перерізах;

Таблиця 1.2 – Класифікація процесів та обладнання хімічних, газо- і нафтопереробних виробництв

Процес	Апарат і машина
Гідромеханічні	
Відстоювання	Відстійники
Інерційне очищення	Сепаратори, жалюзійні апарати
Флотація	Флотатори, флотаційні машини
Центрифугування	Центрифуги, циклони
Фільтрування	Фільтри, електрофільтри
Рух у прошарках насадки	Скрубери
Рух у зернистих прошарках	Апарати зі зваженим шаром
Перемішування	Мішалки
Теплові	
Нагрівання	Теплообмінники
Охолодження	Холодильники
Випарювання	Випарники
Конденсація	Конденсатори
Плавлення	Плавильні казани
Спалювання, випалювання	Печі
Масообмінні	
Абсорбція	Абсорбери
Адсорбція та іонообмін	Адсорбери, іонообмінники
Десорбція	Десорбери
Перегонка, дистиляція, ректифікація	Перегінні куби і ректифікаційні колони
Екстракція	Екстрактори, дифузійні апарати
Кристалізація	Кристалізатори
Висушування	Сушарки, сушарки-гранулятори
Хімічні та нафтохімічні	
Окислювання	Реактори з перемішувальними пристроями
Аерація	Аератори
Розкладання (крекінг)	Реактори з прошарками каталізатора
Гідрування, дегідрування	
Механічні	
Подрібновання	Дробарки, млини
Змішування	Змішувачі
Розсів (класифікація)	Грохоти, сита
Дозування	Дозатори, живильники
Гранулювання механічне	Гранулятори, преси
Транспортування	Транспортери

- 2) складання рівнянь матеріальних і теплових балансів процесу, визначення кількостей одержуваних продуктів і витрат енергії;
 - 3) вибір відповідному процесу кінетичного рівняння, розрахунок середньої рушійної сили й коефіцієнта швидкості процесу;
 - 4) розрахунок визначальних конструктивних параметрів апарата – його перерізу (діаметра), висоти, поверхні насадки та ін.;
 - 5) виконання перевірочних і уточнювальних розрахунків апарата.
- Покажемо це на прикладі розрахунку насадкового абсорбера (див. рис. 1.4).

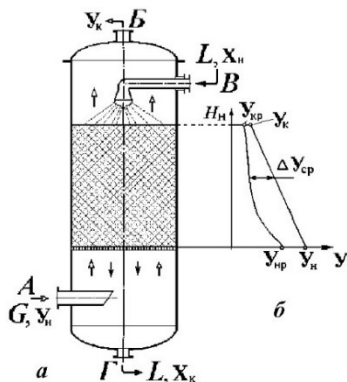


Рисунок 1.4 – Розрахункова схема процесу абсорбції в насадковому апараті: а – схема абсорбера; б – зміна робочих і рівноважних концентрацій газу, що поглинається, по висоті апарата; А – подавання газової суміші; Б – відведення очищеного газу; В – подавання розчину; Г – відведення розчину (абсорбенту)

Нехай у скрубєр надходить V_0 м³/с газової суміші, в якій наявний компонент, що поглинається водою, кількістю Y_n (об'ємн. часткою). Концентрація газового компонента, що поглинається, на виході з апарата дорівнює Y_k . Процес поглинання газового компонента відбувається за температури $T = 25$ °С. Зрошення апарата проводять водним розчином, який подається в апарат зверху, концентрація поглинутого газу в розчині на виході з абсорбера дорівнює X_k (кмоль речовини/кмоль води). Визначити діаметр апарата та висоту прошарку насадки.

1 Виберемо протитечійний апарат насадкового типу, абсорбент (водний розчин газу, що поглинається) із концентрацією X_n подається зверху. Складемо розрахункову схему процесу. Виберемо вид і розміри насадки з таблиці Д18 [8, с. 423], випишемо її основні характеристики: питому поверхню і вільний об'єм.

2 Складемо рівняння матеріального балансу процесу абсорбції:

$$\Delta M = \frac{V_0}{22,4} \cdot (Y_n - Y_k) = L \cdot (X_k - X_n), \quad (1.19)$$

де ΔM – масова витрата компонента, що поглинається в процесі абсорбції, кмоль/с; L – масова витрата рідини – абсорбенту, кмоль/с; X_k, X_n – концентрації речовин, що поглинаються, в абсорбенті на виході та на вході апарата відповідно, кмоль газу/кмоль води.

З лівої частини рівняння (1.19) знаходимо кількість поглиненого компонента, а тоді витрату абсорбенту

$$L = \frac{V_0}{22,4} \cdot \frac{(Y_n - Y_k)}{(X_k - X_n)}. \quad (1.20)$$

Якщо процес абсорбції за умовою проходить за сталої температури, то рівняння теплового балансу складати не потрібно.

3 Кінетичне рівняння процесу абсорбції відповідає основному рівнянню масопередачі (1.16), яке записуємо так:

$$\Delta M = K_y \cdot \Delta Y_{сер} \cdot F, \quad (1.21)$$

де K_y – коефіцієнт масопередачі щодо газової фази; $\Delta Y_{сер}$ – середня рушійна сила процесу абсорбції в газовій фазі; F – загальна поверхня масопередачі, яка дорівнює поверхні насадки, м².

4 Із рівняння (1.21) визначимо повну поверхню насадки:

$$F = \frac{\Delta M}{K_y \cdot \Delta Y_{сер}}. \quad (1.22)$$

5 Середня рушійна сила процесу абсорбції може бути знайдена на основі середньологарифмічної залежності

$$\Delta Y_{сер} = \frac{\Delta Y_n - \Delta Y_k}{\ln(\Delta Y_n / \Delta Y_k)}, \quad (1.23)$$

де $\Delta Y_n, \Delta Y_k$ – рушійна сила процесу в газовій фазі на вході в апарат і на виході з нього відповідно, $\Delta Y_n = Y_n - Y_{np}, \quad \Delta Y_k = Y_k - Y_{kp}, \quad Y_{np}, Y_{kp}$ – рівноважна концентрація компонента, що поглинається, в газовій фазі на вході та виході газу.

Зміна рушійної сили процесу абсорбції по висоті апарата показана на рисунку 1.4 б.

6 Коефіцієнт масопередачі в насадковому абсорбері розраховується за критеріальними рівняннями (12.57)–(12.59) [10, с. 735].

7 Швидкість газу в перерізі абсорбера може бути розрахована за емпіричним рівнянням (6.28) [8, с. 220].

8 Діаметр апарата розраховують із рівняння об'ємної витрати газу

$$V_0 = w \cdot S_a = \frac{\pi}{4} \cdot D_a^2 \cdot w,$$

звідки

$$D_a = \sqrt{\frac{4 \cdot V_0}{\pi \cdot w}} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{V_0}{w}}. \quad (1.24)$$

9 Об'єм насадкових тіл пов'язаний із діаметром апарата, висотою прошарку насадки, питомою поверхнею насадки (σ_n) і повною її поверхнею такою залежністю:

$$V_n = 0,785 \cdot D_a^2 \cdot H_n = \frac{F_n}{\sigma_n}. \quad (1.25)$$

10 На базі рівнянь (1.21) і (1.25) розраховуємо висоту прошарку насадки

$$H_n = \frac{4 \cdot \Delta M}{\pi \cdot K_y \cdot \Delta Y_{cep} \cdot \sigma_n \cdot D_a^2}, \quad (1.26)$$

де σ_n – питома поверхня обраної насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Обчислені величини геометричних розмірів апарата є **розрахунковими** та їх варто округлити до найближчих стандартних (для циліндричних оболонки) або до цілих чисел (для лінійних розмірів – довжини труб, висоти насадки та ін.). Взяті після округлення розміри називають **виконавчими** розмірами.

Зазвичай розрахунок апарата не відразу дає потрібний результат, іноді об'єм апарата виходить надмірно великим або дуже малим. У цьому разі вибирають інший тип насадки та інші її розміри, а також змінюють умови роботи апарата (швидкість руху газу в апараті, щільність зрошення, температуру, тиск та інші параметри).

Якщо в результаті розрахунків розміри апарата одержані занадто великими, то беруть декілька однотипних апаратів менших розмірів, сполучених паралельно основним технологічним трубопроводом. Це часто буває вигідним через можливість підключати в роботу або відключати частину апаратів під час зміни на установці навантаження за сировиною, що переробляється.

Якщо апарат має велику висоту, то встановлюють декілька послідовно сполучених апаратів однакового діаметра меншої висоти, що значно знижує капітальні, експлуатаційні та енергетичні витрати. Остаточне рішення про використання тієї або іншої технологічної схеми та про взяті розміри й кількість апаратів може бути затверджене після виконання техніко-економічного обґрунтування та порівняння різноманітних варіантів реалізації процесу.

Контрольні запитання

- 1 Які кількісні закони хімії ви знаєте?
- 2 Як формулюються закони збереження маси та енергії?
- 3 У чому полягає суть фазової рівноваги в статичних системах?
- 4 Наведіть приклади фазової рівноваги в дво- та трифазних системах.
- 5 Що називають швидкістю фізико-хімічного процесу та від яких параметрів вона залежить?
- 6 Які основні параметри процесу ви знаєте і як вони впливають на швидкість його проходження?
- 7 Що називають рушійною силою процесу та в якому напрямку він проходить залежно від знака рушійної сили?
- 8 Як формулюється основний кінетичний закон щодо фізико-хімічних процесів?
- 9 Як формулюється основний кінетичний закон щодо гідромеханічних процесів?
- 10 Сформулюйте основний кінетичний закон щодо теплообмінних процесів.
- 11 На яких принципах заснована класифікація процесів і обладнання хімічних виробництв?
- 12 Які види обладнання використовують у хімічних і нафтопереробних виробництвах?

РОЗДІЛ 2

Основні фізико-хімічні властивості речовин та їхнє визначення

У цьому розділі...

- ◆ *Трохи про природу речовин.*
- ◆ *Як змінити агрегатний стан речовини?*
- ◆ *Про найважливіші властивості газів і рідин.*
- ◆ *Навіщо потрібні критичні параметри?*
- ◆ *Чим порошок відрізняється від цеглини?*
- ◆ *Порахуємо швидко кількість піщинок у тонні піску.*

2.1 Основні поняття та визначення про природу речовин

Навколишній світ надзвичайно різноманітний: нас оточують представники живої та неживої природи, ми спостерігаємо багато фізичних і фізико-хімічних явищ природи, самі беремо активну участь в їхній зміні, самі втручаємось у природні процеси, ми живемо в світі різноманітних матеріальних субстанцій, речовин і речей.

Речовина – продукт визначених фізико-хімічних природних або штучних процесів, вона характеризується певним типом фазового стану і визначеного хімічного складу.

Сировина – речовина природного чи штучного походження, що переробляється в будь-якому технологічному процесі на виріб чи напівфабрикат.

Продукт, річ, виріб – результат цілеспрямованої діяльності людини для задоволення своїх життєвих та інтелектуальних потреб.

Хімічний склад – одне з основних конститутивних властивостей речовини, від якого залежить його склад і фізико-хімічні властивості. Сьогодні відомо більше ніж 2 500 природних з'єднань, речовин і мінералів і більше ніж 3 мільйони різноманітних хімічних сполук.

Найважливішою фізико-хімічною характеристикою речовини (матерії) є її **агрегатний стан** (АС), що визначає будову речовини, її фізико-хімічний склад, а також характер міжмолекулярних зв'язків, активність і швидкість взаємодії речовин між собою.

Агрегатний стан залежить від хімічного складу, температури і тиску, за точно означених термодинамічних умов відбувається перехід речовини з одного агрегатного стану в інший.

Газ – неконденсований АС речовини, характеризується відсутністю порядку у взаємному розміщенні атомів і молекул, водночас останні здійснюють хаотичні переміщення в усіх напрямках у замкненому об'ємі. Підвищення температури сприяє збільшенню кінетичної енергії складових частинок газу і в остаточному підсумку призводить до розриву хімічних зв'язків і до підвищення хімічної активності речовини. За температур вище 5 000 °С газ іонізується й переходить у **плазмовий** стан. Підвищення тиску під час зміни АС зводиться до скорочення міжмолекулярних відстаней і до утворення більш тісних хімічних зв'язків. Так, стиск водню до тиску понад 50 тис. атмосфер призводить до переходу в інший АС та до появи речовини з щільним упакуванням, властивою металам. Зниження температури зменшує кінетичну енергію атомів і молекул, що приводить до поступового переходу АС речовини з газоподібного спочатку в рідинний, а потім у твердий стан.

Рідина – конденсований АС речовини, якому властива «ближня» упорядкованість у розміщенні атомів і молекул у квазікристалічних комплексах і відсутність «дальньої» – гратчастої упорядкованості. Рідина завжди займає форму тієї судини, що вміщує її.

Твердий АС характеризується щільним упакуванням і найбільшою упорядкованістю у взаємному розміщенні атомів і молекул для кристалічних речовин. Відстань між центрами атомів для тих самих хімічних елементів практично однакова, а відстань між атомами різноманітних елементів визначає будову кристалічної ґратки речовини, водночас у ґратці переважає коливальний тип руху атомів і молекул. Для аморфних твердих тіл характерною є менш упорядкована структура «будівельних блоків» і молекулярних ланцюгів.

Умови рівноважного існування різних АС для конкретної речовини визначаються різноманітного роду діаграмами фазового стану залежно від її природи, будови, температури й тиску.

Для індивідуальної хімічної сполуки існують **критичні** параметри – індивідуальні константи речовини, що визначають умови фазових переходів її з рідкого в газоподібний стан.

Основними критичними константами речовини є **критична температура, критичний тиск і критичний питомий об'єм**. Для багатьох речовин ці параметри визначені експериментально й подані в

таблицях або на графіках, у деяких випадках їх можна розрахувати за даними літературних джерел.

Робоча точка на діаграмі стану, що враховує робочі параметри (як мінімум – два) системи, дозволяє визначити АС речовини і напрямок руху процесу під час зміни робочих параметрів (кожного окремо або в сукупності) системи.

Нижче дуже стисло, в межах розглянутого розділу, викладені найбільш поширені методи розрахунку основних фізико-хімічних властивостей речовин у газовому, паровому стані та рідинному АС.

Для використання в практичних розрахунках завжди варто віддавати перевагу експериментальним даним і лише у разі їхньої відсутності можна скористатися розрахунковими рівняннями й кореляціями.

2.2 Визначення основних фізико-хімічних властивостей речовин

2.2.1 Властивості газів і газових сумішей

В основі розрахунків індивідуальних властивостей газів та їхніх сумішей лежать газові закони, що виражають співвідношення між температурою, тиском і об'ємом газів.

Об'єднаний газовий закон (Бойля – Маріотта і Гей – Люссака) для ідеального газу записують у формі залежності

$$\frac{P_0 \cdot V_0}{T_0} = \frac{P_1 \cdot V_1}{T_1}, \quad (2.1)$$

з якої впливає таке:

$$V_1 = V_0 \cdot \frac{P_0 \cdot T_1}{P_1 \cdot T_0} = V_0 \cdot \frac{(273 + t_1) \cdot P_0}{273 \cdot P_1}, \quad (2.2)$$

де P_0 і P_1 – тиски за нормальних ($t_0 = 0$ °С, $P_0 = 760$ мм рт. ст. = 1,013 бар = 10^5 Па) і робочих умов відповідно (бар, Па, атм.); V_0 , V_1 – об'єми газу за нормальних і робочих умов, м³; T_0 , T_1 – абсолютні температури газу за нормальних і робочих умов відповідно, К.

Відома також інша форма рівняння стану ідеальних газів, відповідно до якого

$$P_1 \cdot V_1 = n \cdot R \cdot T_1, \text{ або } P_1 \cdot V_1 = \frac{m}{M} \cdot R \cdot T_1, \quad (2.3)$$

де n – кількість кіломолей газу; m – маса газу, утримуваного у визначеному об'ємі V_1 , кг; M – відносна мольна маса газу, кг/кмоль; R – універсальна газова стала, $R = 8\,314$ Дж/(кмоль · К).

Враховуючи, що **густина** речовини визначається як маса, укладена в одиницю об'єму, із рівняння (2.3) для різноманітних газів за робочих і нормальних умов відповідно знайдено

$$\rho_1 = \frac{m}{V_1} \cdot \frac{M}{R} \cdot \frac{P_1}{T_1}; \quad \rho_0 = \frac{m}{V_0} \cdot \frac{M}{R} \cdot \frac{P_0}{T_0}. \quad (2.4)$$

Зі спільного рішення рівнянь (2.2) і (2.4) одержано

$$\rho_1 = \rho_0 \cdot \frac{T_0}{T_1} \cdot \frac{P_1}{P_0}. \quad (2.5)$$

Відповідно до закону Авогадро один моль будь-якого газу містить однакову кількість молекул і за нормальних умов займає однаковий об'єм, то одержане рівняння Клапейрона – Менделєєва, згідно з яким знаходять густину ідеального газу

$$\rho_1 = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{273,15 \cdot P_1}{(273,15 + t_1) \cdot P_0}. \quad (2.6)$$

Мольну масу індивідуальних речовин підраховують за хімічною формулою з урахуванням атомних мас елементів, що входять до складу молекули.

Рівняння (2.2) і (2.6) застосовують як для розрахунків об'єму і густини окремих газів у робочих умовах, так і для розрахунків об'єму і густини парів індивідуальних речовин.

Густина суміші декількох газів із достатньою для технічних розрахунків точністю може бути визначена відповідно до правила адитивності (пропорційного внеску), водночас

$$\rho_{см} = \rho_1 \cdot y_1 + \rho_2 \cdot y_2 + \dots = \sum_1^n \rho_i \cdot y_i, \quad (2.7)$$

де y_1, \dots, y_i – об'ємні частки компонентів газової (парової) суміші; ρ_1, \dots, ρ_i – щільності компонентів суміші за робочих умов процесу.

Мольну масу газової (парової) суміші визначають за залежністю

$$M_{см} = \sum_1^n M_i \cdot y_i, \quad (2.8)$$

де M_i – мольна маса індивідуальних компонентів, що складають газову суміш; y_i – відповідні об'ємні або мольні частки компонентів суміші.

Питомим об'ємом називають об'єм, що займає один кілограм речовини, водночас

$$v = \frac{V}{m} = \frac{1}{\rho}. \quad (2.9)$$

Питомий об'єм газів і пари індивідуальних речовин збільшується з підвищенням температури і зменшується з підвищенням тиску.

Густина газів і парів індивідуальних речовин за атмосферного тиску в інтервалі температур 20–100 °С приблизно в 300–1 000 разів менша від густини відповідних рідин.

Якщо властивості реальних газів за високого тиску відрізняються від властивостей ідеальних газів, то в уточнених розрахунках цю різницю враховують рівнянням Ван-дер-Ваальса для реального газу

$$\left(p + \frac{a}{v^2}\right) \cdot (v - b) = R \cdot T, \quad (2.10)$$

де a і b – константи, характерні для кожного реального газу, значення яких наведені в довідникових виданнях.

Константи a і b можна обчислити за критичними параметрами газу – критичною температурою $T_{кр}$ і критичним тиском $P_{кр}$:

$$a = \frac{27 \cdot R^2 \cdot T_{кр}^2}{64 \cdot P_{кр}}, \quad b = \frac{R \cdot T_{кр}}{8 \cdot P_{кр}}. \quad (2.11)$$

Значення критичних параметрів залежать від властивостей молекул, із яких складається речовина.

Критичну температуру простих речовин можна приблизно розрахувати за рівнянням Гатеса і Тодоса :

$$T_{кр} = 1,47 \cdot T_{кип}^{1,03}. \quad (2.12)$$

Для 40 різних неорганічних сполук встановлена залежність

$$T_{кр} / T_{кип} = 1,67 \quad (2.13)$$

із середньою похибкою розрахунку близько 5 %.

Критичний тиск для органічних сполук можна визначити за формулою Едулджі :

$$P_{кр} = 10^4 \cdot M / \left(\sum_1^n \Delta p \right)^2, \quad (2.14)$$

де $P_{кр}$ – критичний тиск, атм; Δp – частки атомів і атомних груп у складі молекули речовини.

Критичний питомий об'єм розраховують за співвідношенням Герцога :

$$V_{кр} = 21,75 \cdot T_{кр} / P_{кр}, \quad (\text{см}^3/\text{моль}) \quad (2.15)$$

із середньою похибкою, що не перевищує 10 %.

На основі критичних параметрів визначають багато інших термодинамічних констант речовин, такі, як ентальпія, температура кипіння, питома теплота фазового переходу, поверхневий натяг та інші.

Для визначення параметрів складних вуглеводневих газових сумішей запропоновані **псевдокритичні** константи, в яких використовують середньомольні значення критичних констант індивідуальних компонентів суміші.

Найважливішим фізико-хімічним параметром газів або рідин, що характеризує властивість середовища чинити опір під час переміщення його часток і прошарків відносно один одного, є **динамічна в'язкість**, тим самим в'язкість характеризує сили внутрішнього тертя в потоках середовища у разі його руху.

На основі рівняння Ньютона знайдено

$$\mu = \frac{F}{S} \cdot \frac{dw}{dn}, \quad (2.16)$$

де μ – динамічна в'язкість, $\text{Н} \cdot \text{с}/\text{м}^2 = \text{Па} \cdot \text{с}$; F – сила внутрішнього тертя між прошарками середовища, Н ; S – площа контакту прошарків, м^2 ; dw/dn – градієнт швидкості, що характеризує зміну швидкості потоку з розрахунку на одиницю відстані між прошарками середовища, що переміщується.

Кінематичну в'язкість виражають через відношення динамічної в'язкості до густини середовища

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}. \quad (2.17)$$

В'язкість є індивідуальною характеристикою середовища і залежить від конститутних властивостей речовини (розміру його молекул), температури й тиску, водночас із підвищенням температури і тиску в'язкість газу (пари) і газових (парових) сумішей зростає.

В області помірних тисків (до 5–6 МПа) в'язкість газів практично не залежить від тиску, в області високих тисків в'язкість газів із достатньою точністю можна визначити за допомогою розрахункових залежностей і номограм, опублікованих у книгах [8, 10].

Зміна динамічної в'язкості індивідуальних газів залежно від температури виражається формулою Сатерленда

$$\mu_t = \mu_0 \cdot \left(\frac{273 + C}{T + C} \right) \cdot \left(\frac{T}{273} \right)^{1,5}, \quad (2.18)$$

де μ_0 – в'язкість газу за нормальних умов – 0 °С і 760 мм рт. ст.; C – стала Сатерленда, що враховує властивості газів.

Для визначення в'язкості газів і пари деяких речовин залежно від температури побудована номограма, подана в книзі [8, с. 456], фрагмент номограми показано на рисунку Б.2 (див. додаток Б).

Для наближених розрахунків динамічної в'язкості газових сумішей використовують рівняння

$$\mu_{см} = M_{см} / \sum_1^n (y_i \cdot M_i / \mu_i), \quad (2.19)$$

де M_i , $M_{см}$ – мольна маса окремих компонентів і газової суміші відповідно; y_i – об'ємні частки компонентів газової суміші; μ_i – відповідні динамічні коефіцієнти в'язкості окремих компонентів.

Найважливішими термодинамічними характеристиками газів і парів є ентальпія (тепловміст) і теплоємність.

Ентальпія характеризує внутрішній запас енергії (кількість тепла), що утримується в одиниці маси речовини, Дж/кг, Дж/моль.

У загальному випадку ентальпію газу визначають за рівнянням

$$I = u + P \cdot V = u + R \cdot T, \quad (2.20)$$

де u – внутрішня енергія газу.

Внутрішня енергія ідеального газу є функцією лише температури, тому ентальпія також є функцією температури.

Для реальних газів залежність ентальпії від температури реалізується через **теплоємність**, водночас

$$c_p = \left(\frac{\partial I}{\partial T} \right)_p, \quad (2.21)$$

де c_p – теплоємність газу за сталого тиску (ізобарна).

У загальному випадку теплоємність є функція параметрів стану системи і залежить від напрямку ходу процесу.

Питоною масовою теплоємністю називають кількість тепла, що потрібне для нагрівання 1 кг речовини на 1 °С.

У розрахунках розрізняють декілька видів теплоємностей: питому масову або об'ємну (на одиницю маси або одиницю об'єму речовини); молярну (на 1 моль речовини); істинну (за певної температури); середню (в інтервалі температур T_1 – T_2); ізобарну c_p (за $P = \text{const}$); ізохорну c_v (за $V = \text{const}$).

Відношення $c_p/c_v = k$ називають показником адиабати, він залежить від кількості атомів, що входять до складу молекули газу. Для поширених газів значення величин c_p , c_v і k наводяться в таблицях [8, с. 410].

Фізико-хімічні властивості та константи для поширених газів наведені в таблиці А.5 (див. додаток А).

У практичних розрахунках кількість тепла, що виділяється одним кг газу у разі переходу з одного температурного рівня на інший, визначається за залежністю

$$q = I_1 - I_2 = c_{сер} \cdot (T_1 - T_2), \quad (2.22)$$

де $c_{сер}$ – середня теплоємність газу в діапазоні температур T_1 і T_2 .

Теплоємність газів і парів переважно збільшується з підвищенням температури і тиску.

Для реальних газів, що мають температуру вищу від критичної та тиск нижчий від критичного, теплоємність розраховують за формулою

$$c = c_0 + a_1 \cdot t + a_2 \cdot t^2, \quad (2.23)$$

де c – істинна теплоємність; c_0 – теплоємність газу за 0°C ; a_1, a_2 – сталі коефіцієнти, що враховують індивідуальні властивості газу.

Теплоємність суміші газів за визначеної температури розраховують за правилом адитивності:

$$c_{рсм} = \sum_1^n c_{pi} \cdot x_i, \quad c_{всм} = \sum_1^n c_{vi} \cdot y_i, \quad (2.24)$$

де x_i, y_i – масова чи об'ємна частки компонентів газової суміші відповідно; c_{pi} та c_{vi} – ізобарна та ізохорна теплоємності компонентів суміші за розрахункової температури; n – кількість компонентів газової суміші.

2.2.2 Властивості рідин та їхніх сумішей

Густина чистих рідин – індивідуальна характеристика, що залежить від конститутивних властивостей рідини, температури й тиску.

Зазвичай за помірних тисків (до 5 МПа) зміну густини рідини від підвищення тиску в розрахунках не враховують.

Для багатьох поширених чистих рідин, розчинів кислот, водносолевих і водноспиртових розчинів складені та опубліковані таблиці зміни густини залежно від температури [8], водночас зазвичай унаслідок теплового розширення густина зменшується з підвищенням температури. За відсутності експериментальних даних зміну густини індивідуальних речовин залежно від температури за сталого тиску зазвичай визначають за формулою

$$\rho_1 = \rho_0 \cdot (1 - \beta \cdot \Delta t), \quad (2.25)$$

де ρ_0, ρ_1 – густина рідини за температур t_0 і t_1 ; β – середній коефіцієнт об'ємного розширення рідини в зазначеному інтервалі температур.

Густину розчинів і сумішей рідин, під час змішування яких не відбувається істотних фізико-хімічних змін, із достатньої для технічних розрахунків точністю можна визначити з умови, що питомий об'єм суміші дорівнює сумі питомих об'ємів компонентів, тобто

$$\frac{1}{\rho_{см}} = \sum_1^n \left(\frac{x_i}{\rho_i} \right), \quad (2.26)$$

звідки одержуємо таке:

$$\rho_{см} = 1 / \sum_1^n \left(\frac{x_i}{\rho_i} \right), \quad (2.27)$$

де x_i – масові частки компонентів суміші або розчину; ρ_i – густина індивідуальних компонентів розчину.

За аналогічною формулою розраховують **густину суспензії**:

$$\frac{1}{\rho_c} = \frac{x}{\rho_m} + \frac{1-x}{\rho_{ж}}, \quad (2.28)$$

де x – масова частка твердої фази; $\rho_c, \rho_m, \rho_{ж}$ – густина суспензії, твердої фази і рідини відповідно.

Густину псевдозрідженого шару або рівномірно змішаного шару рідини з зернистими твердими частками можна розрахувати за залежністю

$$\rho_{nc} = \rho_{ж} \cdot \varepsilon + \rho_m \cdot (1 - \varepsilon), \quad (2.29)$$

де ε – об'ємна частка рідини в суспензії або псевдозрідженому шарі.

Температурна залежність густини води в температурному інтервалі 0–100 °С, із похибкою в межах $\pm 0,1$ % вираховується за рівнянням

$$\rho_t = \rho_0 - 0,062 \cdot t - 0,00355 \cdot t^2, \quad (2.30)$$

де ρ_0, ρ_t – густина води за температур 0 °С і t °С відповідно.

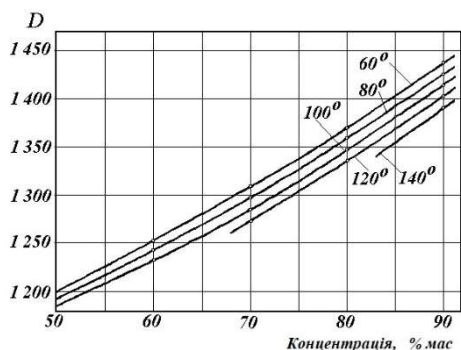
Густину розчинів неорганічних солей у воді залежно від концентрації розчиненої солі й температури з похибкою в межах $\pm 0,1$ % розраховують за формулою

$$\rho_p = \rho_в \cdot e^{b \cdot x}, \quad (2.31)$$

де $\rho_в, \rho_p$ – густина води і розчину за розрахункової температури; x – масова частка розчиненої солі в розчині; b – коефіцієнт пропорційності, що враховує властивості розчиненої солі та який визначають за двома відомими значеннями густини розчинів.

Для визначення густини розчинів неорганічних солей у воді на основі експериментальних визначень складені таблиці [8], водночас

встановлено, що з підвищенням концентрації розчиненої солі густина розчину збільшується, а з підвищенням його температури – зменшується.



Криві зміни густини розчинів певної концентрації залежно від температури розміщуються практично паралельно, але на різних відстанях (рис. 2.1).

Рисунок 2.1 – Залежність густини розчинів (D , кг/м^3) нітрату амонію від температури і концентрації

Густину розчинів декількох солей у воді з достатньою точністю можна визначити за залежністю

$$\rho_p = \rho_e / \left(1 - \sum_1^n k_i \cdot x_i \right), \quad (2.32)$$

де k – коефіцієнт, що враховує властивості розчинених солей і густину бінарного розчину цієї солі у воді за розрахункової температури.

Величина коефіцієнта може бути розрахована за формулою

$$k = (\rho_p - \rho_e) / \rho_p \cdot x. \quad (2.33)$$

Більшу точність визначення густини складних водно-сольових розчинів електролітів забезпечує метод, розроблений Здановським.

Динамічна в'язкість чистих рідин – індивідуальна характеристика, що залежить від її складу, фізико-хімічних властивостей і температури, водночас в'язкість рідин на два – три порядки вища, ніж для газів, і, на відміну від них, зменшується з підвищенням температури.

Вплив тиску (до 30 атм) на в'язкість рідини дуже малий і ним можна знехтувати, за високих тисків в'язкість зростає лінійно з підвищенням тиску.

Для поширених рідин наведені таблиці та номограми, що дозволяють визначити в'язкість рідини залежно від температури [8].

Для рідин залежність в'язкості від температури описується формулою Гузмана – Андраде :

$$\mu = A \cdot e^{B/T}, \quad (2.34)$$

де A і B – індивідуальні коефіцієнти, що залежать від властивостей рідини; T – абсолютна температура рідини, К.

Логарифмуючи рівняння (2.34), маємо

$$\ln \mu = \ln A + B/T, \quad (2.35)$$

яке є рівнянням прямої в логарифмічних координатах і дозволяє обчислити константи A і B за двома відомими значеннями в'язкості рідини за різних температур.

В'язкість водно-солевих висококонцентрованих і насичених розчинів неорганічних солей можна розрахувати за залежністю

$$\ln(\mu/\mu_0) = A_1 + B_1/T + C_1 \cdot L, \quad (2.36)$$

де μ , μ_0 – в'язкість розчину й розчинника за заданої температури відповідно, сП; L – молярна концентрація розчиненої речовини, г-моль безводної солі на 1 000 г розчинника; A_1 , B_1 , C_1 – константи, що враховують властивості розчиненої солі.

Динамічний коефіцієнт в'язкості суміші нормальних рідин може бути розрахований за правилом адитивності, водночас

$$\mu_{см} = 1 / \sum_1^n (x_{vi} / \mu_i), \quad (2.37)$$

де μ_i – в'язкість i -го компонента; x_{vi} – об'ємна частка компонентів у суміші.

У працях [8, 10] відзначено, що емпіричне рівняння, запропоноване Арреніусом, більш точно дозволяє визначити в'язкість сумішей нормальних неасоційованих рідин, водночас

$$\lg \mu_{см} = \sum_1^n x_i \cdot \lg \mu_i, \quad (2.38)$$

де x_i – мольна частка окремих компонентів у суміші.

Ефективна в'язкість суспензій залежить від концентрації твердої дисперсної фази і форми твердих частинок.

Для розведених суспензій із сферичними частинками за об'ємної концентрації їх менше ніж 10 % в'язкість вираховують за формулою

$$\mu_c = \mu \cdot (1 + 2,5 \cdot \varphi), \quad (2.39)$$

для концентрованих суспензій зі вмістом твердої фази до 30 % рекомендована залежність

$$\mu_c = 0,59 \cdot \mu / (0,77 - \varphi)^2, \quad (2.40)$$

де μ , μ_c – в'язкість чистої рідини і суспензії відповідно; φ – об'ємна частка твердої фази в суспензії.

Теплоємність рідин в інтервалі від температури плавлення до температури кипіння поступово зростає в степеневій залежності та досягає максимуму поблизу температури кипіння.

Для багатьох поширених чистих рідин і розчинів складені номограми, що дозволяють простими методами визначити їх питому масову теплоємність залежно від температури.

Теплоємність двокомпонентних розчинів неорганічних солей у воді визначають приблизно залежно від концентрації та властивостей розчиненої солі, водночас :

– для розведених розчинів ($x < 0,2$)

$$c = 4\,190 \cdot (1 - x); \quad (2.41)$$

– для концентрованих розчинів ($x > 0,2$)

$$c = c_1 \cdot x + 4\,190 \cdot (1 - x), \quad (2.42)$$

де c_1 – питома теплоємність безводної розчиненої речовини, Дж/(кг · К); x – концентрація розчиненої речовини, мас. частки.

Відомо багато розрахункових залежностей для визначення теплоємності органічних сполук, але жодна з них не є прийнятною для використання в інженерних розрахунках.

Значення теплоємності рідин наведені в таблицях [8, с. 428] або можуть бути визначені за допомогою номограм [8, с. 461].

Найчастіше використовують методи, засновані на урахуванні атомних і групових складових або на принципі відповідних станів, що враховують молекулярну структуру органічної рідини, фактор полярності та інші параметри, які важко визначати.

Зокрема, відповідно до методу Джонсона – Хуанга теплоємність суміші рідин дорівнює

$$c_p = \sum a_i + T \cdot \sum b_i + T^2 \cdot \sum c_i + T^3 \cdot \sum d_i, \quad (2.43)$$

де c_p – теплоємність за сталого тиску, кал / (моль · К); a_i, b_i, c_i, d_i – коефіцієнти групових складової молекули речовини.

Для визначення теплоємності нафти і фракцій будь-якого складу запропонована формула :

$$c_p = 1\,507,2 + \frac{t}{100} \cdot (1\,718,2 - 1,5072 \cdot \rho_{20}), \quad (2.44)$$

де c_p – теплоємність, Дж/(кг · К); t – температура, °С; ρ_{20} – густина нафти за 20 °С.

Для розрахунку середньої теплоємності [Дж/(кг · К)] рідких нафтопродуктів із густиною 750–1 000 кг/м³ в інтервалі температур T_1 – T_2 , але $T_2 < 533$ К, застосовують рівняння

$$c_{сер} = 1\,444 + 0,0037 \cdot \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - 273 \right) \cdot (2\,100 - \rho_{15}), \quad (2.45)$$

де ρ_{15} – густина нафтопродуктів за 15 °С, кг/м³.

У технологічних розрахунках виникає необхідність визначення температури кипіння рідини залежно від тиску.

Як відомо, закипання рідини починається в тому разі, коли пружність її насиченої пари дорівнює тиску навколишнього середовища або тиску в замкненому об'ємі. Тому, якщо відома залежність пружності пари рідини від температури, то можна визначити і температуру кипіння рідини.

У праці [8, с. 466] наведена номограма, що пов'язує ці параметри й дозволяє знаходити пружність (тиск) насичених парів різних рідин залежно від їхніх фізичних властивостей і температури. За допомогою номограми можна також знаходити температуру кипіння рідини залежно від тиску (в інтервалі тисків від 0,1 атм. до 6 атм).

Іншими важливими теплофізичними параметрами чистих рідин є теплоти фазових перетворень: питома теплота плавлення (затвердіння, замерзання), теплота пароутворення (конденсації). Через складний характер залежностей для визначення названих параметрів вони тут не наводяться і розглядаються в спеціальній літературі.

Окремі теплофізичні й дифузійні властивості газів і рідин будуть розглянуті у відповідних розділах під час вивчення теплообмінних і дифузійних процесів.

У праці [8] подано огляд найбільш поширених розрахункових залежностей і наведена база даних про фізико-хімічні константи для 468 з'єднань.

Основні фізико-хімічні параметри властивостей чистих рідин і розчинів наведені в довідковій літературі.

Фізико-хімічні властивості розчинів неорганічних речовин подані в праці [8], методи машинних розрахунків параметрів фізико-хімічних властивостей газових сумішей, розчинів і твердих тіл подані в [10, 11].

Для деяких поширених рідин у таблиці 2.1 наведені основні фізико-хімічні властивості за атмосферного тиску.

2.2.3 Властивості твердих тіл, зернистих матеріалів і порошків

Тверді тіла – найбільш стійкий агрегатний стан речовини, характеризуються високою упорядкованістю молекул в об'ємі просторово-кристалічної ґратки. Від характеру цієї упорядкованості залежать основні властивості твердих тіл.

Таблиця 2.1 – Фізико-хімічні властивості деяких рідин
 $t = 20\text{ }^\circ\text{C}$ і $P = 1\text{ атм}$

Хімічна сполука	Формула хімічної сполуки	Маса мольна	Густина, кг/м^3	$T_{\text{кип}},\text{ }^\circ\text{C}$	$T_{\text{пл}},\text{ }^\circ\text{C}$	$r_{\text{кип}},\text{ кДж/кг}$	$q_{\text{плав}},\text{ кДж/кг}$
Ацетон	$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	58,08	810	56	-94,3	523	98,1
Анілін	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	93,1	1 022	184,4	-6,3	448	113,5
Бензол	C_6H_6	78,11	900	80,2	+5,5	394	126,1
Вода	H_2O	18	998	100	0	2264	333
Гексан	C_6H_{14}	86	660	68,7	-95	337,2	151,4
М-Ксилол	C_8H_{10}	106,1	864	139,1	-47,8	343,6	128
Метанол	CH_3OH	32	800	64,7	-98	1 100	99,3
Метилацетат	$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2$	74,1	930	57,5	-	411	-
Нітробензол	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	123,1	1 200	210,6	+5,8	410,6	94,3
Сірковуглець	CS_2	76,1	1 290	46,3	-112	352	-
Толуол	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	92,1	870	110,8	-95	362,5	-
Хлорбензол	$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	112,6	1 042	130,6	-45,2	320,5	66,7
Хлороформ	CHCl_3	119,4	1 530	61,2	-	248	-
Етилацетат	$\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2$	88,1	900	77,1	-83,6	373	119
Етанол	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	46	790	78,3	-114	849,3	108

Розрізняють речовини **кристалічні**, що характеризуються точною морфологічно-кристалічною структурою, в яких іони, атоми і молекули в складі хімічних сполук займають строго визначене, гранично упорядковане положення, часто повторюючи в регулярній просторовій структурі розміщення частинок твердого тіла.

Існує також широкий клас **аморфних** твердих тіл, що характеризуються неупорядкованою структурою, наприклад, скло. До аморфних речовин належать також полімери, молекули яких хоча і утворюють упорядковане ланцюгоподібне розміщення, але не можуть щільно упакуватися через неоднакові розміри макромолекул.

Фізичні та хімічні властивості твердих тіл визначаються хімічним складом речовини, типом кристалічної ґратки і залежать від зовнішніх параметрів – температури й тиску.

Залежно від характеру розміщення атомів і молекул у кристалічній ґратці розрізняють чотири типи кристалічної структури: іонну, атомну, молекулярну й металеву. Тип структури для окремих хімічних елементів та їхніх сполук може змінюватися під впливом зовнішніх умов – температури й тиску.

Основними фізичними і термодинамічними характеристиками твердих тіл є теплоємність, теплопровідність, температура й теплота плавлення, об'ємна стисливість, електропровідність, істинна густина, позірна густина, розчинність у різноманітних розчинниках та ін.

Теплоємність і теплопровідність твердих тіл є теплофізичними (термодинамічними) характеристиками і звичайно подані в довідковій літературі як експериментальні величини для визначеного температурного інтервалу, водночас із підвищенням температури обидві характеристики зазвичай зростають.

Кристалічні тверді речовини характеризуються чітко визначеною **температурою плавлення** на відміну від аморфних, температура розм'якшення й плавлення яких характеризується деяким діапазоном фазового переходу. Температури плавлення деяких речовин наведені в довідковій літературі.

У процесах хімічних виробництв переважно використовують зернисті та порошкоподібні тверді матеріали, водночас виникає необхідність визначати додатково деякі комплексні характеристики частинок, що залежать від низки властивостей, розмірів і форми зерен, стану їхньої поверхні. До них належать: насипна густина, еквівалентний діаметр зерен, дисперсність, коефіцієнт сферичності, питома поверхня, порозність зернистого прошарку та ін.

Певною мірою хімічна активність твердих речовин залежить від розмірів частинок: грудкові матеріали менш активні, ніж зернові та порошкові. Тому в багатьох процесах хімічних виробництв тверді матеріали перед їх фізичним або хімічним обробленням піддають попередньому подрібнюванню.

Найважливішою фізичною характеристикою твердого тіла є густина – маса речовини в одиниці об'єму, водночас для тіл у вигляді грудок і шматків розрізняють істинну й позірну густину, а для зернистих і порошкоподібних речовин – істинну та насипну густину.

Під час визначення **істинної густини** твердого тіла вважають, що речовина є щільною і не має внутрішніх мікропор, тріщин та інших порушень мікроструктури. Істинна густина грудкових твердих матеріалів дуже мало залежить від температури, в технічних розрахунках цю зміну не враховують аж до температури плавлення речовини. Переважна більшість щільних твердих речовин практично є нестисливими в інтервалі тисків 1–100 атм.

Водночас багато природних і штучних матеріалів є шпаруватими, пористими – з величезною кількістю внутрішніх пустот і

каналів мікроскопічних розмірів. У цьому разі можна визначити шпаруватість твердого тіла й так звану його позірну густину. Особливістю пористих твердих тіл є їхня властивість вміщати рідини й гази в просторі внутрішніх пустот, у зв'язку з цим густина пористих тіл залежить від їхньої вологості та завжди менша від істинної густини. Шпаруватість твердих тіл визначають методом заповнення шпаринок легкопроникною рідиною та зважування сухого й вологого шматків твердого матеріалу.

Шпаруватість керамічних, металокерамічних і спечених матеріалів, а також сорбентів і каталізаторів визначають як різницю питомих об'ємів порожнин в одиниці об'єму пористого матеріалу, ($\text{м}^3/\text{кг}$), тобто

$$v_y = \frac{1}{\rho_k} - \frac{1}{\rho_m}, \quad (2.46)$$

де ρ_m, ρ_k – істинна та позірна густини твердого тіла відповідно.

Насипною густиною називають масу зерен, віднесenu до об'єму, який займає вільно насипаний у посудину матеріал. Якщо у вільно насипаному прошарку зерна займають лише частину об'єму, а решту його займають пустоти між частинками, то насипна густина зернистого шару завжди менша від істинної густини твердого матеріалу частинок.

Характеристикою заповнення об'єму власне твердими частинками є об'ємна відносна концентрація твердої фази в шарі:

$$\gamma = V_m/V_c = M_m/(\rho_m \cdot V_c), \quad (2.47)$$

де V_c, V_m – об'єми всього шару і твердих частинок у ньому відповідно; M_m – маса твердих частинок; ρ_m – істинна густина частинок.

Характеристикою вільного, незаповненого частинками, об'єму є порозність зернистого шару, що визначають за формулою

$$\varepsilon_0 = 1 - \gamma = 1 - V_m/V_c = 1 - \rho_n/\rho_m, \quad (2.48)$$

де V_n – об'єм міжзернових пустот і каналів у вільно засипаному шарі.

Порозність шару залежить від розмірів, форми і гранулометричного складу частинок, від способу їхньої укладки в посудині.

Порозність дрібнодисперсного зернистого шару однорідних сферичних частинок зазвичай менша внаслідок більш щільної їхньої укладки порівняно з частинками такого самого розміру іншої форми. Водночас укладка полідисперсних частинок різної форми більш щільна, ніж монодисперсних, і, отже, порозність шару – менша.

Механічний вплив на зернистий шар (утрамбовування його, низькоамплітудні вібрації та інше) також до певної межі зменшує

порозність шару. Для більшості вільно засипаних, неущільнених, повітряносухих зернистих порошків і порошків з округлих частинок порозність шару коливається в інтервалі $0,32 < \varepsilon_0 < 0,44$.

Розмір однорідних частинок несферичної форми характеризують еквівалентним діаметром за масою або об'ємом, водночас

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot M_c}{\pi \cdot \rho_m}} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot V_c}{\pi}}, \quad (2.49)$$

де M_c, V_c – маса та об'єм частинки відповідно.

Характеристикою розподілу зерен за розмірами у середній пробі порошку є **дисперсний** (гранулометричний) склад – масовий процент або масова частка окремих фракцій зерен у пробі порошку.

Під час визначення дисперсного складу сипких зернистих матеріалів із розміром частинок 0,1–2,5 мм використовують ситовий аналіз – розсіювання середньої проби порошку на комплекті сит із поступово зменшеним зверху вниз розміром комірки, для порошків із розміром частинок 0,1–0,01 мм використовують мікроскопічний і седиментаційний методи аналізу, а також пневмо- і гідрокласифікацію.

Середній діаметр зерен, які затримуються між двома сусідніми ситами, визначають багатьма способами, поширеним способом є визначення середньогометричного розміру за формулою

$$d_{ci} = \sqrt{d_{oi} \cdot d_{ni}}, \quad (2.50)$$

де d_{oi}, d_{ni} – розміри комірок сусідніх верхнього (прохідного) і нижнього (непрохідного) сит у стандартному комплекті відповідно, мм.

Кожне сито стандартного комплекту має свій номер, що визначає розмір комірки сита. Відношення діаметрів комірок двох, поруч розміщених у наборі верхнього і нижнього сит, називають **модулем дисперсності** комплекту сит, водночас $m_c = d_e / d_n$.

У світовій практиці використовують стандартні комплекти сит із такими модулями дисперсності: $m_{1c} = \sqrt{2} = 1,414$; $m_{2c} = \sqrt[10]{10} = 1,259$; $m_{3c} = \sqrt[20]{10} = 1,122$.

Для полідисперсного зернистого шару і порошків, що складаються з частинок різного розміру, середній еквівалентний діаметр визначають як середньозважену величину на базі співвідношення

$$d_{cep} = m_1 \cdot d_1 + m_2 \cdot d_2 + \dots + m_n \cdot d_n = \sum_1^n m_i \cdot d_i, \quad (2.51)$$

де m_1, m_2, \dots, m_n – вміст кожної фракції в пробі, мас. частках; d_1, d_2, \dots, d_n – середній розмір зернин кожної фракції на ситах відповідно.

Важливою характеристикою дисперсних матеріалів є **питома поверхня** частинок – повна зовнішня поверхня всіх частинок в одиниці об'єму зернистого шару:

$$f_y = F_u / V_c . \quad (2.52)$$

Для частинок сферичної форми питома поверхня дорівнює

$$f_{yc} = \pi \cdot d_u^2 \cdot N / \left(\frac{\pi \cdot d_u^3}{6 \cdot (1 - \varepsilon)} \cdot N \right) = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon)}{d_u} , \quad (2.53)$$

де f_{yc} – питома поверхня зерен у шарі, $\text{м}^2/\text{м}^3$; N – кількість частинок в 1 м^3 зернистого шару.

Питому поверхню подрібнених матеріалів часто відносять до одиниці маси твердої речовини, водночас для сферичних частинок

$$f_y = F_u / M_u = \pi \cdot d_u^2 \cdot N / \left(N \cdot \frac{\pi \cdot d_u^3}{6} \cdot \rho_m \right) = \frac{6}{d_u \cdot \rho_m} , \quad (2.54)$$

де f_y – питома поверхня частинок в 1 кг їх маси, $\text{м}^2/\text{кг}$.

Поверхня несферичної частинки завжди більша, ніж сферичної такої самої маси, у зв'язку з цим для характеристики відхилення форми зерен від сферичної використовують **коефіцієнт сферичності**

$$\Phi_c = f_c / f_u , \quad (2.55)$$

де f_c, f_u – поверхня сферичної та несферичної частинок однакової маси відповідно.

Експериментально та розрахунково для частинок різноманітної форми знайдені значення коефіцієнтів сферичності, які подані нижче.

Форма частинок	$\Phi_{із}$	Форма частинок	$\Phi_{із}$.
Округла без різких виступів	0,8–0,9	Октаedr	0,846
Округла з різкими виступами	0,65–0,8	Куб	0,806
Кугасті, шорсткі	0,4–0,65	Тетраedr	0,670
Пластинчасті	0,2–0,4	Циліндр $h = d$	0,873

Питома поверхня несферичних монодисперсних частинок в одиниці об'єму шару ($\text{м}^2/\text{м}^3$) із урахуванням коефіцієнта сферичності дорівнює

$$f_{yn} = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon)}{\Phi_c \cdot d_{ci}} . \quad (2.56)$$

Питома поверхня ($\text{м}^2/\text{кг}$) полідисперсного порошку, який складається з несферичних частинок, визначається за залежністю

$$f_y = \frac{6}{\rho_m} \cdot \frac{1}{\sum_1^n (m_i \cdot d_{ci} \cdot \varphi_{ci})}, \quad (2.57)$$

де d_{ci} – середній діаметр зерен окремої монофракції; φ_{ci} – коефіцієнт сферичності зерен для цієї монофракції; m_i – масова частка монофракції зерен у середній пробі подрібненого матеріалу.

Питома поверхню порошкових і зернистих матеріалів визначають експериментальним методом просочування (фільтрації) повітря через зернистий шар або адсорбційними методами.

Кількість сферичних частинок зернистого матеріалу можна визначити за формулою

$$N = 6 \cdot M / (\pi \cdot d_u^3 \cdot \rho_m), \quad (2.58)$$

відповідно кількість несферичних частинок дорівнює

$$N = 6 \cdot M / (\pi \cdot \varphi_{ci} \cdot d_{ci}^3 \cdot \rho_m), \quad (2.59)$$

де M – наважка (маса) зернистого матеріалу, кг.

Загальна (повна) поверхня несферичних частинок, що обтікаються потоком середовища за умови їхньої рівнодоступності, може бути визначена за залежністю

$$F_n = M \cdot f_y = \frac{6}{\rho_m} \cdot \frac{M}{\sum_1^n (m_i \cdot d_{ci} \cdot \varphi_{ci})}. \quad (2.60)$$

У таблицях А.2 і А.3 (див. додаток А) наведені основні властивості деяких твердих тіл і зернистих матеріалів.

Контрольні запитання

1 Від яких параметрів процесу залежить агрегатний (фазовий) стан речовини?

2 Які процеси фазових переходів ви знаєте? Дайте їхні визначення та назвіть термодинамічні ефекти цих процесів.

3 Назвіть термодинамічні параметри системи, у разі досягнення яких будь-який газ можна перетворити в рідину?

4 Запишіть формулу, що дозволяє визначити об'єм газу у разі зміни його температури й тиску.

5 Запишіть формулу, що дозволяє розрахувати густину пари рідини в разі змін температури й тиску.

- 6 Як визначити в'язкість індивідуальних речовин (газів, рідин)?
- 7 Як визначити в'язкість суміші газів (парів) за підвищених тисків і температур?
- 8 Як визначити позірну густину суспензії?
- 9 Як визначити насипну густину зернистого шару?
- 10 Як визначити пористість зернистого шару?
- 11 Як визначити середній діаметр зерен полідисперсної суміші?
- 12 Як визначити питому поверхню часток зернистого прошарку?

Контрольні задачі до розділу 2

- 1 Знайти мольну масу та густину водяного газу за $t = 90\text{ }^\circ\text{C}$ і $p_{\text{абс}} = 1,2\text{ ат}$.
Склад водяного газу: $\text{H}_2 - 50\%$, $\text{CO} - 40\%$, $\text{N}_2 - 5\%$, $\text{CO}_2 - 5\%$ (за об'ємом).
- 2 Визначити густину вуглекислого газу за $t = 85\text{ }^\circ\text{C}$ і $p_{\text{надл}} = 2\text{ ат}$.
Атмосферний тиск 760 мм рт. ст.
- 3 Динамічний коефіцієнт в'язкості рідини за $50\text{ }^\circ\text{C}$ дорівнює 3 сП . Відносна густина рідини $0,9$. Визначити кінематичний коефіцієнт в'язкості.
- 4 Знайти динамічний коефіцієнт в'язкості за $20\text{ }^\circ\text{C}$ і атмосферного тиску азотоводневої суміші, що містить 75% водню і 25% азоту (за об'ємом).
- 5 Відносна питома вага нафти $0,89$. Визначити густину нафти в СІ.
- 6 Визначити в СІ густину двоокису азоту за $p_{\text{надл}} = 10\text{ ат}$ і $t = 20\text{ }^\circ\text{C}$.
Атмосферний тиск 760 мм рт. ст. ($1,03\text{ ат}$).
- 7 Визначити густину повітря під вакуумом 440 мм рт. ст. за температури $t = -40\text{ }^\circ\text{C}$.
Атмосферний тиск 750 мм рт. ст.
- 8 Визначити кінематичний коефіцієнт в'язкості діоксиду вуглецю за температури $t = 30\text{ }^\circ\text{C}$ і $p_{\text{абс}} = 5,28\text{ ат}$.
- 9 Припускаючи відсутність експериментальних даних, обчислити динамічний коефіцієнт в'язкості нітробензолу ($\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$) за $20\text{ }^\circ\text{C}$.
- 10 Визначити динамічний коефіцієнт в'язкості топкових газів, що мають склад: $\text{CO}_2 - 16\%$, $\text{O}_2 - 5\%$, $\text{N}_2 - 79\%$ (за об'ємом). Температура газів $400\text{ }^\circ\text{C}$, тиск $p_{\text{абс}} = 1\text{ ат}$.
- 11 Визначити кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини, що має склад: 70 мол. \% кисню і 30 мол. \% азоту за 84 К і $p_{\text{абс}} = 1\text{ ат}$.
- 12 Розрахувати динамічний коефіцієнт в'язкості суспензії бензидину у воді, якщо в чан завантажено на 10 м^3 води 1 т бензидину. Температура суспензії $20\text{ }^\circ\text{C}$, відносна густина твердої фази $1,2$.
- 13 Розрахувати густину водяної суспензії, що містить 10% (мас.) твердої фази. Відносна густина твердої фази дорівнює 3 .

У цьому розділі...

- ◆ *Що вивчає і що може гідродинаміка?*
- ◆ *Про масову та об'ємну витрату середовища.*
- ◆ *Як за витратою середовища визначити діаметр трубопроводу або апарата?*
- ◆ *Навіщо воно – рівняння нерозривності потоку?*
- ◆ *Які бувають режими течії потоку?*
- ◆ *Навіщо враховують опір апаратів?*

Різноманітні фізико-хімічні процеси, що відбуваються в хімічній апаратурі, часто супроводжуються рухом і переміщенням матеріальних потоків – рідин, газів, твердих частинок в апаратурі, з їхньою взаємодією між собою та з навколишнім простором – із твердими частинками, внутрішніми пристроями, стінками апаратів і трубопроводів та ін. Тому виникає необхідність коротко розглянути деякі положення основ прикладної гідравліки й гідродинаміки.

Гідравліка – наука, що вивчає закони рівноваги й руху рідин у каналах і в пристроях різноманітної форми, а також практичне застосування цих законів у технічних системах. Гідравліку поділяють на дві взаємозв'язані частини: гідростатику та гідродинаміку.

Гідростатика описує закони рівноваги рідини та її дію на тверді тіла та стінки судин й апаратів у стані спокою.

Гідродинаміка вивчає закономірності руху потоків рідини та взаємодії їх із навколишнім простором і з твердими тілами в потоках під час їхнього відносного переміщення.

Реальні рідини розрізняють щодо дії на них тиску: пружні рідини – гази і пари, що значно змінюють свій об'єм під дією тиску, а також краплинні рідини – середовища, що здатні утворювати краплю, які практично нестисливі або такі, що дуже мало змінюють свій об'єм під дією тиску в межах помірною (до 50 атм) тиску.

3.1 Основний закон гідростатики

Основний закон гідростатики визначає розподіл тиску в об'ємі рідини, яка перебуває під дією зовнішніх і внутрішніх сил, є нерухомою або перебуває у відносному спокої.

Нерухома рідина сприймає тиск, що діє по нормалі до поверхні рідини й передається всередині її об'єму рівномірно в усіх напрямках.

У рідині, що перебуває в нерухомій посудині (див. рис. 3.1), виділимо елементарний об'єм у вигляді паралелепіпеда зі сторонами dx , dy , dz і розглянемо умови його рівноваги під дією зовнішнього тиску газу P_0 (поверхневі сили) і масових сил самої рідини.

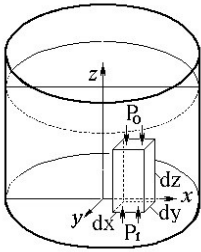


Рисунок 3.1 – Сили, що діють в об'ємі нерухомої рідини

На верхню площину паралелепіпеда діє поверхнева сила тиску газу, яка дорівнює

$$dP_0 = P_0 \cdot dF = P_0 \cdot dx \cdot dy.$$

На нижню площину паралелепіпеда додатково діють масові сили стовпа рідини, водночас

$$dP_1 = dP_0 + \rho \cdot g \cdot dV = P_0 \cdot dx \cdot dy + \rho \cdot g \cdot dx \cdot dy \cdot dz.$$

Діючі сили на бічні грані паралелепіпеда взаємно врівноважують одна одну, тому що вони за величиною однакові й спрямовані протилежно.

Тиск рідини на нижню площину паралелепіпеда дорівнює

$$P_1 = \frac{dP_1}{dF} = \frac{P_0 \cdot dx \cdot dy + \rho \cdot g \cdot dx \cdot dy \cdot dz}{dx \cdot dy} = P_0 + \rho \cdot g \cdot dz,$$

де ρ – густина рідини.

Рівняння гідростатики зазвичай подають у такому вигляді:

$$P_1 = P_0 + \rho \cdot g \cdot h, \quad (3.1)$$

водночас воно математично виражає основний закон гідростатики, згідно з яким тиск, що діє в рідині в будь-якій локальній точці всередині об'єму нерухомої рідини, складається з зовнішнього тиску над її міжфазовою поверхнею і тиску стовпа рідини, відміряного від дзеркала її поверхні до цієї точки.

Очевидно, що для всіх точок, що розміщуються на однаковій висоті, величина гідростатичного тиску є сталою: $P_z = \rho \cdot g \cdot h = const$ і, отже, тиск у них буде змінюватися лише зі зміною зовнішнього тиску,

водночас відповідно до закону Паскаля він буде передаватися всім точкам її об'єму в усіх напрямках рівномірно.

Закон гідростатики є справедливим для стисливих і нестисливих рідин, а також для сумішей газів, парів і рідин.

Рідина може перебувати в стані рівноваги навіть у разі її рівномірного руху, якщо в системі підтримується сталий тиск (напір). У цьому разі прийнято говорити про відносний (щодо стінок посудини) спокій рідини.

3.2 Гідродинаміка потоку в'язкої рідини

Основним об'єктом вивчення закономірностей гідродинаміки є потік в'язкої рідини, тобто рух об'ємів і мас рідини в каналах різних пристроїв або між поверхнями, що їх обмежують. Розрізняють 3 види процесів, що визначають гідродинаміку руху потоків рідини:

а) внутрішнє завдання гідродинаміки – усі види руху газів і рідин у пустотілих і заповнених насадками трубах, каналах й апаратах;

б) зовнішнє завдання – рух та обтікання твердих частинок і тіл складної форми в газовому й рідинному потоках;

в) змішане завдання – рух потоків газу або рідини в насадках і зернистих прошарках різної шпаруватості.

Рушійною силою процесу, під дією якої здійснюється примусовий рух потоку рідини, є різниця тисків на ділянці руху.

Розрізняють усталений і неусталений рух потоку.

Усталеним (стаціонарним) називають рух потоку рідини, за якого швидкість його в локальному перерізі не змінюється з часом.

За **неусталеного** (нестационарного) руху швидкість потоку змінюється з часом у локальному перерізі як за величиною, так і за напрямком.

Рух газів і рідин у трубопроводах характеризується однаковими закономірностями за умови, що швидкість їхнього руху значно менша від швидкості звуку. Зазвичай рух потоку газу або рідини в хімічних апаратах і трубопроводах відбувається через його повний поперечний переріз (у пустотілих апаратах) або через стислі перерізи, заповнені перфорованими дисками, насадкою або різноманітними пристроями.

Площа поперечного перерізу апарата, перпендикулярна до його осі та через яку рухається середовище, називається **живим** перерізом.

В апаратах, заповнених різного роду пристроями та насадками, живий переріз завжди менший порівняно з пустотілими апаратами.

3.2.1 Основні характеристики динаміки потоків

Основними характеристиками рідини, що рухається, є **швидкість** і тиск, які є рушійними силами руху потоку. У зв'язку з тим, що швидкості руху окремих струмків у потоці рідини різноманітні в різних точках його поперечного перерізу, в розрахунках використовують поняття про **середню швидкість** – умовну (осереднену) швидкість, із якою повинні були б рухатися елементарні частинки рідини через увесь поперечний переріз потоку, забезпечуючи таку саму її об'ємну витрату, як і при реальному розподілі швидкостей.

Середня швидкість примусового руху рідин у напірних трубопроводах і апаратах становить 0,8–2,0 м/с, під час самоплинного руху середня швидкість становить 0,1–0,5 м/с; середня швидкість газів і пару в напірних трубопроводах дорівнює 10–25 м/с, відповідно в більшості хімічних апаратів вона становить 1–5 м/с.

Об'ємна й масова витрати рідини. Кількість рідини, що протікає через поперечний переріз потоку в одиницю часу, називають **витратою**, водночас розрізняють об'ємну й масову витрати.

Об'ємна витрата визначається за формулою

$$V_c = w \cdot S, \quad (3.2)$$

де V_c – об'ємна витрата середовища, м³/с; w – середня швидкість потоку, м/с; S – площа поперечного перерізу потоку, м².

Масова витрата середовища визначається за формулою

$$M_c = V_c \cdot \rho = w \cdot S \cdot \rho, \quad (3.3)$$

де M_c – масова витрата, кг/с; ρ – густина середовища, кг/м³.

Для апаратів і трубопроводів круглого поперечного перерізу рівняння об'ємної витрати має такий вигляд:

$$V_c = \frac{\pi}{4} \cdot D_a^2 \cdot w = 0,785 \cdot D_a^2 \cdot w. \quad (3.4)$$

За відомих об'ємних або масових витрат середовища і взятої (або розрахованої) середньої швидкості потоку можна вирахувати потрібний діаметр апарата за формулою

$$D_a = \sqrt{\frac{V_c}{0,785 \cdot w}} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{M_c}{\rho \cdot w}}. \quad (3.5)$$

Розрахований діаметр порівнюють із низкою стандартних діаметрів циліндричних оболонок, вибирають найближчий та уточнюють розрахунком середню швидкість руху середовища в апараті.

Еквівалентний діаметр. Під час переміщення рідини через канали некруглого перерізу за розрахунковий часто використовують **еквівалентний діаметр** – гаданий діаметр трубопроводу круглого перерізу, для якого відношення площі поперечного перерізу потоку до змоченого периметра таке саме, як і для каналу некруглого перерізу, водночас

$$d_e = \frac{4 \cdot S}{\Pi}, \quad (3.6)$$

де S – площа заповненого потоком поперечного перерізу каналу; Π – змочений потоком периметр каналу.

Приклад 3.1 По трубопроводу діаметром 108×4 мм насосом за 20°C перекачують толуол зі швидкістю $0,8$ м/с. Визначити об’ємну та масову витрату толуолу за годину. З якою швидкістю буде рухатися толуол через два однакові розгалуження від трубопроводу діаметром $57 \times 3,5$ мм?

Розв’язування. 1 За формулою (3.2) об’ємна витрата толуолу за 1 секунду становить $V_c = w \cdot S = w \cdot \pi \cdot d^2 / 4 = 0,8 \cdot 3,14 \cdot 0,1^2 / 4 = 6,28 \cdot 10^{-3}$ м³/с. Об’ємна витрата толуолу за 1 годину становить $V_z = 3600 \cdot V_c = 3600 \cdot 6,28 \cdot 10^{-3} = 22,6$ м³/г.

За даними таблиці 2.1 густина толуолу дорівнює $\rho_m = 870$ кг/м³. Масова секундна витрата толуолу за формулою (3.3) дорівнює $M_c = V_c \cdot \rho_m = 6,28 \cdot 10^{-3} \cdot 870 = 5,46$ кг/с. Масова годинна витрата толуолу дорівнює $M_z = 3600 \cdot M_c = 3600 \cdot 5,46 = 19\,669$ кг/г.

2 Із формули (3.2) швидкість руху середовища в трубопроводі дорівнює $w = V_c / S$. Враховуючи, що трубопровід має два однакових розгалуження, в цьому разі $w_1 = V_c / (2 \cdot S_1) = 6,28 \cdot 10^{-3} / (2 \cdot 0,785 \cdot 0,05^2) = 1,6$ м/с.

Приклад 3.2 Водяна пара за температури 150°C під тиском 2 атм рухається зі швидкістю 12 м/с у трубопроводі діаметром 76×4 мм. Знайдіть масову витрату пари, якщо швидкість руху пари в трубопроводі збільшити до 15 м/с та підвищити тиск пари до 5 атм.

Розв’язування. Припустимо, що властивості водяної пари відповідають властивостям ідеального газу, і скористаємося формулою (2.6) для визначення густини водяної пари залежно від температури та тиску.

Густина водяної пари за тиску 2 атм і температури 150°C дорівнює

$$\rho_1 = \frac{18}{22,4} \cdot \frac{273,15 \cdot 2}{(273,15 + 150) \cdot 1,033} = 1,0025 \text{ кг/м}^3.$$

Масова витрата водяної пари під тиском 2 атм за рівнянням (3.3) становить $M_{c1} = w_1 \cdot \rho_1 \cdot S = 12 \cdot 1,0025 \cdot 0,785 \cdot 0,068^2 = 4,37 \cdot 10^{-2}$ кг/с = 157,2 кг/г.

Після збільшення тиску пари до 5 атм її густина буде дорівнювати

$$\rho_2 = \frac{18}{22,4} \cdot \frac{273,15 \cdot 5}{(273,15 + 150) \cdot 1,033} = 2,5 \text{ кг/м}^3.$$

Масова витрата водяної пари під тиском 5 атм становить

$$M_{c_2} = w_2 \cdot \rho_2 \cdot S = 15 \cdot 2,5 \cdot 0,785 \cdot 0,068^2 = 0,136 \text{ кг/с} = 490 \text{ кг/г.}$$

Отже, підвищення тиску в трубопроводах сприяє збільшенню їхньої пропускнув спроможності.

3.2.2 Рівняння нерозривності (матеріального балансу) потоку

Під час переміщення рідин і газів у апаратах і трубопроводах середня швидкість їх змінюється в просторі в разі переходу від одного перерізу до іншого, за такої умови середовище заповнює весь поперечний переріз апарата без утворення пустот і розривів потоку. Водночас масова витрата середовища в будь-якому поперечному перерізі апарата залишається незмінною. Такий стан руху потоків у апаратах називається умовою **нерозривності** (суцільності) течії потоку.

На рисунку 3.2 показана зміна швидкостей потоку газу в різноманітних перерізах насадкового скрубера.

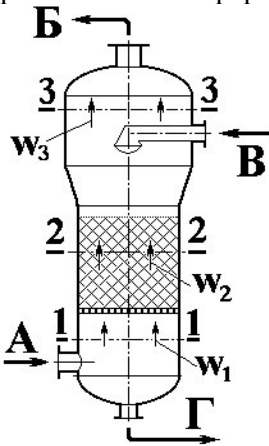


Рисунок 3.2 – Зміна швидкості руху потоку газу по висоті насадкового скрубера:

А – вхід газу; Б – вихід газу; В – вхід води; Г – вихід води; w_1, w_2, w_3 – локальна швидкість потоку газу в перерізах 1–1, 2–2, 3–3 відповідно; $w_2 > w_1 > w_3$

За відсутності об'ємних втрат потоку газу для скрубера можна скласти рівняння матеріального балансу, відповідно до якого масова витрата середовища в будь-якому перерізі апарата залишається сталою, тобто

$$M_c = w_1 \cdot \rho_1 \cdot S_1 = w_2 \cdot \rho_2 \cdot S_2 = \dots = w_i \cdot \rho_i \cdot S_i = Const, \quad (3.7)$$

де $\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_i$ – густини середовища у відповідному перерізі.

Залежність (3.7) виражає сталість масової витрати (матеріального балансу) середовища і називається рівнянням нерозривності потоку.

Для нестисливих рідин, в яких густина середовища практично не залежить від температури й тиску, рівняння одержало вигляд

$$V_c = w_1 \cdot S_1 = w_2 \cdot S_2 = \dots = w_i \cdot S_i. \quad (3.8)$$

Рівняння (3.8) дозволяє визначити середню швидкість руху потоку середовища в будь-якому локальному перерізі апарата за такої умови:

$$w_i = w_1 \cdot \frac{S_1}{S_i} = w_2 \cdot \frac{S_2}{S_i}. \quad (3.9)$$

Для трубопроводів й апаратів круглого перерізу з рівняння (3.9) випливає таке:

$$w_i = w_1 \cdot \frac{0,785 \cdot d_1^2}{0,785 \cdot d_i^2} = w_1 \cdot \left(\frac{d_1}{d_i}\right)^2. \quad (3.10)$$

Для трубних пучків теплообмінників швидкість потоку середовища всередині трубок дорівнює

$$w_i = w_1 \cdot \frac{S_1}{S_m} = w_1 \cdot \frac{0,785 \cdot d_1^2}{0,785 \cdot n \cdot d_m^2} = \frac{w_1}{n} \cdot \left(\frac{d_1}{d_m}\right)^2, \quad (3.11)$$

де d_m – внутрішній діаметр трубок; n – кількість трубок в одному ході.

Під час переміщення в апараті потоку газів, температура яких змінюється по довжині (висоті) апарата, буде змінюватися також об'ємна витрата газу, а отже, і локальна середня швидкість газу.

3.2.3 Режими течії потоків рідини

Структура потоку й характер течії середовища в ньому істотно впливають на процеси перенесення кількості руху, енергії та маси.

Ще наприкінці XIX сторіччя О. Рейнольдс експериментально встановив, що характер течії середовища в каналах залежить від його діаметра і параметрів потоку, і що існує два принципово різноманітних види руху в'язких потоків рідини.

За малих швидкостей руху потоку в прямих трубках малого діаметра і за значної в'язкості окремі прошарки рідини ковзають один відносно інших паралельними, що не змішуються між собою, струминками. Такий характер течії називається **ламінарним** (струминним, шаруватим, упорядкованим) режимом.

За ламінарного режиму течії потоку в прямому трубопроводі профіль швидкостей течії окремих струмин у поздовжньому перерізі труби розподіляється за параболічним законом, величина швидкості змінюється від нуля біля стінок до максимального значення по осі труби, за такої умови середня швидкість потоку $w_{сер} = 0,5 \cdot w_{max}$.

За швидкостей потоку, більших від зазначеної межі, характер течії змінюється й струмини починають рухатися неупорядковано, хаотично за складними, увесь час змінюваними траєкторіями як в осьовому, так і в радіальному напрямках, з інтенсивним перемішуванням між собою із утворенням вихорів. Такий характер – режим течії потоків називається **турбулентним** (бурхливим, неспокійним).

Епюра розподілу швидкостей окремих струмин по перерізу труби за турбулентного режиму течії також являє собою параболу, але з більш плоскою вершиною, водночас $w_{сер} = (0,8-0,9) \cdot w_{max}$.

Кількісною характеристикою режиму течії потоку в трубопроводах і каналах складної форми є безрозмірний комплекс – число Рейнольдса:

$$Re = \frac{w_c \cdot d_e \cdot \rho}{\mu} = \frac{w_c \cdot d_e}{\nu}, \quad (3.12)$$

де w_c – середня швидкість руху потоку середовища; d_e – еквівалентний діаметр каналу; ρ – густина середовища; μ – динамічна в'язкість середовища; ν – кінематична в'язкість рідини.

Рейнольдс встановив діапазон критичних чисел, які змінюють режим течії потоку середовища. Так, стійкий ламінарний режим течії потоків у прямих трубах і каналах відбувається за $Re < 2\,320$, стійкий розвинений турбулентний режим течії потоку завжди буває за $Re > 10\,000$, в інтервалі чисел $2\,320 < Re < 10\,000$ режим течії потоку недостатньо стійкий і його називають перехідним.

Пристінний (примежовий) прошарок. Дія сил в'язкісного тертя максимально виявляється в прошарку, що прилягає до поверхні стінок каналу або пластини й омиваються потоком рідини, що рухається. Цей прошарок називається гідродинамічним пристінним (примежовим – приграничним), відкриття пристінного прошарку є одним із значних досягнень гідродинаміки. Товщина пристінного прошарку залежить від режиму течії потоку, і вона зменшується через збільшення швидкості й переходу режиму течії в турбулентний.

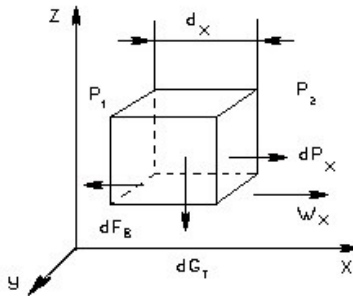
У зв'язку з малою товщиною пристінного прошарку виміряти її експериментально не вдається, проте аналітичними дослідженнями встановлено, що вона залежить від режиму течії потоку, форми тіла й стану поверхні, вздовж якої рухається потік, а також довжини ділянки набігання потоку.

Наприклад, для ламінарного режиму течії потоку рідини вздовж плоскої пластини $\delta = 5,83 \cdot L_x / Re^{0,5}$, для турбулентного режиму течії $\delta = 0,37 \cdot L_x / Re^{0,2}$, де L_x – довжина ділянки набігання потоку.

За межами пристінного прошарку в напрямку до осі каналу розміщений зовнішній потік (ядро потоку), різкої межі між пристінним прошарком і ядром потоку не існує. Звичайно товщину пристінного ламінарного прошарку визначають умовно, виходячи з припущення, що на його зовнішній межі, зверненої до ядра потоку, швидкість становить 99 % від середньої швидкості потоку.

3.3 Рівняння руху рідини (Нав'є – Стокса), фізичне значення складових рівняння

Найважливішим рівнянням, що описує клас гідродинамічного руху в'язкої рідини, є рівняння Нав'є – Стокса.



Виділимо в одновимірному потоці нестисливої в'язкої рідини, що рухається, елементарний об'єм (паралелепіпед) із гранями dx , dy , dz (див. рис. 3.3), дію відкинутих мас рідини замінимо відповідними силами.

Рисунок 3.3 – Дія сил в елементарному об'ємі одновимірного потоку в'язкої рідини

На виділений елемент діють такі сили:

1 Масові (гравітаційні) сили

$$dG_m = dV \cdot \rho_c \cdot g = dx \cdot dy \cdot dz \cdot \rho_c \cdot g. \quad (3.13)$$

2 Сила тиску в напрямку руху елемента середовища

$$dP_x = P_1 - P_2 = p_1 \cdot dy \cdot dz - \left(p_1 + \frac{\partial p_x}{\partial x} \cdot dx \right) \cdot dy \cdot dz = -\frac{\partial p_x}{\partial x} \cdot dV. \quad (3.14)$$

3 Сили внутрішнього (в'язкісного) тертя в потоці.

Відповідно до закону Ньютона сили внутрішнього (в'язкісного) тертя між прошарками рідини, що рухається, пропорційні градієнту швидкості dw_x/dz і площі контактів прошарків:

$$F_t = \mu \cdot \frac{dw_x}{dz} \cdot dx \cdot dy, \quad (3.15)$$

де μ – коефіцієнт динамічної в'язкості рідини.

Для елемента об'єму рідини, що рухається, приріст сили внутрішнього тертя впродовж ординати z , становить

$$dF_t = -F_t \cdot dx \cdot dy + \left(F_t + \frac{\partial F_t}{\partial z} \cdot dz \right) \cdot dx \cdot dy = \frac{\partial F_t}{\partial z} \cdot dV.$$

Після диференціювання рівняння (3.15) одержуємо результувальну силу в'язкісного тертя:

$$dF_e = \mu \cdot \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} \cdot dV. \quad (3.16)$$

Відповідно до другого закону механіки сума проєкцій векторів сил, що діють на елемент рідини, яка рухається, повинна дорівнювати добутку маси рідини на її прискорення, тобто

$$-\frac{\partial p_x}{\partial x} \cdot dV + \mu \cdot \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} \cdot dV + dV \cdot \rho \cdot g = dV \cdot \rho \cdot \frac{dw_x}{d\tau}, \quad (3.17)$$

а після спрощень одержуємо рівняння

$$-\frac{\partial p_x}{\partial x} + \mu \cdot \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} + \rho \cdot g = \rho \cdot \frac{dw_x}{d\tau}. \quad (3.18)$$

Остання складова рівняння (3.18) враховує вплив інерційної сили потоку в напрямку осі x , водночас повна похідна швидкості в часі $dw_x/d\tau$ може бути подана у вигляді суми локальної та конвективної складових зміни швидкості руху потоку в напрямку зазначеної осі:

$$\frac{dw_x}{d\tau} = \frac{\partial w_x}{\partial \tau} + \frac{\partial w_x}{\partial x} \cdot \frac{dx}{d\tau} = \frac{\partial w_x}{\partial \tau} + \frac{\partial w_x}{\partial x} \cdot w_x. \quad (3.19)$$

З урахуванням (3.19) запишемо рівняння одновимірного руху в'язкої рідини (3.18) в остаточному вигляді:

$$\underbrace{-\frac{\partial p}{\partial x}}_{(1)} + \underbrace{\mu \cdot \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2}}_{(2)} + \underbrace{\rho \cdot g}_{(3)} = \rho \cdot \underbrace{\frac{\partial w_x}{\partial \tau}}_{(4)} + \rho \cdot \underbrace{\frac{\partial w_x}{\partial x} \cdot w_x}_{(5)}. \quad (3.20)$$

Одержане диференціальне рівняння руху в'язкої рідини має назву рівняння Нав'є – Стокса, причому в ньому складова (1) враховує вплив сил тиску в потоці, складова (2) – вплив сил в'язкісного тертя, складова (3) враховує вплив масових (гравітаційних) сил, складова (4) – наявність інерційних локальних сил у несталому потоці, складова (5) враховує дію сил інерційних конвективних у потоці.

Аналітичне вирішення (інтегрування) рівняння Нав'є – Стокса для умов роботи хімічної апаратури в загальному вигляді неможливе, але це можна зробити в окремих випадках із припущень, що спрощують рівняння, (наприклад, для стаціонарного ламінарного руху ідеальної рідини), або під час перетворень рівняння методами теорії подібності.

3.4 Енергетичний баланс потоку для реальної рідини (рівняння Бернуллі)

Подане диференціальне рівняння Нав'є – Стокса (3.20) враховує вплив діючих сил і по суті є рівнянням енергетичного балансу потоку в'язкої рідини, що рухається. За визначених припущень це рівняння зводиться до зручних розрахункових залежностей.

Зокрема, для сталого переміщення **ідеальної** рідини в напрямку осі ординат рівняння Нав'є – Стокса враховує вплив лише трьох сил і записується у вигляді

$$-\frac{\partial p}{\partial z} - \rho \cdot g = \rho \cdot w \cdot \frac{\partial w}{\partial z}. \quad (3.21)$$

Перепишемо рівняння (3.21), маючи на увазі, що праву частину його можна подати у вигляді

$$\rho \cdot \frac{w \cdot \partial w}{\partial z} = \rho \cdot \frac{\partial(w^2)}{2 \cdot \partial z},$$

водночас одержимо

$$-\frac{\partial p}{\partial z} - \rho \cdot g - \rho \cdot \frac{\partial(w^2)}{2 \cdot \partial z} = 0. \quad (3.22)$$

Помножимо усі складові рівняння (3.22) на відношення $\partial z / (\rho \cdot g)$, а також подамо його в такому вигляді:

$$\partial z + \frac{1}{\rho \cdot g} \cdot \partial p + \frac{1}{2 \cdot g} \cdot \partial(w^2) = 0, \quad (3.23)$$

а замінивши суму диференціалів диференціалом суми, одержимо

$$\partial \left(z + \frac{p}{\rho \cdot g} + \frac{w^2}{2 \cdot g} \right) = 0. \quad (3.24)$$

Після інтегрування рівняння (3.24) маємо

$$z + \frac{p}{\rho \cdot g} + \frac{w^2}{2 \cdot g} = const. \quad (3.25)$$

Залежність (3.25) називають рівнянням Бернуллі для ідеальної рідини. Фактично воно є рівнянням енергетичного балансу потоку і встановлює зв'язок між потенційною й кінетичною енергією в потоці ідеальної рідини, що рухається, водночас сума потенційних енергій геометричного положення і тиску, а також кінетичної енергії потоку є сталою величиною. Отже, енергія в рухомому потоці ідеальної рідини не втрачається, а лише може переходити з одного виду в інший.

Так, для двох різних перерізів трубопроводу на різних рівнях можна записати

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_2^2}{2 \cdot g} = \text{const}, \quad (3.26)$$

де z_1, z_2 – висоти розміщення осі трубопроводу (геометричний напір) у відповідних перерізах; p_1, p_2 – тиски у відповідних перерізах; $(p_1/\rho g), (p_2/\rho g)$ – статичні напори у відповідних перерізах; w_1, w_2 – швидкості потоку в перерізах; $(w_1^2/2g), (w_2^2/2g)$ – швидкісні напори у відповідних перерізах.

Збільшення швидкості руху потоку в якомусь його перерізі – збільшення кінетичної енергії – неодмінно супроводжується зменшенням суми геометричного й статичного напорів у цьому перерізі, тобто зниженням потенційної енергії потоку.

Під час переміщення реальних в'язких середовищ виникають сила внутрішнього тертя прошарків і сили тертя потоку рідини об стінки обмежувального каналу, внаслідок чого на ділянці трубопроводу відбуваються втрати енергії (напору), водночас для двох різних перерізів трубопроводу можна також записати у відповідному випадку рівняння Бернуллі:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho \cdot g} + \frac{w_1^2}{2 \cdot g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho \cdot g} + \frac{w_2^2}{2 \cdot g} + h_n, \quad (3.27)$$

де h_n – загальні втрати напору на тертя в потоці реальної рідини.

Втрати енергії на тертя в потоці реальної рідини залежать від жорсткості поверхні стінок трубопроводу, від величини швидкісного напору, геометричних характеристик каналу, в якому рухається потік в'язкої рідини, від в'язкості самої рідини та від наявності на трубопроводі звужень, поворотів і регулювальної арматури.

3.5 Опір тертя в трубопроводах та апаратах

Для розрахунку витрат енергії на переміщення середовища в трубопроводах й апаратах необхідно мати розрахункову схему установки з докладними характеристиками апаратів, трубопроводів, запірної та регулювальної арматури, ділянок розширення й звуження. Повні втрати напору визначаються сумарними втратами енергії на подолання тертя й втратами на подолання місцевих опорів.

Місцеві опори виникають за будь-яких змін швидкості потоку за величиною та за напрямком і враховують наявність запірних і

регулювальних пристроїв, приладів, поворотів, раптових звужень і розширень потоку, характеру й конструктивних особливостей внутрішніх пристроїв, що впливають на швидкість і режим течії потоку.

Методика розрахунку місцевих і повних опорів трубопроводів викладається в спецкурсі «Гідравліка і гідравлічні машини».

Опір тертя під час течії потоку в'язкої рідини в каналах складної форми і прямих трубопроводах у загальному випадку визначають за рівнянням

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{l_m}{d_e} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}, \quad (3.28)$$

де λ – коефіцієнт опору (тертя), що залежить від режиму течії потоку, для ламінарного режиму течії ($Re < 2300$) $\lambda = 64/Re$; для турбулентного режиму течії ($4000 < Re < 10^5$) $\lambda = 0,316/Re^{0,25}$; l_m – довжина ділянки трубопроводу (апарата); d_e – еквівалентний діаметр каналу; w – середня швидкість течії потоку середовища в каналі.

Опір тертя в трубному просторі багатоголових теплообмінників визначають з урахуванням кількості труб в одному ході й кількості ходів:

$$\Delta p_m = \left(\lambda \cdot \frac{l \cdot z}{d_e} + 4,5 \cdot z + 0,5 \right) \cdot \frac{\rho_m \cdot w_m^2}{2}, \quad (3.29)$$

де λ – коефіцієнт тертя середовища в трубках; l – довжина трубок; d_e – внутрішній діаметр труб; w_m – швидкість середовища в трубах; z – кількість ходів у трубному просторі.

Опір тертя середовища в міжтрубному просторі кожухотрубного теплообмінника із сегментними перегородками дорівнює

$$\Delta p_{mm} = \left(\frac{3 \cdot m \cdot (x+1)}{Re_{mm}^{0,2}} + 1,5 \cdot x + 3 \right) \cdot \frac{\rho_{mm} \cdot w_{mm}^2}{2}, \quad (3.30)$$

де m – кількість рядів труб у міжтрубному просторі; x – кількість сегментних перегородок; w_{mm} – швидкість течії потоку середовища в самому вузькому перерізі міжтрубного простору; Re_{mm} – число Рейнольдса для середовища у міжтрубному просторі.

На основі внутрішнього завдання гідродинаміки переміщення середовища всередині каналів, утворених пустотами між елементами, які заповнюють хімічні апарати, гідравлічний опір тертя в прошарку сухої насадки або в зернистому прошарку визначається за залежністю

$$\Delta p_c = \lambda_n \cdot \frac{\sigma \cdot H}{4 \cdot \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho \cdot w_0^2}{2}, \quad (3.31)$$

де σ – питома поверхня насадки або зернистих частинок, $\text{м}^2/\text{м}^3$; H – висота насадки або зернистого прошарку; ε – вільний об’єм насадки або порозність зернистого шару; w_0 – фіктивна (віднесена до вільного перерізу) швидкість потоку середовища; λ_n – коефіцієнт тертя, що залежить від типу насадки і засобу її завантаження, для кілець Рашига, завантажених навалом за $Re < 40$, $\lambda = 140/Re$, за $Re > 40$, $\lambda = 16/Re^{0.2}$.

Контрольні запитання

1 Запишіть формулу для визначення тиску стовпа рідини на рівні дна апарата.

2 Запишіть формулу для розрахунку сили, що діє на днище циліндричного апарата, заповненого рідиною.

3 Запишіть рівняння об’ємної й масової витрати рідини, що рухається в циліндричному апараті.

4 Знайдіть максимальний і мінімальний діаметри трубопроводу для пропускання через нього потоку води й повітря з витратою $0,032 \text{ м}^3/\text{с}$.

5 Запишіть рівняння для визначення еквівалентного діаметра кільцевого перерізу двох коаксіальних труб.

6 Запишіть рівняння нерозривності потоку, що воно означає?

7 Запишіть формулу для визначення діаметра апарата.

8 Запишіть рівняння Нав’є – Стокса і назвіть фізичний зміст його складових. Від яких сил під час течії в потоці залежить інерційна сила?

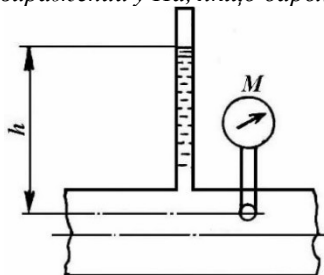
9 Назвіть критичні числа Рейнольдса для різних режимів течії.

10 Запишіть рівняння для розрахунку опору тертя під час течії потоку води в трубопроводі.

11 Запишіть значення коефіцієнтів тертя для ламінарного й турбулентного режимів течії рідини в трубопроводі.

Контрольні задачі до розділу 3

1 Розрідження в осушувальній башті сірчаноокислотного заводу вимірюється U-подібним тягоміром, наповненим сірчаною кислотою густиною $1\,800 \text{ кг}/\text{м}^3$. Показання тягоміра 3 см . Який абсолютний тиск у башті, виражений у Па , якщо барометричний тиск становить 750 мм рт. ст. ?



2 Манометр на трубопроводі, заповненому рідиною, показує тиск $0,18 \text{ кгс}/\text{см}^2$. На яку висоту h над точкою приєднання манометру піднімається у відкритому п’єзометрі рідина, яка в трубопроводі, якщо ця рідина: а) вода; б) чотирихлористий вуглець (рис. 3.4)?

Рисунок 3.4 – До контрольної задачі 2

3 Висота рівня мазуту в резервуарі 7,6 м (рис. 3.5). Відносна густина мазуту 0,96. На висоті 800 мм від дна в резервуарі є круглий лаз діаметром 760 мм, кришка якого прикріплюється болтами діаметром 10 мм. Беручи для болтів допустиме напруження на розрив 700 кгс/см^2 , визначити необхідну кількість болтів. Визначити також тиск мазуту на дно резервуару.

4 На малий поршень діаметром 40 мм ручного гідравлічного преса (рис. 3.6) діє сила 589 Н (60 кгс). Нехтуючи втратами, визначити силу, що діє на тіло, яке пресується, якщо діаметр великого поршня 300 мм.

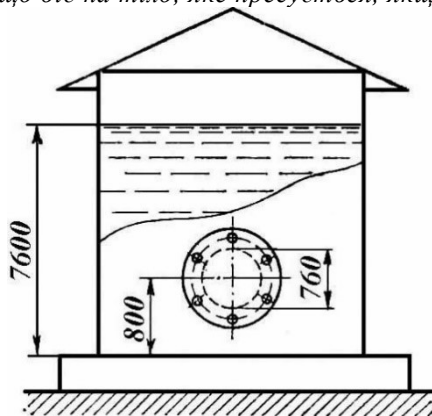


Рисунок 3.5 – До контрольної задачі 3

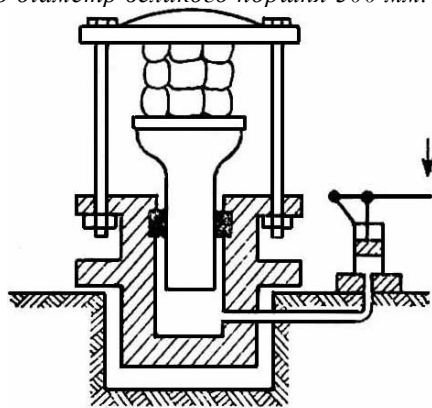
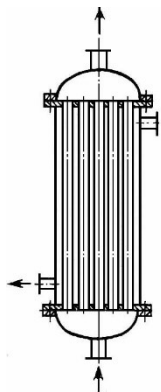


Рисунок 3.6 – До контрольної задачі 4



5 Холодильник складається з 19 труб діаметром $20 \times 2 \text{ мм}$ (рис. 3.7). У трубний простір холодильника надходить вода по трубопроводу діаметром $57 \times 3,5 \text{ мм}$. Швидкість води в трубопроводі 1,4 м/с. Вода йде знизу нагору. Визначити швидкість води в трубах холодильника.

6 По трубах теплообмінника, що складається з 379 труб діаметром $16 \times 1,5 \text{ мм}$, проходить азот кількістю $6\,400 \text{ м}^3/\text{год}$ (за $0 \text{ }^\circ\text{C}$ і 760 мм рт. ст.) під тиском $p_{\text{надл}} = 3 \text{ ат}$. Азот входить у теплообмінник за $120 \text{ }^\circ\text{C}$, виходить за $30 \text{ }^\circ\text{C}$. Визначити швидкість азоту в трубах теплообмінника на вході та на виході.

Рисунок 3.7 – До контрольних задач 5, 8, 20

7 Холодильник складається з двох концентричних сталевих труб діаметром $29 \times 2,5 \text{ мм}$ і $54 \times 2,5 \text{ мм}$. По внутрішній трубі протікає $3,73 \text{ т/год}$ розсолу густиною $1\,150 \text{ кг/м}^3$. У міжтрубному просторі проходить 160 кг/год газу під тиском $p_{\text{абс}} = 3 \text{ ат}$ за середньої температури $0 \text{ }^\circ\text{C}$. Густина газу за $0 \text{ }^\circ\text{C}$ і 760 мм рт. ст. $1,2 \text{ кг/м}^3$. Знайти швидкості газу і рідини в холодильнику.

8 Знайти еквівалентний діаметр міжтрубного простору кожухотрубного теплообмінника (рис. 3.7), що складається з 61 труби діаметром $38 \times 2,5$ мм. Внутрішній діаметр кожуха 625 мм.

9 Визначити режим течії води в кільцевому просторі теплообмінника типу «труба в трубі» (рис. 3.8). Зовнішня труба $96 \times 3,5$ мм, внутрішня 57×3 мм, витрата води $3,6 \text{ м}^3/\text{год}$, середня температура води $20 \text{ }^\circ\text{C}$.

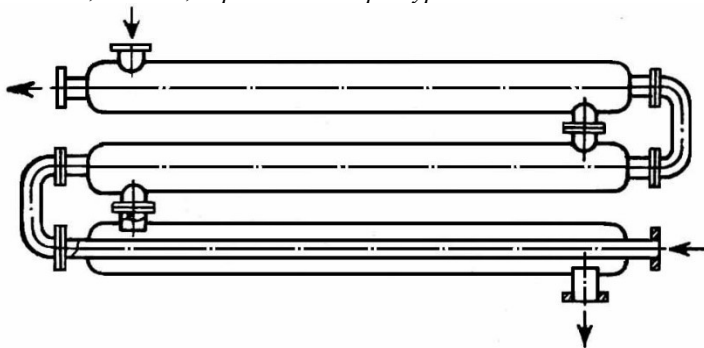


Рисунок 3.8 – До контрольних задач 9, 21

10 Визначити режим течії етанолу: а) в прямій трубі діаметром $40 \times 2,5$ мм; б) у змійовику, звитому з тієї самої труби. Діаметр витка змійовика 570 мм. Швидкість спирту $0,13 \text{ м/с}$, середня температура $52 \text{ }^\circ\text{C}$.

11 Визначити місцеву швидкість по осі трубопроводу діаметром $57 \times 3,5$ мм під час протікання по ньому оцтової кислоти кількістю 200 л/год за $38 \text{ }^\circ\text{C}$.

12 Визначити втрату тиску на тертя під час протікання води по латунній трубі діаметром 19×2 мм, довжиною 10 м. Швидкість води 2 м/с . Температура $55 \text{ }^\circ\text{C}$. Взяти шорсткість труби $e = 0,005 \text{ мм}$.

13 Визначити втрату тиску на тертя в свинцевому змійовику, за яким протікає 60%-ва сірчана кислота зі швидкістю $0,7 \text{ м/с}$ за середньої температури $55 \text{ }^\circ\text{C}$. Взяти максимальну шорсткість свинцевих труб за довідником. Внутрішній діаметр труби змійовика 50 мм, діаметр витка змійовика 800 мм, кількість витків 20. Довжину змійовика визначити приблизно за числом витків та їхнім діаметром.

14 По сталевому трубопроводу з внутрішнім діаметром 200 мм, довжиною 1 000 м передається водень кількістю 120 кг/год . Середній тиск у мережі 1 530 мм рт. ст. Температура газу $27 \text{ }^\circ\text{C}$. Визначити втрату тиску на тертя.

15 Знайти втрату тиску на тертя для пари в сталевому паропроводі довжиною 50 м, діаметром 108×4 мм. Тиск пари $p_{абс} = 6 \text{ ат}$, швидкість пари 25 м/с .

16 По прямому горизонтальному трубопроводу довжиною 150 м необхідно подавати $10 \text{ м}^3/\text{год}$ рідини. Втрата напору, що допускається, 10 м. Визначити необхідний діаметр трубопроводу, беручи коефіцієнт тертя $\lambda = 0,03$.

17 Рідина відносної густини 0,9 надходить самотливом із напірного баку, в якому підтримується атмосферний тиск, у ректифікаційну колону (рис. 3.9). Тиск у колоні 0,4 кгс/см² за манометром ($p_{\text{надл}}$). На якій висоті повинен перебувати рівень рідини в напірному баці над місцем введення в колону, щоб швидкість рідини в трубі була 2 м/с? Напір, що втрачається на тертя і місцеві опори, 2,5 м. Застосувати рівняння Бернуллі.

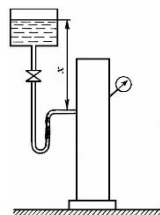


Рисунок 3.9 – До контрольної задачі 17

18 86%-й розчин гліцерину спускається з напірного баку 1 в апарат 2 по трубі діаметром 29×2 мм (рис. 3.10). Різниця рівнів розчину 10 м. Загальна довжина трубопроводу 110 м. Визначити витрату розчину, якщо відносна густина його 1,23, а динамічний коефіцієнт в'язкості 97 сП. Місцевими опорами знехтувати. Режим течії взяти ламінарним (з подальшою перевіркою). Рівень розчину в баці вважати постійним.

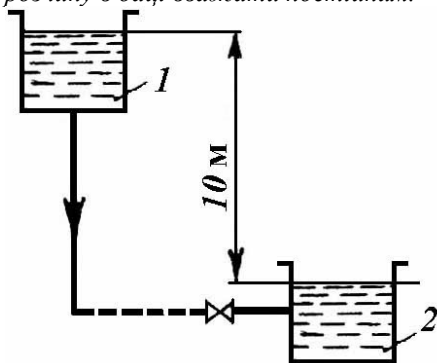


Рисунок 3.10 – До контрольної задачі 18

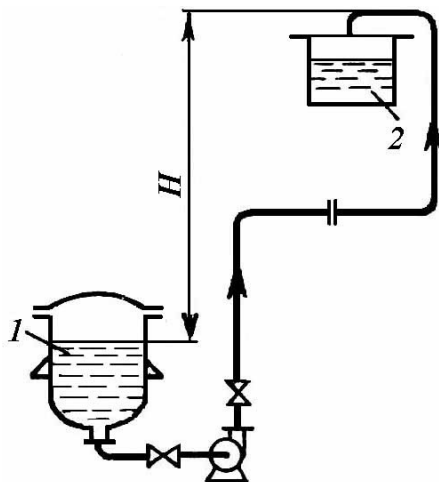


Рисунок 3.11 – До контрольної задачі 19

19 20 т/год хлорбензолу за 45 °С перекачуються насосом із реактора 1 у напірний бак 2 (рис. 3.11). У реакторі над рідиною підтримується розрідження 200 мм рт. ст., у напірному баці – атмосферний тиск. Трубопровід виконаний зі сталевих труб із незначною корозією діаметром 76×4 мм, загальною довжиною 26,6 м. На трубопроводі встановлені 2 крани, діафрагма ($d_0 = 48$ мм) і 5 відводів під кутом 90° ($R_0/d = 3$). Хлорбензол перекачується на висоту $H = 15$ м. Знайти потужність, споживану насосом, взявши загальний к. к. д. насосної установки 0,7.

20 Кожухотрубний теплообмінник (рис. 3.7) складається з 187 сталевих труб із незначною корозією ($e = 0,2$ мм) діаметром 18×2 мм, довжиною 1,9 м. Кожух виконаний із труби 426×12 мм. По міжтрубному простору паралельно

осям труб проходить $3\,000\text{ м}^3/\text{год}$ азоту (за нормальних умов) під атмосферним тиском за середньої температури $10\text{ }^\circ\text{C}$. Діаметр вхідного і вихідного штуцера 250 мм . Визначити гідравлічний опір міжтрубного простору.

21 У теплообміннику типу «труба в трубі» (рис. 3.8), що складається з двох концентричних труб: внутрішньої діаметром $44,5 \times 3,5\text{ мм}$ і зовнішньої діаметром $89 \times 5\text{ мм}$, охолоджується від $70\text{ }^\circ\text{C}$ до $30\text{ }^\circ\text{C}$ толуол кількістю $1\,900\text{ кг}/\text{год}$. Толуол проходить по кільцевому простору між зовнішньою і внутрішньою трубою; по внутрішній трубі протікає холодна вода, що нагрівається від $14\text{ }^\circ\text{C}$ до $21\text{ }^\circ\text{C}$. Визначити втрату тиску на тертя на 1 м довжини труби для толуолу і для води, беручи, що сталеві труби мають незначну корозію. Середня температура стінки внутрішньої труби $25\text{ }^\circ\text{C}$.

22 Визначити потужність, що витрачається під час перекачування насосом $4,6\text{ м}^3/\text{год}$ холодильного розсолу (25% -й розчин CaCl_2) з холодильної установки в конденсатор, розташований над ректифікаційною колоною. Висота 16 м , динамічний коефіцієнт в'язкості розсолу $9,5\text{ сП}$, густина $1\,200\text{ кг}/\text{м}^3$, діаметр трубопроводу $32 \times 2,5\text{ мм}$, загальна довжина 80 м . Сталеві труби мають незначну корозію. На лінії встановлені 6 відводів під кутом 90° ($R_0/d = 4$) і 4 прямотечіні вентилі. Загальний к. к. д. насосу з електродвигуном $0,5$.

23 По сталевому трубопроводу з внутрішнім діаметром 75 мм потрібно перекачувати $25\text{ м}^3/\text{год}$ рідини густиною $1\,200\text{ кг}/\text{м}^3$, з динамічним коефіцієнтом в'язкості $1,7\text{ сП}$. Кінцева точка трубопроводу вище початкової на 24 м . Довжина трубопроводу 112 м . На ньому встановлені 2 прямотечіних вентилі та 5 прямокутних відводів із радіусом вигину 300 мм . Труби мають незначну корозію. Знайти споживану потужність, якщо загальний к. к. д. насосної установки $0,6$.

24 Вода за $10\text{ }^\circ\text{C}$ подається з річки насосом у відкритий резервуар (рис. 3.12). Верхня точка трубопроводу на 50 м вище рівня води в річці. Трубопровід сталевий із незначною корозією, внутрішній діаметр його 80 мм , розрахункова довжина (власна довжина плюс еквівалентна довжина місцевих опорів) 165 м . Насос подає $575\text{ л}/\text{хв}$. Яка потужність, що витрачається насосом, якщо к. к. д. насосної установки $0,55$?

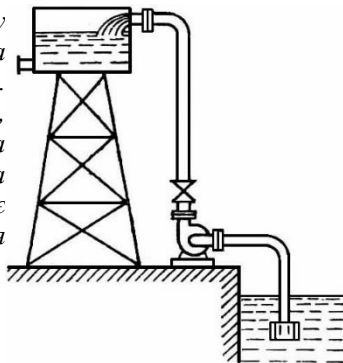


Рисунок 3.12 – До контрольної задачі 24

25 По прямому повітропроводу прямокутного перерізу $400 \times 600\text{ мм}$, виготовленому з покрівельної сталі, потрібно подавати $14\,400\text{ кг}/\text{год}$ повітря за $27\text{ }^\circ\text{C}$ і атмосферного тиску. Довжина повітропроводу 60 м . Знайти необхідну потужність електродвигуна, якщо його к. к. д. $0,95$, а к. к. д. вентилятора $0,4$.

26 По трубопроводу з внутрішнім діаметром 100 мм подається двоокис вуглецю під тиском 2 ат (за манометром) за середньої температури $75\text{ }^\circ\text{C}$ з

масовою швидкістю $30 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$. Шорсткість труби $e = 0,7 \text{ мм}$. Визначити гідравлічний опір горизонтального трубопроводу за довжини його 90 м і за наявності чотирьох колін під кутом 90° і засувки. Визначити також потужність, споживану газодувкою для переміщення двоокису вуглецю, якщо її к. к. д. становить 50% .

27 40% -й етанол спускається з баку по трубі діаметром $33,5 \times 2,8 \text{ мм}$. На трубі є кран і 2 коліна під кутом 90° . Загальна довжина трубопроводу 49 м . Визначити швидкість спирту в трубопроводі (за різниці висот $7,2 \text{ м}$). Коефіцієнт тертя взяти приблизно таким, що дорівнює $0,025$. Знайшовши швидкість спирту, перевірити значення коефіцієнта тертя. Температура спирту 35°C .

28 По трубопроводу діаметром $26,8 \times 2,5 \text{ мм}$ стікає нітробензол за температури 44°C . Початкова точка трубопроводу вище кінцевої на 200 мм . Довжина горизонтальної частини трубопроводу 242 м . Врахувати лише опір тертя. Знайти масову витрату нітробензолу й перевірити взятий режим її руху.

29 Вентилятор подає повітря, засмоктуючи його з атмосфери. Подача вентилятора $12 \text{ 500 м}^3/\text{год}$. Яку масову кількість повітря подає вентилятор узимку ($t = -15^\circ \text{C}$) і влітку ($t = 30^\circ \text{C}$)?

30 Визначити тиск, що розвивається вентилятором, який подає повітря з атмосфери за температури 18°C у простір із надлишковим тиском 43 мм вод. ст. Втрати тиску в трубопроводі 275 Па , швидкість повітря в ньому $11,5 \text{ м/с}$.

31 Який тиск (в ат) повинне мати повітря, що подається у монтежю (рис. 3.13) для піднімання сірчаної кислоти відносної густини $1,78$ на висоту 21 м ? Гідравлічними втратами знехтувати.

32 Визначити гідравлічний опір шару сухої насадки висотою 3 м , що складається з керамічних кілець $15 \times 15 \times 2 \text{ мм}$. Через насадку просмоктується повітря за 20°C і атмосферного тиску зі швидкістю $0,4 \text{ м/с}$ (швидкість фіктивна).

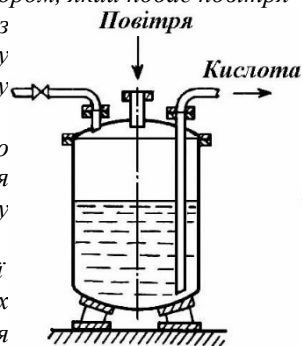


Рисунок 3.13 – До контрольної задачі 31

РОЗДІЛ 4

Моделювання процесів та апаратів, основи теорії подібності

У цьому розділі...

- ◆ *Про фізичне і математичне моделювання.*
- ◆ *Що можна робити за допомогою теорії подібності?*
- ◆ *Як задати умови подібності фізичних явищ?*
- ◆ *Що входить до умов однозначності?*
- ◆ *Які явища називають подібними?*
- ◆ *Про основні, модифіковані та похідні критерії гідродинамічної подібності.*
- ◆ *Навіщо вони – критеріальні рівняння?*
- ◆ *Як одержати критеріальні рівняння?*

4.1 Моделювання як метод дослідження процесів та апаратів

Внаслідок складного характеру взаємодії потоків у технологічних процесах математичне описування їх утруднене або виконується у вигляді системи складних диференціальних і функціональних рівнянь, що зазвичай лише приблизно відбивають закономірності проходження цих процесів. А в багатьох випадках проходження складних процесів неможливо навіть математично описати процес. Тому основними методами пізнання законів природи і закономірностей проходження складних фізико-хімічних процесів є експериментальні та аналітичні дослідження. Такі методи дослідження дозволяють на малих моделях та в малому масштабі за порівняно невеликих матеріальних витратах вивчити основні фактори, що впливають на хід процесу, одержати кінетичні залежності для математичного опису процесу, а потім використовувати одержані залежності для розрахунків швидкості процесу і габаритних розмірів промислової апаратури.

Проте такий безпосередній шлях використання експериментальних результатів без застосування законів масштабного переходу не реальний і часто призводить до багатьох помилок і значних витрат.

Перенесення результатів досліджень, одержаних на модельних об'єктах, в умови роботи промислових апаратів повинно проводитись із урахуванням змін властивостей робочих середовищ, а також впливу масштабів натурних об'єктів на характер взаємодії потоків.

Найбільш плідними в цей час є методи наукового пізнання, що використовують теорію подібності та моделювання в сполученні з експериментальними та аналітичними дослідженнями.

Теорія моделювання дозволяє на малій моделі вивчити складні явища, одержати основні результати, узагальнити, перенести і поширити їх на великомасштабні натурні об'єкти. Закономірності моделювання базуються на фізичному і математичному моделюванні.

Фізичне моделювання має на меті створення фізичної моделі процесу на модельному об'єкті (апараті), в якому можна створити умови та імітувати процеси, подібні до тих, що проходять у натурних (промислових) об'єктах і апаратах. На такій малій фізичній моделі проводяться експериментальні дослідження, що дозволяють розкрити фізичну природу основного процесу і з'ясувати вплив основних фізико-хімічних факторів, а також визначають закономірності процесу.

Накопичені в експерименті дані опрацьовуються за допомогою сучасних математичних методів, водночас одержують функціональні залежності або системи рівнянь, що можуть бути використані для розрахунків параметрів процесу або розмірів апарата.

Математичне моделювання базується на дослідженні закономірностей процесу за допомогою складання і розв'язання системи математичних залежностей, що описують процес у всій його різноманітності. Метою математичного моделювання в остаточному підсумку є з'ясування впливу різноманітних факторів і параметрів процесу на швидкість його проходження, а також визначення оптимальних умов проведення процесу.

Математичне моделювання має такі етапи:

- а) складання та упорядкування системи рівнянь;
- б) розроблення методів і способів розв'язання системи щодо цільової функції;
- в) установа відповідності (адекватності) розробленої математичної моделі фактичним даним і параметрам, що характеризують процес. Дослідження та аналіз математичної моделі з використанням ЕОМ, коригування параметрів рівнянь моделі на основі даних фізичного моделювання, перевірка відповідності моделі реальному об'єкту і внесення до неї необхідних коректив дозволяють

значно скоротити час на дослідження процесу, на його розрахунок і на швидку реалізацію в промисловості.

Теорію подібності використовують за теоретичну базу фізичного моделювання.

Фізичне й математичне моделювання зводяться до однієї загальної мети:

а) до створення методу теоретичного та експериментального дослідження складних процесів;

б) до розроблення методів розрахунку й створення прогресивної апаратури.

Лише єдність цих методів дозволяє домогтися найбільшого успіху під час вивчення та впровадження у виробництво нових процесів і апаратів.

Моделювання як науковий метод лежить в основі кібернетики – науки про керування складними процесами в оптимальному режимі.

4.2 Умови подібності фізичних явищ, умови однозначності

Перенесення результатів досліджень, одержаних на модельних об'єктах відносно реального (натурного) промислового апарата, потрібно проводити з урахуванням впливу масштабів натурних об'єктів і відхилень у фізико-хімічних властивостях робочих середовищ. Звідси виникла необхідність фізичного моделювання процесів і апаратів на основі теорії подібності.

Теорія подібності як метод наукового дослідження і узагальнення експериментальних результатів дозволяє:

а) вишукати умови проведення експериментальних робіт, за яких кількість дослідів буде мінімальною;

б) визначити найменшу кількість фізичних величин, що впливають на процес, є визначальними та їх необхідно вимірювати в дослідях;

в) правильно опрацювати результати дослідів, узагальнити їх і одержати залежності для описування кінетики складного процесу;

г) визначити області, на які можна поширити результати проведених досліджень.

Отже, теорію подібності варто розглядати як метод наукового дослідження процесів і проєктування промислових апаратів за результатами експериментальних досліджень і моделювання.

На сучасному етапі багато задач гідродинаміки, тепло- і масообміну можна розв'язувати, користуючись методами теорії подібності.

Більшість процесів, що відбуваються у природі, може бути описана системою математичних або диференціальних рівнянь. Зазвичай ці рівняння належать до однотипних, фізично однорідних явищ і характеризуються однаковим механізмом здійснення процесу.

Такі процеси і явища, що фізично однорідні та описуються однаковими рівняннями або системами рівнянь, належать до визначеного **класу** фізично однорідних явищ.

Наприклад, другий закон Ньютона описує рух матеріальних тіл під дією постійно прикладеної до них сили і таким чином належить до єдиного класу явищ **механічного** руху матеріальних тіл, водночас

$$F = m \cdot a = m \cdot \frac{dw}{d\tau}. \quad (4.1)$$

Як було зазначено раніше, несталий рух в'язкої рідини описується диференціальним рівнянням Нав'є – Стокса та охоплює клас явищ течії потоків в'язкого середовища.

Із класу величезної кількості фізично однорідних явищ, що описуються рівняннями, можна виділити конкретне **одиничне** явище, докладними параметрами (умовами) охарактеризувавши його.

Умови, що дозволяють виділити з класу явищ конкретне одиничне явище, називаються **умовами однозначності**, або умовами одиничності.

Умови однозначності містять такі параметри системи:

- 1) геометричні розміри і форму об'єкта, в якому відбувається процес;
- 2) фізичні та фізико-хімічні параметри, що характеризують явище;
- 3) граничні умови, що характеризують взаємодію потоку на межах об'єкта, в якому відбувається процес;
- 4) початкові умови, тобто стан системи в момент започаткування вивчення процесу;
- 5) часові умови, що характеризують розвиток процесу в часі.

Умови однозначності задаються числовими значеннями всіх незалежних змінних величин, що входять у систему рівнянь і описують процес в усій його різноманітності.

Фізично однорідні одиничні явища та об'єкти можуть бути об'єднані в **групу** явищ, якщо вони проходять подібними способами і на них можна поширити висновки одиничного експерименту, тим самим клас явищ може бути розділений на окремі групи.

Так, направлений примусовий рух в'язкої рідини в трубопроводах і каналах складного профілю належить до однієї групи фізичних явищ, а саме до примусового руху рідкого середовища. Водночас переміщення

мас рідини в необмеженому просторі або об'ємі, обумовлений різницею густин взаємодіючих фаз, належить до іншої групи явищ, а саме до явищ з вільним (природним) рухом, хоча обидві групи належать до єдиного класу фізичних явищ руху рідини з однаковим механізмом впливу різних фізичних сил.

Відповідно до однієї з основних теорем подібності – наслідок першої теореми – **подібними** називаються явища і системи, що належать до одного класу явищ, описуються однаковими математичними рівняннями і мають подібні умови однозначності.

Подібність умов однозначності задається константами подібності – відношенням однойменних геометричних і фізичних величин у натурному та модельному об'єктах у відповідних їм точках.

Розглянемо подібні процеси, що проходять у модельному і натурному об'єктах, на прикладі процесу перемішування двох різноманітних рідин у механічних мішалках (див. рис. 4.1).

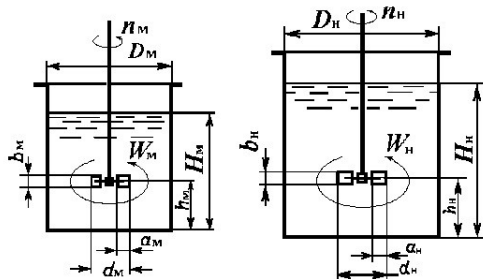


Рисунок 4.1 – Подібність процесів перемішування в натурній (Н) і модельній (М) мішалках

У модельній (М) – зліва і натурній (Н) – справа мішалках із відомими геометричними розмірами за частот обертання n_M і n_N відбувається перемішування рідин густиною ρ_M і ρ_N , а також в'язкістю μ_M і μ_N (індекси «М» і «Н» належать до моделі і природи відповідно).

Геометрична подібність апаратів (об'єктів) задається відношенням відповідних геометричних величин і розмірів об'єктів, у яких відбуваються подібні процеси. Для показаних апаратів константа геометричної подібності визначається відношенням

$$k_l = \frac{D_N}{D_M} = \frac{d_N}{d_M} = \frac{H_N}{H_M} = \frac{h_N}{h_M} = \frac{b_N}{b_M}. \quad (4.2)$$

Умови фізичної та фізико-хімічної подібності задаються константами фізичної та фізико-хімічної подібності, що виражають відношення однойменних величин у натурному й модельному об'єктах:

$$k_p = \frac{\Delta p_n}{\Delta p_m}, k_w = \frac{w_n}{w_m}, k_n = \frac{n_n}{n_m}, k_\rho = \frac{\rho_n}{\rho_m}, k_\mu = \frac{\mu_n}{\mu_m}, \quad (4.3)$$

де k_p – константа тиску; k_w – константа швидкості; k_n – константа частоти обертання; k_ρ – константа густини; k_μ – константа в'язкості.

Для реальних процесів кожна із констант виражається числом, яке може мати індивідуальне, відмінне від інших значення.

Подібність граничних і початкових умов задається константами геометричної, фізичної та фізико-хімічної подібності на відповідних межах об'єкта та в початковому його стані.

Часова подібність задається константою подібності

$$k_\tau = \frac{\tau_n}{\tau_m}, \quad (4.4)$$

де τ_n, τ_m – періоди (проміжки) часу проходження процесу в натурному і модельному об'єктах на відповідних ділянках, що мають спільний початок відліку.

Отже, **подібними є об'єкти, фізичні явища й процеси**, що проходять у геометрично подібних об'єктах (натурному й модельному), і водночас усі параметри, що описують процеси в об'єктах, задані відповідними константами подібності.

Відоме чисельне значення константи подібності фізичної величини та значення величини цього параметра в модельному об'єкті дозволяють визначити величину однойменного параметра в натурному об'єкті. Наприклад, для натурної мішалки (див. рис. 4.1):

$$D_n = k_l \cdot D_m, \quad H_n = k_l \cdot H_m, \quad \rho_n = k_\rho \cdot \rho_m, \\ w_n = k_w \cdot w_m, \quad \mu_n = k_\mu \cdot \mu_m, \quad \tau_n = k_\tau \cdot \tau_m.$$

4.3 Подібність фізичних процесів, індикатори та критерії подібності. Теореми подібності

Умови подібності можуть бути задані не лише константами подібності, а й безрозмірними комплексами (критеріями) подібності, що виражають окремі визначені співвідношення між параметрами, які описують процес.

Критерії подібності завжди мають конкретний фізичний зміст, бо вони завжди є мірою відношення між важливими істотними параметрами процесу: швидкостями, прискоренням, фізичними силами, потоками тепла і маси, що рішуче впливають на хід процесу й визначають швидкість його проходження.

Розглянемо рух двох різних матеріальних тіл, що рухаються під дією прикладених сил, використовуючи другий закон Ньютона.

Виразимо величини діючих сил через параметри стану й руху окремо для натурального та модельного об'єктів відповідно:

$$F_n = m_n \cdot \frac{w_n}{\tau_n}, \quad F_m = m_m \cdot \frac{w_m}{\tau_m}, \quad (4.5)$$

де m_n, m_m – маси тіл натурального і модельного об'єктів; w_n, w_m – швидкості руху натурального й модельного тіл.

Задамо умову подібності фізичних величин, що входять до рівнянь (4.5) і (4.5'), через відповідні для них константи подібності, водночас

$$k_f = \frac{F_n}{F_m}, \quad k_m = \frac{m_n}{m_m}, \quad k_w = \frac{w_n}{w_m}, \quad k_\tau = \frac{\tau_n}{\tau_m}. \quad (4.6)$$

Замінивши рівняння (4.5) через (4.5') і відповідні константи подібності з рівняння (4.6), одержимо комплекс

$$k_f \cdot F_m = k_m \cdot m_m \cdot \frac{k_w \cdot w_m}{k_\tau \cdot \tau_m}. \quad (4.7)$$

Рівняння (4.7) є повним аналогом рівняння (4.5), але виражене воно через формулу для модельного об'єкта і константи подібності для двох об'єктів.

Розділивши почленно рівняння (4.7) на рівняння (4.5'), знайдемо

$$k_f = k_m \cdot \frac{k_w}{k_\tau}. \quad (4.8)$$

Комплекси типу (4.8), що виражають зв'язок між різного роду константами подібності в подібних об'єктах або процесах, називають **індикаторами** подібності. В цьому разі комплекс (4.8) є індикатором подібності механічних сил, що діють на матеріальні тіла в подібних системах, або подібних об'єктах, бо саме константи подібності враховують умови подібності між діючими в системах параметрами, геометричними й фізичними величинами.

Замінюючи в рівнянні (4.8) константи подібності їхніми фізичними значеннями, одержуємо

$$\frac{F_n}{F_m} = \frac{m_n}{m_m} \cdot \frac{w_n}{w_m} \cdot \frac{\tau_m}{\tau_n}, \quad (4.9)$$

звідки знайдемо

$$\frac{F_n \cdot \tau_n}{m_n \cdot w_n} = \frac{F_m \cdot \tau_m}{m_m \cdot w_m} = idem, \quad (4.10)$$

де *idem* – однакове, те саме (латин.).

Комплекси вигляду (4.10) характеризують співвідношення між фізичними величинами та ефектами в подібних процесах для подібних явищ і об'єктів. Як бачимо, вони завжди мають те саме значення і є числами подібності інваріантних величин.

Такі комплекси називають комплексами подібності, або **критеріями** подібності.

Усі критерії подібності є безрозмірними та їх називають іменами відомих вчених, що зробили значний внесок у вивчення процесів або у відповідну галузь або розділ науки.

Якщо критерій подібності складається з відомих фізичних величин, що належать до умов однозначності, то такий критерій називають **визначеним (визначальним)**.

Якщо до критерію подібності належить невідома (шукана) величина, то такий критерій називають **невизначеним (визначуваним)**.

Властивість подібних систем була досліджена і доведена ще в XVII ст. І. Ньютоном, а потім пізніше сформульована як **перша** теорема подібності, згідно з якою **подібні явища характеризуються однаковими і чисельно однаковими критеріями подібності**.

Як впливає з поняття про індикатор подібності, перша теорема подібності може бути сформульована по-іншому, а саме: **для подібних явищ і систем індикатори подібності дорівнюють одиниці**.

Залежність (4.10) одержала назву критерію Ньютона для механічного руху матеріальних об'єктів:

$$Ne = \frac{F \cdot \tau}{m \cdot w} \quad (4.11)$$

Відзначимо, що вхідна до критерію Ньютона зовнішня сила може бути конкретизована, водночас відбудуться видозміни форми рівняння і можуть бути одержані нові критерії подібності.

Так, підставивши у вираз (4.11) залежність $\tau = l/w$, одержано інший, більш зручний різновид критерію Ньютона, а саме

$$Ne = \frac{F \cdot l}{m \cdot w^2}, \quad (4.12)$$

де F – фізична сила, що діє на тіло масою m ; l – шлях, на який переміщується тіло, м; w – швидкість руху тіла, м/с.

Сформульована вище перша теорема подібності відповідає на запитання, що варто вимірювати під час проведення дослідів, а саме: необхідно вимірювати ті величини, що належать до критеріїв подібності, якими описується процес і які вирішальним чином впливають на нього.

Друга теорема подібності встановлює зв'язок між перемінними, що входять до критеріїв подібності.

Відповідно до цієї теореми **будь-яке рівняння, що виражає зв'язок між фізичними величинами, що описують процес, можна подати у вигляді залежності між відповідними критеріями подібності, складеними з цих фізичних величин.**

Друга теорема подібності відповідає на запитання, як варто опрацьовувати та узагальнювати результати дослідів, а саме: їх необхідно подавати у вигляді критеріальних залежностей між критеріями подібності.

Третя теорема подібності формулює умови, за яких явища стають подібними. Відповідно до цієї теореми **подібними є процеси якісно однакові та в яких однакові визначальні критерії подібності.**

Третя теорема є основою для моделювання фізико-хімічних процесів і дозволяє узагальнити результати дослідів у вигляді критеріальних рівнянь і застосувати одержані залежності для групи подібних явищ і процесів.

Якщо відсутній математичний опис процесу, але відомі фактори, які істотно впливають на нього, то для одержання основних критеріїв подібності використовують **метод аналізу розмірностей**, в основі якого лежить **π -теорема**.

Відповідно до **π -теореми** **будь-яке рівняння, що зв'язує N основних величин, виражених через M основних одиниць вимірів, може бути подане у вигляді залежності між $(N - M)$ критеріями подібності.**

Під час використання **π -теореми** обов'язковою є умова, згідно з якою виміри усіх вхідних у функціональну залежність величин повинні бути виражені в одній системі одиниць вимірів (переважно в системі СІ).

4.4 Алгоритм подібного перетворення диференціального рівняння процесу в критеріальне

Перевагою теорії подібності є те, що вона дозволяє одержати розрахункові критеріальні рівняння під час володіння мінімальною інформацією щодо складного фізико-хімічного процесу.

Так, якщо достовірно відомі всі фактори, що впливають на хід процесу, то можливо одержати розрахункові критеріальні рівняння на базі методу аналізу розмірностей, використовуючи π -теорему.

Іншою, дуже важливою перевагою теорії подібності є метод перетворення диференціальних рівнянь для складних процесів у критеріальні рівняння. Цей метод дозволяє не розв'язувати складне диференціальне рівняння, яке не завжди піддається розв'язуванню навіть під час використання сучасної обчислювальної техніки. Достатньо одержати диференціальне рівняння та методами подібного перетворення одержати критеріальне рівняння для процесу, що вивчається.

Для подібного перетворення диференціального рівняння в критеріальне використовують метод, який викладено таким алгоритмом:

1 Записують диференціальне рівняння для натурального й модельного об'єктів і формулюють умови подібності для всіх величин, що належать до диференціальних рівнянь. Умови подібності задають константами подібності, що належать до умов однозначності.

2 У диференціальному рівнянні для натурального об'єкта проводять заміну однойменних складових через складові для натурального об'єкта і однойменні константи подібності. За такої заміни одержують нове диференціальне рівняння для натурального об'єкта, що виражене через складові диференціального рівняння для модельного об'єкта і константи подібності геометричних, фізичних і фізико-хімічних величин.

3 Виділяють за кожної складової одержаного диференціального рівняння індикатори подібності, що враховують у цілому співвідношення між параметрами складових об'єкта та процесу. Ці індикатори подібності належать до конкретних фізичних величин, виражених складовими диференціального рівняння.

4 Враховуючи наслідок першої теореми подібності, а саме, що для подібних процесів індикатор подібності дорівнює одиниці, штучно досягають цю умову, поділивши всі інші індикатори подібності під час складових диференціального рівняння на індикатор подібності у разі однієї з складових. Тим самим виконується умова подібності об'єктів та явищ, бо якщо хоча б один із індикаторів подібності в диференціальному рівнянні буде дорівнювати одиниці, то й інші індикатори подібності повинні дорівнювати одиниці. Одержані нові індикатори подібності будуть мати інший фізичний зміст, бо вони будуть виражати нове відношення параметрів процесу попередньої складової до параметрів процесу іншої складової. Так, якщо індикатор подібності в разі сил конвективних поділити на індикатор подібності в

разі сил внутрішнього тертя, то буде одержано новий індикатор подібності з новим співвідношенням параметрів процесу, який має новий фізичний зміст.

5 Випишують окремо кожний із одержаних індикаторів подібності, замінюють у них константи подібності відношенням відповідних величин, а тоді складають комплекси – критерії подібності. Фізичний зміст одержаних критеріїв подібності буде таким самим, як і попередніх до них індикаторів подібності.

Саме таким методом одержано критерій Ньютона – формула (4.11).

6 Записують у загальному вигляді критеріальну залежність між критерієм невизначеним і критеріями визначеними (див. нижче).

4.5 Критерії гідродинамічної подібності та їх фізичний зміст. Невизначені та визначені критерії подібності

Крім вищезазначених методів перетворення диференціальних рівнянь у критеріальні існує формальний, менш складний спосіб перетворення рівнянь і метод одержання критеріїв подібності. З цією метою диференціальне рівняння переписують і відкидають знаки математичних операторів, виражаючи похідні величин самими величинами, наприклад, похідну dp/dx можна замінити відношенням $\Delta p/\Delta l$. Далі в одержаному рівнянні ділять одні його складові на інші, а одержаний результат ділення перетворюють у критерій подібності.

Саме таким методом перетворимо диференціальне рівняння Нав'є – Стокса в критерії подібності та в критеріальне рівняння.

Спростимо рівняння Нав'є – Стокса (3.20), замінивши в ньому символи диференціювання геометричних і фізичних величин на самі величини, а координати в ньому на неорієнтований лінійний розмір l , водночас одержимо рівняння

$$-\frac{\Delta p}{\Delta l} + \mu \cdot \frac{w}{\Delta l^2} + \rho \cdot g = \rho \cdot \frac{w}{\tau} + \rho \cdot \frac{w^2}{\Delta l}, \quad (4.13)$$

(1) (2) (3) (4) (5)

в якому кожна складова зберегла той самий фізичний зміст, що і в попередньому диференціальному рівнянні.

Поділивши складову (1), що виражає вплив сил тиску на рух в'язкої рідини, на складову (5), що виражає вплив сил інерційних у потоці рідини, яка рухається з середньою швидкістю w , маємо

$$\frac{\Delta p}{\Delta l} : \left(\rho \cdot \frac{w^2}{\Delta l} \right) = \frac{\Delta p}{\rho \cdot w^2}.$$

Одержаний комплекс є **мірою співвідношення сил тиску до сил інерційних у подібних потоках рідини, що рухається**, називається критерієм подібності **Ейлера (Eu)** і позначається так:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho \cdot w^2}. \quad (4.14)$$

Подібним способом, поділивши складову (5) на складову (2), що виражає вплив сил внутрішнього тертя в потоках рідини, одержимо комплекс, що є **мірою співвідношення сил інерційних у потоці до сил в'язкісного тертя в подібних потоках рідини, що рухається**, і який називають **критерієм Рейнольдса (Re)**:

$$\rho \cdot \frac{w^2}{\Delta l} : \left(\frac{\mu \cdot w}{\Delta l^2} \right) = \frac{w \cdot l \cdot \rho}{\mu} = Re. \quad (4.15)$$

Поділивши складову (5) на складову (3), що виражає вплив масових сил рідини, одержимо комплекс, що є **мірою співвідношення сил інерційних до сил гравітаційних у подібних потоках рідини, що рухається**, і який одержав назву **критерію Фруда (Fr)**:

$$\rho \cdot \frac{w^2}{\Delta l} : (\rho \cdot g) = \frac{w^2}{l \cdot g} = Fr. \quad (4.16)$$

Якщо поділити складову (5) на складову (4), що виражає вплив сил інерційних локальних під час нестационарного руху потоку, то одержимо комплекс, що є **мірою співвідношення інерційних конвективних сил до сил інерційних локальних у подібних несталих потоках рідини, що рухається**. Цьому комплексу, що відбиває подібність відрізків часу на відповідних ділянках подібних об'єктів для двох подібних явищ, дали назву критерію **гомохронності (Ho)**:

$$\rho \cdot \frac{w^2}{\Delta l} : \left(\rho \cdot \frac{w}{\tau} \right) = \frac{w \cdot \tau}{l} = Ho. \quad (4.17)$$

Критерії Re , Fr , Ho складені з відомих величин, що належать до умови однозначності, тому вони є **визначеними**, тобто завжди їх можна вирахувати для конкретних умов течії потоку.

Критерій Ейлера є **невизначеним**, тому що він містить невідому величину Δp , числове значення якої може бути вираховане, якщо інші чинники, що впливають на процес, стануть відомі.

Виділення визначених і невизначених критеріїв подібності залежить від конкретних умов проходження процесу. Так, критерій Re у разі примусового руху рідини в трубопроводі є визначеним. Він же може стати невизначеним під час гравітаційного осадження твердих частинок у потоках газу або рідини.

Розрізняють критерії **прості**, складені з безпосередньо визначених величин, критерії **модифіковані**, в яких деякі величини замінені іншими величинами, а також критерії **похідні**, – утворені з груп фізичних величин або інших критеріїв подібності.

Критерії Ne , Eu , Re , Fr , Ho та багато інших є простими.

Модифіковані критерії часто використовують як видозмінені комплекси, більш зручні для застосування в конкретному процесі. Так, під час перемішування в'язких рідин у механічних мішалках використовують модифікований критерій Рейнольдса, в якому колова швидкість лопаті мішалки виражена через частоту її обертання, а саме:

$$Re_m = \frac{n \cdot d_m^2 \cdot \rho}{\mu}, \quad (4.18)$$

де n – кількість обертів, $1/c$; d_m – діаметр лопаті мішалки, м.

Похідні критерії належать до складних та утворюються внаслідок врахування або заміни однієї або декількох величин іншими величинами та комплексами.

Зокрема, відношення критеріїв Re^2/Fr дозволяє визначити співвідношення сил в'язкого тертя й сил гравітаційних у подібних потоках, в яких не вдається звичайним способом визначити швидкість руху, наприклад, у потоках з природною циркуляцією рідини. Новий безрозмірний комплекс одержав назву критерію **Галілея**:

$$Ga = \frac{Re^2}{Fr} = \left(\frac{w \cdot l \cdot \rho}{\mu} \right)^2 : \left(\frac{w^2}{l \cdot g} \right) = \frac{l^3 \cdot \rho^2 \cdot g}{\mu^2}. \quad (4.19)$$

В окремих процесах виникає рух потоків під дією сил тертя, масових, інерційних і виштовхувальних сил, обумовлених дією різниць густини взаємодіючих фаз. У таких процесах часто використовують похідний критерій **Архімеда**, утворений унаслідок комбінації критерію Галілея з відношенням густини середовищ:

$$Ar = Ga \cdot \frac{(\rho_m - \rho)}{\rho} = \frac{l^3 \cdot g \cdot \rho \cdot (\rho_m - \rho)}{\mu^2}, \quad (4.20)$$

де ρ_m , ρ – густина взаємодіючих дисперсної твердої та рідинної фаз.

Одержані вище формули (4.14–4.17) є **основними критеріями гідродинамічної подібності**, тому що вони враховують вплив різних сил, що діють у потоках в'язких рідин, які рухаються в каналах, апаратах і трубопроводах. У таблиці 4.1 наведені найбільш поширені основні та похідні критерії гідродинамічної подібності.

Таблиця 4.1 – Критерії гідродинамічної подібності

Критерій	Формула	Основний фізичний зміст
Ньютона	$Ne = Fl / mw^2$	Міра співвідношення діючих на тіло сил до інерційних у подібних потоках
Ейлера	$Eu = \Delta P / \rho w^2$	Міра співвідношення сил тиску до сил інерційних у подібних потоках
Рейнольдса	$Re = wd\rho / \mu = wd / \nu$	Міра співвідношення сил інерційних до сил в'язкого тертя в подібних потоках
Фруда	$Fr = w^2 / gl$	Міра співвідношення сил інерційних до масових (гравітаційних) у потоках
Гомохронності	$Ho = w\tau / l$	Міра співвідношення сил конвективних до локальних у нестационарних потоках
Галілея	$Ga = Re^2 / Fr = gl^3 / \nu^2$	Міра співвідношення сил молекулярного тертя до масових у потоках
Архімеда	$Ar = Ga[(\rho_m - \rho) / \rho]$	Міра співвідношення сил в'язкого тертя до витискувальних сил у потоках
Лященко	$Ly = Re^3 / Ar = w^3 \rho^2 / (\rho_m - \rho) \mu g$	Міра співвідношення сил інерційних і витискувальних у подібних потоках

Варто підкреслити, що в кожному процесі критерії подібності в різних перерізах потоку можуть мати різноманітні числові значення, але неодмінною умовою подібності є рівність критеріїв подібності у відповідних **подібних** точках, перерізах і місцях від початкового стану або розвитку процесу в натурному та модельному об'єктах.

4.6 Критеріальні рівняння гідродинамічних процесів

Одержаний вище критерій Ейлера містить невідому пошукову величину Δp (втрат напору в реальному потоці), що залежить від багатьох факторів: від режиму руху середовища, швидкості руху, густини та в'язкості середовища, від довжини, діаметра й шорсткості стінок трубопроводу та ін. У зв'язку з цим у гідродинамічних процесах

руху та переміщення в'язкого середовища критерій Ейлера завжди є невизначеним, визначуваним.

Водночас інші критерії гідродинамічної подібності – Рейнольдса, Фруда, гомохронності – є визначеними, тому що вони складені винятково з величин, що належать до умови однозначності.

Якщо подати невідомий параметр (критерій Ейлера) через групу відомих (Рейнольдса, Фруда та інших), то відповідно до другої теореми подібності одержимо критеріальне рівняння в неявному вигляді, а саме

$$Eu = f(\Gamma, Re, Fr, Ho), \quad (4.21)$$

де Γ – параметричний критерій, що враховує геометричні параметри об'єкта, $\Gamma = L/d$; Re , Fr , Ho – критерії гідродинамічної подібності.

Залежність (4.21) називають **узагальненим** критеріальним рівнянням гідродинамічних процесів.

Рівняння (4.21) для реальних процесів подають в явному вигляді за допомогою ступеневої функції

$$Eu = A \cdot Re^a \cdot Fr^b \cdot Ho^c \cdot \Gamma^d. \quad (4.22)$$

Шляхом опрацювання експериментальних даних, одержаних на модельних об'єктах для конкретних процесів, знаходять значення коефіцієнта A й показників ступенів a , b , c , d .

Конкретизований вид критеріального рівняння залежить від умов проведення процесу.

Так, для сталого руху в'язкого середовища з рівняння (4.22) виключають критерій гомохронності й рівняння набирає вигляду

$$Eu = A \cdot Re^a \cdot Fr^b \cdot \Gamma^d. \quad (4.23)$$

За сталого режиму переміщення середовища і зневажливо малого або незмінного впливу масових сил, критеріальне рівняння має вигляд

$$Eu = A \cdot Re^a \cdot (L/d_e)^b. \quad (4.24)$$

Наприклад, унаслідок узагальнення багатьох експериментальних даних, одержаних під час переміщення в'язких середовищ у трубопроводах із гладкими стінками в діапазоні чисел $Re = 4\,000\text{--}100\,000$ для критеріального рівняння (4.24) знайдені: $A = 0,158$; $a = -0,25$; $b = 1$, водночас критеріальне рівняння використовують у такому вигляді:

$$Eu = 0,158 \cdot (L/d_e) / Re^{0,25}. \quad (4.25)$$

Подамо рівняння (4.25) через параметри, що належать до критерію Ейлера:

$$\frac{\Delta p}{\rho \cdot w^2} = 0,158 \cdot (L/d_e) / Re^{0,25}, \quad (4.26)$$

виразимо залежність (4.26) щодо втрат тиску та одержимо

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{L}{d_e} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}, \quad (4.27)$$

де $(\rho w^2/2)$ – динамічний (швидкісний) натиск потоку; λ – коефіцієнт тертя в гладких трубопроводах: для ламінарного режиму руху в'язкого середовища ($Re < 2\,300$) $\lambda = 64/Re$; для турбулентного режиму руху ($2\,300 < Re < 10\,000$) $\lambda = 0,316/Re^{0,25}$.

Використання методів теорії подібності та моделювання під час одержання критеріальних рівнянь для описування конкретних гідродинамічних, тепло- і масообмінних процесів буде показано нижче під час викладу окремих тем і розділів курсу.

4.7 Методи опрацювання результатів дослідів та одержання функціональних і критеріальних рівнянь

Залежно від ступеня вивчення процесу можливі 3 випадки математичного опису явищ, що супроводжують процес.

1 За допомогою диференціальних рівнянь, що описують у найбільш повній мірі вплив різноманітних факторів на хід і швидкість процесу.

2 За допомогою функціональних рівнянь зв'язку між невизначеними і визначеними факторами і параметрами процесу.

3 Відсутній явний вигляд функціональної залежності між параметрами процесу, але ймовірно відомі фактори, що впливають на хід процесу.

Залежно від цього існують і різні методи одержання критеріальних рівнянь, які потім використовують для опису швидкості процесу й розрахунків розмірів промислових апаратів.

У першому випадку диференціальне рівняння перетворюють у критеріальне методами теорії подібності, який викладено в підрозділі 4.4.

На основі спеціально виконаних експериментальних досліджень установлюють ступінь впливу кожного з критеріїв подібності на швидкість процесу за допомогою експериментально одержаних констант і показників ступеня за критеріїв подібності.

У другому випадку з одержаного функціонального рівняння виділяють шуканий параметр щодо інших параметрів, а потім домножують його на групу вибраних величин, що утворюють разом із шуканим параметром критерій подібності. Потім домножують праву

частину рівняння на ту саму групу і виділяють інші визначені критерії подібності з відповідними показниками ступенів, після чого одержують шукане критеріальне рівняння в явному вигляді. Подібний метод буде використаний нижче під час одержання критеріальних рівнянь для розрахунку швидкості осадження частинок у гравітаційному полі.

У третьому випадку (найбільш трудомісткому) доводиться безпосередньо застосовувати результати експериментальних досліджень.

Незалежно від волі людини розвиток багатьох фізико-хімічних і біологічних явищ у природі підлягають законам імовірних процесів, геометричних прогресій і логарифмів, причому саме логарифмічна (або показова) залежність частіше всього відбиває вплив різноманітних факторів на швидкість процесу.

Тому натуралісти для математичного описування складних процесів досить часто використовують степеневу функцію такого виду:

$$K_0 = A \cdot K_1^b \cdot K_2^c, \quad (4.28)$$

де A – стала; b, c – показники ступеня, що знайдені під час опрацювання результатів дослідів; K_0, K_1, K_2 – поточні значення окремих параметрів або визначених комплексів (критеріїв).

У більш простому випадку рівняння (4.28) може бути подано формулою

$$K_0 = A_1 \cdot K_1^b, \quad (4.29)$$

яка після логарифмування має вигляд рівняння прямої лінії

$$\lg K_0 = \lg A_1 + b \cdot \lg K_1. \quad (4.30)$$

Через нанесені експериментальні точки (див. рис. 4.2) на графік у логарифмічних координатах $\lg K_0 - \lg K_1$ проводять пряму, що з достатньою точністю їх об'єднує й усереднює, та нахил якої дозволяє визначити значення кутового коефіцієнта $b = \operatorname{tg} \alpha$, а також значення коефіцієнта A_1 за величиною відрізка, що відсікається прямою BP на осі ординат.

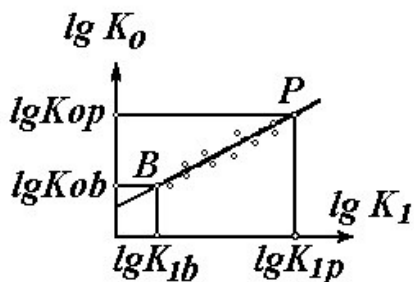


Рисунок 4.2 – Визначення константи A_1 і показника ступеня b у рівнянні (4.30)

Числові значення константи і показника ступеня можна також знайти, розв'язуючи систему рівнянь для двох точок, які розміщуються на прямій, що їх усереднює.

Наприклад, для точок B і P (див. рис. 4.2) маємо систему двох рівнянь:

$$\begin{aligned} \lg K_{0b} &= \lg A_1 + b \cdot \lg K_{1b}, \\ \lg K_{0p} &= \lg A_1 + b \cdot \lg K_{1p}, \end{aligned} \quad (4.31)$$

розв'язуючи яку, знаходять значення константи A_1 і показника b .

У більш складному випадку (наприклад, за двох комплексів, що впливають на хід процесу) розрахункова формула записується такою залежністю:

$$K_0 = A_2 \cdot K_1^b \cdot K_2^c, \quad (4.32)$$

яка після логарифмування має вигляд

$$\lg K_0 = \lg A_2 + b \cdot \lg K_1 + c \cdot \lg K_2 \quad (4.33)$$

та на графіку в логарифмічних координатах $\lg K_1 - \lg K_0$ відображається у вигляді множини ліній, положення яких визначається величиною останньої третьої складової рівняння (4.33).

Узагальнення множини ліній в одну проводиться так.

Спочатку за вищевикладеним методом для двочленної залежності знаходять значення сталої A_2 і показника ступеня b , потім комплекс $B = A_2 \cdot K_1^b$ підставляють у рівняння (4.32) і використовують повторно за тією самою методикою для визначення показника ступеня c у системі координат $\lg(K_0/K_1^b) - \lg K_2$. Потім на основі одержаних даних будують сполучений графік у координатах $\lg(K_0/K_2^c) - \lg K_1$ і знаходять усереднене значення коефіцієнта A_2 , яке з достатньою точністю охоплює область досліджуваного процесу.

Подібним методом визначені значення коефіцієнтів і показників ступеня в критеріальних рівняннях для процесу гравітаційного осадження частинок (наприклад, для перехідного режиму осадження $Re_o = 0,152 \cdot Ar^{0,714}$ або для процесу конвективного теплообміну під час турбулентного режиму течії потоку теплоносія $Nu = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43}$).

У зв'язку з тим, що опрацювання результатів дослідів і одержання рівнянь показової функції з декількома змінними величинами дуже трудомісткий процес, а дослідження однотипних процесів проводяться в різних лабораторіях і різними групами дослідників, то часто опубліковані в літературі рівняння мають значення коефіцієнтів і

показників ступеня, що відрізняються між собою під час однойменних змінних параметрів.

Подібні вищевикладеним методи узагальнення експериментальних даних використовують для одержання як функціональних, так і критеріальних рівнянь.

Серед різних методів узагальнення експериментальних даних і знаходження за ними емпіричних формул найбільш відомими є: метод вирівнювання, метод середніх, метод найменших квадратів, метод подвійного логарифмування, використання інтерполяційних формул Лагранжа. Інші методи відображення та узагальнення експериментальних даних у вигляді емпіричних формул описуються в спеціальній літературі.

Контрольні запитання

1 З якою метою застосовують методи моделювання складних систем і в чому їхні переваги?

2 Які методи моделювання використовують, у чому полягає їхня фізична суть?

3 Які питання дозволяє вирішувати теорія подібності?

4 Які існують умови однозначності, що вони виражають, і з якою метою їх застосовують?

5 Які явища належать до подібних, які умови для цього потрібні?

6 Що характеризують константи та інваріанти подібності?

7 Що характеризують індикатори та критерії подібності?

8 Які критерії подібності називають визначеними, а які – невизначеними (пошуковими)?

9 Як формулюються основні теореми теорії подібності?

10 Запишіть рівняння Нав'є – Стокса та поясніть, які види сил воно враховує?

11 Якими способами можна одержати критерії подібності?

12 Які основні критерії гідродинамічної подібності ви знаєте, що вони виражають?

13 Запишіть критерії Ейлера і Рейнольдса, що вони виражають?

14 Які критерії подібності називають простими, а які саме – модифікованими і похідними?

15 Що виражають і що враховують критеріальні рівняння?

Контрольні задачі до розділу 4

1 Який необхідно взяти геометричний масштаб моделі, якщо в промисловому апараті робоча рідина – нафта, а в моделі – вода, кінематичний коефіцієнт в'язкості якої в 50 разів менший, ніж у нафти? Яку

швидкість потрібно надати воді в моделі, якщо швидкість нафти в промисловому апараті 1 м/с? Моделюються одночасно сили тертя і сили ваги.

2 Для експериментального вивчення в лабораторних умовах деякого виробничого процесу виготовлена геометрична модель промислового апарата в масштабі 1:10. У виробничому апараті робоча речовина – гаряче повітря (100 °С, атмосферний тиск), що рухається зі швидкістю 3 м/с. У лабораторній моделі передбачається застосувати як робочу речовину повітря атмосферного тиску з температурою 22 °С. Чи можливо за цих умов одержати повну гідродинамічну подібність промислового апарата і моделі, та яка повинна бути швидкість повітря в моделі?

3 Досліди з окислювання сульфїду амонїю в тїосульфат киснем, проведенї в модельному апаратї дїаметром 500 мм із чотирма вїдбивними перегородками, показали, що пїд час перемїшування закритою турбїнною мїшалкою дїаметром 125 мм, із частотою обертання 6 об/с і за питомї витрати кисню $u_m = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \text{ O}_2 / (\text{м}^3 \cdot \text{с})$ забезпечується поглинання 1,04 дм³ кисню на 1 м³ реакційного середовища в 1с – питома продуктивнїсть $k_m = 1,04 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \text{ O}_2 / (\text{м}^3 \cdot \text{с})$.

На пїдставї результатїв модельних дослїдїв проєктується промисловий апарат дїаметром 2 м із мїшалкою дїаметром 0,5 м, геометрично подїбний модельному ($\Gamma_D = D/d = 4$). Необхїдно розрахувати частоту обертання мїшалки в промисловому апаратї, за якої буде забезпечена така сама питома продуктивнїсть, як і в модельних умовах. Витрата кисню в промисловому апаратї $u_n = 3,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 \text{ O}_2 / (\text{м}^3 \cdot \text{с})$; фїзичнї властивостї реакційного середовища в модельному й промисловому апаратах близькї до властивостей води. Температура реакцїї 80 °С.

ЧАСТИНА ДРУГА

ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ

У цьому розділі...

- ◆ *Де і як утворюються неоднорідні системи?*
- ◆ *Які бувають неоднорідні системи?*
- ◆ *Які методи застосовують для розділення неоднорідних систем?*
- ◆ *Теорія процесу гравітаційного осідання.*
- ◆ *Метод розрахунку швидкості осідання.*
- ◆ *Продуктивність і розміри відстійних апаратів.*
- ◆ *Будова і принцип роботи відстійників.*

У хімічних, нафто- і газопереробних виробництвах унаслідок виробничої діяльності часто утворюються неоднорідні системи (НС) і виникає необхідність у розділенні їх на окремі фази.

Системою називають групу об'єктів або речовин, що перебувають у визначеній внутрішньофазовій або міжфазовій взаємодії один з іншими.

Однорідними (гомогенними) називають системи, в яких речовини рівномірно розподілені в просторі у вигляді мікроскопічних частинок (молекул, груп молекул, блоків і т. п.) і такі системи зазвичай не можуть бути розділені механічними способами.

Неоднорідними (гетерогенними) називаються системи, що складаються з двох або трьох фаз, в яких розподілені частинки макроскопічних розмірів, значно більших, ніж величина молекул.

Неоднорідні системи в багатьох випадках можуть бути розділені на окремі фази механічними способами.

Неоднорідні системи утворюються під час проведення таких процесів:

а) механічних (дрібнення та тонкий помел руд, просіювання сипких і порошкоподібних матеріалів і т. п.);

б) гідромеханічних (піноутворення – під час проходження газу через прошарок рідини, псевдозрідження – під час проходження газів або рідин через прошарок порошків і сипких матеріалів, у разі перемішування та ін.);

в) теплових (під час спалювання твердого палива й утворення пилогазової суміші, в разі випарювання розчинів та ін.);

г) масообмінних (під час розчинення мінеральних руд, у разі оброблення газів і рідин, екстракції, висушування, кристалізації та ін.);

г) під час проведення хімічних процесів у основній хімії й каталітичних процесів у нафтохімічних і нафтопереробних виробництвах.

Для розділення НС призначені гідромеханічні процеси, що базуються на використанні властивостей рухомих двофазних потоків під впливом різного роду сил, що діють на фази, і таким чином впливають на їх поведінку в гетерогенній системі.

Розділення НС може переслідувати різноманітні цілі, такі як: очищення пилогазової суміші або забрудненої рідини від зважених у них частинок; вловлювання та виділення корисних речовин із складних газових або рідинних систем.

Іноді основними завданнями проведення гідромеханічних процесів є отримання (приготування) НС, наприклад, приготування суспензій, емульсій гомогенних паст та інше.

5.1 Характеристика неоднорідних систем

У неоднорідній системі розрізняють **зовнішню, суцільну фазу – дисперсійне середовище**, в якому рівномірно розподілені зважені частинки **внутрішньої роздрібненої – дисперсної фази**, розміри частинок якої значно перевершують розміри молекул.

Залежно від стану й перерозподілу фаз, що належать до НС, розрізняють такі неоднорідні системи: **пилогазову** – гази зі зваженими в них твердими частинками; **димову** – газове середовище з розподіленими в ньому твердими частинками, що сконденсувались у тверду фазу; **туман** – газове середовище з розподіленими в ньому дрібними краплями рідини; **піну** – рідинне середовище з розподіленими в ньому газовими пухирцями; **суспензію** – рідину з розподіленими в ній зваженими твердими частинками; **емульсію** – рідину зі зваженими в ній краплями іншої рідини, що не розчиняється в першій.

Залежно від величини зважених твердих частинок розрізняють суспензії: **грубі** – з розміром часток більше ніж 100 мкм; **тонкі** – від 0,5 до 100 мкм; **каламуті** – з частинками у межах 0,1–0,5 мкм; **колоїди** – розчини з частинками розміром менше ніж 0,1 мкм.

Неоднорідні системи характеризуються такими показниками:

- істинною густиною індивідуальних (суцільної та дисперсної) фаз;
- усередненою густиною, віднесеної до повного об'єму системи;

– масовою (або об’ємною) концентрацією дисперсної фази в масових (об’ємних) відсотках або у відносних частках;

– гранулометричним – фракційним складом дисперсної фази в одиниці маси чи об’єму дисперсійного середовища.

Істинну густину суцільної та дисперсної фаз визначають експериментально і за таблицями (для рідинної та твердої фаз) або визначають з урахуванням зміни температури і тиску (для газів).

Усереднену густину суспензії можна визначити з достатньою для технічних розрахунків точністю за правилом адитивності, водночас

$$\frac{1}{\rho} = \frac{x}{\rho_m} + \frac{(1-x)}{\rho_c}, \quad (5.1)$$

де x – масова частка твердої дисперсної фази; ρ , ρ_c , ρ_m – усереднена та істинна густина рідини й твердої фази відповідно.

Формула (5.1) може бути використана для визначення густини вологого осаду, якщо вважати його як висококонцентровану суспензію, водночас маємо

$$\rho_{\text{во}} = \frac{\rho_m \cdot \rho_c}{u \cdot (\rho_m - \rho_c) + \rho_c}, \quad (5.2)$$

де u – вологість осаду, мас. частка.

З рівняння (5.1) також можна визначити концентрацію твердої фази в суспензії, якщо відома її усереднена густина, водночас

$$x = \frac{\rho_m \cdot (\rho - \rho_c)}{\rho \cdot (\rho_m - \rho_c)}, \quad (5.3)$$

де ρ – усереднена густина суспензії.

Фракційний склад дисперсної фази визначають за допомогою методу ситового аналізу – розсіюванням окремо виділеної та підготовленої для цього наважки усередненої проби за допомогою стандартного набору сит. Цей метод використовують переважно відносно грубодисперсних суспензій і запилених газів. Ситовому аналізу піддаються матеріали, попередньо висушені до сталої маси.

За допомогою фотометричного й седиментаційного методів аналізу визначають фракційний склад тонкодисперсних систем.

Результати ситового аналізу подають на графіках у формі диференціальних або інтегральних кривих розподілу (див. рис. 5.1).

Кожна вузька фракція зерен, яку умовно називають монофракцією, характеризується середнім діаметром зерен, для визначення якого існує декілька методів.

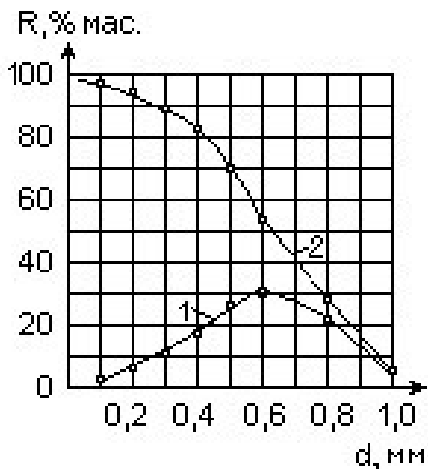


Рисунок 5.1 – Результати ситового аналізу полідисперсного порошку:
 1 – диференціальна крива розподілу;
 2 – інтегральна крива розподілу

Найчастіше використовується метод визначення середньо-геометричної величини, водночас

$$d_{ci} = \sqrt{d_{ei} \cdot d_{ni}}, \quad (5.4)$$

де d_{ei} , d_{ni} – діаметри отворів верхнього (прохідного) та нижнього (непрохідного) сит відповідно; d_{ci} – середній діаметр частинки.

Середній діаметр для всієї наважки полідисперсного зернистого матеріалу визначають як середньозважену величину

$$d_c = \sum_1^n d_{ci} \cdot x_i, \quad (5.5)$$

де x_i – масова частка зерен кожної монофракції; n – кількість монофракцій.

У практиці процесів розділення фаз частіше всього трапляються частинки несферичної форми, які можна характеризувати еквівалентним діаметром, що дорівнює діаметру сфери частинок однакового об'єму або однакової маси, водночас

$$d_{eq} = \sqrt[3]{6 \cdot V_c / \pi} = \sqrt[3]{6 \cdot G_c / (\pi \cdot \rho_c)}, \quad (5.6)$$

де V_c – об'єм частинки; G_c – маса частинки.

Поверхня несферичних частинок завжди більша від поверхні сферичних однакового об'єму. Для врахування цього розходження в розрахунках використовують коефіцієнт сферичності, що характеризує відхилення реальної форми частинок від сферичної форми, водночас

$$\psi_c = S_c / S, \quad (5.7)$$

де S_c , S – площа поверхні сферичної та несферичної частинок однакового об'єму.

Для частинок різної форми нижче подані коефіцієнти сферичності:

Частки	ψ_c	Частки	ψ_c
Кубічні	0,806	Тетраедричні	0,67
Округлі	0,83–0,86	Гострокутні	0,60
Октаедричні	0,846	Призматичні ($a \times a \times 2a$)	0,767
Кутасті	0,73	Циліндричні ($h = d$)	0,873

5.2 Методи розділення неоднорідних систем

Метод розділення НС вибирають залежно від агрегатного стану і фізико-хімічних властивостей речовин, що складають її, ефективного розміру зерен, повноти, ефективності та економічного процесу, водночас враховують температуру та агресивність середовищ, продуктивність апарата чи установки, витрат енергії, експлуатаційні та капітальні витрати.

Найбільш поширеними є такі методи розділення НС:

- гравітаційні (природні) методи осадження під час використання сил земного тяжіння й різниці густин взаємодіючих фаз;
- флотаційні методи під час використання повітря й реагентів;
- інерційні методи під час використання сил інерції закрученого потоку (відцентрових сил) або під час зміни напрямку його руху;
- фільтраційні методи з використанням сил тиску і відцентрових сил;
- мокрі методи із використанням рідинних середовищ;
- спеціальні методи із використанням сил електричного, магнітного, акустичного та ультразвукових полів.

Осадження, що відбувається під дією різниці сил тяжіння і виштовхувальних сил середовища, переважно використовують для попереднього поділу грубодисперсних неоднорідних систем в установках періодичної та безперервної дії.

Флотація використовується для розділення суспензій і пульп із метою вилучення окремих корисних компонентів і відбувається під дією виштовхувальних сил пухирців повітря, що прилипли до частинок.

Центрифугування (циклонування) відбувається в полі дії відцентрових сил, що штучно утворюються в обертових апаратах або в закручених потоках.

Фільтрування відбувається з використанням сил тиску під час пропускання НС через пористу (фільтрувальну) перегородку, водночас дисперсна фаза затримується на перегородці, а суцільне дисперсійне середовище вільно проходить через прошарок вологого осаду і перегородку, що фільтрує. Фільтрування забезпечує більш повне розділення дисперсних НС.

Мокре розділення НС відбувається під дією гравітаційних та інерційних сил і засноване на додатковому зволоженні забруднених пилогазових сумішей різними рідинами (водою, розчинами лугів і кислот). Таке зволоження сприяє коагуляції крапель і збільшенню блоків твердих частинок дисперсної фази, а також подальшому їх осіданню або уловлюванню.

Електричне очищення туманів кислот або пилогазових НС засноване на іонізації молекул газу, заряджанні зважених частинок і крапель дисперсної фази електричним зарядом із подальшим осадженням їх на осаджувальному електроді.

Акустичне та ультразвукове очищення туманів і пилогазових НС засноване на коагуляції та збільшенні частинок в блоки під дією акустичних коливань звукової або ультразвукової частоти.

Повнота розділення НС визначається за допомогою коефіцієнта ефективності k_e , %:

$$k_e = (G_{вч} / G_{нч}) \cdot 100, \quad (5.8)$$

де $G_{вч}$, $G_{нч}$ – маса частинок дисперсної фази, що виділені в процесі та надходять в апарат разом із НС відповідно.

Вибір способів розділення НС і обладнання для досягнення цієї мети визначається залежно від подальших технологічних завдань, потужності установки і повноти розділення.

5.3 Матеріальний баланс процесів розділення НС

Метою проведення гідродинамічного процесу є розділення початкової НС на окремі фази або одержання з окремих фаз нової НС, збагаченою однією з фаз. Зокрема, під час розділення суспензій одержують **вологі осад, згущені суспензії, пульпи або шлами**, що складають нову НС із більш високим вмістом твердої фази.

Іншим продуктом розділення суспензії є **освітлена рідинна фаза**, що може вмішувати дрібнодисперсні частинки в значно меншій кількості порівняно з початковою суспензією.

Незалежно від способу розділення НС завжди можна скласти систему рівнянь матеріальних балансів і розрахувати маси або масові витрати, а також об'єми (або об'ємні витрати) одержуваних продуктів з урахуванням повноти їхнього розділення.

Розглянемо детально процес розділення НС на прикладі процесу відстоювання суспензії у відстійнику періодичної дії (див. рис. 5.2).

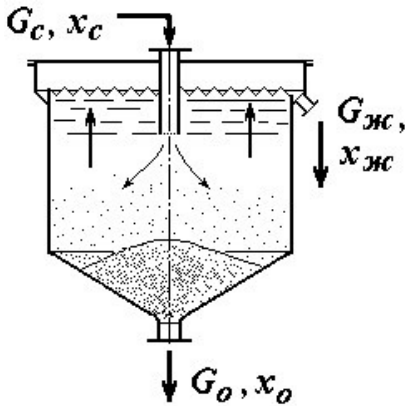


Рисунок 5.2 – Схема матеріальних потоків процесу розділення суспензії у відстійнику

Нехай у відстійник завантажено G_c кг початкової суспензії з вмістом у ній дисперсної твердої фази x_c , % мас.

У результаті проведення процесу розділення отримано G_o кг вологого осаду з вмістом у ньому твердої фази x_o , % мас, а також $G_{жс}$ кг освітленої рідини з вмістом у ній дисперсної твердої фази $x_{жс}$, % мас.

За відсутності втрат фаз у системі можна скласти декілька рівнянь матеріальних балансів, а саме за потоками (початковими і кінцевими), за окремими фазами, що входить у склад НС.

Матеріальний баланс **за потоками** для всіх продуктів

$$G_c = G_o + G_{жс}, \quad (5.9)$$

матеріальний баланс **за дисперсною – твердою фазою**

$$G_c \cdot \frac{x_c}{100} = G_o \cdot \frac{x_o}{100} + G_{жс} \cdot \frac{x_{жс}}{100}, \quad (5.10)$$

матеріальний баланс **за дисперсійним середовищем – рідинною фазою**

$$G_c \cdot \frac{(100 - x_c)}{100} = G_o \cdot \frac{(100 - x_o)}{100} + G_{жс} \cdot \frac{(100 - x_{жс})}{100}. \quad (5.11)$$

Підставивши в рівняння (5.10) із рівняння (5.9) $G_{жс} = G_c - G_o$ і розв'язавши його щодо маси вологого осаду, одержимо

$$G_o = G_c \cdot \frac{(x_c - x_{жс})}{(x_o - x_{жс})}. \quad (5.12)$$

Аналогічним методом, підставивши масу вологого осаду з рівняння (5.9) $G_o = G_c - G_{жс}$ у рівняння (5.10) і розв'язавши його щодо маси освітленої рідини, маємо

$$G_{жс} = G_c \cdot \frac{(x_o - x_c)}{(x_o - x_{жс})}. \quad (5.13)$$

Масу початкової суспензії, вологого осаду та освітленої рідини можна подати через відповідні об'єми, якщо використати відому залежність для однорідного середовища $V = G/\rho$.

З огляду на той факт, що дисперсна фаза не розчиняється в рідинній фазі та загальний об'єм НС дорівнює сумі об'ємів окремих фаз, що входять до системи, знайдено об'єм початкової суспензії, що дорівнює

$$V_c = V_{mc} + V_{жс} = \frac{G_c \cdot x_c}{100 \cdot \rho_m} + \frac{G_c \cdot (100 - x_c)}{100 \cdot \rho_c}, \quad (5.14)$$

де $V_{жс}$, V_{mc} – об'єми рідинної та твердої фаз у початковій суспензії; ρ_c , ρ_m – густина рідкої та твердої фази відповідно.

Подібним методом знайдено об'єм одержаного вологого осаду:

$$V_o = V_{mo} + V_{жo} = \frac{G_o \cdot x_o}{100 \cdot \rho_m} + \frac{G_o \cdot (100 - x_o)}{100 \cdot \rho_c}, \quad (5.15)$$

де $V_{жo}$, V_{mo} – об'єми рідкої та твердої фаз у вологому осаді.

5.4 Кінетика гравітаційного осідання частинок

Процес стислого осідання частинок у полі дії гравітаційних сил називається **відстоюванням**.

Осідання частинок у НС відбувається за законами падіння тіл у середовищі, що чинить опір їхньому рухові. Частинки, що осідають, на початковому відрізку (на вході в апарат) рухаються прискорено, але через деякий проміжок часу, коли відбудеться врівноважування діючих сил, швидкість осідання набуває сталої величини, тому одержала назву швидкості рівномірного (автомодельного) осідання.

Зазвичай у хімічній апаратурі процес колективного осідання частинок проходить у стислих умовах, бо в НС зазвичай досить високий вміст твердих частинок, водночас великі частинки обганяють інші та змулюють потік. Крім того, частинки однакової величини мають різну форму і, як результат цього, також осідають з різними швидкостями.

Спочатку домовимося, що в дисперсійному середовищі вміст дисперсної фази невеликий, і стислими умовами осідання на цій стадії можна знехтувати. Тоді можна вважати, що в рідкому середовищі під дією різних сил вільно осідають частинки сферичної форми однакової густини з відомим середнім діаметром зерен.

За вільного гравітаційного осідання одиночної сферичної частинки в нерухомій рідині зі сталою швидкістю на частинку діють три види сил (див. рис. 5.3):

а) сила тяжіння, яка дорівнює вазі частинки,

$$P = G_q = m \cdot g = \frac{\pi \cdot d_q^3}{6} \cdot \rho_q \cdot g; \quad (5.16)$$

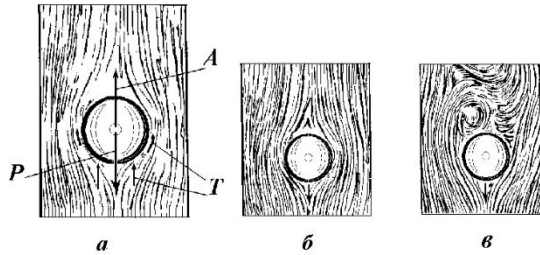


Рисунок 5.3 – Вільне осідання частинок у рідині:

а – сили, що діють на сферичну частинку; б – обтікання в ламінарному

режимі; в – обтікання в турбулентному режимі

б) сила піднімальна (архімедова) – виштовхувальна сила середовища, що дорівнює вазі рідини, витиснутої частинкою,

$$A = G_c = \frac{\pi \cdot d_u^3}{6} \cdot \rho_c \cdot g; \quad (5.17)$$

в) сила опору середовища, що виявляє свій вплив під час руху частинки в потоці, і дорівнює

$$T = \xi \cdot \frac{\pi \cdot d_u^2}{4} \cdot \frac{\rho_c \cdot w_o^2}{2}, \quad (5.18)$$

де ξ – коефіцієнт опору при осіданні частинки; w_o – швидкість рівномірного осідання частинки; $\pi \cdot d_u^2/4$ – площа проєкції (міделів переріз) сферичної частинки на площину, перпендикулярну до напрямку осідання.

Стале рівномірне осідання частинки зі сталою швидкістю відбувається тоді, коли сила ваги врівноважує протилежно напрямлені сили – піднімальну та опору середовища, тобто

$$P = A + T. \quad (5.19)$$

Підставивши залежності (5.16)–(5.18) у рівняння (5.19) і розв’язавши його щодо швидкості вільного осідання частинки, одержали

$$w_o^2 = \frac{4 \cdot d_u \cdot g \cdot (\rho_u - \rho_c)}{3 \cdot \xi \cdot \rho_c}, \quad (5.20)$$

$$w_o = \sqrt{\frac{4 \cdot d_u \cdot g \cdot (\rho_u - \rho_c)}{3 \cdot \xi \cdot \rho_c}}. \quad (5.21)$$

Числова величина вхідного у формули (5.20)–(5.21) коефіцієнта опору середовища залежить від режиму осідання, що характеризується модифікованим числом Рейнольдса $Re_o = w_o \cdot d_u \cdot \rho_c/\mu$.

Формулу (5.21) у практичних розрахунках не використовують через складності у визначенні значення коефіцієнта опору частинки.

Під час осідання частинки в **ламінарному режимі** ($Re_o < 2$) на швидкість осідання переважно впливають сили в'язкісного тертя середовища, водночас коефіцієнт опору $\xi = 24/Re_o$.

Стойкий **турбулентний режим** осідання частинок характеризується переважним впливом інерційних сил і супроводжується утворенням вихору за часткою, що рухається. Такий режим спостерігається в діапазоні чисел $Re_o > 500$, водночас коефіцієнт опору дорівнює $\xi = 0,44$.

Для **перехідного режиму** осідання, що характеризується спільним впливом в'язкісних та інерційних сил у діапазоні чисел $2 < Re_o < 500$, коефіцієнт опору визначається переважно за формулою Аллена, водночас $\xi = 18,5/Re_o^{0,6}$. Серед інших формул відома $\xi = 10/Re_o^{0,5}$.

У відстійниках зазвичай осідання частинок відбувається в стислих умовах, коли частки стикаються і зіштовхуються одна з іншими, водночас на них діють додаткові сили, обумовлені зіштовхуванням і тертям між частинками. Величина цих сил перебуває в складній залежності від об'ємної концентрації частинок або від об'ємного вмісту рідини в НС.

Об'ємний вміст рідкої фази в суспензії, який назвали порозністю (прозорістю) прошарку, дорівнює

$$\varepsilon = V_c / V_n = V_c / (V_m + V_c),$$

де V_c, V_n, V_m – об'єми середовища, прошарку і твердої фази відповідно.

У зв'язку з зазначеним, швидкість стислого осідання часток завжди менша від швидкості вільного осідання одиночних частинок.

Усереднену (позірну) густину суспензії в цьому разі можна визначити за формулою

$$\rho = \rho_m \cdot \rho_c / ((\rho_m - \rho_c) \cdot x + \rho_m), \quad (5.22)$$

відповідно різниця густин твердої та рідкої фаз дорівнює

$$(\rho_m - \rho_c) = \frac{\rho_m \cdot (\rho - \rho_c)}{\rho \cdot x}. \quad (5.23)$$

Для малоконцентрованих суспензій, коли $\varepsilon > 0,7$, швидкість стислого осідання частинок для ламинарної області дорівнює

$$w_{co} = w_o \cdot \varepsilon^2 \cdot \Phi_\varepsilon, \quad (5.24)$$

де Φ_ε – фактор стислості, що дорівнює $\Phi_\varepsilon = 1/10^{1,82 \cdot (1-\varepsilon)}$.

Для концентрованих суспензій, коли $\varepsilon < 0,7$, швидкість стислого осідання, дорівнює

$$w_{co} = w_o \cdot (0,123 \cdot \varepsilon^3 / (1 - \varepsilon)), \quad (5.25)$$

де w_o – швидкість вільного осідання сферичних частинок.

5.5 Критеріальні рівняння для розрахунку швидкості вільного осідання частинок у полі гравітаційних сил

У практичних розрахунках використання формули (5.21) утруднено внаслідок неможливості безпосередньо визначити режим осідання частинок, тому більш зручними є критеріальні рівняння.

Помножимо обидві частини рівняння (5.20) на комплекс $d_u^2 \cdot \rho_c^2 / \mu^2$, і одержимо функціональну тотожність:

$$\frac{w_o^2 \cdot d_u^2 \cdot \rho_c^2}{\mu^2} = \frac{4 \cdot d_u^3 \cdot g \cdot \rho_c \cdot (\rho_u - \rho_c)}{3 \cdot \xi \cdot \mu^2}, \quad (5.26)$$

яку зведемо до критеріальної форми

$$Re_o^2 = \frac{4}{3 \cdot \xi} \cdot Ar, \quad (5.27)$$

де Ar – число Архімеда для кульової частинки, $Ar = \frac{d_u^3 \cdot g \cdot \rho_c \cdot (\rho_u - \rho_c)}{\mu^2}$.

Критерій Архімеда для процесу гравітаційного осідання є **визначеним**, тому що він складений із відомих величин, що входять до умов однозначності, його можна подати у вигляді похідного критерію

$Ar = \frac{Re^2}{Fr} \cdot \frac{(\rho_u - \rho_c)}{\rho_c}$, що є мірою співвідношення сил тяжіння,

піднімальної сили і сил в'язкісного тертя для частинки.

Рівняння (5.27) називається **універсальним критеріальним рівнянням** для осідання частинок у полі дії гравітаційних сил.

Якщо підставити в рівняння (5.27) значення величини коефіцієнта опору для ламінарного режиму і розв'язати його щодо швидкості осідання, одержимо формулу Стокса :

$$w_o = \frac{d_u^2 \cdot g \cdot (\rho_u - \rho_c)}{18 \cdot \mu}. \quad (5.28)$$

Якщо в рівняння (5.27) підставити критичні числа Рейнольдса і значення коефіцієнта опору для відповідних режимів осідання, то можна знайти значення критичних чисел Архімеда, водночас одержано: для ламінарного режиму $Ar \leq 36$, відповідно для турбулентного режиму $Ar > 84\,000$.

Підставляючи в рівняння (5.27) значення коефіцієнта опору для різних режимів осідання сферичних частинок і визначаючи рівняння відносно числа Рейнольдса, одержано:

– для ламінарного режиму за $Re_o < 2$ і $Ar < 36$:

$$Re_o = 0,055 \cdot Ar ; \quad (5.29)$$

– для перехідного режиму за $2 < Re_o < 500$ і $36 < Ar < 84\,000$:

$$Re_o = 0,152 \cdot Ar^{0,714} ; \quad (5.30)$$

– для турбулентного режиму за $Re_o > 500$ і $Ar > 84\,000$:

$$Re_o = 1,74 \cdot Ar^{0,5} . \quad (5.31)$$

Рівняння (5.29)–(5.31) називають критеріальними щодо окремих випадків вільного осідання частинок у полі дії гравітаційних сил.

5.6 Алгоритм розрахунку швидкості осідання за допомогою критеріальних рівнянь

Розрахунок швидкості вільного осідання одиночних частинок у полі дії гравітаційних сил зводиться до такого алгоритму:

– визначення режиму осідання часток за числом Архімеда, водночас для чисел $Ar < 36$ режим осідання ламінарний, для чисел $Ar > 84\,000$ режим осідання турбулентний, в інтервалі чисел $36 < Ar < 84\,000$ режим осідання перехідний;

– вибір одного з критеріальних рівнянь (формули (5.29)–(5.31)) для знайденого режиму осідання й розрахування за ним числа Рейнольдса;

– розрахування теоретичної швидкості вільного осідання сферичної частинки на основі одержаного числа Рейнольдса за формулою

$$w_o = \frac{Re_o \cdot \mu}{d_u \cdot \rho_c} . \quad (5.32)$$

Практичну швидкість вільного осідання частинок беруть такою, що дорівнює половині від теоретичної:

$$w_{on} = 0,5 \cdot w_o . \quad (5.33)$$

Швидкість осідання несферичних частинок менша, ніж кулястих, і вираховується за допомогою коефіцієнта сферичності:

$$w'_{on} = \Psi \cdot w_{on} . \quad (5.34)$$

Під час осідання концентрованих суспензій у стислих умовах це вираховують за допомогою формул (5.24)–(5.25).

У деяких випадках виникає необхідність визначити еквівалентний діаметр дрібних частинок, що осідають, і для яких експериментальним шляхом визначена швидкість осідання.

У подібних випадках визначальним критерієм є похідний **критерій Ляценка** (Ly), що визначений за формулою

$$Ly = \frac{Re_o^3}{Ar} = \frac{w_o^3 \cdot \rho_c^2}{g \cdot \mu \cdot (\rho_q - \rho_c)}. \quad (5.35)$$

Підставивши у формулу (5.35) значення критичних чисел Рейнольдса та Архімеда для різних режимів осідання, одержані відповідні значення критичних чисел Ляценка для різних режимів:

- для ламінарного режиму $Ly = 2^3/36 = 0,222$;
- для турбулентного режиму $Ly = 500^3/83\,000 = 1\,490$;
- для перехідного режиму $0,222 < Ly < 1\,490$.

Крім того, можна одержати безпосередні критеріальні рівняння для окремих режимів осідання, подані через критерії $Re_o = f(Ly)$ або $Ar_o = f_1(Ly)$. Зробивши такі перетворення, одержимо:

- для ламінарного режиму осідання:

$$Re_o = (18 \cdot Ly)^{0,5} = 4,24 \cdot Ly^{0,5}; \quad (5.36)$$

$$Ar = (18^3 \cdot Ly)^{0,5} = 76,4 \cdot Ly^{0,5}; \quad (5.37)$$

- для турбулентного режиму осідання:

$$Re_o = 0,333 \cdot Ly; \quad (5.38)$$

$$Ar = 0,333^3 \cdot Ly^2 = 3,69 \cdot 10^{-2} \cdot Ly^2. \quad (5.39)$$

На рисунку 5.4 подані графічні залежності критерію Ляценка від критеріїв Архімеда та Рейнольдса.

Визначивши число Ляценка за формулою (5.35), можна за допомогою рисунка 5.4 знайти число Архімеда або число Рейнольдса та обчислити еквівалентний діаметр часток за однією з формул:

$$d = Re_o \cdot \mu / (w_o \cdot \rho_c), \quad (5.40)$$

$$d = \left[Ar \cdot \mu^2 / (g \cdot \rho_c \cdot (\rho_m - \rho_c)) \right]^{0,33}. \quad (5.41)$$

5.7 Продуктивність відстійників

Для розділення НС широко використовують **відстійники**, що дозволяють порівняно просто за малих енергетичних витрат зробити попереднє часткове розділення пилогазових систем, суспензій та емульсій.

Сутність процесу відстоювання полягає в тому, що НС завантажують в апарат – відстійник і залишають на якийсь час у спокійному стані (в апаратах періодичної дії), водночас під дією сил тяжіння фаза з більшою густиною (важка фаза) осідає і концентрується в нижній частині

апарата, а легка фаза освітлюється або збирається у верхній частині апарата. Після завершення процесу відстоювання проводять розділення (декантацію) фаз. В апаратах безперервної дії процес розділення фаз проходить у рухомому потоці, водночас частинки дисперсної фази осідають на дно апарата або на спеціальні пристрої – полиці. Повнота розділення НС у цих апаратах нижча, ніж в апаратах періодичної дії.

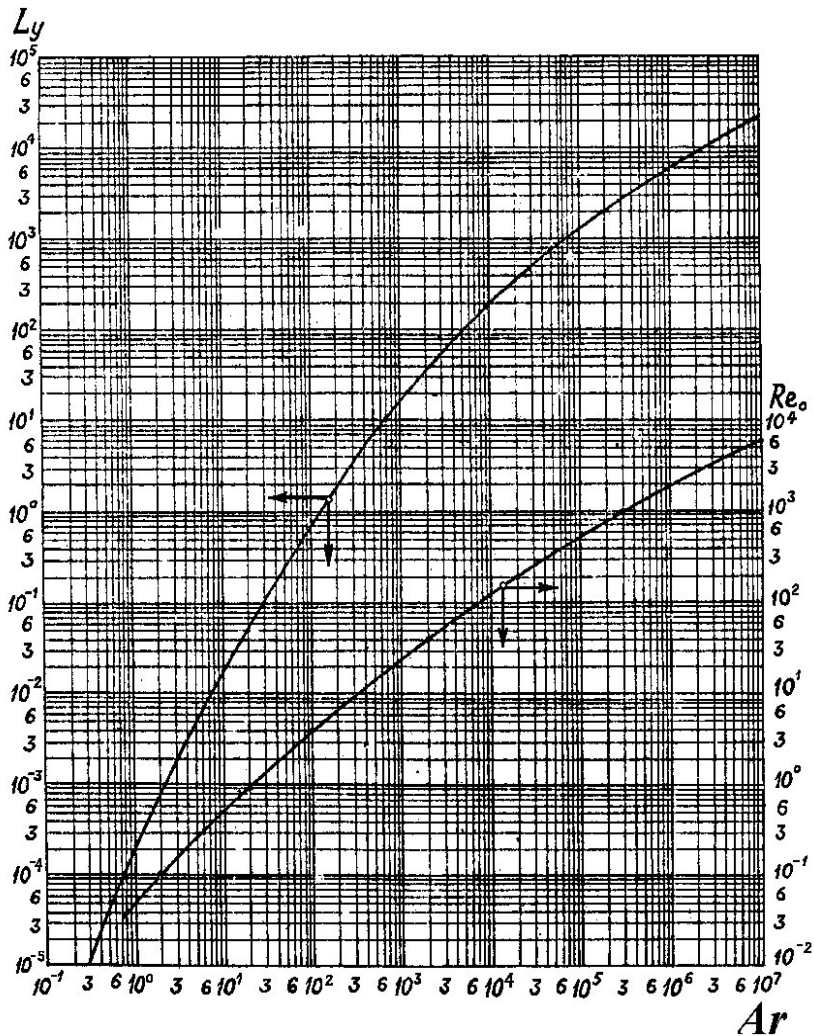


Рисунок 5.4 – Залежність чисел Лященко від числа Архімеда та Рейнольдса для сферичних частинок

Основні умови розділення НС у відстійниках такі:

– час осідання частинок в апараті повинен бути меншим або дорівнювати часу перебування середовища в ньому;

– лінійна швидкість руху потоку середовища в апараті повинна бути дещо меншою від швидкості осідання малих частинок у ньому для того, щоб потік не виносив із собою частин, що осідають.

У зв'язку з тим, що в'язкість рідин зменшується з підвищенням температури, то для інтенсифікації процесу відстоювання суспензій їх можна нагрівати до температур, допустимих умовами реалізації технологічного процесу.

Визначимо залежність **об'ємної продуктивності** апарата від його геометричних розмірів, швидкості руху потоку середовища та швидкості осідання частинок.

Нехай у горизонтальному відстійнику ящикого типу (див. рис. 5.5) із розмірами $L \times B \times H$ повним поперечним перерізом рухається потік середовища з середньою лінійною швидкістю W , а швидкість вільного осідання часток дорівнює w_o .

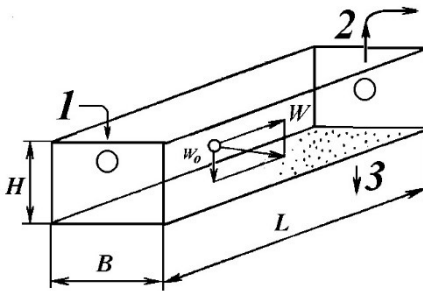


Рисунок 5.5 – Схема роботи горизонтального відстійника:
1 – подавання суспензії; 2 – відведення освітленої рідини; 3 – відведення осаду

Тоді час перебування потоку середовища в апараті дорівнює

$$\tau_{np} = L/W . \quad (5.42)$$

Максимальний час осідання частинок у відстійнику дорівнює

$$\tau_{oc} = H/w_o . \quad (5.43)$$

Припускаючи, що час перебування середовища в апараті та час осідання частинок однакові за величиною (перша умова успішної роботи відстійника), порівнюючи рівняння (5.42) і (5.43), одержали

$$\frac{L}{W} = \frac{H}{w_o} ,$$

з якого знайшли

$$W = w_o \cdot \frac{L}{H}. \quad (5.44)$$

З рівняння (5.44) випливає висновок, що допустима лінійна швидкість руху в апараті потоку середовища може перевищувати швидкість осідання частинок усього в декілька разів – не більше ніж відношення розмірів апарата (L/H).

Об'ємна продуктивність, (m^3/c), відстійника, розрахована для потоку середовища, що розділяється, дорівнює

$$V_c = B \cdot H \cdot W.$$

Підставляючи значення допустимої швидкості потоку з рівняння (5.44), одержали

$$V_c = B \cdot H \cdot w_o \cdot \frac{L}{H} = w_o \cdot B \cdot L. \quad (5.45)$$

Рівняння (5.45) дозволяє зробити головний висновок щодо об'ємної продуктивності відстійника, а саме – вона прямо пропорційно залежить від швидкості осідання частинок і площі відстійника в плані та не залежить від його висоти.

Цей важливий висновок дозволяє конструювати і застосовувати на практиці компактні багатополічні відстійники з великою загальною площею осідання в одиниці об'єму апарата, або конструювати і експлуатувати багатоярусні вертикальні відстійники.

5.8 Розрахунок площі осідання відстійника

На практиці виникає необхідність підібрати відстійник або розрахувати необхідну площу осідання відстійника на задану продуктивність із необхідною повнотою розділення НС, що задана кінцевим вмістом твердої фази в освітленій рідині.

Нехай у вертикальному відстійнику безперервної дії (див. рис. 5.6) надходить G_c кг/с суспензії з початковим вмістом у ній частинок твердої фази x_c , % мас, вміст частинок твердої фази у вологому осадку дорівнює x_o , % мас.

Швидкість осідання частинок розраховують за мінімальним діаметром частинок, що повинні бути відділені у відстійнику. З цією метою використовують критеріальні рівняння (5.29)–(5.31), водночас варто враховувати форму частинок, що осідають.

Частинки будуть осідати у висхідному потоці рідини в тому разі, якщо швидкість потоку не буде перевищувати швидкість осідання, тобто умовою задовільної роботи відстійника є залежність $w_o \geq w_e$.

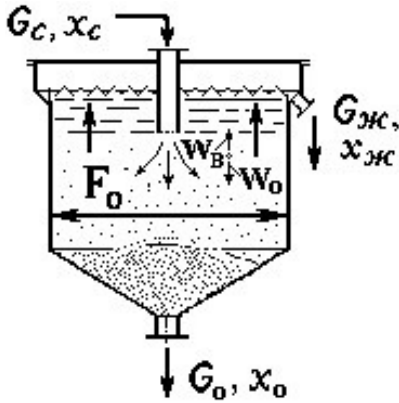


Рисунок 5.6 – До розрахунку площі осідання відстійника

Об’ємна продуктивність апарата щодо освітленої рідини

$$V_c = w_e \cdot F_o,$$

звідки

$$F_o = \frac{V_c}{w_e}, \quad (5.46)$$

де F_o – площа поперечного перерізу, що дорівнює розрахунковій площі осадження відстійника.

Об’ємну витрату освітленої рідини можна знайти з рівняння (5.13), водночас

$$V_c = \frac{G_{ж}}{\rho_c} = \frac{G_c}{\rho_c} \cdot \frac{(x_o - x_c)}{(x_o - x_{ж})}, \quad (5.47)$$

де x_c , $x_{ж}$, x_o – концентрація (вміст) твердих частинок у суспензії, освітленій рідині й вологому осаді відповідно.

Підставляючи в рівняння (5.46) значення $w_e = w_o$ і об’ємної витрати рідини V_c із рівняння (5.47), а також допускаючи $x_{ж} = 0$, одержали

$$F_o = \frac{G_c \cdot (1 - x_c/x_o)}{w_o \cdot \rho_c}. \quad (5.48)$$

Формулу (5.48) можна використовувати для розрахунку площі відстійника періодичної дії, тому що в ньому практично майже відсутній висхідний потік освітленої рідини.

Для відстійника безперервної дії потрібно врахувати швидкість висхідного потоку рідини, що дорівнює $w_e = 0,75 \cdot w_o$, а також стислі умови осідання та неоднорідний дисперсійний склад частинок, що осідають. Тому в **практичних** розрахунках використовують формулу

$$F_o = \frac{1,33 \cdot G_c \cdot (1 - x_c/x_o)}{w_o \cdot \rho_c}. \quad (5.49)$$

Відстійник вибирають згідно з розрахованою площею й приводять відповідно до розмірів стандартних апаратів.

Загальна (повна) висота відстійника складається з висот окремих зон, а саме: а) зони живлення (0,3–1 м); б) зони освітлення – власне зони осідання (0,3–1,8 м); в) проміжної зони (0,3–0,5 м); г) зони ущільнення вологого осаду (0,5–1 м).

Висота зони ущільнення осаду залежить від часу перебування потоку суспензії у відстійнику (зазвичай 0,3–0,7 години) і може бути розрахована за формулою

$$H_o = \frac{G_o \cdot \tau_{np}}{\rho_{во} \cdot F_o}, \quad (5.50)$$

де $\rho_{во}$ – густина вологого осаду; τ_{np} – час перебування суспензії у відстійнику.

Приклад 5.1 Для освітлення водного розчину кам'яної солі у виробництві кальцинованої соди використовують відстійник, в який подають $V = 14 \text{ м}^3/\text{г}$ розчину солі густиною $\rho_c = 1200 \text{ кг/м}^3$ за температури $18 \text{ }^\circ\text{C}$, в якому перебувають частинки карбонату кальцію густиною $\rho_{ч} = 2400 \text{ кг/м}^3$ та діаметром $d_{ч} = 12 \text{ мкм}$ округленої форми, в'язкість розчину $\mu = 1,8 \text{ сП}$. Початкова концентрація твердої фази в розчині становить $x_c = 3,2 \%$, вологість одержаного згущеного осаду становить $u = 72 \%$ (% мас). Визначити діаметр відстійника та його продуктивність щодо твердої фази та згущеного осаду.

Розв'язування. 1 Знайдемо режим осідання частинок у розчині за допомогою критерію Архімеда – (див. рівняння (5.27)):

$$Ar = \frac{d_{ч}^3 \cdot g \cdot \rho_c \cdot (\rho_{ч} - \rho_c)}{\mu^2} = \frac{(12 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 9,81 \cdot 1200 \cdot (2400 - 1200)}{(1,2 \cdot 10^{-3})^2} = 0,017.$$

Число $Ar < 36$, тому режим осідання частинок ламінарний.

2 Для ламінарного режиму використовуємо критеріальне рівняння (5.29) та вираховуємо число Рейнольдса: $Re_o = Ar/18 = 0,017/18 = 0,94 \cdot 10^{-3}$.

3 Визначимо теоретичну швидкість осідання частинок кулястої форми за рівнянням (5.32):

$$w_o = Re_o \cdot \mu / (d_{ч} \cdot \rho_c) = 0,94 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2 \cdot 10^{-3} / (12 \cdot 10^{-6} \cdot 1200) = 7,8 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}.$$

4 Дійсну швидкість осідання з урахуванням форми частинок знайдемо за рівнянням (5.34): $w_{on} = 0,5 \cdot w_o \cdot \psi = 0,5 \cdot 7,8 \cdot 10^{-5} \cdot 0,8 = 3,13 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}$.

5 Визначимо масову витрату початкової суспензії:

$$G_c = V \cdot \rho_c / 3600 = 15 \cdot 1200 / 3600 = 5 \text{ кг/с}.$$

6 Визначимо продуктивність відстійника щодо твердої фази за рівнянням (5.12), допускаючи, що в освітленій рідині відсутня тверда фаза. Тоді

$$G_m = G_c \cdot x_c = 5 \cdot 3,2/100 = 0,16 \text{ кг/с} = 576 \text{ кг/г.}$$

7 Визначимо продуктивність відстійника щодо вологого осаду за рівнянням матеріального балансу за твердою фазою, тобто $G_m = G_{\text{во}} \cdot (1 - u/100)$, звідки

$$G_{\text{во}} = G_m / (1 - u/100) = 0,16 / (1 - 72/100) = 0,5714 \text{ кг/с} = 2057 \text{ кг/г.}$$

8 Площу поперечного перетину (площу осадження) відстійника знаходимо за формулою (5.49):

$$F_o = \frac{1,33 \cdot G_c \cdot (1 - x_c/x_o)}{w_{\text{он}} \cdot \rho_c} = \frac{1,33 \cdot 5 \cdot (1 - 3,2/28)}{3,13 \cdot 10^{-5} \cdot 1200} = 156,8 \text{ м}^2.$$

9 Визначимо діаметр відстійника за формулою

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot F_o}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 156,8}{3,14}} = 14,1 \text{ м.}$$

Відповідь: продуктивність відстійника щодо твердої фази $G_m = 576 \text{ кг/г}$, щодо вологого осаду $G_{\text{во}} = 2057 \text{ кг/г}$, діаметр відстійника $D = 14 \text{ м}$.

5.9 Будова та принцип роботи відстійників

5.9.1 Відстійники для суспензій

Відстійники або згущувачі застосовують для попереднього розділення та освітлення грубодисперсних суспензій.

У найпростішому випадку відстійник являє собою неглибокий басейн, який заповнюють суспензією і вона впродовж певного часу відстоюється, після закінчення процесу відстоювання освітлену рідину зливають (декантують), а осад (шлам) вивантажують у відвал або використовують, якщо він містить корисні компоненти.

Вертикальний відстійний апарат безперервної дії з механізованим розвантажуванням вологого осаду показаний на рисунку 5.7.

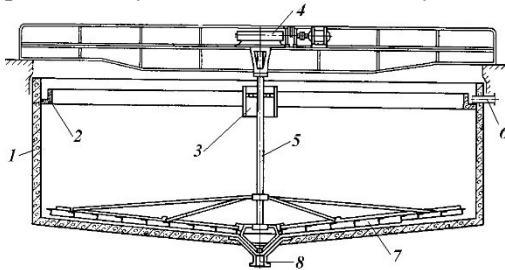


Рисунок 5.7 – Одноярусний відстійник із центральною гребковою мішалкою:

- 1 – корпус; 2 – кільцевий жолоб;
- 3 – труба подачі початкової суспензії; 4 – привід мішалки;
- 5 – вал; 6 – патрубок зливу освітленої рідини; 7 – граблини;
- 8 – розвантажувальний конус

Відстійник являє собою циліндричний корпус – чан діаметром від 2,5 м до 60 м із горизонтальним або конічним днищем, із центральним або периферійним приводом механізму розвантаження осаду. У

верхній частині чана змонтований кільцевий жолоб, через борт якого переливається освітлена рідина – злив. Завантажувальна труба розміщується в центрі відстійника і заглиблена на 0,5–1 м.

Відстійники діаметром до 12 м зазвичай встановлюють на опорах, відстійники великих діаметрів роблять бетонними і частково або цілком заглиблюють у ґрунт.

Переміщення осаду до розвантажувального патрубку здійснюється за допомогою граблин 7, що закріплені на валу 5, колова швидкість переміщення граблин на периферії становить 0,1–0,2 м/с і може регулюватися залежно від розмірів відстійника і властивостей суспензії. Загальна висота відстійників нормалізована і зазвичай становить 1,8–4,5 м, а для відстійників великих діаметрів (понад 20 м) може досягати 7 м. Відстійники з центральним приводом можуть мати 2–4 яруси, що дозволяє збільшити продуктивність апарата і за необхідності організувати промивання осаду.

Для освітлення великих кількостей забруднених рідин застосовують камерні відстійники безперервної або напівбезперервної дії з похилими полицями (див. рис. 5.8) або вертикальні циліндричні відстійники з конічними полицями.

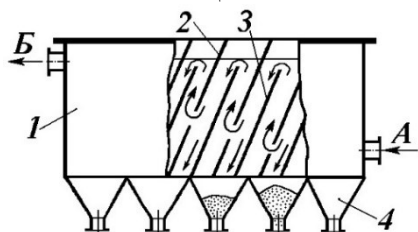


Рисунок 5.8 – Камерний відстійник із похилими полицями:
А – підведення суспензії; Б – відведення освітленої рідини; 1 – корпус; 2 – розрізні полиці; 3 – нерозрізні полиці; 4 – бункер для збирання осаду

Потік суспензії після надходження в апарат рухається поперемінно вгору – вниз усередині каналів, що утворені похилими нерозрізними та розрізними перегородками – полицями, на які осідають частинки і потім сповзають у бункер для осаду.

За ходом руху рідини від вхідного до вихідного патрубків шлях переміщення частинок поступово збільшується, що сприяє більш повному відділенню дрібнодисперсних частинок. Кут нахилу полиць становить 45–60°. Повну поверхню осідання для апарата розраховують за сумарною поверхнею нерозрізних полиць.

Подібним методом працює вертикальний відстійник із конічними полицями. Перевагами цих апаратів є простота будови та обслуговування, відсутність деталей і механізмів, що рухаються.

5.9.2 Відстійники для емульсій

Відстійники для емульсій періодичної та безперервної дії застосовують для відділення крапель диспергованої легкої або важкої фази. У найпростішому випадку як відстійник використовують циліндричну ємність, яка для збільшення площі осідання розміщена горизонтально та оснащена патрубками для подачі емульсії, відведення легкої та важкої фаз і повітряним клапаном.

Після закінчення періодичного процесу розділення фаз утворюються два прошарки, кожний із яких зливають в окремі ємності.

У безперервно діючому відстійнику обидві рідини відводяться одночасно, водночас висоти розміщення труб для відведення легкої та важкої фаз (рис. 5.9) повинні відповідати рівності величин гідростатичного тиску

$$(h - h_m) \cdot g \cdot \rho_v = (h_l - h_m) \cdot g \cdot \rho_l,$$

звідки висота переливної труби

$$h = h_m \cdot (\rho_v - \rho_l) + h_l \cdot \rho_l,$$

де ρ_l , ρ_v – густина легкої та важкої фаз відповідно.

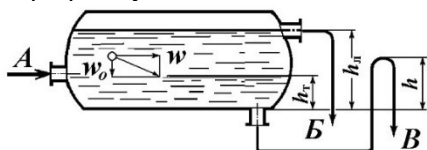


Рисунок 5.9 – Схема роботи відстійника для розділення емульсій: А – підведення емульсії; Б – відведення легкої фази; В – відведення важкої фази

Для попереднього очищення сирової нафти від води і механічних домішок використовують циліндричний відстійник із похилими полицями (рис. 5.10).

Похилі полиці встановлюють на відстані 0,2–0,3 м одну від одної, кут нахилу осі апарата становить 10–15°. Такі відстійники мають більшу високу пропускну продуктивність за однакових розмірів із горизонтальними циліндричними апаратами.

Для очищення виробничих стічних вод від нафтопродуктів і масел часто застосовують горизонтальні прямокутні секційні механізовані нафтовловлювачі (рис. 5.11).

Стічні води подаються в глуху камеру, що відділена перегородкою 2 від робочої камери. Краплі нафти, що спливають, діаметром 0,08–0,1 мм утворюють на поверхні камери прошарок нафтопродуктів висотою до 100 мм, водночас відокремлюється до 96–98 % нафти, що відводиться через нафтозбірну трубу 4. Залишковий вміст нафти в очищеній воді, що відводиться через патрубок В, не перевищує 100 г/м³. Осад із днища

нафтовловлювача згрібається скребковим транспортером 3 у напрямок 6, звідки відбирається гідроелеватором.

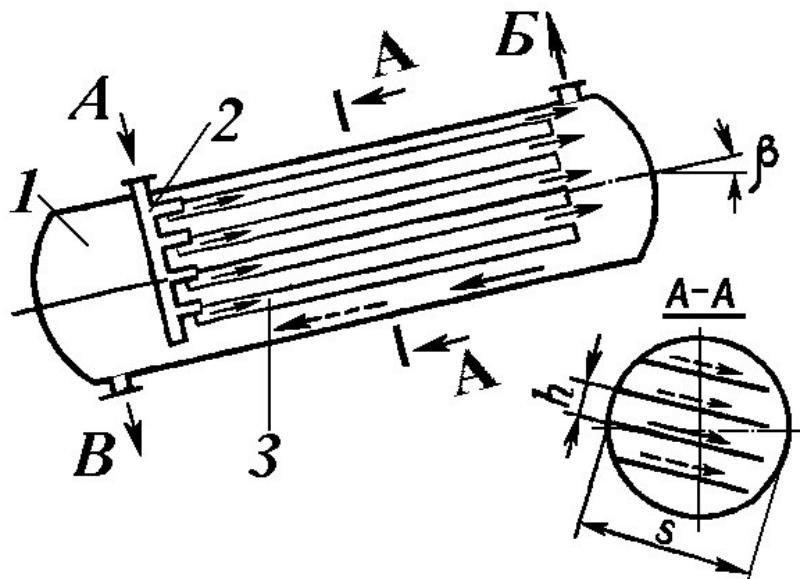


Рисунок 5.10 – Будова відстійника для сирової нафти: А – подача сировини; Б – відведення освітленої нафти; В – відведення води і механічних домішок; 1 – корпус; 2 – колекторна труба; 3 – похилі полиці

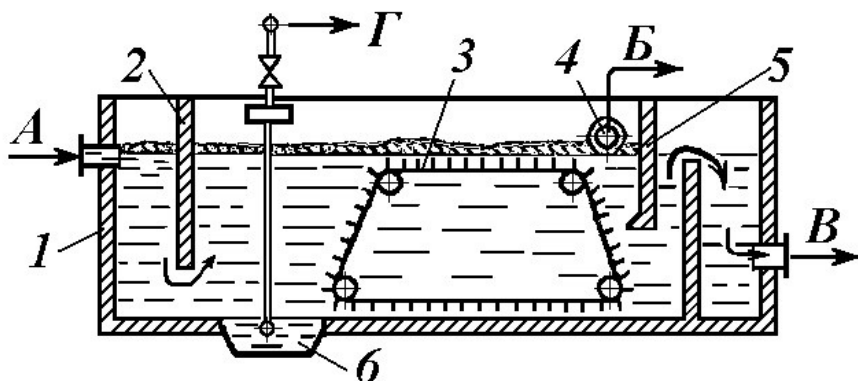


Рисунок 5.11 – Нафтовловлювач:
А – подача стічних вод; Б – відведення зібраної нафти; В – відведення очищеної води; Г – відведення осаду; 1 – корпус; 2, 5 – перегородка; 3 – скребковий транспортер; 4 – нафтозбірна труба; 6 – прямик для осаду

У промисловості широко використовуються також багатополочні та багатосекційні нафтовловлювачі пропускною продуктивністю в межах 300–600 м³/годину.

5.10 Будова та принцип роботи пиловідстійників

Для попереднього очищення дуже запиленого газу, що містять частинки величиною 0,05–0,1 мм, знайшли застосування поличні пиловідстійні камери (див. рис. 5.12), в яких потік запиленого газу рухається зі швидкістю 1–2 м/с у просторі між горизонтальними або похилими полицями, відстань між якими дорівнює 0,05–0,4 м. Ступінь очищення газу від пилу в таких апаратах становить 40–50 %.

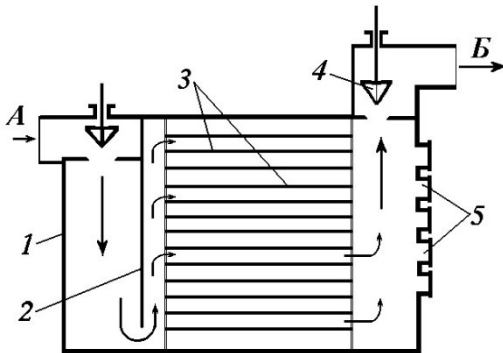


Рисунок 5.12 – Пиловідстійник поличного типу: А – запилений потік газу; Б – очищений газ; 1 – корпус; 2 – перегородка-відбійник; 3 – полиці; 4 – затвор; 5 – люки для видалення пилу

Частинки пилу осідають на полиці за порівняно короткий проміжок часу завдяки малій відстані між полицями.

Пил, що осів на полицях, періодично видаляють через люки 5 або механічним способом, використовуючи розрізані вдовж полиці 3, які примусово перевертаються на 90° під час вивантаження. Перевагами апарата є порівняна простота будови і роботи, а також те, що в невеликому об'ємі апарата розміщується велика кількість полиць, значно збільшивши у цьому разі загальну площу осаджування. Недоліками апарата є громіздкість, низька інтенсивність і ефективність роботи, утруднення, пов'язані з вивантажуванням пилу.

Для грубого очищення запиленого газу безпосередньо на газоході монтують пилоосаджувальні камери прямокутного перерізу з встановленими в них вертикальними відбійними перегородками, що огинаються газовим потоком. Порівняно з площею перерізу газоходу площа поперечного перерізу камери в декілька разів більша, внаслідок чого швидкість газу в камері знижується до 1–2 м/с, завдяки чому збільшується час перебування газу в камері, скорочується довжина

ділянки для осідання частинок пилу. Відділені частинки пилу осаджуються в бункері, що розміщений безпосередньо під газоходом.

Для підвищення ефективності пилоочищення використовують апарати з похилими полками і зволоженням потоку газу вприскуванням води, якщо це допустимо технологічними умовами. Принцип роботи такого апарата заснований на властивості зволжених частинок злипатися і ставати важчими, що прискорює процес їх осідання.

Для очищення великих об'ємів запилених газів застосовують більш інтенсивне та ефективне обладнання, описане в наступних розділах.

Приклад 5.2 Визначити розміри та число полиць пиловідстійника поличного типу для очищення повітряної суміші від пилу за такими умовами: витрата газу $V_0 = 7\,200 \text{ м}^3/\text{г}$ в розрахунку на нормальні умови (н. у.), середня температура газу $t = 210 \text{ }^\circ\text{C}$, надлишковий тиск у камері $\Delta p = 0,2 \text{ атм}$, відстань між полицями взята $h_m = 150 \text{ мм}$. Концентрація пилу в газі дорівнює $y_n = 35 \text{ г}/\text{м}^3$ (на н. у.), діаметр частинок $d_q = 20 \text{ мкм}$, їхня густина $\rho_q = 2\,700 \text{ кг}/\text{м}^3$. Знайдіть також продуктивність пиловідстійника щодо виділених пилових частинок, якщо ступінь уловлювання становить $\psi = 85 \%$.

Розв'язування. 1 Визначимо об'ємну витрату газів за робочими умовами за формулою (2.2):

$$V_p = V_0 \cdot \frac{(273 + t) \cdot p_0}{273 \cdot p_1} = \frac{7200}{3600} \cdot \frac{(273 + 210)}{273 \cdot 1,2} = 2,95 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2 Визначимо площу поперечного перерізу пиловідстійника, якщо припустити, що лінійна швидкість газу в ньому не перевищує $w = 0,4 \text{ м}/\text{с}$, тоді

$$S_n = V_p / w = 2,95 / 0,4 = 7,372 \text{ м}^2.$$

3 Визначимо режим осадження частинок в апараті

$$Ar = d_q^3 \cdot g \cdot \rho_c \cdot \rho_q / \mu^2 = (20 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 9,81 \cdot 0,877 \cdot 2700 / (27,6 \cdot 10^{-6})^2 = 0,244,$$

де ρ_c – густина газу за робочих умов, що розрахована за формулою (2.5); μ – в'язкість газу, для повітря $\mu = 27,6 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$ (див. додатки, рис. Б.3).

Число Архімеда $Ar < 36$, отже, режим осадження частинок ламінарний. Для ламінарного режиму число Рейнольдса: $Re_o = Ar/18 = 0,244/18 = 0,0136$.

4 Визначимо теоретичну і практичну швидкість осадження частинок:

$$w_o = Re_o \cdot \mu / (d_q \cdot \rho_c) = 0,0136 \cdot 27,6 \cdot 10^{-6} / (20 \cdot 10^{-6} \cdot 0,877) = 2,13 \cdot 10^{-2} \text{ м}/\text{с},$$

$$w_{on} = 0,5 \cdot w_o = 0,5 \cdot 2,13 \cdot 10^{-2} = 1,07 \cdot 10^{-2} \text{ м}/\text{с}.$$

5 Час осадження частинок між полицями дорівнює

$$\tau_o = h_m / w_{on} = 0,15 / (1,07 \cdot 10^{-2}) = 14,07 \text{ с}.$$

6 Загальна площа осадження частинок (див. ф-лу (5.45)) дорівнює

$$F_o = V_p / w_{on} = 2,95 / (1,07 \cdot 10^{-2}) = 275,7 \text{ м}^2.$$

7 Геометричні розміри пиловідстійника визначимо за умови, що час осадження частинок між полицями дорівнює часу перебування газу в камері, тобто $L/w = h_m/w_{on}$, звідки знаходимо співвідношення між довжиною камери та відстанню між полицями $L/h_m = w/w_{on} = 0,4 / (1,07 \cdot 10^{-2}) = 37,4$, звідки довжина відстійника $L = 37,4 \cdot h_m = 37,4 \cdot 0,15 = 5,6$ м. Беремо $L = 6$ м.

Робочий об'єм пиловідстійника $V_k = S_n \cdot L = 7,372 \cdot 6 = 44,23$ м³.

Число полиць визначимо із загальної площі пиловідстійника $n = F_o / (B \cdot L)$, звідки $B \cdot L = F_o / n$, де n – число полиць; B – ширина полиці, що дорівнює ширині камери.

Крім того, робочий об'єм полицного пиловідстійника можна знайти з рівняння $V_k = (n+1) \cdot h_m \cdot B \cdot L = (n+1) \cdot h_m \cdot F_o / n$.

Із останнього рівняння визначимо число полиць:

$$n = \frac{F_o \cdot h_m}{(V_k - F_o \cdot h_m)} = \frac{275,7 \cdot 0,15}{(44,23 - 275,7 \cdot 0,15)} = 14,38.$$

Беремо $n = 15$ полиць.

Висота пиловідстійної камери $H = (n+1) \cdot h_m = (15+1) \cdot 0,15 = 2,4$ м.

Ширина пиловідстійної камери $B = S_n / H = 7,372 / 2,4 = 3,072$ м. Беремо $B = 3,1$ м. Тоді фактична загальна площа осадження пиловідстійника становить

$$F_{oz} = B \cdot L \cdot n = 3,1 \cdot 6 \cdot 0,15 = 279 \text{ м}^2.$$

8 Продуктивність пиловідстійника щодо твердої фази дорівнює

$$G_m = V_o \cdot y_n \cdot \psi / (100 \cdot 1000) = 7200 \cdot 35 \cdot 85 / (100 \cdot 1000) = 214,2 \text{ кг/г.}$$

Ступінь очищення газу дорівнює $\psi = 100 \cdot (y_n - y_k) / y_n$. Розв'язуючи рівняння відносно y_k , одержали концентрацію пилу на виході з пиловідстійника $y_k = (100 - \psi) \cdot y_n / 100 = (100 - 85) \cdot 35 / 100 = 5,25$ г/м³.

Відповідь: розміри пиловідстійника $B \times H \times L = 3,1 \times 2,4 \times 6,0$, загальна площа осадження $F_{oz} = 279$ м², число полиць $n = 15$, $G_m = 214,2$ кг/г.

Контрольні запитання

1 Які системи називають неоднорідними та якими параметрами їх характеризують?

2 Назвіть поширені НС і наведіть їхні характеристики.

3 Які методи використовують для розділення НС?

4 Які сили за рушійні використовують для розділення НС?

5 Складіть рівняння матеріальних балансів за потоками та за фазами для процесу розділення НС.

6 Виведіть рівняння для розрахунку масової витрати продуктів, що одержують у результаті розділення НС.

7 Що називають швидкістю рівномірного осідання частинок?

8 Які фактори і як впливають на швидкість осідання частинок у рухомих потоках?

9 Запишіть рівняння сил, що діють і впливають на швидкість осідання частинок.

10 Запишіть умову рівномірного осідання частинок у газі та рідині.

11 Виведіть рівняння для розрахунку швидкості осідання частинок.

12 Які режими осідання частинок існують, що вони характеризують і як знаходять режим осідання?

13 Як залежить коефіцієнт опору від режиму осідання частинок?

14 Як впливає форма частинок на коефіцієнт опору і на швидкість осідання?

15 Навіщо потрібні критеріальні рівняння для процесів гравітаційного осаджування?

16 Виведіть універсальне критеріальне рівняння для процесів гравітаційного осаджування частинок.

17 Запишіть формули Рейнольдса та Архімеда, що використовують у розрахунках процесів гравітаційного осаджування.

18 Запишіть критичні числа Рейнольдса та Архімеда для різних режимів осаджування.

19 Запишіть алгоритм розрахунку швидкості осідання частинок.

20 Виведіть рівняння для розрахунку об'ємної продуктивності відстійника. Який основний висновок можна зробити з нього?

21 Виведіть рівняння для розрахунку площі відстоювання.

22 Як улаштовані та працюють відстійники для розділення суспензій?

23 Як інтенсифікувати роботу відстійних апаратів?

24 Як улаштовані та працюють відстійники для розділення емульсій?

25 Як улаштовані та працюють пиловідстійні апарати?

Контрольні задачі до розділу 5

1 Знайти співвідношення діаметрів частинок свинцевого блиску ($\rho = 7\,800\text{ кг/м}^3$) і кварцу ($\rho = 2\,600\text{ кг/м}^3$), що осаджуються з однаковою швидкістю: а) у повітрі; б) у воді, вважаючи, що осадження відбувається за $Re < 0,2$.

2 З якою швидкістю будуть осаджуватися шароподібні частинки кварцу ($\rho = 2\,600\text{ кг/м}^3$) діаметром 10 мкм: а) у воді за 15 °С; б) у повітрі за 15 і 500 °С?

3 Через пиловідстійну камеру (рис. 5.12) із відстанню між полками 100 мм проходять 2 000 м³/ч запиленого газу густиною 1,6 кг/м³ (витрата і густина задані за нормальних умов). Температура газу 400 °С. Динамічний коефіцієнт в'язкості газу за цієї температури $0,03 \cdot 10^{-3}\text{ Па} \cdot \text{с}$. Густина пилу 3 700 кг/м³. Довжина камери 4,55 м, ширина 1,71 м, висота 4 м. Якого розміру частинки

пилу будуть уловлюватися в камері, якщо вважати, що дійсна швидкість осадження вдвічі менше за теоретичну?

4 Визначити швидкість осадження у воді за 25 °С довгастих частинок вугілля ($\rho = 1\,400\text{ кг/м}^3$) і пластинчастих частинок сланцю ($\rho = 2\,200\text{ кг/м}^3$), що мають еквівалентний діаметр 2 мм.

5 Визначити діаметр частинок свинцевого блиску кулястої форми, що осаджуються зі швидкістю 0,25 м/з у воді за температури 15 °С. Густина свинцевого блиску 7 500 кг/м³.

6 Знайти верхню межу (тобто найбільший діаметр частинок) застосування формули Стокса до частинок кварцу густиною 2 650 кг/м³, що осаджуються у воді за 20 °С.

7 Знайти швидкість осадження у воді частинок кварцового піску кулястої форми діаметром 0,9 мм, якщо густина піску 2 650 кг/м³, а температура води 20 °С.

8 Знайти швидкість осадження у воді за 20 °С частинок свинцевого блиску кулястої форми з $d_e = 1\text{ мм}$. Густина свинцевого блиску 7 560 кг/м³.

9 Визначити розміри довгастих частинок вугілля ($\rho_1 = 1\,400\text{ кг/м}^3$) і плоских частинок сланцю ($\rho_2 = 2\,200\text{ кг/м}^3$), що осідають з однаковою швидкістю $w_{oc} = 0,1\text{ м/с}$ у воді за 20 °С.

10 Яку висоту потрібно дати прошарку газу між полицями пилівідстійної камери (рис. 5.12), щоб осіли частинки колчеданного пилу діаметром 8 мкм за витрати пічного газу 0,6 м³/с (за нормальних умов)? Довжина камери 4,1 м, ширина 2,8 м, загальна висота 4,2 м. Середня температура газу в камері 427 °С. В'язкість газу за цієї температури $0,034 \cdot 10^{-3}\text{ Па} \cdot \text{с}$, густина пилу 4 000 кг/м³, густина газу 0,5 кг/м³.

11 Визначити розмір найменших частинок, що осаджуються в газоході квадратного перерізу довжиною 16 м і висотою 2 м за лінійної швидкості газу 0,5 м/с. В'язкість газу $0,03 \cdot 10^{-3}\text{ Па} \cdot \text{с}$; густина газу 0,8 кг/м³, густина частинок 4 000 кг/м³.

12 Визначити діаметр відстійника (рис. 5.7) для безперервного осадження відмученої крейди у воді. Продуктивність відстійника 80 т/год початкової суспензії, що містить 8 % (мас) СаСО₃. Діаметр найменших частинок, які підлягають осадженню, 35 мкм. Температура суспензії 15 °С. Вологість шлам 70 %. Густина крейди 2 710 кг/м³.

РОЗДІЛ 6

Флотаційні методи розділення суспензій і пульп

У цьому розділі...

- ◆ *Навіщо частинкам поплавці?*
- ◆ *Як частинкам допомогти спливати?*
- ◆ *Як зробити установку для флотації?*
- ◆ *Будова і принцип роботи флотаторів.*

Одним з ефективних методів розділення суспензій і пульп, що дозволяє вибірково виділити зі складної суміші твердих частинок один або групу компонентів, є **флотація**. Термін «флотація» походить від англійського слова «float» – поплавець, плавати, спливати – означає плавучість, здатність спливати та плавати. У технічній літературі використовується також термін «флотогравітація», що означає розділення пульп за спроможністю твердих частинок тонути або спливати в рідинних середовищах під дією гравітаційних або виштовхувальних сил, що утворюються штучно.

Флотація є одним із поширених методів вилучення цінних руд із мінеральної сировини та збагачення корисних копалин, а також застосовується для очищення промислових і побутових стічних вод.

Флотація є **простою** (або колективною), якщо внаслідок її проведення в концентраті зосереджуються корисні мінерали, а в хвостах відводиться пуста порода.

Флотація є **вибірковою** (селективною), якщо в концентраті зосереджується кожен мінерал окремо.

6.1 Фізико-хімічні основи процесу флотації

Флотація базується на відмінності фізико-хімічних властивостей поверхні частинок різних мінералів, на різниці їх густини і форми, а також на різноманітній спроможності частинок різних мінералів, різної величини і форми змочуватися водою та іншими рідинами.

Фізична суть процесу флотації полягає в тому, що методами спеціального оброблення багатоконпонентної пульпи окремим її частинкам надають водовідштовхувальні властивості та здатність

спливати у верхній прошарок під дією витискувальних сил. Потім проводять аерацію пульпи й відокремлюють разом із пінним прошарком окремі компоненти, що спливли, у більш концентрованому стані.

Розрізняють два види флотації: **пінну та безпінну**, вони ґрунтуються на різноманітній здатності твердих частинок до змочування їх водою.

Частинки гідрофобні – такі, що відштовхують рідину (погано змочуються водою та її розчинами), частинки гідрофільні – такі, що не відштовхують воду (добре змочуються водою та переважно осідають у ній або в її розчинах під дією гравітаційних сил).

Безпінна (плівкова) флотація відбувається в тому разі, коли гідрофобні частинки мінералів обволікаються плівкою спеціально підібраної органічної рідини, що добре відштовхує воду. Ці оброблені частинки спливають у воді та залишаються на її поверхні. Під час масляної флотації гідрофобні частинки спливають за рахунок їх прилипання до масляних крапель, що спливають.

Пінну флотацію найбільш часто використовують у промисловості, вона ґрунтується на попередній аерації пульпи повітрям, водночас гідрофобні частинки, що знаходяться в пульпі або в суспензії, прилипають до поверхні пухирців повітря, які пронизують пульпу під час аерації й піднімаються з ними у верхній пінний прошарок, створюючи флотаційний концентрат, якщо в ньому знаходиться видобутий корисний цільовий мінерал. Іноді до пінного прошарку входять нецільові компоненти – хвости, а цільовий компонент залишається в суспензії.

Важливими чинниками в процесі флотації є стабільність піни та розміри пухирців, у зв'язку з чим використовують піноутворювачі – спеціальні речовини, що зменшують поверхневий натяг рідини на межі розподілення фаз і стабілізують процес утворення стійкої піни, що складається з дрібних пухирців. Як піноутворювачі частіше всього використовують поверхнево-активні речовини (ПАР).

Гідрофільні частинки в основній своїй масі залишаються у воді в зваженому стані (камерний продукт) і створюють флотаційні хвости, що містять нецільові компоненти, та відводяться у відвали. Іноді камерний продукт містить цільовий видобутий концентрат.

Природну змочувальну властивість твердих частинок можна знизити додаванням до системи в невеликих кількостях збирачів – колекторів. Як колектори використовують соснову олію, нафтоєні та олеїнові кислоти, ксантогенати та інші речовини, водночас збирачі, що адсорбуються на поверхні частинок одного з компонентів, у цілому підвищують водовідштовхувальні властивості поверхні частинок.

Унаслідок такого оброблення частинки швидше прилипають до повітряних пухирців. Крім збирачів можуть також використовуватись активатори – речовини, що посилюють дію збирачів, або депресори – речовини, що погіршують або унеможливають процес флотації.

Флотацію використовують для збагачення руд цінними компонентами, для розділення або виділення солей, наприклад, хлориду калію із сильвінітових руд. Флотація хлориду калію стала основним і найбільш економічним методом виробництва калійних добрив. Флотація є основним методом видобування сірки на Роздольському та Яворівському родовищах, збагачення апатитоніфелінових концентратів фосфорною складовою, для видобування будівельних матеріалів (тальку, графіту), для виділення мінералів, таких, як мідно-сульфідні, цинкова обманка, свинцевий блиск та інші для виробництва кольорових металів, для очищення промислових стічних вод нафтопереробних підприємств, а також побутових стічних вод.

Основні стадії процесу пінної флотації:

1 **Кондиціонування** – підготування пульпи до флотації з метою створення умов, що забезпечують для неї необхідні технологічні властивості, достатню швидкість та ефективність подальших процесів.

До **фізичних** методів кондиціонування належать: газові – попереднє оброблення пульпи повітрям – аерація або іншими газами; термічні – підігрівання пульпи; ультразвукові, електромагнітні та електрохімічні.

Хімічні методи передбачають вплив на пульпу різноманітними хімічними реагентами – розчинами кислот, лугів, органічними сполуками, поверхнево-активними речовинами.

Тривалість кондиціонування пульп, порядок подачі, вид і витрата реагентів здебільшого визначають експериментально. Зазвичай тривалість кондиціонування становить від декількох хвилин до декількох годин. За умови недостатнього часу кондиціонування знижується ступінь видобування компонента та підвищується витрата реагентів.

2 **Аерування** пульпи має на меті забезпечення насиченості її газовими складовими, подрібнення – диспергування повітряних і газових пухирців та створення умов найбільш тісного контактування їх із твердими частинками, унаслідок чого пухирці газу приєднуються до гідрофобних частинок і втягують їх у процес флотації, а гідрофільні частинки залишаються в донній частині флотатора.

Аерування флотаційних пульп проводять такими способами:

а) барботуванням – подачею повітря через пористі перегородки та перфоровані пристрої;

б) газоструминним – ерліфтним, що реалізується за ежекційного диспергування газових струмків у потоці пульпи, захвату газової фази частинками рудних мінералів під час їх взаємного контакту;

в) механічним – примусовим диспергуванням повітря або газу спеціальними турбінними й пропелерними мішалками або імперелерами.

Ефективність аерування визначається сумарною поверхнею контакту фаз у системі «газ – рідина» й величиною газових пухирців, що утворюються в звичайних умовах процесу флотації та досягають розмірів 1–4 мм. Якщо розмір пухирців становить 0,1–0,3 мм, то такий процес називають мікрофлотацією.

3 Стадія **власне флотації** складається із закріплення частинок на газових бульбашках і пухирцях та їх спливання через прошарок рідини у верхній пінний шар. Закріплення частинок на бульбашках повітря відбувається в результаті зменшення водяного прошарку між поверхнею частинки й пухирцем газу за рахунок удару та дії сил поверхневого натягу. Під час співудару пухирця з частинкою відбуваються розрив і видалення гідратної плівки між ними, швидкість розриву плівки становить 0,01–0,2 м/с. Час для закріплення частинки на пухирцях – час індукції – тим менший, чим менший розмір частинки й чим вища її гідрофобність. За умови швидкостей повітря 0,02–0,1 м/с імовірність прилипання частинки до пухирця приблизно дорівнює одиниці. Здатність прилипання частинок до пухирців підвищується за наявності на їх поверхні мікропухирців газу, що утворилися під час виділення їх із розчину, попередньо насиченого газом.

На ефективність процесу флотації впливає масове співвідношення рідини (повітря, газу) / тверде, водночас встановлено, що достатньо високий видобуток забруднювальних речовин зі стічних вод досягається за співвідношень $P (Г) / T = 0,004 - 0,06$.

Спливання мінералізованих пухирців можливо за умови, коли піднімальна сила бульбашки або пухирця в рідині буде більшою від позірної сили частинки, тобто буде виконуватися умова

$$\frac{\pi \cdot d_c^3}{6} \cdot g \cdot (\rho_c - \rho_g) > \frac{\pi \cdot d_q^3}{6} \cdot g \cdot (\rho_m - \rho_c), \quad (6.1)$$

де d_c, d_q – діаметр газової бульбашки та твердої частинки відповідно; ρ_c, ρ_g, ρ_m – густини газу, середовища й частинки відповідно.

Під впливом чинних сил пухирці газу з прилиплими до них твердими частинками спливають угору і збираються на поверхні середовища, утворюючи пінний прошарок. Середня швидкість спливання бульбашок

становить 0,03–0,04 м/с і може досягати 0,1–0,2 м/с залежно від способу аерування, розмірів частинок, їхніх властивостей і типу флотаційної машини. Під час підвищення швидкості спливання бульбашок зростає ймовірність відриву останніх від прилиплих частинок, що погіршує ефективність флотації.

Наближене значення максимальної величини частинки, що флотується, може бути обчислене за формулою

$$d_{\max} = 4 \cdot \sigma_c / ((\rho_m - \rho_c) \cdot g), \quad (6.2)$$

де σ_c – поверхневий натяг рідини, Н/м.

Поверхневий натяг рідини може бути помітно знижений за рахунок добавки ПАР, наприклад, добавка пальмітинової кислоти (К-солі) кількістю 0,1 ммоль на літр знижує поверхневий натяг води до величини $\sigma_c = 34,2 \cdot 10^{-3}$ Н/м за температури 20 °С.

4 Відведення та руйнування піни. Після одержання прошарку піни на поверхні рідини необхідно її видалити з поверхні, заглушити та зруйнувати. Піновидалення повинне бути організоване так, щоб поверхневий прошарок піни видалявся без руйнації нижнього прошарку. Часто піна сама опадає та руйнується під час попадання в камеру піновидалення, іноді піну пропускають через згущувальні лійки або сітчасті центрифуги. Піна також легко руйнується під час подання на її поверхню сильного струменя води за мінімальною її кількістю. Піну руйнують також за допомогою звукових і ультразвукових коливань.

У практиці очищення стічних вод застосовують біологічну й хімічну флотацію. Під час біологічної флотації осад із первинних відстійників спрямований у спеціальні резервуари, де підігрівається водяною парою до температури 35–45 °С і за такої температури витримується декілька діб. За рахунок розвитку й діяльності мікроорганізмів виділяються бульбашки газу, якими зачіплюються частинки мулу та спливають у верхній пінний прошарок. Потім піна також відводиться, руйнується та зневоднюється, водночас одержують ущільнений мул вологістю до 80 % мас.

Флотацію останнім часом застосовують для розділення сумішей хімічних речовин.

6.2 Схема флотаційних установок

Розглянемо технологічну схему типової флотаційної установки, подану на рисунку 6.1.

Зі збірників 1 насосом 2 у чан-змішувач 3 додають реагенти й подають початковий концентрат – живлення, а потім суміш піддають попередньому перемішуванню. Підготовлена в такий спосіб суміш подається в камеру флотації флотаційного апарата 4, де обробляється – аерується повітрям, водночас відбувається захоплення гідрофобних частинок пухирцями повітря й вони разом із прилиплими частинками спливають угору та створюють на поверхні рідини пінний прошарок. На виході з апарата пінний шар руйнується пінознімачем 5, а потім концентрат відводиться з пінного жолоба на подальше розділення. Рідина зі шламом гідрофільних частинок (хвости) з нижньої частини флотатора відводиться у відстійник, де розділяється на ущільнений осад та освітлену рідину, осад потім відводиться у відвал. Освітлену рідину після відстійника можна повторно використовувати в процесі флотації.

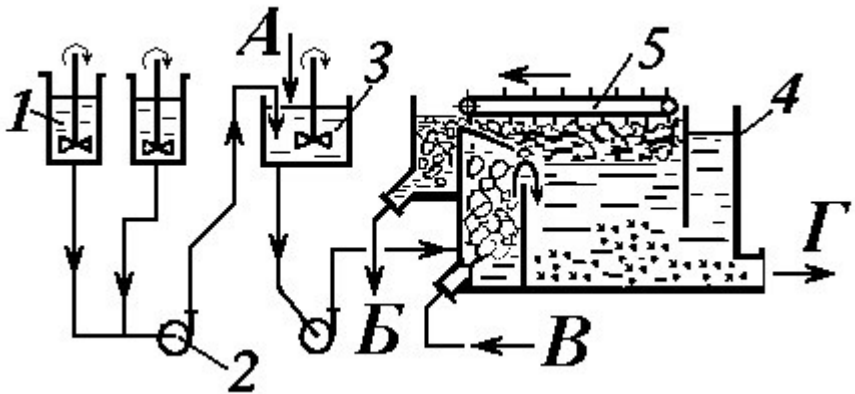


Рисунок 6.1 – Типова схема флотаційної установки:

- А – подача живлення; Б – відведення концентрату; В – подача повітря;
Г – відведення хвостів; 1 – збірники реагентів; 2 – насос; 3 – чан-змішувач;
4 – флотаційний апарат; 5 – пінознімач

В установках очищення стічних вод вихідну рідину або частину освітленої рідини спрямовують у сатуратор, де відбувається насичення рідини повітрям або газом (наприклад, вуглекислим). Очищення стічних вод методами флотації супроводжується ефективною аерацією, насиченням їх киснем, зниженням концентрації поверхнево-активних

речовин і кількості бактерій та мікроорганізмів, що сприяє більш глибокому очищенню вод і покращує їх загальний санітарний стан. Газами, що насичують стічні води, використовують двоокис вуглецю та біогаз (N_2 – 84 %, O_2 – 4 %, CO_2 – 12 % об'ємних).

Для очищення стічних вод залежно від засобу насичення їх повітрям розрізняють вакуумну, напірну та ерліфтну флотацію.

Вакуумну флотацію застосовують за низької концентрації зважених частинок у воді (не більше ніж 250–300 мг/л), водночас стічні води попередньо насичують повітрям за атмосферного тиску, а саму флотацію проводять у камері за розрідження 250–300 мм рт. ст., що сприяє більш енергійному виділенню з розчину пухирців розчиненого газу.

Більш широко застосовують напірні флотаційні установки, в яких очищають стічні води з концентрацією суспензій 4–5 г/л. Для підвищення ступеня очищення у воду додають коагулянти. Напірні флотаційні установки мають продуктивність від 5 до 1 000 м³/г і за менших габаритних розмірів забезпечують менше залишкове забруднення відведених очищених вод. Об'єм подаваного повітря досягає 2–5 % від об'єму стічних вод, час перебування стічних вод у флотаційній камері становить 10–20 хв.

Напірні флотатори широко використовують для очищення стічних вод целюлозно-паперової промисловості, водночас відокремлюється до 97 % зважених у воді частинок, що дозволяє повторно повернути очищені води в технологічний процес. Флотаційний метод також використовують для очищення пульпи макулатури від друкарської фарби, що дозволяє одержувати додатково паперову масу високої білизни.

Ерліфтні установки застосовують для очищення стічних вод у хімічній промисловості, витрата енергії в них на проведення процесу флотації в 2–4 рази менша, ніж у напірних установках.

Флотаційні методи очищення доцільно використовувати тоді, коли стічні води містять гідрофобні забруднювальні речовини (олії, жири, парафіни, краплі нафти тощо), що легко флотуються.

6.3 Будова та принцип роботи флотаційних апаратів

Основним обладнанням флотаційних установок є флотаційна машина, у якій безпосередньо реалізуються процеси аерування пульп, власне флотації, відведення й гасіння піни.

Флотаційні машини класифікують за такими основними ознаками:

1) за способом перемішування та аерації пульпи – механічні, пневмомеханічні, пневматичні та пневмогідрравлічні;

2) за способом введення і контактування взаємодіючих фаз – роздільним, спільним, прямотечійним і протитечійним;

3) за кількістю камер контакту взаємодіючих фаз – однокамерні та багатокамерні;

4) за конструктивними ознаками – горизонтальні (ящикові), вертикальні та колонні;

5) за використаним тиском – вакуумні, напірні та ерліфтні.

На рисунках 6.2 та 6.3 показані деякі типи флотаційних машин.

На рисунку 6.2 подана флотаційна машина з пневматичним перемішуванням суспензії. Повітря подається через колектор 2 й по трубах 3 надходить у нижню частину корпуса, тут пухирці повітря контактують із частинками руди та флотують їх. Пінний прошарок відводиться в приймальний жолоб 5.

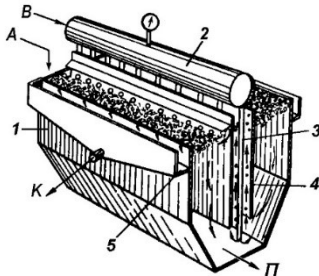


Рисунок 6.2 – Конструкція флотаційної машини з пневматичним перемішуванням суспензії:

А – подача пульпи; В – подача повітря; К – відведення концентрату; П – відведення породи; 1 – корпус; 2 – колектор подачі повітря; 3 – труби; 4 – перегородки; 5 – приймальний жолоб

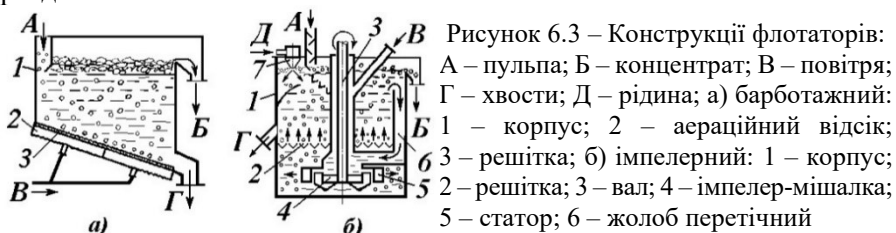
В однокамерних барботажних апаратах пульпа подається зверху, а повітря подається через нижню газорозподільну камеру. Під час барботажу повітря через шар пульпи рідина насичується повітрям та одночасно відбувається флотація забруднювальних речовин.

У приймальній камері двокамерних апаратів відбувається процес флотації, а у відстійній камері відбувається відділення піни з прилиплими частинками від очищеної рідини.

На рисунку 6.3 а показаний флотатор для пневмогідравлічного аерування пульпи під час спільної подачі рідини та повітря під надлишковим тиском, водночас знижуються енерговитрати на насичення рідини киснем порівняно з механічним аератором.

На рисунку 6.3 б показано багатокамерну флотаційну машину, в якій робочим органом є механічний аератор – імпелер. Повітря подається по напірній трубі та диспергується імпелером-мішалкою, що приводиться до роботи електродвигуном. Як диспергатори використовують турбінні та пропелерні мішалки, розміщені в нерухомому статорі з радіальними лопатями. Над імпелерною камерою розміщено розподільну решітку

для створення киплячого шару та оброблення пульпи газорідним висхідним потоком, що дозволяє значно інтенсифікувати процес. Утворений пінний прошарок відводиться через верхній жолоб на розділення.



Набули широкого застосування протитечійні апарати колонного типу. У колонних однокамерних і багатоканерних апаратах повітря й пульпа можуть подаватися разом або роздільним методом протитечійно. Колонні багатоканерні апарати часто виявляються більш ефективними. У колонному апараті з трьома робочими зонами в першу верхню зону подається живлення й пульпа рухається вниз зі швидкістю 0,5–2 см/с, протитечійно до неї рухаються пухирці повітря зі швидкістю до 5 см/с, у другій і третій зонах відбувається процес насичення води диспергованими пухирцями повітря, що піднімаються, водночас в міру піднімання вгору пухирці газу збільшуються й краще захоплюють частинки, що флотуються.

Для підвищення ефективності очищення стічних вод використовують також горизонтальні багатоканерні апарати з механічним, пневмомеханічним і гідравлічним аеруванням пульпи.

Схема багатоканерної флотаційної установки подана на рисунку 6.4.

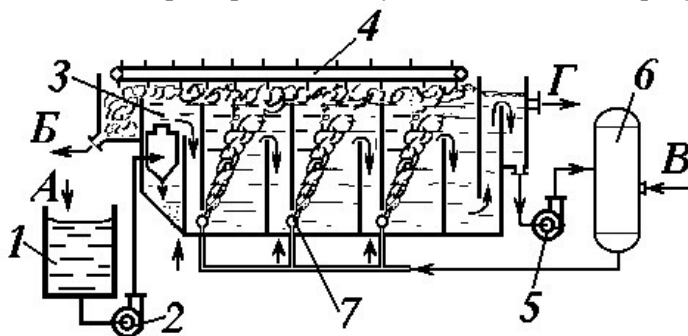


Рисунок 6.4 – Багатоканерна флотаційна установка:

А – підведення стічних вод; Б – відведення пінного прошарку; В – подача повітря; Г – відведення очищеної води; 1 – збірник стічних вод; 2, 5 – насос;
 3 – флотаційна машина; 4 – пінозбирач; 6 – сатуратор; 7 – аератор

Стічні води зі збірника 1 насосом 2 подаються через гідроциклон у першу камеру флотаційної машини 3, де змішуються з попередньо насиченою повітрям циркуляційною водою, водночас повітря частково виділяється в камері та флотує частинки забруднення. Далі вода послідовно проходить наступні камери, після третьої камери частина очищеної води насосом 5 подається в сатуратор 6, де відбувається процес насичення води повітрям, що нагнітається компресором, потім вода подається знизу в камери флотаційної машини. Піна видаляється пінозбирачем 4, після її руйнації шлам відводиться в шламовідстійник (на рисунку 6.4 не показано).

Фізико-хімічні способи руйнування піни ґрунтуються на додаванні до неї різноманітних реагентів.

Контрольні запитання

1 Для чого використовують процеси флотації в промисловості та в народному господарстві?

2 У чому полягає фізична суть процесу флотації?

3 Які сили діють на частинки в процесах флотації?

4 Запишіть умову спливання твердих частинок у процесі флотації.

5 Назвіть основні етапи проведення процесу флотації.

6 Нарисуйте схему флотаційної установки та назвіть основні види обладнання, які в ній використані.

7 Нарисуйте схему пневматичного барботажного флотатора та опишіть принцип його роботи.

8 Нарисуйте схему механічної (імпелерної) флотаційної машини та опишіть принцип її роботи.

9 У чому полягає суть роботи колонних флотаційних апаратів?

У цьому розділі...

- ◆ *Навіщо та кому потрібна центрифуга?*
- ◆ *Як зробити частинку важчою в тисячу разів?*
- ◆ *Що там за сили такі діють у центрифугі?*
- ◆ *Знайдемо швидкість відцентрового осідання.*
- ◆ *Скористаємося критеріальними рівняннями.*
- ◆ *Визначимо продуктивність центрифуги.*
- ◆ *Циклони тут, циклони там...*
- ◆ *Устаткування та принцип роботи центрифуг.*
- ◆ *Центрифуги різні та важливі й завжди потрібні.*
- ◆ *Ультрацентрифуга – машина часу.*

З метою значного збільшення швидкості осаджування та інтенсифікації процесів розділення неоднорідних систем у промисловості широко використовують процеси (циклонний і центрифугування), в яких на частинки дисперсної фази діють штучно утворені інерційні – відцентрові сили, що в сотні й тисячі разів перевищують сили їх власної ваги – гравітаційні.

Використання відцентрових сил дозволяє ефективно – швидко та краще розділяти запилені гази, суспензії, емульсії та навіть із газової суміші виділяти ізотопи газів.

7.1 Основні поняття та визначення

Якщо матеріальна частинка рухається з визначеною швидкістю за криволінійною траєкторією, то на неї, крім сил власної ваги, діють додаткові сили: доцентрова, спрямована до центру обертання, та рівна їй за величиною відцентрова сила, спрямована в протилежний бік.

Величину відцентрової сили визначають за такою формулою:

$$C = m \cdot a = \frac{m \cdot W_0^2}{R} = m \cdot R \cdot \omega^2, \quad (7.1)$$

де m – маса частинки; a – відцентрове прискорення, що діє на частинку; W_0 – колова швидкість переміщення частинки, $W_0 = 2 \cdot \pi \cdot R \cdot n = \omega \cdot R$; R – радіус, на якому розміщена частинка щодо центру обертання; ω – кутова швидкість обертання частинки, рад/с; n – частота її обертання відносно центру, 1/с.

З рівняння (7.1) випливає, що величина відцентрової сили, що діє на частинку, збільшується прямо пропорційно масі, радіусу та квадрату кутової швидкості її обертання, причому з ростом останньої величина відцентрової сили збільшується значно швидше, ніж зі збільшенням радіуса розміщення частинки.

Можливі два способи штучного створення відцентрової сили:

– організація примусового руху потоку середовища уздовж криволінійної поверхні в нерухомому апараті – так званий **циклонний процес**. Апарати, в яких реалізується циклонний процес для розділення пилогазових середовищ, називають **циклонами**;

– примусове обертання ротора – барабана разом із середовищем, що розміщений у ньому, із великою кутовою швидкістю щодо його осі. Такий процес називають **центрифугуванням**, а апарати, в яких використовується цей процес, називають **центрифугами**.

Робочий орган центрифуги **ротор – барабан** може мати суцільні стінки, водночас у ньому проводять процеси **осаджувального** центрифугування для розділення суспензій або **розділювального** центрифугування під час поділу емульсій. В інших випадках стінки барабана можуть бути перфоровані отворами, що поверх закриті фільтрувальною сіткою. Такий ротор називають фільтрувальним, а процес, в якому його використано, називають **відцентровим фільтруванням**.

Відповідно до виду процесу центрифугування, що проводиться в апараті, центрифуги бувають **відстійними, фільтрувальними та розділювальними – сепарувальними** (див. рис. 7.1).

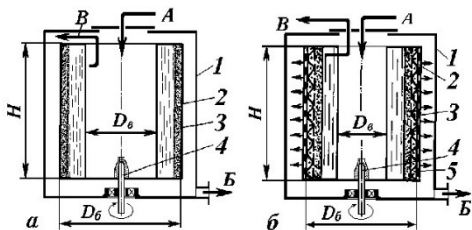


Рисунок 7.1 – Схема відстійної (а) та фільтрувальної (б) центрифуги: А – подача суспензії; Б – відведення фугату; В – відведення вологого осаду; 1 – корпус (кожух); 2 – ротор (барабан); 3 – осад; 4 – вал ротора; 5 – фільтрувальна сітка

У результаті проведення процесу центрифугування суспензій у відстійних і фільтрувальних центрифугах одержують **вологий осад** та

освітлену **рідину – фугат**. Вологість осаду, що одержують, і вміст твердої фази у фугаті залежать від властивостей початкової суспензії, від типу й технічної характеристики центрифуги.

Під час розділення емульсій одержують **легку** (з меншою густиною) та **важку** (з більшою густиною) рідкі фази.

7.2 Фактор розділення та його фізична суть

Сила ваги матеріальної частинки під дією гравітаційних сил відповідно до рівняння (5.16) дорівнює $P = m \cdot g$. Порівнюючи між собою рівняння (5.16) і (7.1), легко помітити, що в останньому рівнянні комплекс $R \cdot \omega^2$ має сутність **відцентрового прискорення**.

Розділивши величину відцентрової сили на силу ваги для часток однакої маси, одержали

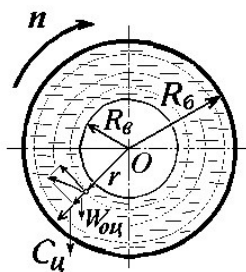
$$K_p = \frac{C}{P} = \frac{m \cdot R \cdot \omega^2}{m \cdot g} = \frac{R \cdot \omega^2}{g} = 4 \cdot R \cdot n^2, \quad (7.2)$$

де ω – кутова швидкість обертання частинки, $\omega = 2 \cdot \pi \cdot n$.

Одержану залежність називають **фактором розділення** у відцентровому полі. Вона показує, у скільки разів відцентрові сили більші від сил ваги або в скільки разів відцентрове прискорення більше від гравітаційного прискорення для частинок однакої маси.

Отже, **фактор розділення** характеризує напруженість поля відцентрових сил і може бути характеристикою спроможності центрифуги, що розділяє неоднорідну систему. Фактор розділення підвищує ефективність роботи центрифуги в значно більше від частоти обертання ротора та в меншому ступені від його радіуса.

7.3 Швидкість відцентрового осадження



Для розрахунку швидкості відцентрового осадження частинок розглянемо процес розділення суспензії в поперечному перерізі відстійної вертикальної центрифуги (див. рис. 7.2).

Рисунок 7.2 – Схема дії сил на частинку в барабані відстійної центрифуги

Під час обертання барабана зі сталою кутовою швидкістю під дією відцентрової сили рідина розподіляється уздовж вертикальних стінок у формі параболоїда обертання, водночас максимальна товщина кільцевого прошарку буде визначатися шириною закраїни борту барабана центрифуги.

Для промислових відстійних центрифуг радіус закраїни борту зазвичай дорівнює $R_g = 0,71 \cdot R_b$ за умови заповнення барабана суспензією на 50 % від його повного об'єму.

Частинки, що осідають у кільцевому прошарку рідини, візьмемо, як і в прикладі гравітаційного осідання діаметром d_u і густиною ρ_u , та вони будуть у радіальному напрямку знаходитися під впливом трьох сил:

– відцентрових сил, що діють на частинку й дорівнюють

$$C = m_u \cdot a_u = \frac{\pi}{6} \cdot d_u^3 \cdot \rho_u \cdot a_u; \quad (7.3)$$

– виштовхувальних (архімедових) сил середовища, що дорівнюють

$$A = m_c \cdot a_u = \frac{\pi}{6} \cdot d_u^3 \cdot \rho_c \cdot a_u; \quad (7.4)$$

– сил опору (тертя) частинки під час її переміщення в середовищі

$$T = \xi \cdot \frac{\pi \cdot d_u^2}{4} \cdot \frac{W_{ou}^2 \cdot \rho_c}{2}, \quad (7.5)$$

де m_u , m_c – маси частинки й витиснутого нею середовища відповідно; ρ_u , ρ_c – густини частинки й середовища відповідно; a_u – відцентрове локальне прискорення частинки; W_{ou} – локальна лінійна швидкість відцентрового осідання частинки; ξ – коефіцієнт опору середовища.

Умову локальної рівноваги сил, що діють на частинку сил, можна подати рівнянням

$$C = A + T, \quad (7.6)$$

яке після підстановки рівнянь (7.3), (7.4) і (7.5) має вигляд

$$\frac{\pi}{6} \cdot d_u^3 \cdot \rho_u \cdot a_u = \frac{\pi}{6} \cdot d_u^3 \cdot \rho_c \cdot a_u + \xi \cdot \frac{\pi \cdot d_u^2}{4} \cdot \frac{W_{ou}^2 \cdot \rho_c}{2}. \quad (7.7)$$

Розв'язуючи рівняння (7.7) відносно локальної швидкості відцентрового осідання, одержали

$$W_{ou} = \sqrt{\frac{4 \cdot d_u \cdot (\rho_u - \rho_c) \cdot a_u}{3 \cdot \xi \cdot \rho_c}}. \quad (7.8)$$

Замінюючи в рівнянні (7.8) відцентрове прискорення через фактор розділення з рівняння (7.2), одержали

$$W_{oc} = \sqrt{\frac{4 \cdot d_c \cdot (\rho_c - \rho_c) \cdot g}{3 \cdot \xi \cdot \rho_c}} \cdot K_p. \quad (7.9)$$

Аналізуючи рівняння (7.9), відзначимо:

1) воно відрізняється від аналогічного рівняння (5.21) для процесів гравітаційного осадження наявністю фактора розділення;

2) фактор розділення належить до локального положення частинки та змінюється в міру осідання її від мінімальної величини, що відповідає радіусу зливного борту барабана, до максимальної величини, що відповідає внутрішньому радіусу барабана центрифуги.

У зв'язку з цим під час розрахунків швидкості осідання частинок у центрифугах фактор розділення розраховують для середнього радіуса кільця прошарку рідини в центрифугі, тобто $R_{cp} = (R_\delta + R_c)/2$.

7.4 Критеріальні рівняння процесу відцентрового осадження

Безпосередній розрахунок швидкості відцентрового осадження за формулою (7.9) неможливий через непевність щодо режиму осадження частинки. Тому, як і в разі гравітаційного осадження, доцільно користуватися критеріальними рівняннями.

Перетворимо рівняння (7.9) на критеріальне. Для цього піднесемо обидві його частини до квадрата й помножимо їх на комплекс $d_c^2 \cdot \rho_c^2 / \mu_c^2$, водночас одержимо тотожність

$$\frac{W_{oc}^2 \cdot d_c^2 \cdot \rho_c^2}{\mu_c^2} = \frac{4 \cdot d_c^3 \cdot g \cdot (\rho_c - \rho_c) \cdot \rho_c}{3 \cdot \xi \cdot \mu_c^2} \cdot K_p$$

та подамо її в критеріальній формі

$$\xi \cdot Re_{oc}^2 = \frac{4}{3} \cdot (Ar \cdot K_p). \quad (7.10)$$

Залежність (7.10) аналогічна за структурою із критеріальним рівнянням (5.27), але відрізняється від нього наявністю фактора розділення K_p , що інтенсифікує процес осадження, водночас режим осадження в нових умовах буде визначатися добутком чисел $(Ar \cdot K_p)$.

Межі режимів відцентрового осадження, як і раніше, визначаються величиною критерію Рейнольдса, водночас для ламінарного режиму $Re_{oc} \leq 2$, $\xi = 24/Re_{oc}$, $(Ar \cdot K_p) < 36$ і рівняння (7.10) зводиться до такого вигляду:

$$Re_{oc} = \frac{1}{18} \cdot (Ar \cdot K_p). \quad (7.11)$$

Для перехідного режиму $2 < Re_{oc} < 500$, $\xi = 18,5/Re_{oc}^{0,6}$, $36 < (Ar \cdot K_p) < 84\,000$, тому після підстановки одержимо

$$Re_{oc} = 0,152 \cdot (Ar \cdot K_p)^{0,715}. \quad (7.12)$$

Для турбулентного режиму $Re_{oc} > 500$, $\xi = 0,44$, $(Ar \cdot K_p) > 84\,000$, водночас маємо

$$Re_{oc} = \sqrt{3 \cdot (Ar \cdot K_p)} = 1,73 \cdot (Ar \cdot K_p)^{0,5}. \quad (7.13)$$

Критеріальні рівняння (7.11)–(7.13) дозволяють визначити швидкість відцентрового осадження частинок у нестислих умовах.

7.5 Алгоритм розрахунку швидкості відцентрового осадження частинок у центрифугах

Використання одержаних вище критеріальних рівнянь дозволяє розрахувати швидкість відцентрового осадження частинок за таким алгоритмом:

1) уточнюють вихідні дані процесу осадження: середній діаметр частинок, що осаджуються, їх густину, густину та в'язкість середовища за робочої температури, внутрішній діаметр та діаметр зливного борту барабана центрифуги, частоту обертання ротора;

2) розраховують критерій Архімеда для частинок і фактор розділення відносно радіуса зливного борту ротора центрифуги, а потім за величиною добутку $(Ar \cdot K_p)$ знаходять режим осідання частинок;

3) для знайденого режиму осідання вибирають необхідне критеріальне рівняння та розв'язують його щодо числа Рейнольдса;

4) використовуючи рівняння (5.32), на основі числа Рейнольдса визначають теоретичну швидкість відцентрового осідання одиночних частинок сферичної форми;

5) практичну швидкість відцентрового осідання знаходять за формулою

$$W_{ocп} = 0,5 \cdot W_{oc} \cdot \varphi \cdot \varepsilon, \quad (7.14)$$

де φ – коефіцієнт сферичності частинок; ε – коефіцієнт, що враховує стислі умови групового осідання частинок.

Розрахована швидкість відцентрового осідання частинок є мінімальною та повинна гарантовано забезпечити осідання частинок середньої величини в стислих умовах процесу.

Отже, розрахунок швидкості осідання частинок у відцентровому полі аналогічний до розрахунку швидкості осідання частинок у гравітаційному полі, але він ураховує дію додаткових, штучно створених інерційних сил, пропорційних фактору розділення.

Приклад 7.1 Визначити швидкість відцентрового осадження частинок карбонату кальцію у відстійній горизонтальній центрифугі за такими даними: водна суспензія карбонату кальцію розділяється за температури $t = 24\text{ }^\circ\text{C}$, діаметр частинок $d_c = 15\text{ }\mu\text{m}$, їх густина $\rho_c = 2\,500\text{ кг/м}^3$, внутрішній діаметр барабана $D_b = 900\text{ мм}$, діаметр переливного борту $D_{\text{борт}} = 680\text{ мм}$, частота обертання ротора $n = 900\text{ об/хв}$. У скільки разів збільшиться швидкість осадження частинок у роторі центрифуги порівняно зі швидкістю гравітаційного осадження?

Розв'язування. 1) Визначимо число Архімеда

$$Ar = \frac{d_c^3 \cdot g \cdot \rho \cdot (\rho_c - \rho)}{\mu^2} = \frac{(15 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 9,81 \cdot 997 \cdot (2500 - 997)}{(0,9 \cdot 10^{-3})^2} = 6,12 \cdot 10^{-2},$$

де ρ – густина води за $t = 24\text{ }^\circ\text{C}$; μ – в'язкість води (див. рис. Б.4).

2) Визначимо фактор розділення в центрифугі $K_p = 4 \cdot R_{\text{борт}} \cdot n^2 = 4 \cdot 0,34 \cdot 15^2 = 306$. Отже, швидкість осадження частинок у центрифугі збільшиться в 306 разів.

3) Визначимо режим осадження частинок $Ar \cdot K_p = 6,12 \cdot 10^{-2} \cdot 306 = 18,73$. Оскільки $Ar \cdot K_p < 36$, то режим осадження ламінарний.

4) Визначимо число Рейнольдса з рівняння (7.11)

$$Re_{oc} = (Ar \cdot K_p) / 18 = 18,73 / 18 = 1,04.$$

5) Теоретична швидкість осідання частинок у центрифугі за формулою (5.32) дорівнює $w_{oc} = Re_{oc} \mu / (d_c \rho) = 1,04 \cdot 0,9 \cdot 10^{-3} / (15 \cdot 10^{-6} \cdot 997) = 6,26 \cdot 10^{-2}\text{ м/с}$.

6) Практична швидкість осадження частинок $w_{om} = 0,5 \cdot w_{oc} = 3,13 \cdot 10^{-2}\text{ м/с}$.

7.6 Розрахунок продуктивності центрифуг періодичної та безперервної дії

7.6.1 Час осідання частинок у центрифугі

У центрифугі частинка під дією відцентрових сил переміщується від поверхні дзеркала внутрішнього прошарку рідини до внутрішньої стінки барабана, в підсумку осідаючи на ній.

Локальна швидкість переміщення частинки під дією відцентрових сил може бути знайдена за формулою

$$W_{oc} = dr/d\tau, \quad (7.15)$$

де dr – шлях, який проходить частинка за час $d\tau$.

Узявши ламінарний режим осідання частинки на всій ділянці її руху та підставивши швидкість осідання згідно з рівнянням Стокса (5.28), визначимо час осідання, водночас

$$\tau_o = \int_{R_b}^{R_c} \frac{dr}{W_{oc}} = \int_{R_b}^{R_c} \frac{dr}{r} \cdot \frac{18 \cdot \mu_c \cdot g}{d_c^2 \cdot (\rho_c - \rho_c) \cdot \omega^2}. \quad (7.16)$$

Проінтегрувавши це рівняння в межах від R_6 до R_6 , одержали

$$\tau_o = \frac{18 \cdot \mu_c \cdot g}{4 \cdot \pi^2 \cdot n^2 \cdot d_c^2 \cdot (\rho_c - \rho_c)} \cdot \ln \frac{R_6}{R_6} = \frac{4,5 \cdot \mu_c}{n^2 \cdot d_c^2 \cdot (\rho_c - \rho_c)} \cdot \ln \frac{R_6}{R_6}, \quad (7.17)$$

де τ_o – час осідання частинки, с; R_6, R_6 – внутрішній радіус барабана і радіус зливного борту центрифуги відповідно; n – частота обертання барабана, 1/с.

Для інших режимів осідання частинок у барабані центрифуги рівняння мають більш складну степеневу залежність.

7.6.2 Продуктивність вертикальної відстійної центрифуги періодичної дії

Для вертикальних відстійних центрифуг періодичної дії (див. рис. 7.1 а) повний час одного робочого циклу центрифугування визначають за залежністю

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_n + \tau_z + \tau_o + \tau_p, \quad (7.18)$$

де τ_n – час підготування центрифуги до роботи; τ_z – час завантаження; τ_o – час осідання; τ_p – час розвантаження осаду.

Кількість робочих циклів центрифугування впродовж однієї години

$$z = 3600 / \tau_{\text{ц}}. \quad (7.19)$$

Об'єм разового завантаження (робочий об'єм) барабана центрифуги дорівнює об'єму рідинного кільця, що утворюється в ньому під час виходу на робочий режим

$$V_p = \frac{\pi}{4} \cdot (D_6^2 - D_6^2) \cdot H, \quad (7.20)$$

де D_6, D_6 – внутрішній діаметр ротора й діаметр зливного борту барабана центрифуги; H – висота барабана центрифуги.

Тоді продуктивність центрифуги в м³/годину дорівнює

$$V_z = V_p \cdot z = \frac{3600}{\tau_{\text{ц}}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_6^2 - D_6^2) \cdot H = \frac{2827}{\tau_{\text{ц}}} \cdot (D_6^2 - D_6^2) \cdot H. \quad (7.21)$$

Наведений розрахунок є наближеним, тому що він належить до частинок однакового діаметра, у міру відкладення прошарку осаду на внутрішній стінці ротора зменшується товщина прошарку освітленої рідини, що скорочує шлях осідання частинок. Крім того, під час центрифугування осідання частинок відбувається в стислих умовах та спостерігається відставання швидкості обертання прошарку рідини від швидкості обертання власне барабана. Тому в розрахункові рівняння вводять поправкові коефіцієнти, величина яких менша від одиниці.

7.6.3 Розрахунок продуктивності горизонтальної відстійної центрифуги безперервної дії

Широко використовувані в хімічній промисловості горизонтальні відстійні центрифуги працюють у безперервному режимі, що значно підвищує їх продуктивність за рахунок скорочення витрат часу на допоміжні операції.

Розрахункову схему горизонтальної центрифуги подано на рисунку 7.3.

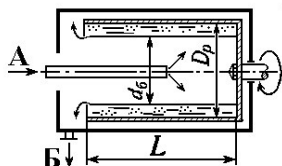


Рисунок 7.3 – Схема до розрахунку продуктивності горизонтальної відстійної центрифуги:
А – подання суспензії; Б – відведення фугату

Під час обертання барабана центрифуги в ньому під дією відцентрових сил утворюється кільцевий прошарок рідини зі зваженими частинками, водночас на частинки діють відцентрові сили, інтенсивність яких зростає в міру віддалення частинок від осі барабана, тобто частинки переміщуються через товщину рідинного кільця з поступово зростаючим відцентровим прискоренням та під впливом зростаючого фактора розділення, до того ж, у міру віддалення частинок від центру може змінюватися режим осадження частинок.

Урахувати в розрахунках ці чинники досить складно, тому в практичних розрахунках припускаються деяких спрощень, а саме:

- а) вважають, що осадження відбувається в ламінарному режимі;
- б) зневажають товщиною прошарку осаду, що відклався на внутрішній стінці барабана;
- в) вважають, що не відбувається повернення відкладених частинок у потік освітленої рідини, яка рухається вздовж барабана;
- г) беруть фактор розділення незмінним, розрахованим для середнього радіуса кільця прошарку світлої рідини.

Умовно відстійну горизонтальну центрифугу безперервної дії можна розглядати як відстійник, в якому площа осадження дорівнює площі дзеркала внутрішнього кільця прошарку рідини, із внутрішньої поверхні якого частинки осідають у напрямку до внутрішньої стінки ротора центрифуги із середньою швидкістю, пропорційною середньому значенню фактора розділення.

Об'ємну продуктивність відстійних центрифуг здебільшого характеризують **індексом продуктивності**, що враховує площу осадження, режим осадження та фактор розділення, водночас

$$\sum V = K_p \cdot F_{oc} = W_o \cdot F_{oc} \cdot K_p^n, \quad (7.22)$$

де K_p – фактор розділення центрифуги; F_{oc} – площа осадження, що дорівнює площі внутрішнього кільця прошарку рідини в роторі центрифуги; W_o – практична швидкість осадження частинок у полі дії сил ваги; n – показник, що враховує режим осадження, для ламінарного режиму $n = 1$, для перехідного $n = 0,715$, для турбулентного режиму $n = 0,5$.

Фактична продуктивність центрифуги менша від розрахованої за рівнянням (7.22) через відставання швидкості обертання рідини від швидкості обертання ротора, утворення вихрових зон і часткового скаламучення прошарку осаду.

У загальному вигляді об'ємна продуктивність відстійної центрифуги може бути розрахована за формулою

$$V_u = W_{оис} \cdot F_{oc} \cdot \eta_u = W_{оис} \cdot 2 \cdot \pi \cdot R_{сер} \cdot L \cdot \eta_u, \quad (7.23)$$

де $W_{оис}$ – практична швидкість відцентрового осідання частинки на розрахунковому радіусі, $W_{оис} = 0,5 \cdot W_{оц}$; F_{oc} – площа дзеркала внутрішнього кільця рідини в барабані на розрахунковому радіусі; $R_{сер}$ – середній розрахунковий радіус внутрішнього кільця рідинного прошарку, що дорівнює $R_{сер} = (R_6 + R_6) / 2$; R_6 – радіус зливного борту; L – довжина ротора; η_u – коефіцієнт, що враховує чинники, що ускладнюють осадження частинок і який беруть таким, що дорівнює 0,4–0,5.

Здебільшого у відстійних горизонтальних центрифугах осідання відбувається в ламінарному режимі.

Якщо взяти це припущення й підставити всі величини у формулу (7.23), то одержимо об'ємну продуктивність центрифуги за годину в розрахунку на подачу початкової суспензії:

$$V_u = (9,8 - 12,3) \cdot 10^3 \cdot d_c^2 \cdot (\rho_u - \rho_c) \cdot R_{сер}^2 \cdot n^2 \cdot L \cdot k_n / \mu, \quad (7.24)$$

де V_u – об'ємна продуктивність центрифуги, м³/г; d_c – діаметр частинок, що осідають, м; ρ_u , ρ_c – густина частинок і середовища; μ – в'язкість середовища; n – частота обертання барабана центрифуги, 1/с; k_n – коефіцієнт подання – відношення часу подачі суспензії до загального часу роботи, $k_n = 0,8 - 0,9$.

7.6.4 Продуктивність фільтрувальної центрифуги

У фільтрувальних центрифугах стінки барабана рівномірно по всій поверхні перфоровані отворами діаметром 5–12 мм у шаховому або коридорному порядку залежно від товщини стінки, крок між отворами дорівнює 3–4 діаметрам отворів.

Внутрішня стінка барабана покрита підкладною – дренажною сіткою, над якою кріпиться фільтрувальна сітка, виготовлена з металевого дроту із саржевим переплетенням ниток або з тонколистової латуні зі штампованими отворами прямокутного або круглого поперечного перерізу.

У фільтрувальних центрифугах із вивантаженням осаду пульсуючим поршнем усередині ротора встановлюють шпальтові щілиноподібні сита, зібрані з окремих дротових стрижнів трикутного перерізу з величиною щілин між шпальтами 0,1–0,3 мм.

Принципову схему будови вертикальної фільтрувальної центрифуги показано на рисунку 7.4.

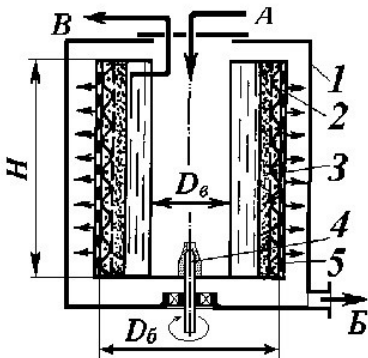


Рисунок 7.4 – Розрахункова схема та будова вертикальної фільтрувальної центрифуги: А – подача суспензії; Б – відведення фугату; В – розвантаження осаду; 1 – корпус (кожух); 2 – перфорований ротор; 3 – дренажна сітка; 4 – вал привода; 5 – фільтрувальна сітка (тканина)

Під час відцентрового фільтрування частинки в кільцевому прошарку рідини осаджуються під дією відцентрових сил і швидкість їх осідання розраховують за рівняннями (7.11)–(7.14).

Водночас освітлена рідина – фугат під дією відцентрової сили проходить – фільтрується через прошарок осаду, що відкладається на внутрішній поверхні ротора центрифуги, і в такий спосіб фугат повинен перебороти сили опору прошарку осаду та фільтрувальної перегородки.

Отже, швидкість відцентрового фільтрування можна визначати за швидкістю проходження фугату через прошарок осаду на фільтрувальній сітці, водночас рушійною силою процесу буде перепад тисків,

утворюваний відцентровою силою над прошарком рідини та зовнішнього тиску за межами ротора центрифуги.

У разі використання рівняння (1.15), швидкість фільтрування буде дорівнювати

$$W_{uf} = \frac{V_\phi}{F_\phi \cdot \tau} = \frac{\Delta P_u}{R_o + R_\phi}, \quad (7.25)$$

де V_ϕ – об'єм фугату, що протікає через прошарок осаду; R_o, R_ϕ – опір прошарку осаду та фільтрувальної сітки відповідно; ΔP_u – рушійна сила процесу відцентрового фільтрування.

Визначимо рушійну силу процесу відцентрового фільтрування, для чого в об'ємі суспензії, що обертається разом із барабаном, на відстані r від осі обертання відокремимо кільцевий прошарок товщиною dr (див. рис. 7.2).

Маса цього виділеного прошарку суспензії буде дорівнювати

$$dm = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot dr \cdot H \cdot \rho_c, \quad (7.26)$$

де ρ_c – густина суспензії, $\rho_c = \rho_v \cdot x_v + \rho_{жс} \cdot (1 - x_v)$; $\rho_v, \rho_{жс}$ – густина твердих часток і рідини відповідно; x_v – об'ємна частка твердих частинок у суспензії.

На виділену масу суспензії діє елементарна відцентрова сила, що відповідно до формули (7.1) дорівнює

$$dC = dm \cdot a_u = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot dr \cdot H \cdot \rho_c \cdot r \cdot \omega^2. \quad (7.27)$$

Тиск виділеного кільця рідини на прошарок суспензії, що знаходиться зовні його, становить

$$dp = \frac{dC}{F_\phi} = \frac{2 \cdot \pi \cdot r^2 \cdot dr \cdot H \cdot \rho_c \cdot \omega^2}{2 \cdot \pi \cdot r \cdot H} = \rho_c \cdot \omega^2 \cdot r \cdot dr. \quad (7.28)$$

Проінтегрувавши рівняння (7.28) у межах від R_e до R_δ і підставивши в нього величину кутової швидкості обертання ротора, одержимо величину рушійної сили процесу відцентрового фільтрування суспензії

$$\Delta P_u = \rho_c \omega^2 \int_{R_e}^{R_\delta} r dr = \frac{4 \pi^2 n^2 \rho_c}{2} (R_o^2 - R_e^2) = 19,8 \rho_c n^2 (R_o^2 - R_e^2), \quad (7.29)$$

де R_e, R_δ – радіус внутрішньої стінки ротора та зливального борту барабана центрифуги відповідно; n – частота обертання барабана, 1/с.

Підставляючи величину рушійної сили в рівняння (7.25), знайдемо швидкість відцентрового фільтрування

$$W_{\text{цф}} = \frac{19,8 \cdot \rho_c \cdot n^2 \cdot (R_o^2 - R_g^2)}{(R_o + R_\phi)}. \quad (7.30)$$

Теоретична об'ємна продуктивність фільтрувальної центрифуги ($\text{м}^3/\text{с}$) дорівнює

$$V_\phi = W_{\text{цф}} \cdot F_\phi = \frac{19,8 \cdot \rho_c \cdot n^2 \cdot (R_o^2 - R_g^2)}{(R_o + R_\phi)} \cdot 2 \cdot \pi \cdot R_{\text{сер}} \cdot H, \quad (7.31)$$

де $R_{\text{сер}}$ – середній радіус рідинного кільця, $R_{\text{сер}} = (R_o + R_g)/2$.

Після деяких скорочень у рівнянні (7.31) та підставлення необхідних величин одержимо середньогодинну об'ємну продуктивність центрифуги ($\text{м}^3/\text{г}$) відносно розділеної суспензії:

$$V_\phi = 3600 \cdot V_\phi \cdot \eta = 4,46 \cdot 10^5 \cdot \frac{\rho_c \cdot n^2 \cdot R_{\text{сер}} \cdot (R_o^2 - R_g^2) \cdot H \cdot \eta}{r_o \cdot \delta_o + R_\phi}, \quad (7.32)$$

де η – коефіцієнт, що враховує відношення дійсної та теоретичної продуктивності, часто беруть $\eta = 0,4-0,5$; R_o – повний опір прошарку осаду, що дорівнює $R_o = r_o \cdot \delta_o$; r_o – питомий опір прошарку осаду, $\text{Н} \cdot \text{с}/\text{м}^4$; δ_o – товщина прошарку осаду на стінці ротора, м.

Опір фільтрувальної сітки R_ϕ у багато разів менший від опору прошарку осаду, тому ним можна знехтувати, у результаті одержимо рівняння продуктивності фільтрувальної центрифуги ($\text{м}^3/\text{г}$), в остаточному вигляді

$$V_\phi = 4,46 \cdot 10^5 \cdot \frac{\rho_c \cdot n^2 \cdot R_{\text{сер}} \cdot (R_o^2 - R_g^2) \cdot H \cdot \eta}{r_o \cdot \delta_o}. \quad (7.33)$$

Зазвичай суспензію перед розділенням у центрифугу згущають у відстійнику для підвищення об'ємної частки твердої фази до концентрації $x_v = 0,2 - 0,35$.

Приклад 7.2. На центрифугі типу ФГН–633К–2 розділяється суспензія харчової соди (NaHCO_3), густина рідини $\rho = 1\,180 \text{ кг}/\text{м}^3$, її в'язкість $\mu = 1,3 \text{ сП}$, діаметр частинок $d_c = 60 \text{ мкм}$, густина соди $\rho_c = 2\,200 \text{ кг}/\text{м}^3$, початковий вміст суспензії $x_c = 12 \%$, вологість осаду після фугування $u = 6 \%$ мас, питомий опір шару соди $r_o = 1,2 \cdot 10^{10} \text{ Н} \cdot \text{с}/\text{м}^4$. Технічні характеристики центрифуги: діаметр зливного борту $D_g = 480 \text{ мм}$, довжина ротора $L = 425 \text{ мм}$, частота обертання ротора $n = 1\,200 \text{ об}/\text{хв}$. Визначити швидкість осадження частинок і продуктивність центрифуги щодо початкової суспензії та вологого осаду.

Розв'язування. 1) Визначимо швидкість осідання частинок за відомим алгоритмом.

$$Ar = d_u^3 g \rho (\rho_u - \rho) / \mu^2 = (6 \cdot 10^{-5})^3 \cdot 9,81 \cdot 1180 \cdot (2200 - 1180) / (1,3 \cdot 10^{-3})^2 = 1,51.$$

$$\text{Фактор розділення центрифуги } K_p = 4 \cdot R_g \cdot n^2 = 4 \cdot 0,24 \cdot (1200/60)^2 = 384.$$

Добуток чисел $(Ar \cdot K_p) = 1,51 \cdot 384 = 580$. Отже, режим осадження перехідний.

$$\text{Для перехідного режиму } Re_{\alpha_i} = 0,152 \cdot (Ar \cdot K_p)^{0,714} = 0,152 \cdot 580^{0,714} = 14,28.$$

Теоретична швидкість осадження частинок

$$w_{\alpha_i} = Re_{\alpha_i} \cdot \mu / (d_u \cdot \rho) = 14,28 \cdot 1,3 \cdot 10^{-3} / (60 \cdot 10^{-6} \cdot 1180) = 0,26 \text{ м/с.}$$

$$\text{Практична швидкість осідання } w_{\alpha_{un}} = 0,5 \cdot w_{\alpha_i} = 0,5 \cdot 0,26 = 0,13 \text{ м/с.}$$

2) Об'ємна продуктивність центрифуги щодо суспензії ($\text{м}^3/\text{г}$) через внутрішню поверхню дзеркала осадження відповідно до формули (7.33)

$$V_\phi = 4,46 \cdot 10^5 \cdot \frac{\rho_c \cdot n^2 \cdot R_{cep} \cdot (R_o^2 - R_g^2) \cdot H \cdot \eta}{r_o \cdot \delta_o} =$$

$$= \frac{4,46 \cdot 10^5 \cdot 20^2 \cdot 1250 \cdot 0,29 \cdot (0,315^2 - 0,24^2) \cdot 0,425 \cdot 0,45}{1,2 \cdot 10^{10} \cdot 0,015} = 2,86 \text{ м}^3/\text{г}.$$

Масова витрата початкової суспензії $G_c = V_\phi \cdot \rho_c = 2,86 \cdot 1250 = 3573 \text{ кг/г}$, де ρ_c – густина початкової суспензії, знайдена за формулою (2.28).

Масова продуктивність центрифуги щодо вологого осаду

$$G_{oo} = G_c \cdot x_c / (1 - u) = 3573 \cdot 0,12 / (1 - 0,06) = 456 \text{ кг/г}.$$

7.7 Циклонний процес та апаратура

Циклонним називають процес розділення неоднорідних середовищ під дією відцентрових сил, що виникають під час тангенціального подавання в нерухомий циліндричний або циліндроконічний апарат потоку запиленого газу або забрудненої рідини з подальшим рухом потоку за криволінійною траєкторією в кільцевій щілині, що утворена стінками апарата й центральної вихлопної труби.

У разі такого криволінійного руху виникають і діють на частинки відцентрові сили, величину яких визначають за формулою (7.1).

Апарати, в яких реалізується циклонний процес, для розділення пилогазових середовищ називають **циклонами**, для розділення суспензій – **гідроциклонами**.

Запилені гази надходять в апарат зі швидкістю 15–30 м/с і рухаються в ньому в середньому 3–5 м/с у розрахунку на повний переріз корпусу, швидкість газу у вихлопній трубці становить 8–12 м/с.

Під дією відцентрових сил частинки пилу виштовхуються до стінок корпусу і, рухаючись по спіралі разом із потоком газу, осідають на стінки корпусу та сповзають у пилосбірник. Очищений газ відводиться через центральну вихлопну трубу зі швидкістю 8–12 м/с.

На рисунку 7.5 подані деякі з поширених конструкцій циклонів.

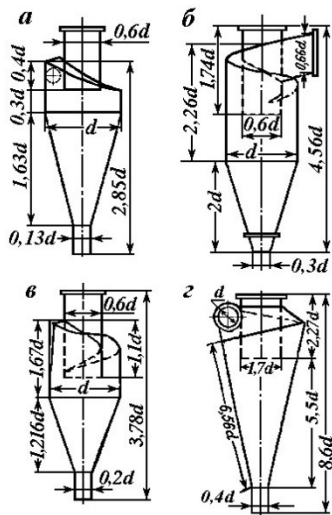


Рисунок 7.5 – Конструкції та габаритні розміри циклонів:
а – звичайний; б – НДЮГАЗ; в – НДЮГАЗ укорочений; г – СІОТ

Ступінь очищення газу від пилу залежить від геометричних розмірів і форми апарата, властивостей газової суміші, пилу та розмірів частинок, швидкості руху й турбулентності потоку. Зазвичай циклони дозволяють очищати гази з температурою до 400 °С і вмістом пилу в них до 400 г/м³ з величиною частинок пилу більших за 10 мкм.

Відома велика кількість конструкцій циклонів, що відрізняються геометричними розмірами, глибиною занурення вихлопної труби, кутом розкриття конуса, формою кришки та вхідного патрубку.

Широко застосовують конструкції циклонів науково-дослідного інституту очищення газів (НДЮГАЗ) типу ЦН, що відрізняються продуктивністю, розмірами та співвідношеннями розмірів корпусу, а також коефіцієнтом гідравлічного опору. Ефективність виділення пилу в циклонах підвищується, якщо зменшити радіус корпусу та збільшити до визначеної межі частоту обертання потоку газу (кутову швидкість).

У зв'язку із цим діаметр корпусу одиночного циклона рекомендують вибирати в межах 200–800 мм, а з метою збільшення продуктивності газопилоочисної установки рекомендують застосовувати групові циклони з числом установлених елементів 4–8.

Для підвищення ступеня вловлювання пилу використовують мокрі циклони зі зрошуваними водою стінками або з вприскуванням води в

газовий потік, водночас питома витрата води становить $0,1-0,2 \text{ л/м}^3$ очищуваних газів, а ступінь уловлювання частинок пилу величиною $2-5 \text{ мкм}$ перевищує 90% .

Іншим дуже ефективним рішенням є використання батарейних циклонів, у яких в одному корпусі встановлюють до 120 окремих, паралельно ввімкнених циклонних елементів діаметром від 40 до 250 мм . У результаті цього розміри батарейного циклона менші від розмірів установки з групових циклонів тієї самої об'ємної продуктивності.

На рисунку 7.6 показана будова батарейного циклона.

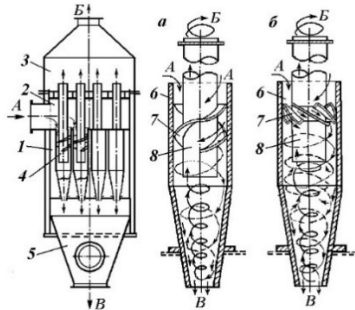


Рисунок 7.6 – Будова батарейного циклона та його елементів:

а – у вигляді гвинта; б – у вигляді розетки; 1 – корпус; 2 – газорозподільна камера; 3 – камера очищеного газу; 4 – елемент циклона; 5 – пилозбірна камера; 6 – корпус елемента; 7 – напрямний елемент; 8 – вихлопна труба

Для надання направленного обертального руху газовому потоку, що надходить у циклонні елементи, використовують напрямний апарат у вигляді гвинта або розетки. Використання батарейних циклонів дозволяє уловлювати частинки величиною більше ніж 5 мкм і підвищити ступінь уловлювання пилу до 95% .

Циклонний процес використовують також для розділення суспензій із розміром частинок $10-150 \text{ мкм}$, застосовуючи з цією метою гідроциклони, принцип роботи яких не відрізняється від описаного для циклонів.

Забруднена рідина подається в боковий патрубок апарата зі швидкістю $5-10 \text{ м/с}$, осьова швидкість потоку становить $2-3 \text{ м/с}$, швидкість потоку у вихлопному (зливальному) патрубку досягає $4-6 \text{ м/с}$, з огляду на те, що діаметр зливального патрубка звичайно беруть $1,25-2,0$ від діаметра патрубка для подачі суспензії.

Для розширення діапазону величини уловлюваних частинок установлюють групу гідроциклонів із діаметрами корпусів, що поступово зменшуються.

7.8 Будова та принцип роботи центрифуг

7.8.1 Основні класифікаційні ознаки центрифуг

Промислові центрифуги класифікують за такими ознаками:

– за фактором розділення: нормальні центрифуги ($K_p < 3500$), а також надцентрифуги ($K_p > 3500$);

– за принципом розділення: відстійні (осаджувальні) та просвітлювальні (О) – для розділення суспензій із малим розміром частинок і низькою концентрацією твердої фази; фільтрувальні (Ф) – для розділення грубодисперсних і великокристалічних суспензій із вмістом твердої фази в межах 0,1–0,5 об'ємн. часток; розділювальні та сепарувальні (Р) – для розділення емульсій; комбіновані (К) – в яких сполучаються два принципи розділення;

– за основною конструктивною ознакою – розміщенням вала: горизонтальні (Г) – із горизонтальним розміщенням вала; похилі (Н) – із похилим розміщенням вала; вертикальні (В) – із вертикальним розміщенням вала; вертикальні з підпертим валом та пружною верхньою опорою (У); підвісні (П) – з валом, підвішеним на верхній шарнірній опорі та верхнім приводом; маятникові (М) – підвісні з нижньою опорою та нижнім приводом;

– за способами розвантаження осаду із центрифуги: із ручним розвантаженням осаду через борт (Б) або через днище (Д); із механізованим ножовим (Н) або зі шнековим (Ш) розвантаженням; із поршневим (П) розвантаженням осаду виштовхувальним механізмом, що здійснює зворотно-поступальний рух уздовж осі ротора; із гравітаційним вивантаженням, саморозвантажні (С), з інерційним (И), вібраційним (В), а також вібраційно-поршневим (ВП) вивантаженням.

Після літер у марку центрифуги вставляють групу цифр: перші визначають внутрішній діаметр ротора (см), друга – модифікацію, а саме – негерметизована (1), негерметизована з вибухозахищеним електрообладнанням (2), герметизована вибухозахищена (3) тощо.

Потім у класифікаційні ознаки центрифуг включають матеріал основних деталей, що контактують з оброблюваним продуктом: К – корозійностійка сталь, Л – легована сталь, У – вуглецева сталь; Т – титан і його сплави; М – кольорові метали та їхні сплави; П – пластмасове покриття, Г – гумоване покриття, Е – емалеве покриття. Остання цифра марки центрифуги визначає порядковий номер моделі.

Сумське машинобудівне науково-виробниче об'єднання «Інжиніринг» є основним виготовлювачем різноманітних типів і модифікацій

центрифуг періодичної та безперервної дії, що охоплюють широкий діапазон за продуктивністю та за властивостями суспензій.

Приклади позначення марки центрифуги: 1) ФГН–631Т–3: фільтрувальна, горизонтальна, із ножовим зніманням осаду, діаметр ротора 630 мм, негерметизована, із титанового сплаву, модель 3.

2) ФПД–1202К–3: фільтрувальна, підвісна, із нижнім вивантаженням осаду через днище, діаметр ротора 1 200 мм, негерметизована з вибухозахищеним електрообладнанням, ротор із кислотостійкої сталі, модель 3.

7.8.2 Центрифуги періодичної дії

Завдяки універсальності, малим розмірам і простоті обслуговування центрифуги періодичної дії широко використовують у малотоннажних виробництвах різноманітних продуктів – окислів, солей, хімічних реактивів, харчових і фармацевтичних продуктів.

Вибір технологічного типу центрифуги залежить від властивостей суспензії, що розділяється – розмірів і форми частинок, їх об'ємної концентрації в суспензії, вимог до властивостей одержуваних продуктів – вологості осаду й чистоти фугату.

Осаджувальні (відстійні) центрифуги застосовують для розділення тонкодисперсних суспензій із розміром частинок 20–200 мкм та об'ємною концентрацією твердої фази 5–40 %.

Фільтрувальні центрифуги використовують для розділення грубодисперсних суспензій із розміром частинок 0,2–5 мм та об'ємною концентрацією твердої фази 5–50 %, водночас досягається більш високий ступінь зневоднювання осаду – для середньозернистих осадів вологість осаду не перевищує 1–5 % масових.

Маятникові (триколонні) центрифуги

Широке поширення одержали вертикальні маятникові (триколонні) центрифуги осадувального (ОМБ і ОМД) і фільтрувального типів (ФМБ і ФМД) із верхнім – через борт і нижнім – через днище вивантаженням осаду.

Випускаються центрифуги з діаметрами роторів 600 (630), 800, 1 200 і 1 500 мм і робочою висотою 350, 400 і 500 мм. Зі збільшенням діаметра частота обертання ротора знижується від 25 до 12 с⁻¹, фактор розділення в цих центрифугах становить 450–800.

Будову типової маятникової (триколонної) центрифуги відстійного типу показано на рисунку 7.7.

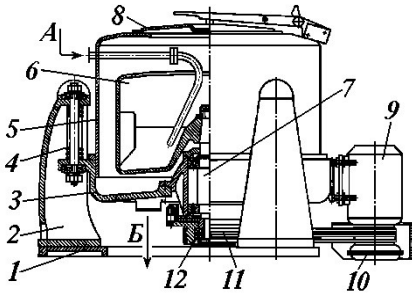


Рисунок 7.7 – Центрифуга маятникова (триколонна) типу ОМБ: А – подання суспензії; Б – відведення фугату; 1 – фундаментна плита; 2 – опорна колона; 3 – станина; 4 – пружинна підвіска; 5 – кожух; 6 – ротор; 7 – опора ротора; 8 – кришка; 9 – електродвигун; 10 – турбомуфта; 11 – клиноремінна передача; 12 – шків приводний

На литій фундаментній плиті 1 під кутом 120° відносно одна до одної закріплені три литі опорні колони 2, до яких на пружинних шарнірних підвісках 4 прикріплена станина 3, на якій змонтовано кожух 5 і всі основні вузли центрифуги. У центрі станини розміщена вертикальна опора ротора 7, в якій на підшипниках змонтований вал. На верхньому кінці вала закріплений ротор 6 центрифуги, на нижньому кінці вала встановлений приводний шків 12 і гальмо. Привід центрифуги здійснюють від електродвигуна 9 за допомогою турбомуфти 10 через клиноремінну передачу 11. Корпус центрифуги закритий кришкою 8 та обладнаний блокувальним механізмом, що відключає електроенергію від електродвигуна й не дозволяє відчиняти кришку до повного припинення обертання барабана.

Початкова суспензія, що надходить на розділення, подається через живильну трубу в ротор, що обертається з робочою швидкістю.

Під дією відцентрових сил суспензія рівномірно розподілена по внутрішній поверхні барабана, водночас відбувається її розділення: осад відкладається на внутрішній поверхні стінки ротора, а фугат переливається через закраїну борту в кожух і відводиться знизу або через спеціальну відвідну трубу. Після накопичення необхідної товщини осаду та його опрацювання (промивання за необхідності та просушування) центрифугу зупиняють і вручну вивантажують осад через борт (Б) або через вивантажувальні вікна в днищі ротора (Д).

Центрифуги з верхнім вивантажуванням осаду через борт зазвичай використовують для вогне- та вибухонебезпечних суспензій, у разі розділення яких у кожух подають інертний газ (азот) під надлишковим тиском $0,02\text{--}0,05$ атм. На центрифугах із нижнім вивантажуванням осаду зазвичай розділяють вибухобезпечні суспензії. Правилами експлуатації допускається проводити не більше 4 робочих циклів за 1 годину.

У центрифуг фільтрувального типу ротор перфорований отворами діаметром 5–8 мм і постачений підкладними (дренажними) та фільтровими ситами. Перед фільтруванням фільтрові сита закривають фільтрувальним полотном, завантаження суспензії проводять на зниженій частоті обертання ротора (холостому ході) для рівномірного розподілення суспензії на стінках ротора. Потім ротор переводиться на робочий хід і суспензія фільтрується через прошарок осаду, що накопичується, фугат відводиться знизу через патрубок у збірник фугату. Після накопичення в роторі необхідної товщини осаду, проводять додаткове його опрацювання, потім зупиняють центрифугу, а осад вивантажують через борт або днище.

Підвісні центрифуги

Підвісні центрифуги з верхнім приводом і нижнім вивантаженням осаду широко застосовують у хімічній та інших споріднених галузях промисловості, а також у виробництві цукру-піску як надійні швидкодіючі машини, малочутливі до нерівномірного завантаження ротора суспензією та такі, що мають велику динамічну стійкість.

Залежно від продуктивності та властивостей суспензії застосовують центрифуги періодичні, напівавтоматичні та автоматичні, що працюють за заданою програмою з пульта керування.

Розрізняють центрифуги відстійного та фільтрувального типу, з ручним і механізованим вивантаженням осаду саморозвантажувальні та ножем.

На рисунку 7.8 показана підвісна центрифуга типу ФПД–1202К–3. Завантаження ротора суспензією проводять на холостому ходу, а потім швидкість ротора доводять до робочої.

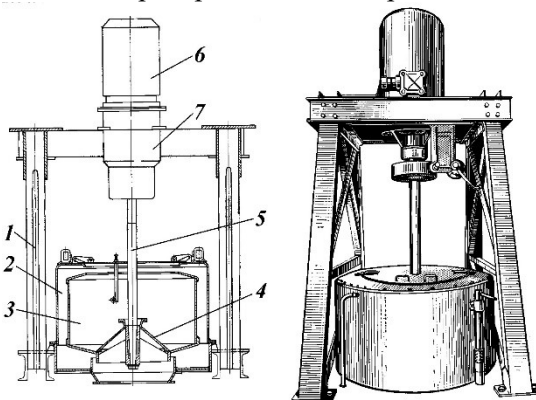


Рисунок 7.8 – Центрифуга підвісна типу ФПД:

- 1 – опорна рама; 2 – кожух;
- 3 – ротор; 4 – конус запірний;
- 5 – вал; 6 – електродвигун;
- 7 – корпус привода

У цій конструкції фільтрат фільтрується через прошарок осаду та фільтрові сита, потрапляє в простір між кожухом та ротором і виводиться знизу в збірник фугату. У відстійних центрифугах відведення освітленої рідини відбувається через переливний борт або застосовують спеціальний відсмоктувальний пристрій. Після закінчення фугування двигун вимикається й продукт вручну вивантажують із ротора за піднятого угору запірного конуса 4. У більш пізніх модифікаціях центрифуг запірний конус відсутній.

Центрифуга типу ОПН–1005У–1 застосовується в нафтопереробній промисловості для очищення присадок до мастил від механічних домішок.

Основними вузлами підвісних центрифуг є опорна рама 1, що складається з двох опорних стійок і двох верхніх подовжніх балок, на яких установлені електродвигун 6 і привід 7, що забезпечують передавання обертання на вал 5. У нижній частині опорної рами закріпленій нерухомо корпус центрифуги 2, обладнаний кришкою з патрубками завантаження суспензії. Крім цього, у центрифугах передбачені патрубки для подавання та відведення промивної рідини, пропарення, підведення інертного газу, обігріву корпусу (за необхідності).

У середині корпусу розміщений ротор 3, сполучений за допомогою ребер на нижньому днищі з маточиною, підвішеною та надійно закріпленою на валі 5. У деяких центрифугах вивантажувальні вікна ротора закривають підймальним запірним конусом 4, що вільно скользяє по поверхні вала, в інших типах його не встановлюють.

Розвантаження осаду проводять через нижні вікна в роторі 3.

Центрифуги з механізованого вивантаження осаду обладнані механізмом зрізу осаду з ручним або автоматичним керуванням, водночас забезпечується за допомогою штанги зворотно-поступальне переміщення ножа по висоті ротора. Окремі типи центрифуг обладнані механізмом – датчиком завантаження ротора.

Типова схема роботи центрифуг складається з етапів підготування до роботи, завантаження на холостому або робочому ході, власне фугування на робочому ході, просушування осаду, промивання та пропарку (за необхідності), повторне просушування й розвантаження.

Принцип розділення суспензій у підвісних відстійних і фільтрувальних центрифугах не відрізняється від вищеописаного для маятникових відстійних і фільтрувальних центрифуг.

7.8.3 Центрифуги безпервної дії.

Автоматичні відстійні та фільтрувальні центрифуги

У великотоннажних виробництвах хімічної промисловості знайшли широке застосування автоматичні центрифуги відстійного та фільтрувального типів із горизонтальним розміщенням ротора, в яких автоматично під час безпервного обертання ротора відбувається поопераційне керування робочими процесами в машині відповідно до відпрацьованого робочого циклу.

Найбільш універсальними, використовуваними для розділення суспензій у широкому інтервалі дисперсності та концентрації твердої фази є горизонтальні центрифуги з ножовим зніманням осаду відстійного (ОГН) і фільтрувального (ФГН) типів.

Відстійні центрифуги застосовують для розділення дрібно- та середньозернистих, важко фільтрувальних суспензій із розміром зерен 10–40 мкм, коли використання фільтрувальних поверхонь неможливе. Фільтрувальні центрифуги використовують для розділення суспензій, що містять частинки зернистої або кристалічної структури з розміром зерен 30–300 мкм, водночас можливе додаткове промивання осаду та можна досягти більш високого ступеня його осушування.

Центрифуги типу ОГН і ФГН випускаються з діаметрами ротора 350–2 200 мм, за діаметрів ротора до 1 600 мм вони виконуються з консольним розміщенням ротора, за більшого діаметра – ротор розміщують між двома опорами. Частота обертання ротора залежно від його діаметра коливається в інтервалі 10–60 с⁻¹, фактор розділення становить 3 000–4 000.

Принципову будову фільтрувальної центрифуги горизонтального типу з ножовим зніманням осаду (ФГН) показано на рисунку 7.9.

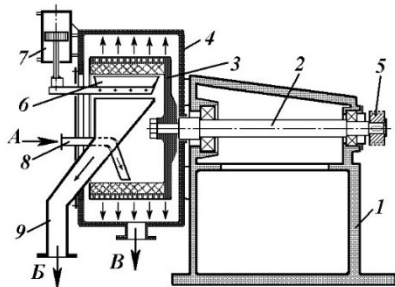


Рисунок 7.9 – Принципова будова центрифуги типу ФГН:

А – подання суспензії; Б – відведення осаду; В – відведення фугату; 1 – станина; 2 – головний вал; 3 – ротор; 4 – кожух; 5 – муфта привода; 6 – ніж поворотний; 7 – гідроциліндр повороту ножа; 8 – труба живильна; 9 – розвантажувальний жолоб

Суспензія подається в ротор через живильну трубу 8, ступінь завантаження ротора суспензією регулюється до одержання необхідної

товщини осаду, що контролюється сигналізатором рівня прошарку, після чого завантаження припиняється й під дією відцентрової сили відбувається розділення суспензії. Фугат проходить через прошарок осаду та через фільтрувальні сітки й видаляється з кожуха через патрубок Б. Потім відбуваються процеси віджимання фугату та просушування осаду, за необхідності проводять промивання та повторюють операції просушування.

Просушений продукт зрізається ножом механізму зрізу й зсипається через приймальний жолоб 9 у бункер. Тривалість операцій фугування, промивання, просушування й регенерації контролюють за допомогою реле часу, встановленого на станції автоматичного керування роботою центрифуги. Потім спрацьовує реле, відкривається клапан подання суспензії та процес розділення повторюється.

Відстійні центрифуги типу ОГН використовують для попереднього оброблення високодисперсних суспензій із метою відділення грубих фракцій, тут фугат переливається через борт або видаляється без переливу після закінчення процесу поділу, водночас залишок рідини видаляється з ротора за допомогою відсмоктувальної труби, а осад зрізається ножом б і вивантажується через розвантажувальний жолоб 9.

У фільтрувальної центрифуги із пульсуючим поршнем типу (ФГП), показаної на рисунку 7.10, суспензія по живильній трубці 7 подається в приймальний конус 6 для рівномірного розподілення та під дією відцентрових сил розділяється на внутрішній стінці ротора 3.

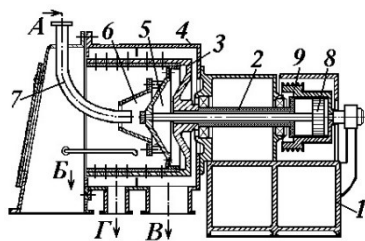


Рисунок 7.10 – Конструктивна схема центрифуги типу ФГП:

А – подання суспензії; Б – відведення осаду; В – відведення фугату; Г – відведення промивного розчину; 1 – станина; 2 – головний вал; 3 – ротор; 4 – кожух; 5 – поршень-виштовхувач; 6 – приймальний конус; 7 – живильна труба; 8 – гідроциліндр; 9 – шків клиноремінної передачі

Фільтрат проходить через сито ротора й видаляється з кожуха 4 у збірник. Осад, що відклався на стінках ротора, виштовхується поршнем-штовхачем 5, що виконує вповдовж осі зворотно-поступальні переміщення на довжину 40–50 мм із частотою 12–16 коливань за хвилину за рахунок роботи поршня гідроциліндра 8. Напряв зворотно-поступального руху поршня 8 відбувається автоматично. Ротор 3 центрифуги приводиться до обертання через шків 9 за допомогою клиноремінної передачі від електродвигуна.

У центрифугах типу ФГП установлюють ротори з кількістю каскадів 2–6, що дозволяє розділяти великокристалічні суспензії, водночас можливе промивання, пропарка та просушування осаду.

Перевагами центрифуг типу ФГП є висока продуктивність, менше подрібнювання частинок осаду, низька (2–5 % мас.) залишкова вологість кристалічного осаду, недоліками центрифуги є підвищене винесення дрібних частинок із фугатом через фільтрувальні сітки, підвищене та порівняно швидке зношування фільтрувальної сітки.

Шнекові центрифуги

Серед конструкцій відстійних безперервно діючих центрифуг відомі горизонтальні осаджувальні машини зі шнековим розвантажуванням осаду типу ОГШ, широко застосовувані в процесах розділення тонких суспензій з об'ємною концентрацією від 1 до 50 % мас. і величиною частинок 5–500 мкм. Відмінними рисами цих центрифуг є висока продуктивність за малих габаритів, нечутливість до змін концентрації суспензії під час роботи, простота обслуговування та надійність у роботі, можливість опрацювання суспензій із різноманітною структурою осадів.

Будову типової центрифуги типу ОГШ показано на рисунку 7.11.

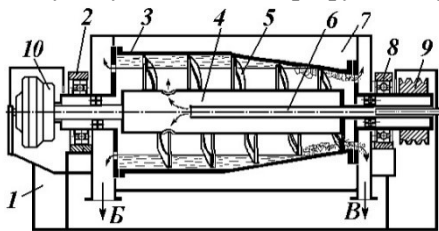


Рисунок 7.11 – Конструктивна схема центрифуги типу ОГШ: А – подача суспензії; Б – відведення фугату; В – відведення осаду; 1 – станина; 2, 8 – опори; 3 – барабан ротора; 4 – барабан шнека; 5 – шнек; 6 – труба живлення; 7 – кожух; 9 – шків привода; 10 – планетарний редуктор

Центрифуга приводиться в роботу від електродвигуна через шків 9, барабан шнека одержує обертання від спеціального редуктора 10.

Початкова суспензія подається через живильну трубу 6 у внутрішню порожнину барабана шнека 4 і звідти, під дією відцентрових сил, через вікна викидається у внутрішній простір ротора 3, де розділяється, водночас осад осідає на внутрішній стінці ротора й транспортується шнеком до вивантажувальних вікон справа. Просвітлена рідина тече в протилежний бік і викидається через зливальні вікна зліва, а діаметр зливного порога можна регулювати поворотними шайбами. Привод ротора проводиться від електродвигуна через шків 9, зміна швидкості обертання ротора досягається зміною шківів. Шнек приводиться до обертання від ротора центрифуги через планетарний редуктор 10, що змінює частоту обертання шнека на 1–2 % відносно частоти обертання

ротора. Установлений у машині захисний устрій у разі перевантаження відключає центрифугу.

Ступінь освітлення фугату регулюють зменшенням діаметра зливального циліндра та збільшенням швидкості обертання ротора; ступінь просушування осаду досягають збільшенням діаметра зливального циліндра або збільшенням частоти обертання ротора.

Центрифуги типу ОГШ виготовляються з роторами діаметрами 200, 325, 350, 500, 800 і 1 200 мм і відношенням довжини ротора до діаметра від 1,48 до 3; частота обертання ротора в різних центрифугах становить від 100 до $12,2 \text{ с}^{-1}$ і залежно від діаметра ротора фактор розділення змінюється від 4 000 до 430, розрахункова продуктивність відносно осаду становить 100–14 000 кг/г.

До недоліків центрифуги належать невисокий ступінь зневоднювання осаду, неможливість його промивання, порівняно швидке зношування шнека й ротора під час опрацювання абразивних продуктів.

Трубчасті центрифуги та сепаратори

Для розділення емульсій і прояснення тонких дрібнодисперсних суспензій із низьким (до 1 % мас) вмістом твердої фази використовують високошвидкісні трубчасті надцентрифуги типу РТР і ОТР, в яких за малого діаметра ротора (100–150 мм) і частоти його обертання $250\text{--}220 \text{ с}^{-1}$ досягається фактор розділення $15\ 250\text{--}13\ 000$.

Загальною конструктивною ознакою трубчастих надцентрифуг є трубчастий вертикальний ротор, підвішений до вала (веретена) на гнучкій опорі з вертикальною віссю обертання та який має в нижній частині плаваючу опору ковзання.

Продуктивність трубчастих центрифуг (щодо води) становить 750 л/г для РТР–10 і 2 000 л/г для РТР–15. Під час розділення суспензій центрифуги працюють періодично, тому що необхідно вивантажувати накопичений осад, у разі розділення емульсій центрифуги працюють безперервно.

Обертання ротора здійснюють за допомогою пасової передачі з напрямним натяжним роликком від електродвигуна, закріпленого на корпусі у верхній його частині.

Для розділення емульсій у різних галузях промисловості широко використовують сепаратори. Зокрема їх застосовують у харчовій і молочній галузях для розділення молока, для прояснення соків, у м'ясній і жировій промисловості для очищення та регенерації жирів, у виробництвах різноманітних масел, для знежирювання розчинників; у

нафтовій промисловості для зневоднювання нафти, для розділення та очищення різноманітних нафтопродуктів, палив, мастил та ін.

На рисунку 7.12 показано будову тарілчастого сепаратора, в якому розділення потоку середовища відбувається в тонких прошарках рідини товщиною 0,5–1,5 мм у пакеті конічних тарілок, водночас частинки або краплі важкої фази рухаються вздовж конічної тарілки до периферії барабана, а освітлена рідина або легка фаза рухається в протилежному напрямку й виводиться через отвори або кільцеву щілину поблизу осі ротора.

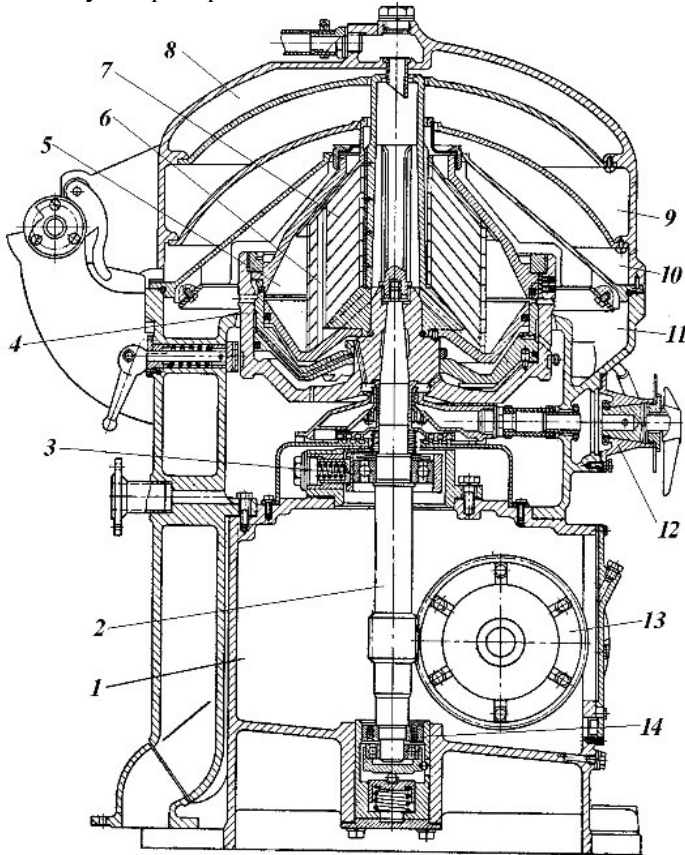


Рисунок 7.12 – Сепаратор для мінеральних палив і масел:

1 – станина; 2 – вал; 3 – верхня опора; 4 – барабан; 5 – шламований простір; 6 – тарілкоутримувач; 7 – пакет тарілок; 8 – кришка; 9 – збірник легкої фракції; 10 – збірник важкої фракції; 11 – збірник шламу; 12 – гальмо; 13 – шестерня приводна; 14 – опора нижня

За технічною сутністю рідинний сепаратор являє собою тонкошаровий багатополічний відстійник із похилими полицями, в якому процес розділення багаторазово прискорено та посилено використанням сил відцентрового поля.

Особливістю рідинних сепараторів є те, що в них розділення потоку відбувається в тонких прошарках в одно- та багатоканальних роторах малого діаметра (200–600 мм), що обертаються з частотою 75–100 с⁻¹, водночас фактор розділення становить 5 000–10 000. Наявність пакета конічних тарілок значно підвищує продуктивність сепаратора та якість розділення емульсій із невеликим вмістом твердої фази.

Продуктивність сепараторів, що випускаються машинобудівними заводами, із діаметром ротора 600 мм і частотою обертання 83 с⁻¹ (5 000 об/хв) становить від 2 до 12 м³/г залежно від властивостей неоднорідного середовища, що розділяється.

Контрольні запитання

- 1 У чому полягає фізична сутність процесу центрифугування?
- 2 Які існують способи утворення поля відцентрових сил?
- 3 Що характеризує «фактор розділення» та яка його величина?
- 4 Запишіть формули для розрахунку сил, що діють на частинку в процесі центрифугування.
- 5 Виведіть формулу для розрахунку швидкості осідання в центрифугу.
- 6 Наведіть алгоритм розрахунку швидкості осідання частинок у центрифугу з використанням критеріальних рівнянь.
- 7 Як улаштований і працює циклон, які типи циклонів ви знаєте?
- 8 Як улаштований і працює батарейний циклон, у чому полягають його переваги перед звичайним циклоном?
- 9 Чим відрізняються відстійні та фільтрувальні центрифуги?
- 10 Як улаштована та працює маятникова (триколонна) центрифуга?
- 11 Як улаштовані та працюють підвісні відстійні й фільтрувальні центрифуги?
- 12 Як улаштовані та працюють центрифуги з ножовим зніманням осаду?
- 13 Як улаштована та працює центрифуга з пульсуючим поршнем?
- 14 Як улаштована та працює центрифуга типу ОГШ?

Контрольні задачі до розділу 7

1 У скільки разів швидше відбудеться осадження тих самих частинок у центрифугу, ніж у відстійнику, якщо барабан центрифуги має $D = 1$ м і $n = 600$ об/хв? Режим осадження в обох випадках ламінарний.

2 Визначити необхідну кількість центрифуг періодичної дії з розмірами барабана $D = 1\,200$ мм, $H = 500$ мм для фільтрування 50 т суспензії за добу.

Суспензія містить 40 % (мас.) твердої фази. Відносна густина рідкої фази 1,1, твердої – 1,8. Тривалість однієї операції 25 хв. Кількість робочих годин за добу взяти такою, що дорівнює 20. Коефіцієнт заповнення барабана 0,5.

3 Відстійна горизонтальна автоматична центрифуга АОГ-1800 повинна працювати на водяній суспензії крейди. Визначити продуктивність центрифуги за живленням, якщо температура суспензії 40 °С. Розмір найменших частинок крейди 2 мкм. Технічна характеристика центрифуги: діаметр барабана 1 800 мм, довжина барабана 700 мм, діаметр борта 1 300 мм, частота обертання $n = 735$ об/хв; к. к. д. взяти таким, що дорівнює 0,45.

4 Визначити продуктивність шнекової осаджувальної центрифуги НОГШ-600, що працює на водяній суспензії гіпсу за температури 50 °С. Найменші частинки гіпсу в суспензії мають діаметр 2 мкм. Технічна характеристика центрифуги: діаметр зливного циліндра 480 мм, довжина зони осадження 350 мм, частота обертання барабана $n = 1\ 400$ об/хв.

5 Осадження частинок якого діаметра забезпечить центрифуга НОГШ-230, якщо на розділення подавати 3 м³/год водяної суспензії каоліну за 35 °С? Технічна характеристика центрифуги: діаметр зливного циліндра 180 мм, довжина його 164 мм, частота обертання барабана 1 600 об/хв.

6 Розрахувати циклон для виділення частинок сухого матеріалу з повітря, що виходить із розпилювальної сушарки, за такими даними: найменший розмір частинок 80 мкм, витрата повітря 2 000 кг/год, температура 100 °С.

7 Визначити годинну продуктивність (за живленням) автоматичної осаджувальної центрифуги АОГ-800 під час роботи її на водяній суспензії гідроксиду магнію. Густина частинок $\rho = 2\ 525$ кг/м³. Температура суспензії 30 °С. Найменший діаметр частинок 3 мкм. Характеристика центрифуги: діаметр барабана 800 мм, довжина барабана 400 мм, діаметр борта 570 мм, частота обертання 1 200 об/хв. Цикл роботи центрифуги становить 20 хв; із них 18 хв – подача суспензії, 2 хв – розвантаження осаду.

8 Визначити, яку продуктивність може забезпечити трубчаста надцентрифуга СГО-150 із трилопатевою крильчаткою, що працює на освітленні мінеральної олії. Густина олії $\rho = 900$ кг/м³. Динамічний коефіцієнт в'язкості олії за температури центрифугування $3 \cdot 10^{-3}$ Па · с. Густина твердих частинок $\rho = 1\ 400$ кг/м³. Діаметр частинок 1 мкм. Технічна характеристика центрифуги: внутрішній діаметр барабана 150 мм, діаметр зливного порога 50 мм, довжина барабана 750 мм, частота обертання 13 000 об/хв.

РОЗДІЛ 8

Фільтраційне розділення та конструкції фільтрів

У цьому розділі...

- ◆ *Навіщо, що та як фільтрувати?*
- ◆ *Як збільшити швидкість фільтрування?*
- ◆ *Кому потрібні константи фільтрування?*
- ◆ *Визначимо продуктивність фільтра.*
- ◆ *Як і чим фільтрувати запилені гази?*
- ◆ *Будова та принцип роботи фільтрів для суспензій.*
- ◆ *Безперервні фільтри – машини потужні.*

Фільтруванням називають процес розділення неоднорідних систем із дисперсною твердою фазою за допомогою пористих перегородок, що затримують тверді дисперсні частинки й вільно пропускають дисперсійне середовище. Залежно від властивостей дисперсійного середовища розрізняють фільтрування газових і рідких неоднорідних систем.

У хімічних і нафтопереробних виробництвах фільтрування застосовують для виділення твердої фази у вигляді **вологого осаду**, пасти або шламу, а також для очищення цільових продуктів (розчинів, нафтопродуктів) від зважених частинок.

У природоохоронних технологіях фільтрування застосовують для санітарного очищення запиленних газів, в установках кондиціонування повітря, під час очищення питної води від завислих частинок, а також для виділення зважених твердих часток із суспензій і стічних вод.

8.1 Основні поняття та визначення

Фільтрування використовують як метод розділення неоднорідної системи та практично повного видалення із суспензій і газових сумішей дисперсних частинок, що перебувають у них. У результаті проведення процесу фільтрування на пористій перегородці утвориться **вологий осад**, а через перегородку проходить відділене від частинок дисперсійне рідке середовище – **фільтрат**.

Для фільтрування використовують різноманітні види **зв'язаних і незв'язаних** пористих перегородок.

Залежно від фізико-хімічних властивостей компонентів суспензії використовують такі види **зв'язаних** фільтрувальних перегородок: а) бавовняні тканини для нейтральних середовищ – бельтинг, міткаль, діагональ, парусину та ін.; б) вовняні тканини для кислих середовищ – шинельне сукно, повстину та ін.; в) мінеральні й синтетичні тканини – полотнину, склотканину, азбестову, капронову, нейлонову та ін.; г) пористі керамічні, металокерамічні та металеві плити, перегородки й стакани (патрони).

Вибір типу фільтрувальної перегородки визначають її хімічною стійкістю до дії середовища, розміром шпарин, що затримують уловлювані частинки, механічною тривкістю та конструктивними особливостями фільтрів.

Тканинні й сітчасті фільтрувальні перегородки використовують багаторазово й вони мають малий опір під час течії середовища.

Набивні перегородки складаються з прошарку волокнистих матеріалів (повсті, азбестового волокна, вати бавовняної та ін.).

Насипні перегородки утворені прошарком дрібнозернистих матеріалів (піску, подрібненого гравію, перліту, діатоміту, деревної муки, активованого вугілля та ін.). Роль насипної фільтрувальної перегородки виконує також прошарок осаду, накопичений на перегородці в процесі фільтрування.

З метою поліпшення процесу фільтрування та більш повного просвітлення одержуваного фільтрату до вихідної суспензії додають флокулянти (сульфат алюмінію, хлорид і сульфат заліза та ін.), кізельгур, вугілля та інші матеріали, що адсорбують розчинені в рідинах речовини (пігменти, колоїдні частинки та ін.).

Важливою характеристикою вологого осаду є його **порозність** – шпаруватість, що впливає на проникність та опір прошарку осаду.

Якщо в процесі фільтрування зі збільшенням тиску осад зберігає свою структуру й порозність, то такий осад називають **нестисливим**, якщо ж під дією тиску осад ущільнюється, а його порозність зменшується, то такі осади називають **стисливими**.

Рушійною силою процесу фільтрування є різниця тисків над поверхнею рідини й під фільтрувальною перегородкою. Залежно від способу створення рушійної сили розрізняють фільтрування:

- гідростатичне – під дією тиску стовпа рідини;
- вакуумне – під дією різниці атмосферного тиску та розрідження;
- напірне – під дією надлишкового тиску на середовище.

Основними чинниками, що впливають на швидкість процесу фільтрування й на роботу фільтрувального обладнання, є такі: вміст твердої фази в суспензії, гранулометричний склад частинок та їх форма, в'язкість фільтрату, перепад тисків, товщина та опір прошарку осаду, вид фільтрувальної перегородки та її властивості.

Нестисливі осад з однорідних частинок легко відокремлюються на фільтрах у разі невеличких перепадів тисків та не забивають пори фільтрувальної тканини. Осади широкого діапазону розмірів частинок більше ущільнюються на фільтрі, знижують швидкість фільтрування та збільшують опір течії середовища. Для зниження в'язкості фільтрату іноді використовують підігрівання первинної суспензії та додавання до неї поверхнево-активних речовин.

Додавання до первинної суспензії флокулянтів, деревної муки, кізельгуру та інших речовин, що не впливають на технологічний процес, дозволяє поліпшити чистоту одержуваного фільтрату та підвищити продуктивність фільтра внаслідок зниження можливості забивання шарів тканини дрібнодисперсними частинками.

8.2 Швидкість, кінетичні рівняння та константи процесу фільтрування

Основними завданнями розрахунку процесу фільтрування є визначення швидкості фільтрування залежно від основних чинників, що впливають на процес і вибір типу фільтра.

Фільтрування – типовий гідромеханічний процес і швидкість його можна визначити на базі основного кінетичного рівняння.

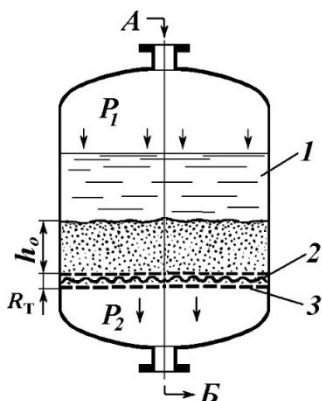
Швидкістю фільтрування називають об'єм фільтрату, що проходить через 1 м^2 фільтра в одиницю часу, і відповідно до основних кінетичних рівнянь вона прямо пропорційна перепаду тиску та обернено пропорційна повному опорі фільтрувального шару, тобто

$$W = \frac{dV}{F \cdot d\tau} = \frac{\Delta P}{R_\phi}, \quad (8.1)$$

де R_ϕ – повний опір фільтра, що дорівнює сумі опорів вологого осаду R_o і фільтрувальної перегородки R_m , $R_\phi = R_o + R_m$.

Розрізняють фільтрування за постійного перепаду тисків ($\Delta P = \text{const}$), за сталої швидкості ($W = \text{const}$) – постійної витрати фільтрату, а також комбіноване.

Розглянемо процес фільтрування суспензії на напірному нутч-фільтрі (див. рис. 8.1), що проходить за постійного перепаду тисків.



Нехай у корпус фільтра завантажено V м³ суспензії, що має об'ємний вміст твердої фази x_{ov} %, після проведення процесу фільтрування на фільтрувальній перегородці одержано прошарок вологого осаду висотою h_o .

Рисунок 8.1 – Схема процесу фільтрування в напірному нутч-фільтрі:

А – подання суспензії; Б – відведення фільтрату; 1 – корпус фільтра; 2 – фільтрувальна перегородка; 3 – опорна решітка

Об'єм осаду, що відклався на фільтрі, пов'язаний з об'ємом фільтрату, що пройшов через фільтр, товщиною прошарку осаду й поверхнею фільтра таким співвідношенням:

$$V_o = V \cdot x_{ov} = F \cdot h_o, \quad (8.2)$$

де x_{ov} – об'ємна частка твердої фази в початковій суспензії; V – об'єм фільтрату; h_o – товщина шару осаду, що відклався на фільтрі; F – поверхня фільтрувальної перегородки.

Зі співвідношення (8.2) одержано

$$h_o = V \cdot x_{ov} / F \cdot \quad (8.3)$$

Опір прошарку вологого осаду зручно виразити залежністю

$$R_o = r_o \cdot h_o, \quad (8.4)$$

де r_o – питомий опір прошарку осаду, Н·с/м⁴.

Питомий опір осаду визначає силу опору шару осаду висотою 1 м і площею поперечного перерізу 1 м² за течії через нього фільтрату зі швидкістю 1 м/с. Питомий опір нестисливих осадів, складених з однорідних частинок за ламінарного режиму руху рідини в порах зернистого прошарку, може бути знайдений за залежністю

$$r_o = \frac{110 \cdot \mu}{d_u^2} \cdot \frac{(1 - \epsilon_0)^2}{\varphi^2 \cdot \epsilon_0^3}, \quad (8.5)$$

де μ – в'язкість фільтрату, Па · с; d_u – діаметр частинок у прошарку осаду; ϵ_0 – порозність нерухомого прошарку осаду, $\epsilon_0 = 0,36-0,44$; φ – коефіцієнт форми частинок.

Якщо підставити в рівняння (8.1) визначені вище величини, то одержимо диференціальне рівняння швидкості процесу фільтрування

$$\frac{dV}{F \cdot d\tau} = \frac{\Delta P}{R_m + V \cdot x_{ov} \cdot r_o / F}, \quad (8.6)$$

та подамо його в розгорнутому вигляді

$$dV \cdot (R_m + V \cdot x_{ov} \cdot r_o / F) = \Delta P \cdot F \cdot d\tau. \quad (8.7)$$

Проінтегрувавши рівняння (8.7) у відповідних межах від нуля до τ і від нуля до V , тобто $\int_0^\tau \Delta P \cdot F \cdot d\tau = \int_0^V (V \cdot x_{ov} \cdot r_o / F + R_m) \cdot dV$, одержуємо таку залежність:

$$\Delta P \cdot F \cdot \tau = \frac{V^2}{2 \cdot F} \cdot r_o \cdot x_{ov} + R_m \cdot V, \quad (8.8)$$

що можна зобразити в такому вигляді:

$$V^2 + \frac{2 \cdot R_m \cdot F}{r_o \cdot x_{ov}} \cdot V = \frac{2 \cdot \Delta P \cdot F^2}{r_o \cdot x_{ov}} \cdot \tau, \quad (8.9)$$

або

$$V^2 + 2 \cdot C \cdot V = 2 \cdot K \cdot \tau, \quad (8.10)$$

де C – константа, що враховує повний гідравлічний опір фільтрувальної перегородки, $C = R_m \cdot F / (r_o \cdot x_{ov})$; K – константа, що враховує фізико-хімічні властивості фільтрату, осаду та режим процесу фільтрування, $K = \Delta P \cdot F^2 / (r_o \cdot x_{ov})$.

Рівняння (8.10) називають кінетичним рівнянням процесу фільтрування **за постійного перепаду тиску**.

Для промислових фільтрів опір прошарку осаду в декілька разів більший від опору фільтрувальної перегородки.

Якщо зневажити опором фільтрувальної перегородки, що в 50–100 разів менший від опору прошарку осаду, то кінетичне рівняння (8.10) можна записати в такому вигляді:

$$V^2 = 2 \cdot K \cdot \tau \quad (8.11)$$

або, замінивши константу K , у формі

$$V^2 = \frac{2 \cdot \Delta P \cdot F^2}{r_o \cdot x_{ov}} \cdot \tau. \quad (8.12)$$

Із рівняння (8.12) можна визначити питому продуктивність фільтра – об'єм фільтрату, що проходить через 1 м² фільтра:

$$q_f = \frac{V}{F} = \sqrt{\frac{2 \cdot \Delta P \cdot \tau}{r_o \cdot x_{ov}}} \quad (8.13)$$

Рівняння (8.13) дозволяє знайти потрібну поверхню фільтра для фільтрування визначеного об'єму фільтрату за час τ за постійного перепаду тиску ΔP , водночас одержали

$$F = \frac{V}{q_f} = V \sqrt{\frac{2 \cdot \Delta P \cdot \tau}{r_o \cdot x_{ov}}} \quad (8.14)$$

Кінетичне рівняння фільтрування (8.10) можна перетворити відносно питомої продуктивності фільтра, одержимо залежність

$$q_f^2 + 2 \cdot C \cdot q_f = 2 \cdot K \cdot \tau, \quad (8.15)$$

яка часто буває більш зручною в практичних розрахунках і в якій константи C і K віднесені до 1 м^2 фільтра, водночас розмірність констант відповідно дорівнює $\text{м}^3/\text{м}^2$ та $\text{м}^2/\text{с}$.

На основі рівняння (8.1) подібними перетвореннями можна вивести кінетичне рівняння фільтрування **для режиму постійної витрати фільтрату**, водночас одержана формула

$$V^2 + C \cdot V = K \cdot \tau, \quad (8.16)$$

яку також можна подати через питому продуктивність фільтра у вигляді

$$q_f^2 + C \cdot q_f = K \cdot \tau. \quad (8.17)$$

Відповідно, якщо не враховувати опору фільтрувальної перегородки R_m , питому продуктивність фільтра можна визначити за формулою

$$q_f = \frac{V}{F} = \sqrt{\frac{\Delta P \cdot \tau}{r_o \cdot x_{ov}}} \quad (8.18)$$

Зіставляючи рівняння (8.13) та (8.18), бачимо, що швидкість процесу фільтрування й питома продуктивність фільтра, що працює за постійного перепаду тисків, у $\sqrt{2}$ рази більша порівняно з фільтром, що працює за постійної витрати фільтрату.

8.3 Експериментальне визначення констант фільтрування

Константи фільтрування, що входять до кінетичних рівнянь (8.15) і (8.17), визначають експериментальним шляхом.

Розв'язавши рівняння (8.15) щодо часу фільтрування

$$\tau = \frac{q_f^2}{2 \cdot K} + \frac{q_f}{K} \cdot C$$

і розділивши всі складові рівняння на q_f , одержали

$$\frac{\tau}{q_f} = \frac{q_f}{2 \cdot K} + \frac{C}{K}. \quad (8.19)$$

Рівняння (8.19) виражає лінійну залежність між величинами τ/q_f та q_f , що дозволяє визначити константи процесу фільтрування для конкретної суспензії за експериментальними даними.

Для цього на дослідницькому елементі фільтра за постійного перепаду тисків ΔP проводять досліди щодо розділення фільтрованої суспензії, заміряючи об'єми фільтрату V_i і час τ_i , впродовж якого зібрані ці об'єми. Потім розраховують питому продуктивність елемента фільтра в окремі проміжки часу й на графіку в координатах $\Delta\tau/q_f - q_f$ (див. рис. 8.2) за віссю абсцис відкладають розраховані для дослідів значення q_{fi} , а за віссю ординат – відповідні їм виміряні та розраховані значення величин $\Delta\tau/q_f$.

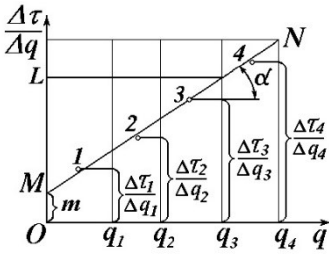


Рисунок 8.2 – Експериментальне визначення констант процесу фільтрування

Експериментальні точки відкладаються на серединних ділянках $0-q_1$; q_1-q_2 тощо. Проводячи через експериментальні точки усереднювальну пряму MN, знаходять тангенс кута нахилу прямої MN, що дорівнює відношенню катетів

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{ML}{q_3} = \frac{1}{2 \cdot K} = \frac{r_o \cdot x_{ov}}{\Delta P}, \quad (8.20)$$

звідки

$$K = \frac{1}{2 \cdot \operatorname{tg} \alpha} = \frac{2 \cdot \Delta P}{r_o \cdot x_{ov}}. \quad (8.21)$$

Знаючи перепад тисків під час фільтрування, поверхню фільтрувального елемента та об'ємну концентрацію осаду у фільтраті, з рівняння (8.21) можна розрахувати

$$r_o = \frac{2 \cdot \Delta P}{x_{ov}} \cdot \operatorname{tg} \alpha, \quad (8.22)$$

де r_o – питомий опір осаду, $\text{H} \cdot \text{с}/\text{м}^4$.

Одночасно з графіка знаходимо величину відрізка $OM = m$, що відтинається прямою MN на осі ординат, водночас $OM = C/K$, $C = K \cdot OM = OM/(2 \cdot \operatorname{tg} \alpha)$ відповідно.

Якщо замість констант C і K підставити значення вхідних у них параметрів, то одержимо

$$OM = \frac{C}{K} = \frac{R_m}{r_o \cdot x_{ov}} : \frac{2 \cdot \Delta P}{r_o \cdot x_{ov}} = \frac{R_m}{2 \cdot \Delta P}, \quad (8.23)$$

звідки знайдемо опір фільтрувальної перегородки R_m (Н · с/м³):

$$R_m = 2 \cdot \Delta P \cdot OM. \quad (8.24)$$

Отже, на основі експериментального фільтрування можна визначити характеристики осаду та фільтрувальної перегородки, значення констант процесу фільтрування, а потім робити розрахунок і добір промислового фільтрувального обладнання.

8.4 Розрахунок продуктивності фільтрів

У малотоннажних виробництвах використовують фільтри періодичної дії, здебільшого нутч-фільтри вакуумні або напірні (див. рис. 8.1). На таких фільтрах проводять фільтрування суспензій із вмістом твердої фази в інтервалі 3–10 % об'єму. Під час використання вакуумних фільтрів максимальний перепад тиску на фільтрі може досягати 80 кПа (0,8 атм), у напірних фільтрах тиск може бути збільшений до 3 ат.

Нутч-фільтр. Особливістю фільтрування на нутч-фільтрах є те, що в них наприкінці фільтрування товщина прошарку осаду на фільтрувальній перегородці становить 50–100 мм і зазвичай не перевищує 200 мм. Крім того, одержаний осад достатньо вологий, його вологість може досягати до 30 % мас.

Розрахунок процесу фільтрування суспензії на нутч-фільтрі проводять з урахуванням властивостей фільтрованої суспензії, він зводиться до визначення тривалості процесу фільтрування та продуктивності фільтра відомих розмірів або до визначення кількості паралельно працюючих фільтрів для забезпечення заданої продуктивності установки.

Розглянемо приклад, коли за наявності фільтра з відомою поверхнею фільтрування потрібно визначити тривалість циклу фільтрування та продуктивність фільтра за початковою суспензією та за одержуваними продуктами – фільтратом і вологим осадом.

Тривалість одного циклу фільтрування дорівнює

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_n + \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{с}} = \tau_{\text{с}} + \tau_{\text{с}}, \quad (8.25)$$

де τ_n – тривалість підготовчих операцій; $\tau_{\text{ф}}$ – тривалість операції власне фільтрування; $\tau_{\text{пр}}$ – тривалість операції промивання; $\tau_{\text{с}}$ – тривалість

операції розвантаження осаду; τ_{oc} – тривалість допоміжних операцій; τ_{oc} – тривалість основних операцій.

Якщо зневажити опором фільтрувальної перегородки, то для режиму фільтрування за $\Delta P = \text{const}$ питому продуктивність фільтра можна розрахувати за рівнянням (8.13), розв'язуючи яке щодо часу фільтрування, знайдемо

$$\tau_{\phi} = \frac{q_f^2 \cdot r_o \cdot x_{ov}}{2 \cdot \Delta P}. \quad (8.26)$$

Визначимо співвідношення між питомою продуктивністю фільтра й товщиною прошарку вологого осаду.

Як впливає з рівняння (8.2), питому продуктивність фільтра можна відобразити так:

$$q_f = \frac{V}{F} = \frac{h_o}{x_{ov}}. \quad (8.27)$$

Підставивши значення q_f у рівняння (8.26), одержали залежність

$$\tau_{\phi} = \frac{h_o^2 \cdot r_o}{2 \cdot \Delta P \cdot x_{ov}}, \quad (8.28)$$

із якої випливає, що тривалість операції фільтрування пропорційна квадрату висоти прошарку осаду, що відкладається на фільтрі.

Отже, якщо задати декілька значень висоти прошарку осаду в інтервалі $h_o = 50\text{--}150$ мм, то можна визначити тривалість власне операції фільтрування, але доцільно її вибирати в межах 600–900 с.

Уточнивши висоту прошарку осаду та тривалість операції фільтрування, а також питому продуктивність фільтра для взятих умов, потім знаходять об'єм вологого осаду та обсяг фільтрату, а також масу зібраних продуктів за одну операцію фільтрування, використовуючи раніше наведені залежності.

Якщо вологий осад промивають, то тривалість операції його промивання можна розрахувати на основі таких положень.

Промивання осаду проводять за сталої його висоти та за того самого перепаду тиску, для промивання здебільшого використовують воду, витрату якої визначають дослідним шляхом з урахуванням залишкової концентрації речовини в осаді. Зазвичай об'єм промивних вод становить $(0,2 - 0,25) \cdot V$, отже, питома продуктивність фільтра на стадії промивання буде дорівнювати $q_{np} = (0,2 - 0,25) \cdot q_f$.

Використовуючи рівняння (8.26), знайдемо

$$\tau_{np} = \frac{q_{np}^2 \cdot r_o \cdot x_{ov}}{2 \cdot \Delta P}. \quad (8.29)$$

Тривалість основних операцій процесу фільтрування дорівнює

$$\tau_{oc} = \tau_{\phi} + \tau_{np}. \quad (8.30)$$

Найбільшій продуктивності фільтра періодичної дії досягають, коли $\tau_{oc} = \tau_{oc}$.

З урахуванням зазначеного кількість циклів фільтрування за одну годину становитиме

$$n_y = 3600 / (2 \cdot \tau_{oc}). \quad (8.31)$$

Годинна продуктивність фільтра за фільтратом дорівнює

$$V_q = q_f \cdot F \cdot n_y = \frac{1800}{\tau_{oc}} \cdot q_f \cdot F, \quad (8.32)$$

де V_q – об'ємна продуктивність фільтра, м³/годину.

Використовуючи вищенаведені залежності, знаходять об'єми й масові витрати сухого та вологого осаду, одержувані за годину роботи нутч-фільтра.

Приклад 8.1 На нутч-фільтрі закритого типу діаметром $D = 0,8$ м фільтрується водна суспензія карбонату кальцію ($\rho_m = 2\,600$ кг/м³) з об'ємною концентрацією твердої фази $x_{cv} = 5,0$ %, вологість одержаного після фільтрування осаду становить $u = 40$ %. Найбільший перепад тиску на фільтрі може сягати $\Delta p = 0,8$ атм, водночас товщина шару вологого осаду становить $h_o = 60$ мм. Питомий опір осаду $r_o = 6,4 \cdot 10^9$ Н·с/м⁴, опором фільтрувальної перегородки можна знехтувати. Тривалість підготовчих операцій становить $\tau_{np} = 14$ хв. Визначити тривалість однієї операції процесу фільтрування, кількість операцій на годину та продуктивність фільтра щодо початкової суспензії та одержаного вологого осаду.

Розв'язування. 1) Визначимо об'єм вологого осаду, що відкладається на фільтрі за період фільтрування:

$$V_{oo} = h_o \cdot F = h_o \cdot 0,785 \cdot D^2 = 0,06 \cdot 0,785 \cdot 0,8^2 = 0,03 \text{ М}^3;$$

2) Визначимо об'єм початкової суспензії, що подається на фільтрування:

$$V_c = V_{oo} \cdot (1 - u) / x_{cv} = 0,03 \cdot (1 - 0,4) / 0,05 = 0,36 \text{ М}^3;$$

3) Визначимо об'єм фільтрату, одержаного в період фільтрування:

$$V_{\phi} = V_c \cdot (1 - x_{cv}) = 0,36 \cdot (1 - 0,05) = 0,342 \text{ М}^3.$$

Питома продуктивність фільтра

$$q_f = V_{\phi} / F = 0,342 / (0,785 \cdot 0,8^2) = 0,68 \text{ М}^3/\text{М}^2;$$

4) Визначимо тривалість процесу фільтрування за формулою (8.26):

$$\tau_{\phi} = q_f^2 \cdot r_o \cdot x_{cv} / (2 \cdot \Delta p) = 0,68^2 \cdot 6,4 \cdot 10^9 \cdot 0,05 / (2 \cdot 0,8 \cdot 10^5) = 925 \text{ с.}$$

5) Тривалість однієї операції фільтрування з урахуванням підготовчих операцій $\tau_{oc} = \tau_{\phi} + \tau_{np} = 925 + 14 \cdot 60 = 925 + 840 = 1765 \text{ с}$;

6) Кількість операцій за годину $n_u = 3600/1765 = 2,04$. Візьмемо 2 операції;

7) Об'ємна продуктивність фільтра щодо початкової суспензії:

$$V_{cz} = V_c \cdot n_u = 0,36 \cdot 2 = 0,72 \text{ М}^3/\text{Г};$$

8) Об'ємна продуктивність фільтра щодо вологого осаду:

$$V_{eo} = V_{cz} \cdot x_{cv} / (1 - u) = 0,72 \cdot 0,05 / (1 - 0,4) = 0,06 \text{ М}^3/\text{Г};$$

Густина вологого осаду за правилом адитивності:

$$\rho_{eo} = \rho_m \cdot x_{ov} + \rho \cdot (1 - x_{ov}) = 2600 \cdot 0,6 + 1000 \cdot (1 - 0,6) = 1960 \text{ кг/М}^3.$$

Масова продуктивність фільтра щодо вологого осаду:

$$G_{eo} = V_{eo} \cdot \rho_{eo} = 0,06 \cdot 1960 = 117,6 \text{ кг/Г.}$$

Відповідь: 1) тривалість суто операції фільтрування становить 925 с, тривалість однієї операції становить 1765 с, всього за годину проводять 2 цикли фільтрування; 2) продуктивність нутч-фільтра за годину щодо початкової суспензії становить 0,72 м³/г, щодо вологого осаду – 117,6 кг/г.

Рамний фільтр-прес. Рамні фільтр-преси використовують для розділення дрібнодисперсних суспензій із невеликим вмістом дисперсної фази, процес фільтрування триває до повного заповнення вільного простору рам відокремлюваним осадом, та в процесі може використовуватися тиск до 6 атм. Крім того, це єдиний вид фільтрувального обладнання, в якого поверхня фільтрування може бути збільшена за рахунок установки додаткових рам і плит.

Особливістю роботи рамних фільтр-пресів є те, що товщина рами є фіксованою величиною, що змінюється в межах 20–45 мм залежно від розмірів рами (див. табл. 8.1).

Об'єм вологого осаду в порожнинах рам становить

$$V_o = b^2 \cdot \delta \cdot N_p = V \cdot x_{ov} / (1 - \varepsilon), \quad (8.33)$$

де b – ширина порожнини рами, що дорівнює її висоті; δ – товщина порожнини рами; N_p – кількість рам; ε – порозність прошарку осаду.

Із рівняння (8.33) знаходимо об'єм фільтрату, зібраного за один цикл фільтрування:

$$V = \frac{b^2 \cdot \delta \cdot N_p \cdot (1 - \varepsilon)}{x_{ov}}. \quad (8.34)$$

Під час фільтрування у фільтр-пресі фільтрувальна тканина покриває раму з двох боків, тому поверхня фільтрування $F = 2 \cdot b^2 \cdot N_p$, а питома продуктивність фільтра дорівнює

$$q_f = \frac{V}{F} = \frac{b^2 \cdot \delta \cdot N_p \cdot (1 - \varepsilon)}{x_{ov} \cdot 2 \cdot b^2 \cdot N_p} = \frac{\delta \cdot (1 - \varepsilon)}{2 \cdot x_{ov}}. \quad (8.35)$$

Нехтуючи опором фільтрувальної тканини, знайдемо тривалість операції фільтрування у фільтр-пресі.

Використовуючи рівняння (8.13) та розв'язуючи його разом із рівнянням (8.35), одержали

$$\tau_\phi = \frac{[\delta \cdot (1 - \varepsilon)]^2 \cdot r_o \cdot x_{ov}}{4 \cdot x_{ov}^2 \cdot 2 \cdot \Delta P} = \frac{[\delta \cdot (1 - \varepsilon)]^2 \cdot r_o}{8 \cdot x_{ov} \cdot \Delta P}. \quad (8.36)$$

Тривалість операції промивання осаду розраховують, беручи витрату промивної води та з огляду на те, що промивні води надходять зовні рами і поверхня промивання в 2 рази менша від поверхні фільтрування.

З урахуванням зазначеного питомо витрата промивних вод дорівнює:

$$q_{np} = \frac{V_{np}}{F/2} = \frac{2 \cdot V_{np}}{b^2 \cdot N_p}. \quad (8.37)$$

Як і раніше, тривалість операції промивання осаду знаходять за рівнянням (8.29), відповідно тривалість основних операцій процесу фільтрування знаходять за рівнянням (8.30).

Необхідно мати на увазі, що під час використання рамних фільтр-пресів економічно вигідно, щоб $\tau_{oc} \geq \tau_{bc}$.

Якщо взяти умову $\tau_{oc} = \tau_{bc}$, то об'ємну годинну продуктивність фільтра за фільтратом ($\text{м}^3/\text{г}$) можна розрахувати за рівнянням (8.32), отже, після підстановки розмірів стосовно рамного фільтр-преса воно зводиться до такої формули:

$$V_v = q_f \cdot F \cdot n_v = \frac{1800 \cdot b^2 \cdot \delta \cdot (1 - \varepsilon) \cdot N_p}{\tau_{oc} \cdot x_{ov}}. \quad (8.38)$$

Розрахунок продуктивності фільтрів безперервної дії наведений у книгах [10, 13].

Приклад 8.2 На рамному фільтр-пресі впродовж години потрібно відфільтрувати суспензію кристалічного гіпсу ($\rho_m = 2\,240 \text{ кг/м}^3$) об'ємом $2,4 \text{ м}^3$

та об'ємною концентрацією твердої фази в початковій суспензії $x_{cv} = 8 \%$, пористість вологого осаду становить $\varepsilon = 0,48$, вологість отриманого осаду $u_o = 20 \%$. Питомий опір осаду становить $r_o = 4,2 \cdot 10^{11} \text{ Н} \cdot \text{с}/\text{м}^4$, опором фільтрувальної тканини можна знехтувати, суспензія подається під тиском 1,6 атм. Визначити потрібну поверхню фільтр-преса, його тип і число рам, та фактичний час фільтрування суспензії.

Розв'язування. 1) Визначимо об'єм твердої фази в початковій суспензії:

$$V_m = V_c \cdot x_{cv} = 2,4 \cdot 0,08 = 0,192 \text{ м}^3.$$

Об'єм вологого осаду:

$$V_{oo} = V_m / (1 - u) = 0,192 / (1 - 0,2) = 0,24 \text{ м}^3.$$

Об'єм вологого осаду з урахуванням його пористості:

$$V_o = V_m / (1 - \varepsilon) = 0,192 / (1 - 0,48) = 0,369 \text{ м}^3.$$

2) Визначимо об'єм фільтрату після закінчення операції фільтрування:

$$V_\phi = V_c - V_{oo} = 2,4 - 0,24 = 2,16 \text{ м}^3.$$

3) Питому продуктивність фільтра за заданих умов фільтрування визначимо, використовуючи формулу (8.13):

$$q_f = \frac{V}{F} = \sqrt{\frac{2 \cdot \Delta P \cdot \tau}{r_o \cdot x_{cv}}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 0,6 \cdot 10^5 \cdot 3600}{4,2 \cdot 10^{11} \cdot 0,08}} = 0,1286 \text{ м}^3/\text{м}^2,$$

де ΔP – рушійна сила процесу фільтрування, $\Delta P = (1,6 - 1,0) \cdot 10^5 \text{ Н}/\text{м}^2$.

4) Розрахункова поверхня фільтрування дорівнює:

$$F = V_\phi / q_f = 2,16 / 0,1286 = 16,8 \text{ м}^2.$$

Найближчим до такої поверхні (див. табл. 8.1) є фільтр-прес $\Phi_{\text{пр}} 630$ із поверхнею фільтрування $F = 20 \text{ м}^2$ з товщиною рам 34 мм.

5) Зробимо перевірку придатності вибраного фільтра.

Загальний об'єм простору рам у фільтрі для накопичення вологого осаду:

$$V_p = b^2 \cdot \delta \cdot N_p = 0,63^2 \cdot 0,034 \cdot 25 = 0,337 \text{ м}^3, \text{ що менше потрібного.}$$

Тому вибираємо цей тип фільтра з більшим числом рам, а саме

$$N_p = V_o / (b^2 \cdot \delta) = 0,369 / (0,63^2 \cdot 0,034) = 27,3.$$

6) Вибираємо фільтр $\Phi_{\text{пр}} 630$ з числом рам 28, тоді поверхня фільтру

$$F = 2 \cdot b^2 \cdot N_p = 2 \cdot 0,63^2 \cdot 28 = 22,2 \text{ м}^2.$$

7) Фактична тривалість фільтрування суспензії для вибраного типу фільтра (за рівнянням (8.12)) дорівнює:

$$\tau_\phi = \frac{V_\phi^2 \cdot r_o \cdot x_{cv}}{2 \cdot \Delta P \cdot F^2} = \frac{2,16^2 \cdot 4,2 \cdot 10^{11} \cdot 0,08}{2 \cdot 0,6 \cdot 10^5 \cdot 22,2^2} = 2650 \text{ с} = 0,736 \text{ г},$$

що задовольняє умовам задачі.

Відповідь: 1) вибрано фільтр-прес типу $\Phi_{\text{пр}} 630$ з числом рам $N_p = 28$ з фактичною поверхнею фільтрування $F = 22,2 \text{ м}^2$; 2) фактичний час фільтрування суспензії становить 0,736 г.

8.5 Фільтрування запилених газів, будова фільтрів

Для ефективного очищення промислових газів і повітря від пилу широко використовують фільтри з різноманітними фільтрувальними перегородками, але найбільше – тканинні фільтри. Сучасні фільтри залежно від призначення та концентрації дисперсної фази поділяють на три класи: промислові фільтри; фільтри повітряні – для очищення атмосферного повітря; фільтри аерозольного очищення.

Промислові фільтри застосовують для розділення (просвітлення) суспензій та для очищення промислових газів із концентрацією твердої фази до 60 г/м^3 .

Фільтри для очищення повітря використовують у системах припливної вентиляції та кондиціонування повітря. Вони працюють за концентрацій пилу менше ніж 50 мг/м^3 і швидкостей фільтрації $2\text{--}3 \text{ м/с}$.

Фільтри для тонкого очищення газів забезпечують уловлювання субмікронних частинок із високою ефективністю (до 99 % і вище) навіть за низької концентрації частинок (менше ніж 1 мг/м^3).

Для очищення великих об'ємів запилених промислових газів і повітря широко застосовують рукавні фільтри (див. рис. 8.3 а).

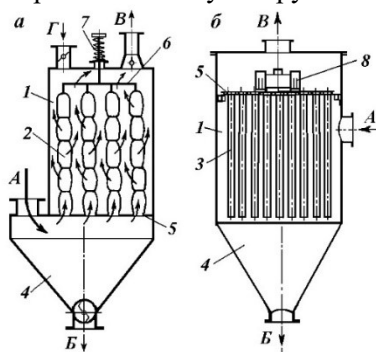


Рисунок 8.3 – Будова рукавного (а) та патронного (б) фільтрів:

А – вхід запыленого газу; В – розвантаження очищеного газу; Г – продування; 1 – корпус; 2 – рукав (мішок); 3 – фільтрувальний патрон; 4 – бункер для накопичення пилу; 5 – труба дошка; 6 – рама для підвіски рукавів; 7 – струшувальний механізм; 8 – вібратор

Фільтрувальний елемент виконано у формі мішка діаметром $135\text{--}450 \text{ мм}$ і довжиною $2\ 090\text{--}6\ 000 \text{ мм}$, натягнутого на дротовий каркас або закріпленого кільцями жорсткості для того, щоб запобігти в процесі роботи стискуванню рукавів та полегшити випадання пилу під час їх регенерації. Кількість елементів в одній секції фільтра становить від $8\text{--}15$ до 200 , поверхня фільтрування однієї секції $15\text{--}385 \text{ м}^2$, кількість секцій, установлюваних в одній установці, становить $2\text{--}20$, загальна поверхня фільтрування в таких установках досягає декількох тисяч м^2 .

Як фільтрувальні використовують тканини з природних волокон (лляні, бавовняні, вовняні), із синтетичних волокон (лавсанові, нітроніві,

поліефірні, тефлонові, хлоринові та ін.), склотканини, а також неткані матеріали – повсть, фетри з натуральних і штучних волокон та ін. Вибір типу матеріалу для фільтра визначається фізико-хімічними властивостями запиленої газової суміші, температурою та тиском, наявністю в газі агресивних хімічних речовин.

Рукавний фільтр монтують у прямокутному або циліндричному корпусі 1, він складається з окремих елементів – рукавів 2, прикріплених знизу в трубній дошці 5 на дровових каркасах і за допомогою кришки з гачком підвішених на загальній рамі 6, з'єднаний із механізмом струшування мішків 7. Запиленний газ входить знизу в усі рукави й фільтрується через тканину, залишаючи пил усередині рукава.

Для очищення рукавів від пилу роблять періодичне їх струшування, що призводить до опадання пилу в бункер 3 з подальшим видаленням її шнеком. Для очищення рукавів від пилу періодично роблять продування стислим повітрям, що подають через патрубок Г. Використовуючи склотканину, у цих фільтрах можна очищати газ із температурою до 250 °С кількістю до 40 000 м³/годину.

Гарячі гази з температурою 250–400 °С очищають від пилу в патронних керамічних і металокерамічних фільтрах (див. рис. 8.3 б).

Фільтрувальні елементи 3 виконують у формі труб або стаканів із пористої металокераміки, кріплять їх у трубній дошці 5, батарею стаканів розміщують у загальному корпусі 1. Для очищення патронів від пилу періодично вмикають вібратор 8, пил збирають у бункері 4 та періодично видаляють.

Металокерамічні й керамічні фільтри дозволяють виділяти частинки величиною від 0,5 мкм і можуть використовуватися для уловлювання каталізаторного пилу, що містить частинки дорогіших металів.

У зв'язку з розвитком нових галузей промисловості – радіоелектроніки, прецизійного приладобудування, промислової мікробіології, атомної енергетики – створені конструкції волокнистих фільтрів, спроможних забезпечити тонке очищення великих об'ємів газів і повітря від твердих частинок субмікронних розмірів. За даними літератури забруднення повітря пилом в Англії, ФРН, США становить приблизно 230 тис. пилових частинок у 1 м³ повітря, а місячний осад пилу в міських кварталах досягає 6,6–15 г/м².

Як матеріали для фільтрування та для тонкого очищення повітря використовують тонкі мати зі скловолокна з величиною шпарин у них 1–4 мкм, а також спеціально оброблений папір ($\delta = 0,5$ мкм) товщиною листів 0,5–2,5 мм, які можна гофрувати, згинати, клеїти.

Фільтрувальні матеріали з тонких та ультратонких скловолокон виготовляють у вигляді листів паперу, довгих полотен і матів, одержуваних мокрим пресуванням. Їх можна намотувати в декілька прошарків на перфорований циліндр і збільшувати поверхню фільтрування до 20–30 м² на 1 м³ об'єму апарата.

Набули широкого поширення в промисловості фільтрувальні матеріали типу ФП (фільтри Петрянова) із полімерних смол. Вони виготовлені нанесенням на марлеву основу та скріплені між собою прошарків синтетичних волокон із перхлорвінілу, полістиролу, фторполімерів та ін. Мала товщина прошарків ФП (0,2–1 мм) дозволяє значно збільшити поверхню фільтрації в об'ємі до 100–150 м²/м³.

У респіраторах одноразової дії типу «Пелюстка» ступінь уловлювання аерозольних частинок підвищується за рахунок наявності електростатичного заряду на волокнах ФП.

У вентиляційних установках великих житлових будинків, у виробничих цехах із особливим режимом роботи для очищення зовнішнього повітря від пилу встановлюють рулонні (котушкові) автоматичні фільтри, що найбільш повно та ефективно затримують пил широкого фракційного складу. Хоча розміри шпарин фільтрувальних перегородок здебільшого більші від розмірів порошин, очищення газів досягається в результаті дії сил дифузії, інерції та електростатичного тяжіння. Крім того, частинки пилу, накопичуючись на волокнах, нитках, створюють повторний пиловий прошарок, що має шпарини значно менші, ніж шпарини фільтрувальної тканини і цей прошарок забезпечує достатньо повне уловлювання пилу.

Широке застосування знайшли також фільтри з плоскою розгорткою фільтрувальної тканини, що дозволяє збільшити поверхню фільтрування в одиниці робочого об'єму апарата.

На рисунку 8.4 показані конструкції фільтрів, найчастіше застосовувані для тонкого очищення запиленних газів і повітря.

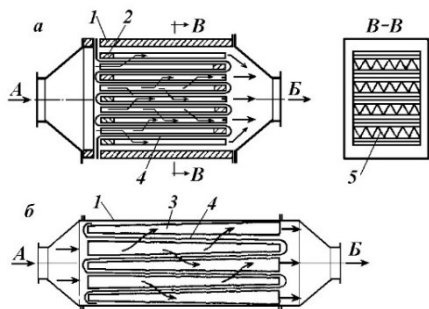


Рисунок 8.4 – Конструкції фільтрів для тонкого очищення запиленних газів:
 а – рамний каркасний фільтр; б – фільтр із сепараторами клиноподібними;
 А – подавання газу; Б – відведення очищеного газу; 1 – корпус; 2 – рамка П-подібна; 3 – клиноподібний рамка-сепаратор; 4 – фільтрувальний матеріал; 5 – рамка гофрована розділювальна

Фільтр являє собою камеру, у верхній частині якої розміщена котушка з намотаним на неї рулоном фільтрувального матеріалу у вигляді матів або тканини злегка промасленої, що переміщуються через камеру для проходу повітря і намотуються на нижню котушку в міру забивання матеріалу пилом. Довжина рулону 20–50 м, ширина 1 800 мм. Як фільтрувальну тканину використовують скловолокно, проклеєний латекс, поліетиленові та капронові тканини. Тканини періодично промивають і регенерують.

Фільтрувальні елементи закріплюють у розподільчій коробці або корпусі, та зазвичай вони мають прямокутну або клиноподібну форму. Фільтрувальний матеріал вкладають між рамками, що під час складання пакета чергуються відкритими та закритими сторонами в протилежних напрямках. Щоб не допустити примикання сусідніх прошарків фільтрувальних полотен, між ними встановлені гофровані перфоровані розділювачі з вініпластової плівки. Рамки рекомендовано встановлювати у вертикальній площині, щоб уникнути провисання фільтра під впливом виділеного пилу.

Для попереднього очищення великих об'ємів повітря, що використовують у промислових компресорних установках, також застосовують каркасні тканинні фільтри, в яких встановлені рами з натягнутими на них полотнами з грубошерстого сукна. Краще очищення газів досягається під час застосування повсті або фетру.

Для більш повного очищення запиленних газів і повітря набули широкого поширення різноманітні конструкції фільтрів зі зрошуваною поверхнею фільтрування, зокрема для зрошення використовують воду, розчини кислот і лугів і мінеральні масла.

8.6 Фільтрування суспензій і конструкції фільтрів

Використовувані в промисловості фільтри для розділення суспензій класифікують за декількома основними ознаками:

– за організаційно-технічною структурою – фільтри періодичної та безперервної дії;

– залежно від величини використовуваного тиску: вакуум-фільтри; гідростатичні фільтри, що працюють під гідростатичним тиском стовпа суспензії; фільтри, що працюють під надлишковим тиском середовища;

– за типом фільтрувальної перегородки: зі зв'язаною (тканинною) перегородкою; фільтри з жорсткою перегородкою; фільтри з незв'язаною (зернистою) перегородкою;

– за конструктивними ознаками: камерні, рамні, у формі чанів, стрічкові, карусельні, барабанні, дискові та ін.

Фільтри періодичної дії. Фільтраційні чани та нутч-фільтри використовують у малотоннажних виробництвах переважно для фільтрування суспензій, що легко фільтруються, з невисоким (до 5 % об'ємн.) вмістом твердих частинок. Використовують переважно апарати гідростатичні та вакуумні відкритого та закритого типів, а також закритого типу, що працюють під надлишковим тиском.

Суспензія заливається поверх фільтрувальної перегородки до заданого рівня, потім створюється перепад тисків, під дією якого проходить процес фільтрування. Осад затримується на фільтрувальній перегородці, фільтрат відводиться в збірник, що розміщений нижче фільтра. По закінченні фільтрування осад вивантажують вручну або механізованим способом.

На рисунку 8.5 показана будова нутч-фільтра закритого типу із механізованим вивантаженням осаду.

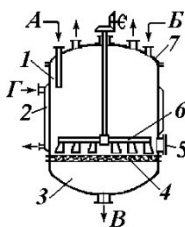


Рисунок 8.5 – Нутч-фільтр закритого типу:

А – подання суспензії; Б – подання стиснутого газу;
В – відведення фільтрату; Г – підведення гріючої пари;
1 – корпус; 2 – сорочка парова; 3 – днище; 4 – фільтрувальна перегородка; 5 – люк для розвантаження осаду; 6 – мішалка гребкова; 7 – кришка

У фільтр завантажують суспензією, за необхідності вмикають подачу гріючої пари в сорочку 2 апарата для його обігріву, розділяють суспензію під дією стиснутого газу або повітря, по закінченні процесу фільтрування за необхідності проводять промивання осаду, а потім вивантажують осад за допомогою гребкової мішалки 6 через люк 5.

Набули широкого поширення в промисловості рамні фільтр-преси, що працюють під тиском до 8 атм, це дозволяє розділяти важкофільтрівні дрібнодисперсні суспензії з вмістом твердої фази до 5 % об'ємн., нарощувати або зменшувати за необхідності поверхню фільтрування за рахунок зняття або установки додаткових рам і плит та підбирати кращу для конкретної суспензії фільтрувальну тканину.

Рамний фільтр-прес (рис. 8.6) складається з упорної плити 1 і станини 10, які закріплені повздовжніми опорними балками 2 та для більшої міцності та стійкості передбачені тяги 3 і стояки 4. На балках 2 по черзі парами установлені плити 5 і рами 6, плити мають гофровану робочу поверхню та свердлення у верхній частині для проходу суспензій і промивної рідини. У нижній частині плити є канали для відтоку фільтрату й промивних вод. Рама являє собою пустотілу конструкцію товщиною 10–40 мм, виготовлену зі сталі, чавуну, дерева або пластмаси. У верхній частині рам також просвердлені отвори для проходу суспензії та канали, що з'єднують внутрішню порожнину рами з подовжнім каналом для подачі суспензії. Між плитами і рамами розміщене фільтрувальне полотно (див. рис. 8.7 а).

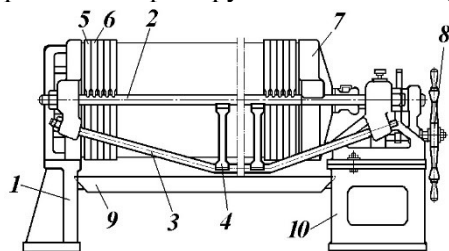


Рисунок 8.6 – Конструкція рамного фільтр-преса:

1 – упорна плита; 2 – повздовжня балка; 3 – тяга; 4 – стояк; 5 – плита; 6 – рама; 7 – натискна плита; 8 – гвинтовий або гідравлічний затискувач; 9 – піддон; 10 – станина

Рами та плити з прокладеним між ними фільтрувальним полотном (серветками) герметизуються за допомогою натискної плити 7 і гвинтового затискного пристрою 8 (механічного, електроприводного, гідравлічного). Під фільтром установлений піддон 9 для збирання вологого осаду та промивних вод.

На рисунку 8.7 показана схема руху потоків у рамному фільтр-пресі в режимах фільтрування суспензії та промивання осаду.

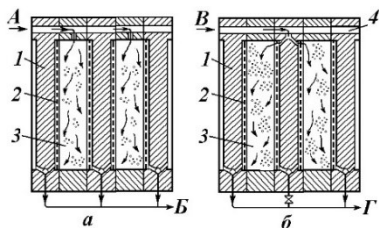


Рисунок 8.7 – Схема руху потоків у рамному фільтр-пресі:

а – у режимі фільтрування; б – у режимі промивання осаду; А – подання суспензії; Б – відведення фільтрату; В – подання промивної рідини; Г – відведення промивного розчину; 1 – плита; 2 – фільтрувальна тканина; 3 – порожнина рами; 4 – канал для промивної рідини

Суспензія під тиском подається в канали для суспензій, потрапляє в замкнутий об'єм порожнини рами 3 і фільтрується через тканину 2, вологий осад поступово заповнює внутрішню порожнину рами. Фільтрат стікає і видаляється через отвори в плитах у колектор Б.

Після заповнення порожнього простору рам осадом, про що свідчить значно збільшений тиск у лінії подачі суспензії, подачу суспензії припиняють і за необхідності проводять промивання осаду (рис. 8.7 б). Подача промивної рідини здійснюється крізь канали 4 у порожнинах плит, водночас рідина проходить через тканину, пронизує прошарок осаду й фільтрувальне полотно з іншого боку рами та відводиться в нижні канали іншої плити. Промивна рідина подається в непарні плити, а відводиться через канали парних плит. Іноді для зневоднювання осаду проводять продування його стиснутим повітрям. Потім фільтр-прес розтягують, вивантажують осад у піддон, тканину промивають і готують фільтр до повторної операції фільтрування.

Технічні характеристики рамних фільтр-пресів подані в таблиці 8.1.

Таблиця 8.1 – Технічні характеристики рамних фільтр-пресів

Позначення	Поверхня фільтрувальна, м ²	Кількість рам	Розміри рам, плит і фільтра, мм				
			Всерединні рами	Товщина	Довжина	Ширина	Висота
Ф _{пр} 315	1,2	6	315	20	950	650	525
	2,4	12			1 155		
	3,6	18			1 370		
Ф _{пр} 630	16,0	20	630	34	2 500	1 150	1 045
	20,0	25			2 780		
	25,5	32			3 170		
Ф _{пр} 800	32,0	25	800	40	4 000	1 800	1 315
	41,0	32			4 500		
	51,0	40			5 000		
Ф _{пр} 1000	64,0	32	1 000	45	4 750	1 960	1 625
	80,0	40			5 300		
	100,0	50			6 100		

Фільтр-преси набули широкого поширення в різноманітних галузях промисловості завдяки тому, що вони мають порівняно велику поверхню фільтрування на одиницю займаної виробничої площі. Поверхня одного фільтр-преса може досягати 100 м² (див. табл. 8.1).

Для фільтрування багатьох промислових суспензій і виробничих стічних вод у різних галузях промисловості застосовуються фільтр-преси автоматичні камерні типу ФПАКМ (рис. 8.8), в яких процеси стиску плит, фільтрації, промивання, просушування, знімання осаду й регенерації тканини механізовані.

Фільтр ФПАКМ складається з розміщених горизонтально один над іншим пакетів фільтрувальних плит 1, підвішених із зазором і покритих безкінечним фільтрувальним полотном 7. Зверху над пакетом фільтрувальних плит розміщена верхня опорна плита 3, насподі розміщена нижня базова 11 та рухома опорна – затискна плита 15.

У разі не затиснутих плит між ними є проміжок у 45 мм, що дає можливість пересувати тканинну нескінченну стрічку механізмом пересування 8. Потім фільтрувальні плити зсуваються і затискаються за допомогою механізму затискування 12, ущільнення між плитами забезпечується гумовими прокладками. У разі затиснутих плит суспензія подається через колектор 4, фільтрат розподіляється у фільтраційні камери через колектор 5, фільтрування відбувається під тиском до 1,5 МПа, товщина утворюваного прошарку осаду становить 5–20 мм, максимальна товщина прошарку вологого осаду не перевищує

35 мм, товщину шару осаду та його вологість можна регулювати за допомогою діафрагми, що передбачена в конструкції фільтра.

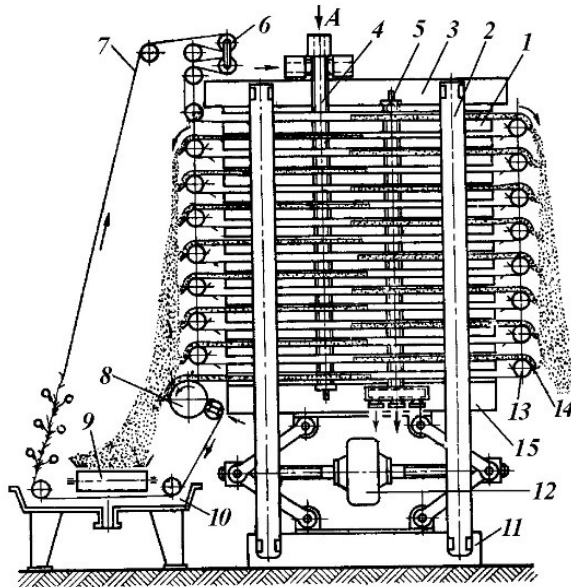


Рисунок 8.8 – Будова фільтр-преса автоматизованого камерного з механізованим вивантаженням осаду (ФПАКМ):

1 – фільтрувальна плита; 2 – стяжка; 3 – верхня натискна плита; 4 – колектор подання суспензії; 5 – колектор фільтрату; 6 – натяжний устрій; 7 – полотно фільтрувальне; 8 – привод механізму переміщення тканини; 9 – транспортер; 10 – піддон; 11 – нижня базова плита; 12 – електромеханічний затискний пристрій; 13 – ролик; 14 – ніж для знімання осаду; 15 – нижня затискна плита

Після закінчення процесу фільтрування механізм затискування розводиться і звільняє плити, у разі розкритих плит умикається механізм пересування стрічки з осадом, осад переміщається з зони фільтрування та вивантажується на транспортер 9. Одночасно здійснюються промивання й регенерація тканини. Система автоматики забезпечує зміну циклів і зблокована з роботою насосів і транспортера.

Фільтри ФПАКМ призначені для фільтрування тонкодисперсних суспензій із концентрацією твердої фази в межах $5\text{--}100\text{ кг/м}^3$ за температур $5\text{--}90\text{ }^\circ\text{C}$. Перевагами таких фільтрів є висока швидкість фільтрування й велика питома продуктивність, мала виробнича площа, що займає фільтр у цеху, бо він скомпонований угору з горизонтальним розміщенням поверхні фільтрування, мала тривалість допоміжних операцій (до 2 хвилин на 1 цикл), майже повна автоматизація.

Фільтри ФПАКМ випускаються Бердичівським заводом «Прогрес» із поверхнею фільтрування інтервалом 5–30 м². Продуктивність цих фільтрів у 6–20 разів більша, ніж інших фільтрів. Технічні характеристики фільтрів ФПАКМ подані в таблиці 8.2.

Таблиця 8.2 – Технічні характеристики фільтрів типу ФПАКМ

Модель	Поверхня фільтрування, м ²	Ширина тканини, мм	Габаритні розміри, (L × B × H), м	Займана площа в цеху, м ²	Потужність привода, кВт
ФПАКМ 2,5–45	2,5	750	2,41 × 1,615 × 2,15	4,0	5,5
ФПАКМ 5–45	5,0	850	3,0 × 1,85 × 2,43	5,6	7,9
ФПАКМ 10–45	10,0	850	3,0 × 1,85 × 3,15	5,6	7,9
ФПАКМ 25–45	25,0	1100	3,53 × 2,41 × 3,74	8,6	14,2

Фільтри безперервної дії. Фільтри безперервної дії розроблені так, щоб окремі операції циклу фільтрування автоматично, незалежно одна від іншої чергувалися та проходили в такому порядку: а) подання суспензії; б) власне фільтрування; в) підсушування осаду; г) промивання вологого осаду; г) просушування та продування осаду; д) зняття осаду з тканини; е) регенерація фільтрувальної тканини.

Процеси безперервного фільтрування реалізовані на стрічковому вакуум-фільтрі відкритого типу, поданому на рисунку 8.9.

Фільтр складається зі зварної станини 1, фільтрувального столу 2 ящикового типу, що має декілька нерухомо розміщених вакуумних камер, закритих перфорованими текстолітовими плитами. Секції камер патрубками з'єднані трубопроводами з іншим обладнанням фільтрувальної установки.

Над камерами стола розміщена безкінечна прогумована перфорована стрічка 5, постачена бічними бортами, на стрічку покладено фільтрувальне полотно 6 у вигляді безкінечної стрічки. Головний барабан 3 надає рух стрічці разом із полотном, сполученим з електроприводом, натяг прогумованої стрічки здійснюється веденим барабаном 4, натяг фільтрувального полотна регулюється роликком 7 і натяжною системою 10. На початку фільтрувального столу розміщений лоток 11 для подання суспензії.

Прогумована стрічка у формі жолоба, з покладеним у ній фільтрувальним полотном шириною 0,5–1 м, рухається над фільтрувальним столом із швидкістю 2–8 м/с. Початкова суспензія з лотка 11 подається на стрічку, рівномірно її заповнює та під час її руху

проходить над першою фільтрувальною секцією столу 2, водночас фільтрат всмоктується та проходить у камери столу, а на стрічці утворюється прошарок осаду товщиною 10–20 мм. За подальшого просування стрічки над іншими камерами столу осад просушується, промивається водою, повторно просушується повітрям, що надходить усередину секцій столу під дією вакууму.

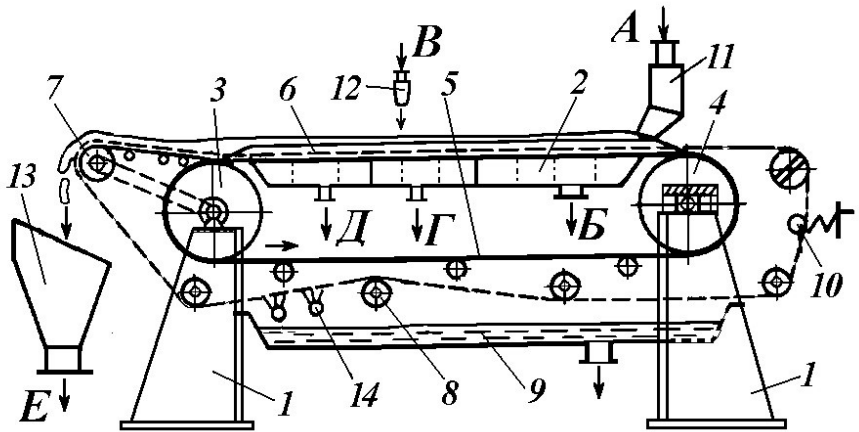


Рисунок 8.9 – Схема будови стрічкового вакуум-фільтра:

А – подання суспензії; Б – відведення фільтрату; В – подання промивної води; Г – відведення промивної води; Д – відведення повітря; Е – відведення осаду; 1 – станина; 2 – камери фільтрувального столу; 3 – приводний (головний) барабан; 4 – натяжний барабан; 5 – прогумована перфорована стрічка; 6 – фільтрувальне полотнище; 7 – ролик, що підтягує; 8 – ролик, що підтримує; 9 – піддон; 10 – натяжна система; 11 – лоток для подання суспензії; 12 – форсунки для промивання осаду; 13 – бункер для приймання осаду; 14 – форсунки для промивання фільтрувальної тканини

Після проходження через ролик 7 осад скидається в бункер 13. Відмивання фільтрувальної тканини від частинок осаду здійснюється водою за допомогою форсунок 14, регенерація тканини здійснюється під час подання промивної води, стисненого повітря або водяної пари.

Закордонною промисловістю освоєні стрічкові фільтри з поверхнею фільтрування 60–100 м². Вони характеризуються високою продуктивністю щодо осаду та фільтрату з одиниці поверхні фільтра, простотою конструкції, зручністю обслуговування, меншою витратою спеціальної сталі, легкістю регенерації фільтрувальної тканини.

Для збільшення швидкості фільтрування й поліпшення санітарних умов роботи обслуговувального персоналу випускаються фільтри

закритого типу, що працюють під внутрішнім надлишковим тиском повітря або інертного газу в корпусі 2–3 атм.

Найбільш широкого застосування в різноманітних галузях промисловості знайшли відкриті барабанні вакуум-фільтри з зовнішньою поверхнею фільтрування. Будова типового барабанного вакуум-фільтра подана на рисунку 8.10.

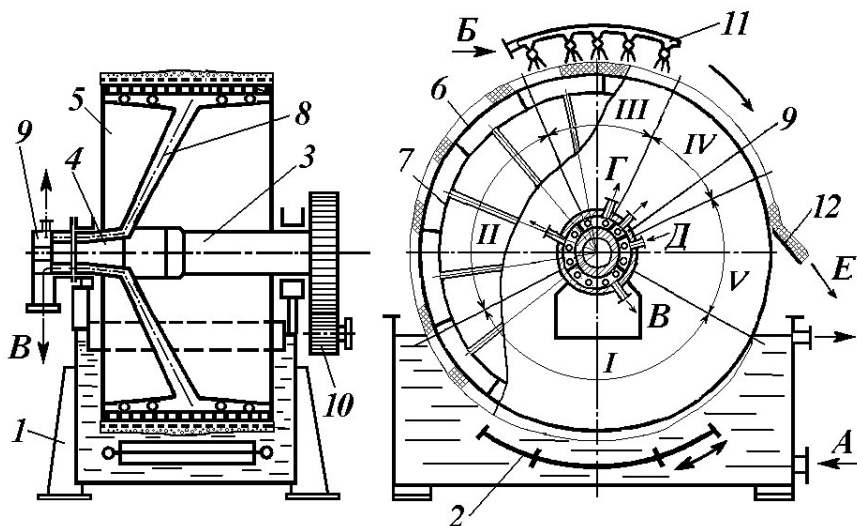


Рисунок 8.10 – Барабанний вакуум-фільтр із зовнішньою поверхнею фільтрування:

А – подання суспензії; Б – подання промивної води; В – відведення фільтрату; Г – відведення промивної води; Д – подання стиснутого повітря; Е – зняття осаду; І – зона фільтрації; ІІ – зона просушування; ІІІ – зона промивання осаду; ІV – зона просушування; V – зона знімання осаду та регенерації тканини; 1 – станина-корпус; 2 – мішалка; 3 – вал; 4 – порожниста цапфа; 5 – барабан; 6 – перфорований корпус барабана; 7 – суцільний корпус; 8 – відвідна труба; 9 – розподільна голівка; 10 – редуктор привода; 11 – колектор промивної води; 12 – ніж для знімання осаду

Фільтр має станину 1, на якій установлений корпус-корито, всередині корита змонтована мішалка 2 гойдального типу. У корпусі над коритом на валі 3 за допомогою цапф установлений фільтрувальний барабан 5, що має зовнішній перфорований корпус 6 і суцільний внутрішній корпус 7, між стінками барабана встановлені радіальні перегородки, що розділяють вільний простір між стінками на окремі секції, кількість яких дорівнює 12–24 залежно від діаметра

барабана. Кожна секція барабана за допомогою відвідних трубок 8 сполучена з порожнистою цапфою 4, до торця якої примикає нерухома розподільна голівка 9, що також складається з окремих камер. Камери розподільної голівки сполучені з джерелом стиснутого повітря, із прийнятною ємністю промивних вод, із збірником фільтрату, що приєднані до вакуумної лінії. Отже, під час обертання барабана кожна секція фільтра через відвідні трубки з'єднується з камерами розподільної голівки, відповідно в цих секціях буде створюватися або вакуум, або надлишковий тиск. Протилежна цапфа вала через редуктор 10 з'єднана з електроприводом. У фільтраційних барабанах довжиною більше 4 м встановлюють дві розподільні голівки.

Зовнішня поверхня барабана покрита фільтрувальною тканиною, над барабаном змонтований промивний пристрій 11.

Барабан занурений у корито із суспензією на кут 140–150° і обертається навколо своєї осі з частотою 0,1–3,0 об/хв. Через вакуумну камеру розподільної голівки розрідження в ній поширюється по трубах 8 на секції фільтра, занурені в суспензію, водночас через фільтрувальну тканину просмоктується фільтрат і по відвідних трубах відводиться в збірник фільтрату, а на поверхні тканини відкладається прошарок осаду і таким чином відбувається процес фільтрування. З поворотом барабана кожна фільтрувальна секція послідовно проходить зони фільтрування (I), просушування осаду (II), промивання осаду водою (III), другу зону просушування осаду (IV) та зону знімання осаду та регенерації тканини (V). Осад відокремлюється ножом 12 у зоні знімання, тканина регенерується, а потім процес повторюється з тією самою послідовністю.

У разі, коли фільтрат і промивна рідина є легкими рідинами та можуть утворювати з повітрям вибухонебезпечні суміші, фільтрувальний барабан розміщують у герметичному корпусі, заповненому інертним газом під тиском 2–4 атм, у цьому разі не лише збільшується швидкість фільтрування, а й поліпшуються технологічні та санітарні умови роботи.

Перевагами барабанних вакуум-фільтрів є їх універсальність щодо оброблення різноманітних суспензій, легкість обслуговування, можливість виготовлення із хімічно стійких матеріалів або із захищеною поверхнею, що стикається з агресивним середовищем. Недоліками цих фільтрів є висока ціна, підвищені питомі витрати фільтрувальної тканини, складність будови, громіздкість і велика виробнича площа, що вони займають.

Технічні характеристики деяких типів барабанних вакуум-фільтрів подані в таблиці 8.3.

Таблиця 8.3 – Технічні характеристики деяких типів барабанних вакуум-фільтрів

Параметр	Модель фільтра				
	БОЖ* 5–1,75	БОУ 10–2,6	БОР 20–3,14	БОУ 40–3	БОУ 100–4,2
Площа фільтрування, м ²	5	10	20	40	100
Розміри барабана, мм:					
– діаметр;	1 750	2 600	3 140	3 000	4 200
– довжина	1 000	1 350	2 080	4 400	7 600
Частота обертання, об/хв	0,11–2	0,13–2	0,26–1,6	0,4–3,2	0,12–0,7
Кут занурення барабана в суспензію, град	138	149	140	149	149
Матеріал деталей, що стикаються з продуктами	Сталь нержав.	Сталь вуглець.	Сталь погумов.	Сталь вуглець.	Сталь вуглець.

*Взяті умовні позначення: О – у звичайному виконанні; К – кислотостійка сталь; У – вуглецева сталь; Р – гумовий

У промисловості досить широко застосовуються дискові вакуум-фільтри, що мають цілу низку переваг порівняно з барабанними вакуум-фільтрами. За однакових розмірів із барабанними вакуум-фільтрами (діаметра та довжини) дискові фільтри менш енергоємні, мають поверхню фільтрування майже в 2 рази більшу, за менших витрат фільтрувальної тканини.

Принципова будова та принцип роботи дискового вакуум-фільтра мало відрізняються від барабанного вакуум-фільтра, окрім конструктивного оформлення поверхні фільтрування.

На рисунку 8.11 наведений загальний вигляд дискового вакуум-фільтра.

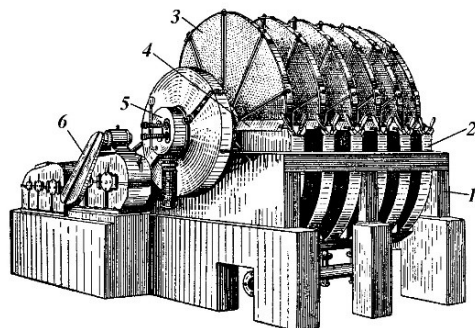


Рисунок 8.11 – Дисковий вакуум-фільтр відкритого типу:

- 1 – станина; 2 – ванна-корито;
- 3 – диск; 4 – ніж (скребок);
- 5 – розподільча головка; 6 – привод

У дискових вакуум-фільтрах поверхня фільтрування виконана у формі тарілчастих вертикальних дисків 3 (від 2 до 12), зібраних із окремих секторів, закріплених на порожнистому валу на деякій відстані один від інших.

Кожний із дисків із перфорованими стінками розділений на сектори, що закриті серветками фільтрувальної тканини, це дозволяє легко замінювати їх під час пошкодження. Сектори через систему відсмоктувальних труб з'єднані з валом та розподільною головкою. Осад, що утворився під час фільтрування, зрізається збоку вертикальної поверхні дисків ножами (скребками) та зсипається в бокові кишені.

Випускаються фільтри з кількістю дисків 2–12, фільтри з кількістю дисків більше ніж 6 мають дві розподільні головки.

Технічні характеристики деяких типів дискових вакуум-фільтрів, що виготовляв Бердичівський завод «Прогрес», подані в таблиці 8.4.

Таблиця 8.4 – Технічні характеристики деяких типів дискових вакуум-фільтрів

Параметр	Модель фільтра			
	ДУ 18–1,8*	ДУ 34–2,5	ДУ 68–2,5	ДК 170–3,55
Площа фільтрування, м ²	18	34	68	170
Діаметр дисків, мм	1 800	2 500	2 500	3 550
Повна довжина, мм	3 300	2 990	5 110	6 100
Висота, мм	2 130	2 850	2 850	3 900
Кількість дисків	4	4	8	10
Частота обертання, об/хв	0,1–1,2			

Барабанні й дискові фільтри закритого типу використовуються для розділення важкофільтруваних суспензій в інертній атмосфері та внаслідок їхньої високої вартості мають обмежене застосування.

З інших поширених конструкцій фільтрів безперервної дії в різних галузях промисловості широко застосовуються тарілчасті фільтри (план-фільтри), карусельні фільтри з перекидними та неперекидними лотками та інші.

Контрольні запитання

- 1 Що таке фільтрація та в чому полягає її фізична сутність?
- 2 Що є рушійною силою процесу фільтрування, як її визначають?
- 3 Що називають швидкістю фільтрування, від яких параметрів і чинників процесу вона залежить?
- 4 Як виводиться рівняння фільтрації під час сталої рушійної сили процесу?
- 5 Що називають питомою продуктивністю фільтра?

- 6 Що означає питомий і повний опір осаду? Виведіть розмірність цих величин.
- 7 Який фізичний зміст констант процесу фільтрування?
- 8 Який процес фільтрування вигідніше проводити: фільтрування за сталого тиску чи фільтрування за сталої швидкості й чому?
- 9 Як розрахувати необхідну для процесу поверхню фільтрування?
- 10 Як улаштовані та працюють газові фільтри з плоскою фільтрувальною поверхнею?
- 11 Як улаштовані та працюють рукавні та патронні фільтри?
- 12 Як улаштовані та працюють нутч-фільтри, в яких випадках їх варто використовувати?
- 13 Як улаштовані та працюють рамні фільтр-преси, в яких випадках їх варто використовувати?
- 14 Як улаштований і працює стрічковий вакуум-фільтр, у чому полягають його переваги та недоліки?
- 15 Як улаштований і працює барабанний вакуум-фільтр, у чому полягають його переваги та недоліки?
- 16 Як улаштований і працює дисковий вакуум-фільтр, у чому полягають його переваги та недоліки?

Контрольні задачі да розділу 8

- 1 Яку кількість вологого осаду буде зібрано на фільтрі внаслідок фільтрування 10 м^3 суспензії відносної питомої ваги 1,12, що містить 20 % (мас.) твердої фази? Вологість осаду 25 %.
- 2 Унаслідок фільтрування водяної суспензії з вмістом 20 % (мас) твердої фази зібрано 15 м^3 фільтрату. Вологість осаду 30 %. Скільки одержано осаду, рахуючи на суху речовину?
- 3 Фільтрпрес має 26 рам розміром $62 \times 62 \text{ см}$. Товщина рам 25 мм. Час фільтрування до заповнення рам 2 год. Промивання ведеться водою кількістю 10 % від об'єму фільтрата. Тиск під час фільтрування і промивання однаковий і постійний. Скільки часу потрібно на промивання? Осад однорідний нестисливий, об'єм його становить 5 % від об'єму фільтрата. Розрахунок вести за рівнянням (8.10), вважаючи $C = 0$.
- 4 Час фільтрування 20 м^3 розчину на рамному фільтрпресі 2,5 год. Знайти орієнтований час промивання осаду 2 м^3 води, вважаючи приблизно, що швидкість промивання в 4 рази менше, ніж швидкість фільтрування в кінцевий момент. Опором тканини знехтувати. Динамічні коефіцієнти в'язкості фільтрату і промивної води однакові.
- 5 Знайти теоретичний час промивання осаду на фільтрі за таких умов: інтенсивність промивання $6 \text{ дм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{хв})$, товщина коржа 30 мм, початкова концентрація солі, що відмивається у фільтраті промивної води 120 г/дм^3 , кінцева – 2 г/дм^3 . Константа швидкості промивання K , за дослідними даними, дорівнює $350 \text{ см}^3/\text{дм}^3$.

6 Визначити константу швидкості промивання K за таких умов: інтенсивність промивання $10 \text{ дм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{хв})$, товщина коржа 25 мм , початкова концентрація солі у фільтраті промивної води 40 г/дм^3 , кінцева – $0,5 \text{ г/дм}^3$, час промивання $1 \text{ год } 40 \text{ хв}$.

7 Визначити тривалість фільтрування 10 дм^3 рідини через 1 м^2 фільтру, якщо під час попереднього випробування фільтру з 1 м^2 було зібрано фільтрату: 1 дм^3 через $2,25 \text{ хв}$ і 3 дм^3 через $14,5 \text{ хв}$ після початку фільтрування.

8 За умов попередньої задачі визначити тривалість промивання осаду, якщо кількість промивної води становить $2,4 \text{ дм}^3/\text{м}^2$ і промивання іде по лінії основного фільтрату.

9 Необхідно відфільтрувати суспензію на рамному фільтрпресі та за 3 год одержати 6 м^3 фільтрату. Дослідне фільтрування цієї суспензії на лабораторному фільтрпресі за того самого тиску і тієї самої товщини прошарку осаду показало, що константи фільтрування, віднесені до 1 м^2 площі фільтра, мають такі значення: $K = 20,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{год}$ і $C = 1,45 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$. Визначити необхідні розміри фільтрпреса.

10 На барабанний вакуум-фільтр безупинної дії (рис. 8.10) подається $8,5 \text{ м}^3/\text{год}$ водяної суспензії, що містить $17,6 \%$ твердої фази. Бажана кінцева вологість осаду 34% . Гаданий вакуум на заводі 600 мм рт. ст. Під час дослідного фільтрування на лабораторній моделі за вакуума 510 мм рт. ст. було встановлено, що необхідна вологість осаду досягається за 32 с роботи зони фільтрування. Водночас константи фільтрування, віднесені до 1 м^2 , виявилися такими, що дорівнюють: $K = 112 \text{ дм}^6/(\text{м}^4 \cdot \text{с})$ і $C = 6 \text{ дм}^3/\text{м}^2$. Густина суспензії 120 кг/м^3 . Визначити необхідну поверхню фільтра і частоту його обертання.

11 Скільки часу необхідно відмивати осад на фільтрпресі від NaCl , щоб досягти концентрації 5 г/дм^3 , допустимої в промивній воді? Промивання проводиться чистою водою. Інтенсивність промивання $0,33 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$. Товщина прошарку осаду 35 мм . Константа промивання $K = 520 \text{ см}^3/\text{дм}^3$. У початковий момент промивання концентрація NaCl у промивній воді 143 г/дм^3 .

12 За умов попередньої задачі розрахувати концентрацію NaCl у промивній воді через 50 хв після початку основного періоду промивання.

У цьому розділі...

- ◆ **Ультрафільтрація – справа складна.**
- ◆ **Що це за мембрана така?**
- ◆ **Як відбувається процес ультрафільтрування?**
- ◆ **Як улаштовані та працюють апарати для ультрафільтрації?**
- ◆ **Як зробити установку для ультрафільтрації?**

У промисловості для опріснення солоних та очищення стічних вод застосовують методи розділення, засновані на використанні напівпроникних полімерних мембран. Оскільки процеси розділення відбуваються на молекулярному рівні або на рівні колоїдно-диспергованих систем, то такі методи одержали назву мікро- та ультрафільтрування.

9.1 Фізико-хімічна сутність процесу

Механізм ультрафільтрування заснований на проходженні іонів і катіонів розчину або менших від інших молекул хімічних речовин і низькомолекулярних з'єднань через розділювальну напівпроникну мікропористу полімерну мембрану, водночас мікропори мембрани пропускають молекули розчинника або води, але занадто малі для пропускання інших розчинених речовин або ультрамікроскопічних частинок величиною 1–10 мкм. Процес ультрафільтрування відрізняється тим, що під час звичайного фільтрування розділяють суспензію й одержують осад і фільтрат, а під час ультрафільтрування розділяють розчини і одержують більш концентрований розчин і чистий розчинник і деякі розчинені в ньому речовини – пермеат.

Рушійною силою процесу мікрофільтрації є різниця тисків з обох боків мембрани, а також різниця температур. Створення надлишкового тиску до 10–80 атм із боку подання початкової очищеної суміші сприяє проникненню розчинника та деяких розчинених у ньому

речовин із розчину через мембрану та одержанню високоочищеного пермеату та концентрату з домішками.

Під час ультрафільтрування під дією перепаду тиску та особливих властивостей мембрани відбувається розділення початкової суміші настільки повно, що у фільтраті повністю немає мікрочастинок і практично немає домішок розчинних речовин із великим розміром іонів і молекул. Розділення за допомогою напівпроникних мембран потребує витрат енергії лише на протискування розчинника через мембрану, й тому цей процес є досить економічним. Використовуваний перепад тисків в установках мікрофільтрації для розділення сумішей становить $\Delta p = 2\text{--}10$ атм.

Відомо, що розчинник здатний самочинно проходити через мембрану в концентрований розчин, такий процес називають **прямим осмосом**. Але якщо в концентрованому розчині створити певний тиск, то можна призупинити прямий осмос або навіть направити його в протилежний бік, тобто з боку розчину в бік розчинника. Такий процес розділення розчинів називають **зворотним осмосом**. Для реалізації процесу зворотного осмосу в системі потрібно створити тиск, що буде більшим від осмотичного, та враховувати перепад тисків по обидва боки напівпроникної мембрани.

Схема процесів розділення розчинів методами ультрафільтрації та зворотного осмосу за допомогою напівпроникних мембран подана на рисунку 9.1.

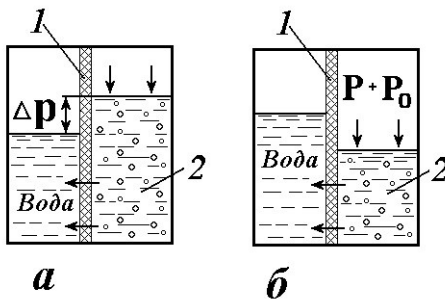


Рисунок 9.1 – Схема процесу ультрафільтрації та зворотного осмосу на напівпроникній мембрані: а – ультрафільтрація; б – зворотний осмос: 1 – мембрана; 2 – розчин

Отже, **зворотний осмос** відбувається внаслідок спільної дії примусово створеного в розчині надлишкового тиску та осмотичного тиску, що залежить від концентрації та молекулярної маси розчиненої речовини й температури розчину, і визначається за формулою Вант-Гоффа

$$P_o = i \cdot R \cdot T \cdot x / M, \quad (9.1)$$

де i – коефіцієнт Вант-Гоффа, $i = (1 + \alpha_1)$; α_1 – ступінь дисоціації розчиненої речовини; R – універсальна газова стала; T – абсолютна

температура розчину; x – концентрація розчиненої речовини, $\text{кг}/\text{м}^3$; M – мольна маса розчиненої речовини, $\text{кг}/\text{моль}$.

В установках зворотного осмосу перепад тисків може досягати значних величин у межах 25–100 атм.

Під час проведення процесів ультрафільтрування та зворотного осмосу чистий розчинник переноситься в напрямок, зворотний до збільшення концентрації розчиненого компонента, утримуваного мембраною.

Початкова суміш, що розділяється, подається під тиском в апарат, робочий простір якого розділено напівпроникною мембраною на дві камери, у першій, перед мембраною, накопичується концентрат, а в другій, за мембраною, збирається очищений розчинник – пермеат. Корисними компонентами можуть бути однаково як пермеат, так і, збагачений розчинними компонентами, концентрат, що подається на подальше перероблення.

Процеси мембранного розділення розчинів характеризуються проникністю та селективністю мембран.

Проникність характеризує швидкість процесу мембранного розділення й дорівнює масовій (або об'ємній) витраті фільтрату через одиницю поверхні мембрани в одиницю часу, W , $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{г})$, водночас

$$W = \frac{G}{F \cdot \tau} = \frac{\Delta P}{R}. \quad (9.2)$$

Проникність мембран залежить від фізико-хімічних властивостей суміші, що розділяється, температури, тиску, властивостей і матеріалу самої мембрани, та в основному змінюється в межах $(2-50) \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{г}$.

Селективність характеризує розподільну спроможність мембранного процесу та визначається коефіцієнтами селективності відносно концентрацій вилучених компонентів:

$$\Phi_a = \frac{(x_a - y_a)}{x_a}, \quad \Phi_b = \frac{(x_b - y_b)}{x_b}, \quad (9.3)$$

де x_a, x_b – мольні частки компонентів А і В у початковій суміші; y_a, y_b – мольні частки компонентів А і В у пермеаті.

Селективність залежить від багатьох факторів, що характеризують властивості розчину та домішок у ньому, властивості самих мембран, умов проведення процесу і здебільшого коливаються в межах 60–90 %.

За мембрани використовують полімерні плівки, спеціальний папір, металеву фольгу, металеві мікропористі пластини та трубки, керамічні пластини та трубки, мікропористе скло й склопластик та ін. Найбільш

широко застосовуються мікропористі поліамідні, ацетилцелюлозні та полівінілхлоридні мембрани.

Необхідно зауважити, що досить часто мембрани поєднують із матеріалом несучої конструкції, на яку діє силове навантаження.

Напівпроникні мембрани повинні відповідати таким вимогам:

- а) мати високу розділювальну спроможність (селективність);
- б) мати високу продуктивність (проникність);
- в) вибірково пропускати одні компоненти та затримувати інші;
- г) мати постійні технічні характеристики та високу механічну міцність.

9.2 Принцип роботи апаратів та установок

Під час мембранного розділення розчинів використовують апарати з такими методами укладання мембранних елементів:

- а) із плоскокамерними фільтрувальними елементами;
- б) із трубчастими елементами, що фільтрують;
- в) із рулонними або навитими по спіралі елементами;
- г) із мембранами у вигляді порожнистих капілярних волокон.

Принципова будова багатокамерного мембранного апарата типу «фільтр-прес» показана на рисунку 9.2.

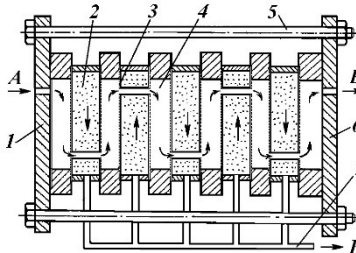


Рисунок 9.2 – Мембранний багатокамерний апарат із плоскими мембранними елементами: А – подання розчину; Б – відведення концентрату; В – відведення очищеної води (пермеату); 1, 6 – затискувальні плити; 2 – пористі пластини; 3 – мембрани; 4 – камери; 5 – стягувальні шпильки; 7 – колектор

Елементи, що фільтрують, – мембрани 3 прокладені з обох боків пористих дренажних пластин 2, що розміщені на відстані 0,5–5 мм одна від іншої, створюючи міжмембранний простір – камери 4 для протікання розчину, що розділяється.

Пакети фільтрувальних елементів укладені між затискувальними плитами 1 і 6 за допомогою стягувальних шпильок 5. Розчин, що розділяється, подається під тиском у камери фільтра, водночас фільтрат – пермеат проходить через мембрани 3, дренажні пористі пластини 2 і відводиться в колектор 7. Опорно-дренажні пластини 2 виготовляють пористими із пресованих порошків – полімерів, металів, кераміки або суцільними (наприклад, із вініпласта) з каналами для проходу

концентрату. Полімерними мембранами є плівки, виготовлені з ацетатцелюлози, нітроцелюлози, нейлону, полівінілхлориду та ін.

Апарат розглянутого типу має невелику продуктивність, тому що питома поверхня мембран у фільтрі становить усього 60–300 м²/м³.

В апаратах більш прогресивних конструкцій питома поверхня досягає: для трубчастих фільтрувальних елементів 100–200 м²/м³, для рулонованих елементів 300–800 м²/м³, а для апаратів із капілярними волоконними мембранами до 20 000 м²/м³.

Ультрафільтрацію та зворотний осмос використовують для розділення маслоемільсійних стічних вод із вмістом масел менше, ніж 10 % (див. рис. 9.3).

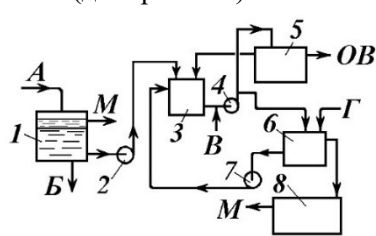


Рисунок 9.3 – Схема установки для очищення маслоемільсійних стічних вод методом ультрафільтрації:

А – стічна вода; Б – шлам; В – промивні води; Г – сірчана кислота; ОВ – очищена вода; М – мастило; 1 – відстійник; 2, 4, 7 – насоси; 3 – емність; 5 – апарат ультрафільтрації; 6 – відстійник; 8 – маслозбірник

Установка з трубчастими модулями за загальної поверхні мембран 52 м² працює під тиском 0,14–0,42 МПа й забезпечує очищення стічних вод кількістю до 70 м³/добу. Виділене мастило використовують як паливо або відправляють на рафінування.

Широко застосовуються установки для отримання очищеної прісної та знесоленої води продуктивністю до 100 м³ на 1 добу.

Мембранні методи найбільш часто використовують для опріснення солоних вод завдяки їхній економічності – витрата енергії за такого способу очищення майже в 20 разів менша порівняно з методами багатоступінчастої дистиляції. На рисунку 9.4 подана принципова схема установки для опріснення морської води методом ультрафільтрації.

Морська вода зі збірника 1 насосом 2 подається на попереднє фільтрування в піщовому фільтрі 3, а потім подається в деаератор 4, де проводять виділення розчиненого у воді повітря. Потім насосом високого тиску 5 вода подається в апарати 6 батареї мембранного очищення, де відбувається процес ультрафільтрації. Опріснена вода надходить у збірник 7 і насосом 8 відкачується споживачам. Концентрат надходить у рекупераційну турбину 9, де під час скидання тиску частина енергії повертається, потім концентрат надходить у збірник 10 і насосом 11 відкачується на подальше перероблення.

Для більш високого ступеня очищення вод використовують двоступінчасту опріснювальну установку.

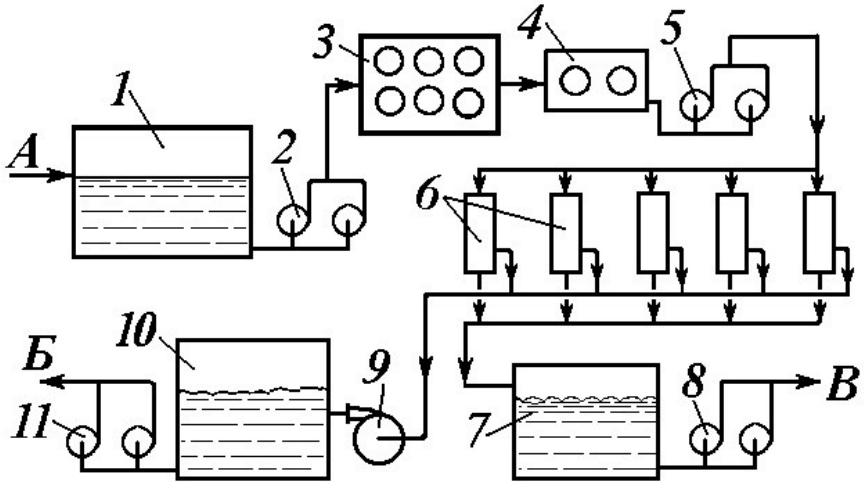


Рисунок 9.4 – Установка для опріснювання морської води:

- А – морська вода; Б – ропа концентрована; В – опріснена вода; 1 – збірник;
 2, 8, 11 – насоси; 3 – фільтр піщаний; 4 – деаератор; 5 – насос високого тиску;
 6 – апарати мембранного очищення; 7 – збірник опрісненої води;
 9 – рекупераційна турбіна; 10 – збірник концентрату – ропи

Мембранні процеси в сполученні з іншими способами розділення та очищення розчинів у майбутньому передбачається використовувати для видобування з морської води розчинених у ній рідкісних і розсіяних елементів – йоду, марганцю, нікелю, золота, урану та ін.

Контрольні запитання

- 1 У чому полягає фізична сутність процесів ультрафільтрації?
- 2 У чому полягає фізична суть процесу зворотного осмосу?
- 3 Якими параметрами характеризують мембрани?
- 4 Як та з чого виробляють напівпроникні мембрани?
- 5 Як улаштований багатоканальний апарат для ультрафільтрації?
- 6 Нарисуйте схему установки для процесу ультрафільтрації.

У цьому розділі...

- ◆ *Як використовувати інерцію для очищення газів?*
- ◆ *Коли дрібний дощик не перешкода?*
- ◆ *Пінні апарати – так це ж ефективно!*
- ◆ *Тверді частинки і краплі вологи спіймаємо в сепараторі.*
- ◆ *Магнітне очищення – справі помічник!*
- ◆ *Нам електрика зробить усе швиденько.*

Крім вищевикладених способів розділення неоднорідних систем із метою інтенсифікації основного процесу виділення дисперсних твердої й рідкої фаз у промисловості широко застосовують комбіновані та інші методи.

У цих способах використовують два або декілька видів силових полів, а також додаткові механічні та фізичні засоби впливу на тверді частинки, розподілені в газових або рідких середовищах. До таких засобів належить інерційне та мокре пилоочищення, акустичне та магнітне очищення, електроочищення та інше.

10.1 Інерційні методи очищення сухих запилених газів

За різкого відхилення або зміни напрямку руху газового потоку в ньому виникають додаткові інерційні сили, що певною мірою діють на частинки в потоці. Під дією інерційних сил потоку частинки будуть продовжувати рухатися в старому напрямку і за певних умов, сили інерції будуть додаватися до сил тяжіння, що дозволить інтенсифікувати процес осідання й, отже, процес очищення запиленого газу.

На рисунку 10.1 показані деякі конструкції інерційних апаратів із різноманітними способами подачі та перерозподілу напрямку руху газового потоку.

Газ в інерційний апарат надходить зі швидкістю 5–15 м/с, потім швидкість газового потоку в апараті знижується до величини 1–3 м/с і додатково змінюється напрямок руху газу в той час, як частинки за

інерцією продовжують рухатись уперед, потім сили інерції гаснуть, а частинки випадають із потоку та осаджуються в застійних зонах або в бункері.

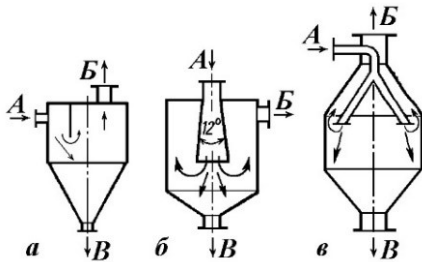


Рисунок 10.1 – Конструктивні схеми інерційних пиловловлювачів:
 а – камера з перегородкою; б – камера з конусом, що розширюється; в – камера з заглибленим бункером; А – подання запиленого газу; Б – відведення очищеного газу; В – вивантаження пилу

Ступінь очищення сухих газів залежить від діаметра частинок і становить 45–60 % для частинок діаметром більше ніж 30 мкм.

Іншим різновидом інерційних апаратів є жалюзійні пиловловлювачі, в яких робоча частина апарата виконана у вигляді жалюзійної решітки, набраної з рядів нахилених пластин (див. рис. 10.2 а) або конічних круглих кілець (див. рис. 10.2 б).

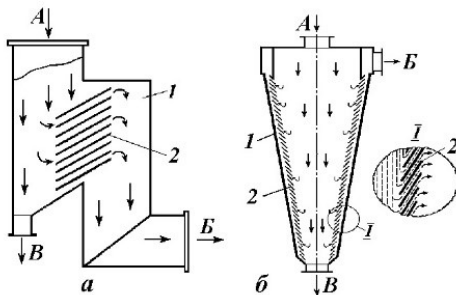


Рисунок 10.2 – Будова жалюзійних пиловловлювачів:
 а – пластинчастий у формі короба; б – кільцевий конусний; А – подання запиленого газу; Б – відведення очищеного газу; В – відведення пилу; 1 – корпус; 2 – жалюзійні елементи (пластини або кільця)

Газ, що очищується, проходячи через жалюзійну решітку, робить різкі повороти у той час, як пилові частинки за інерцією продовжують рух у попередньому напрямку, що призводить до відділення їх від потоку, цьому ж сприяють і удари частинок із похилими елементами решітки, що призводить до погасання їх швидкості. Зазвичай жалюзійні пиловловлювачі застосовують для відділення частинок більших за 20 мкм.

Перевагою інерційних пиловловлювачів є: а) компактність, відносна простота будови, надійність у роботі; б) відсутність частин, що рухаються; в) порівняно невеликі витрати металу. Основні недоліки: а) відокремлюються лише порівняно великі частинки (більше ніж 30 мкм); б) мають підвищений гідравлічний опір.

10.2 Мокре пилоочищення газів й апаратура

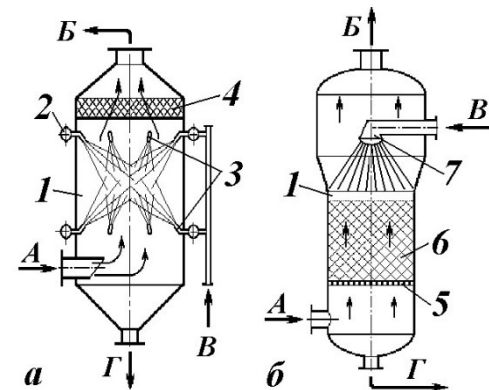
Під час розприскування води в газовий потік (якщо це допустимо за технологією) ступінь очищення газу від пилу істотно підвищується за рахунок змочування, агломерації та збільшення частинок, а також у результаті захоплення їх краплями вологи та збільшення їх ваги. Якщо частинки, що уловлюються, не мають практичної цінності та припустимо охолодження та зволоження газу, застосовують мокре очищення газів – дрібнодисперсне розприскування води механічними або пневматичними форсунками в газовий потік, що проводять у порожнистих апаратах – скруберах. В іншому разі газовий потік в апараті пропускають через прошарки насадки, що зрошуються водою, використовуючи насадкові скрубери та пиловловлювачі. Часто газовий потік у колонному апараті пропускають через прошарки рідини, що розміщені на контактних тарілках, використовуючи барботажні та пінні пиловловлювачі.

Перевагами таких апаратів є висока продуктивність за швидкостей газу в апараті 0,8–1,5 м/с, низький гідравлічний опір, малі експлуатаційні витрати. Одночасно в таких апаратах досягається високий ступінь очищення газу від пилу (до 90–95 % для порожнистих і барботажних скрубєрів та 95–99 % для насадкових і пінних апаратів), можливість разом із пилом уловлювати пароподібні та газові шкідливі компоненти. Основним недоліком названих апаратів є утворення шламів, що додатково також потрібно розділяти.

На рисунку 10.3 подані деякі типи поширених скрубєрів.

Рисунок 10.3 – Скрубєри:

а – порожнистий форсунковий; б – насадковий; А – запилений газ; Б – очищений газ; В – пода ння води; Г – відведення шламу; 1 – корпус; 2 – колектор; 3 – форсунки; 4 – бризковловлювач; 5 – решітка опорна; 6 – насадка; 7 – зрошувач



Порожнистий форсунковий скрубєр (див. рис. 10.3 а) являє собою вертикальну циліндричну колону 1, в якій у газовий потік, що рухається зі швидкістю 0,8–1,5 м/с, із колектора 2 механічними або пневматичними форсунками 3 вприскується вода з витратою 1–8 л на 1 м³

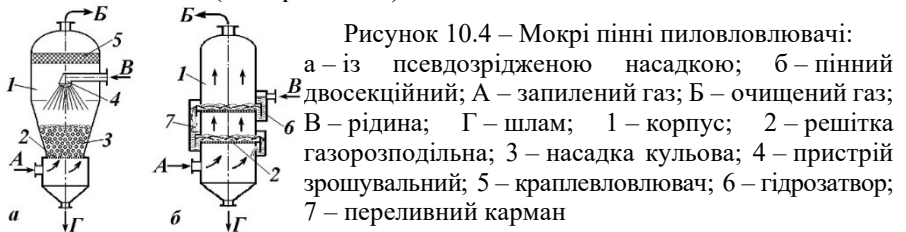
газу. Форсунки встановлюють у декілька рядів, щоб забезпечити рівномірне зрошення водою по всьому об'єму скрубера.

У таких апаратах уловлюються частинки пилу розміром більше, ніж 10 мкм, водночас ступінь очищення газу становить більше ніж 90 %.

Для зниження бризковиносу з газами, що відходять, у верхній частині скрубера встановлений бризковловлювач 4.

Насадковий скрубера (див. рис. 10.3 б) заповнюється тілами спеціальної форми – насадкою б, що вільно насипана (нерегулярна насадка) або укладена правильними рядами (регулярна насадка) на несучу решітку 5. Насадка зверху через зрошувач 7 рівномірно зрошується рідиною – водою або розчинами. Рідина стікає по поверхні насадки у вигляді тонкої плівки (плівкові скрубери) або заповнює проміжки між елементами насадки (затоплені скрубери), газ рухається в каналах між насадковими тілами, водночас відбувається диспергування газової фази і тісний контакт газових струмків із плівкою рідини та уловлювання частинок пилу. Забруднена вода стікає в нижню частину апарата й у вигляді шламу відводиться на додаткове розчеплення за методом відокремлення уловлених частинок, повернення та повторного використання води в циклі. Ступінь очищення газів у насадкових скруберах становить більше ніж 95 %, водночас уловлюються тверді частинки величиною більше ніж 5 мкм.

Високу ефективність мають скрубери з рухомою, псевдозрідженою та циркулювальною насадками, а також пінні барботажні пиловловлювачі (див. рис. 10.4).



У пиловловлювачах із рухомою насадкою використовують пустотілі кульки діаметром 20–40 мм із полімерних матеріалів або з гуми, насипна густина прошарків насадки становить 200–300 кг/м³. Мінімальна висота нерухомого прошарку насадки становить 5–8 діаметрів кульок, максимальна висота одного шару насадки не перевищує діаметра скрубера. Насадка зверху зрошується водою, під дією висхідного потоку газу насадка переходить у рухомий або псевдозріджений стан, водночас утворюється пінний прошарок, в якому не лише вловлюється пил, а й не відкладаються на прошарку

рухомої насадки солі жорсткості й продукти реакції під час очищення газів, що містять реагувальні та смолисті речовини.

Під час пилоочищення газів широко застосовують пінні тарілчасті апарати з переливними або провальними тарілками. Тарілки перфоровані отворами діаметром 3–8 мм і мають живий переріз 10–15 % для переливних і 15–30 % для провальних тарілок від площі перерізу колони. Близько 80 % мас. частинок пилу вловлюється в прошарку рухомої піни, що утворюється на тарілці під час барботування газу через рідину, інший пил, в основному великі його частинки, вловлюється в підрешітковому просторі краплями рідини, що частково провалюються через отвори перфорованих тарілок. Застосування дво- і трисекційних апаратів дозволяє підвищувати ступінь очищення газу від пилу до 99 % мас.

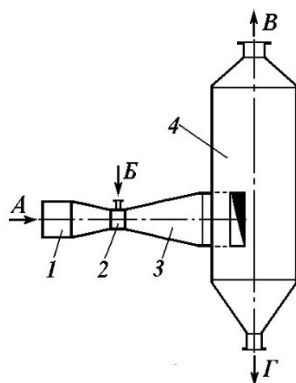
Серед інших високоефективних апаратів, що використовують для пиловловлювання, можна назвати скрубери ударно-інерційної дії, а саме швидкісні скрубери Вентурі ударно-відцентрової та відцентрової дії. У скрубери Вентурі (див. рис. 10.5) запилений газ проходить через конфузур 1 і горловину 2, де його швидкість досягає 150 м/с, сюди ж під тиском подається вода. Під час контакту з газовим потоком вода розпорошується на дрібні краплі, що зіштовхуються з частками пилу, поглинають їх і збільшуються.

Рисунок 10.5 – Схема скрубера Вентурі:

А – вхід запиленого газу; Б – подання рідини; В – відведення очищеного газу; Г – відведення шламу; 1 – конфузур; 2 – горловина; 3 – дифузур; 4 – корпус сепаратора

Проходячи через дифузур 3 швидкість газу в ньому знижується до 20–25 м/с, потім газовий потік надходить тангенціально в циклонний сепаратор 4, де під дією відцентрових сил зволожені частинки й краплі рідини відокремлюються від газу та відводяться у відстійник.

У скрубери Вентурі, за його порівняно простій будові, ступінь очищення газів може досягати 99 %, водночас вловлюються частинки та краплі величиною 0,2–2 мкм. Під час очищення великих об'ємів запиленого газу застосовують групове або батарейне компонування



скруберів Вентурі. Недоліками апаратів цього типу є їх високий гідравлічний опір (1 500–7 500 Па).

10.3 Сепаратори для розділення газорідних потоків

У процесах перероблення стиснутих газів, коли деякі з них частково конденсуються, а також із метою зниження краплевинесення з хімічних апаратів, часто виникає необхідність відокремити від газових потоків розміщені в них краплі вологи. Для цих цілей використовують сепаратори та сепараційні пристрої, в яких застосовують різноманітні методи відділення крапель вологи від газової або парової фази, як-от: гравітаційні, інерційні, ударно-інерційні, вихрові та відцентрові.

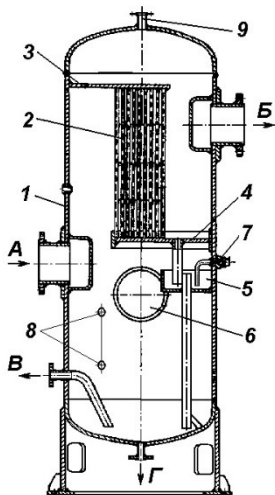
За технологічним призначенням розрізняють газосепаратори, водовіддільники, мастиловіддільники, трифазні розділювачі та ін.

Для відділення крапель чистої рідини з потоку газу найпростішим є сепараційний пристрій, встановлений у верхній частині апарата та виготовлений у вигляді прошарку дрібної насадки висотою близько 300 мм, затиснутою між сітками (див. рис. 10.3 а та 10.4 а). Завдяки багаторазовій зміні напрямку руху потоку газу й контакту з вологою поверхнею насадки відбувається злиття навіть дуже дрібних крапель у плівку рідини та їхнє уловлювання. Ефективним засобом також є установлення пакета дротяних або полімерних сіток, водночас ступінь відділення крапель досягає 99,5 % у разі швидкості газу в апараті 2,5–6 м/с.

За формою розрізняють сепаратори горизонтальні, вертикальні та сферичні.

Рисунок 10.6 – Очисний сепаратор:

А – подання стислих газів; Б – відведення очищених газів; В – відведення рідини; Г – відведення осаду; 1 – корпус; 2 – насадка; 3, 4 – елементи для кріплення насадки; 5 – гідрозатвор; 6 – люк-лаз; 7 – штуцер для заливання рідини; 8 – штуцери для показника рівня; 9 – штуцер для монтажу запобіжного клапана



Типовий сепаратор (див. рис. 10.6) являє собою вертикальну ємність, оснащену технологічними патрубками та патрубком для встановлення запобіжного клапана,

внутрішніми змійовиками або трубочаткою для підігріву (на рис. 10.6 немає), люками-лазами для очищення, дренажними патрубками, патрубками для приєднання приладів контролю, внутрішніми пристроями для видалення краплинної вологи з потоку газу, для відділення механічних домішок (бруду, глини та піску). Вертикальні сепаратори забезпечують більш повне відділення фаз, але вони дорожчі порівняно з горизонтальними.

Горизонтальні сепаратори мають дещо більшу пропускну спроможність за однакового діаметра з вертикальними, але вони займають більшу виробничу площу, в них утруднений контроль за рівнем рідини та їх важче очищати від механічних домішок.

10.4 Магнітне очищення

У процесі експлуатації обладнання через зношення та корозію устаткування можливе утворення окалини й залізовмісних домішок, що можуть накопичуватися в системі та утворювати відкладення бруду на трубах і стінках апаратів. Крім того, феромагнітні частинки можуть накопичуватися в системах змащування різноманітних рухомих вузлів і механізмів, що викликає необхідність регенерувати мастила. Нарешті, технічна вода містить багато розчинених солей, що також можуть відкладатися на стінках апаратів і трубопроводів, викликаючи їхню підвищену корозію, що скорочує термін експлуатації, знижує їхній поперечний переріз, збільшує гідравлічний опір і витрату енергії на переміщення середовища в трубопроводі.

У всіх таких випадках ефективним методом є магнітне або магнітно-фільтраційне очищення забруднених рідин і запиленних газів, причому цей метод за малих енергетичних витрат дозволяє відокремлювати частинки значно менших розмірів (менше від 0,5 мкм), ніж під час використання інших методів очищення, тим самим магнітний спосіб є ефективним методом тонкого очищення газів і рідин.

Фізична сутність методу полягає в тому, що на ділянці трубопроводу встановлюють постійний магніт, електромагніт або соленоїд, що створює неоднорідне магнітне поле, проходячи через яке феромагнітні частинки намагнічуються й можуть бути вловлені та відділені за допомогою магнітних вловлювачів – очисників. Крім того, під час магнітного очищення відбувається коагуляція, агрегування та збільшення блоків частинок, а також захоплення ними інших ненамагнічуваних частинок, що в цілому підвищує ступінь очищення забруднених середовищ. Зрештою оброблені магнітним полем частинки утворюють крихкі прошарки та осади, які легко видаляються,

що значно полегшує очищення забруднених поверхонь. Постійні магніти створюють більш високу напруженість магнітного поля, ніж електромагніти таких самих габаритних розмірів, тому їхньому використанню надають перевагу.

На рисунку 10.7 показані варіанти застосування пакета постійних магнітів на фільтрі – осаджувачі з використанням насадки з феромагнітних осаджувальних елементів, що періодично очищуються та регенеруються, а також використання соленоїдного фільтра. Як феромагнітну насадку використовують феритові гранули, підшипникові кульки, сталевий або чавунний дріб, стрижні, рубаний дріт, дроблену

стружку, а також комбіновані насадки, що складаються із суміші феромагнітних і неферомагнітних гранул.

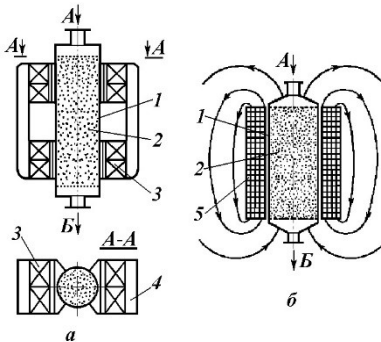


Рисунок 10.7 – Схема установки магнітних фільтрів – осаджувачів: а – магнітний; б – соленоїдний; А – вхід забрудненого середовища; Б – виведення очищеного середовища; 1 – корпус; 2 – насадка; 3 – пакет магнітів; 4 – елементи магнітопроводу; 5 – соленоїд

Під час установлення магнітного очисника напрямком силових ліній магнітного поля варто організувати за напрямком руху потоку середовища, що дозволить більш повно уловити феромагнітні частинки. Штучно вводячи в потік середовища, що очищається, феромагнітні частинки, можна ефективно видаляти з рідин і газів кальцій, мідь, хром, цинк, фосфати, нафтопродукти та інші домішки.

Недоліками магнітних очисників є необхідність проведення трудомісткої періодичної регенерації прошарків феромагнітної насадки, а також вузька сфера їхнього застосування, тому що із середовища видаляються в основному феромагнітні забруднення або агреговані з ними інші частинки.

10.5 Акустичне та ультразвукове очищення

В окремих процесах для очищення забруднених газів і рідин використовують поле пружних акустичних коливань звукової та ультразвукової частоти, що утворюються низько- або височастотними пристроями – механічними вібраторами, сиренами.

Акустичні коливання викликають інтенсивну вібрацію зважених у забруднених потоках дрібнодисперсних частинок і крапельок вологи, що збільшує частоту їхніх зіткнень і сприяє їх збільшенню – коагуляції, агрегуванню та конденсації. Все це разом прискорює процеси гравітаційного осідання й підвищує ступінь очищення забруднених середовищ. Ультразвук змінює енергію дегідратації частинок, впливає на їхню енергетичну активність під час хімічних реакцій, що також інтенсифікує процеси розділення та очищення.

Акустичне оброблення природних і попутних нафтових газів проводять попередньо перед їхнім подальшим очищенням у гравітаційному полі або під дією інерційних сил у сепараторах, водночас використовують ультразвук на рівні 145–150 децибел і частоті 2–50 кГц.

Під час використання вібраційних і ультразвукових очищувальних пристроїв із частотою коливань 18–23 кГц досягається високий ступінь очищення газів і рідин, що містять дрібнодисперсні частинки вологи, глини та піску, як наприклад у добутих нафтопродуктах.

10.6 Електроочищення газів і нафтопродуктів

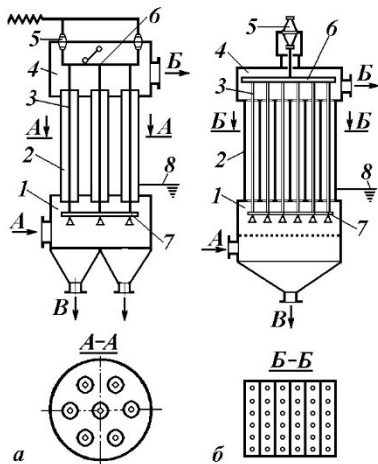
Розділення неоднорідних систем із високою ефективністю проводять в електрофільтрах – апаратах, де рушійною силою процесу є сили електричного поля, що виникають між позитивно і негативно зарядженими електродами, приєднаними до джерела постійного струму.

В електрофільтрах неоднорідне електричне поле створюється за допомогою електродів різної форми, водночас використовують трубчасті або пластинчасті осаджувальні електроди та коронувальні електроди у вигляді стрижнів або дротяних струн.

Напруженістю електричного поля (градієнтом напруженості) називають зміну напруги на одиницю відстані (В/см), водночас якщо площі поверхні електродів сильно відрізняються, то між ними виникає неоднорідне поле, в якому силові лінії спрямовані від електрода з негативним до електрода з позитивним зарядом. За високої конкретно визначеної критичної різниці потенціалів у просторі між електродами відбувається іонізація молекул газового потоку, водночас частинки, що перебувають у ньому, також набувають зарядів і рухаються до протилежно заряджених електродів, а потім осідають на них. Завдяки високій напруженості електричного поля малим частинкам може бути переданий великий заряд і вони осаджуються на протилежно заряджені електроди з великою швидкістю, недоступною іншим методам розділення неоднорідних систем.

Для вловлювання з газових потоків частинок пилу використовують сухі електрофільтри, для вловлювання дрібних крапель рідини і туманів кислот – мокрі електрофільтри. Для вловлювання крапель вологи, очищення і знесолювання нафти і нафтопродуктів застосовують електродегідратори та електророзділювачі.

Електрофільтри широко застосовують на цементних і металургійних заводах, на теплових електростанціях, водночас вловлюють десятки тисяч тон дрібного пилу, тим самим додатково отримують корисну продукцію та захищають повітряне навколишнє середовище від шкідливих викидів.



На рисунку 10.8 схематично показана будова трубчастого та пластинчастого електрофільтрів.

Рисунок 10.8 – Будова вертикальних електрофільтрів:

а – трубчастого; б – пластинчастого; А – вхід запыленого газу; Б – відведення очищеного газу; В – відведення пилу; 1 – корпус нижньої камери; 2 – осаджувальні електроди (трубчастий, пластинчастий); 3 – коронувальні електроди; 4 – корпус верхньої камери; 5 – ізолятори; 6 – верхня рама підвіски електродів; 7 – нижня рама підвіски електродів; 8 – пристрій для заземлення

Запылений газ подається знизу в корпус 1 і рівномірно розподіляється в пучку вертикальних трубчастих електродів 2 довжиною 3–4 м і діаметром 150–300 мм. По центру труб розміщені коронувальні електроди 3, що підвішені на верхній рамі 6. У корпусі верхньої камери 4 закріплені осаджувальні електроди і корпус заземлений.

У просторі між електродами газ рухається зі швидкістю 0,7–1,5 м/с, іонізується та очищується, частинки осілого на електродах пилу періодично струшуються спеціальним струшувальним механізмом і накопичуються в бункерах нижньої камери. Ступінь очищення газу в трубчастому електрофільтрі досягає 99–99,5 % і визначається напруженістю електричного поля й часом перебування газу в апараті.

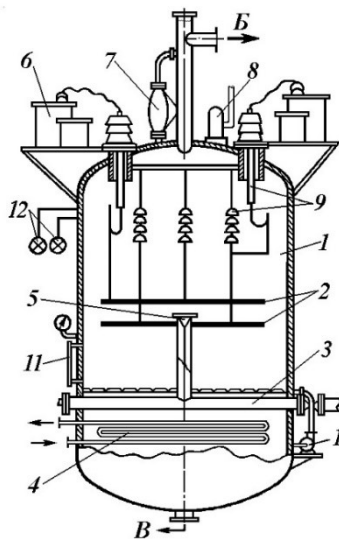
Для підвищення ступеня очищення газу та уловлювання частинок дрібного пилу іноді в запылений газовий потік уприскують воду, а потім для очищення використовують мокрий електрофільтр. Мокрі

електрофільтри широко застосовують у виробництві сірчаної кислоти для уловлювання туману сірчаної кислоти.

Для проведення комплексних процесів зневоднювання й знесолювання сирової нафти використовують горизонтальні та вертикальні електродегідратори.

На рисунку 10.9 подано розріз вертикального електродегідратора.

Рисунок 10.9 – Схема вертикального електродегідратора:



А – підведення сирової нафти; Б – відведення очищеної нафти; В – відведення води; 1 – корпус; 2 – електроди; 3 – труба підведення нафти; 4 – змійовик для підігрівання; 5 – розподільна головка; 6 – трансформатор; 7 – поплашковий вимикач; 8 – запобіжний клапан; 9 – ізолятори; 10 – насос; 11 – рівнемір; 12 – сигнальні лампи

У корпусі 1 діаметром 3 м і висотою 3,5 м у середній частині на відстані 0,1–0,15 м один від одного розміщені два електроди 2, під'єднані до високовольтного трансформатора 6. Сира нафта з водою подається по трубопроводу 3, розприскується через розподільчу головку 5 у зоні між електродами 2 та рухається зі швидкістю 0,0006–0,0012 м/с, водночас за час перебування рідини в апараті впродовж 60–180 с відбувається процес розділення емульсії.

У промисловості також освоєні горизонтальні електродегідратори типів ЕГ діаметром 3 400 мм та об'ємом 160–200 м³, що працюють за температур 110–150 °С і під тиском 10–16 атм.

Продуктивність вертикальних і горизонтальних апаратів становить 25–550 м³/г сирової нафти. Апарати здебільшого працюють під тиском 4–10 атм за температур 110–120 °С, для цього в них є вмонтований підігрівач 4. Вміст солі в очищеній нафті не перевищує 5 г на 1 м³ нафти за високого ступеня її зневоднювання, залишковий вміст води в нафті становить менше ніж 0,1 %.

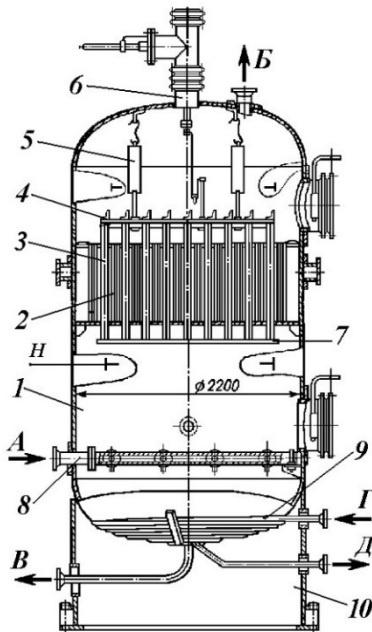
Для зневоднювання та очищення світлих нафтопродуктів (скрапленого газу, бензинів, гасу, дизельного палива та ін.) застосовують горизонтальні та вертикальні циліндричні та сферичні

електророзподільвачі, принцип дії яких подібний до попередніх апаратів.

В електророзподільвачах використовують електростатичне поле постійного струму високої напруженості, що посилює коалесценцію дрібних крапель води з розчиненими в ній домішками солей і кислот.

Як приклад розглянемо будову електророзподільвача вертикального камерного, поданого на рисунку 10.10.

Рисунок 10.10 – Електророзподільвач вертикальний камерний:



А – подання нафтопродукту; Б – відведення очищеного нафтопродукту; В – відведення дренажної води; Г – подання водяної пари в підігрівач; Д – відведення конденсату; 1 – корпус; 2 – камери квадратного перерізу; 3 – стрижневий електрод; 4 – верхня решітка; 5 – підвісний ізолятор; 6 – прохідний ізолятор; 7 – кріпильна стрічка; 8 – розподільна труба; 9 – зовнішній змійовик для обігріву; 10 – опора

Усередині циліндричного корпуса 1 змонтовані камери 2 квадратного перерізу, по центру яких розміщені стрижневі електроди 3. Верхні кінці електродів закріплені в решітці 4, підвешеної до кришки на ізоляторах 5, до цієї решітки підведена висока напруга. Нижні кінці електродів скріплені стрічками 7.

Сировина, що підводиться до розподільчої – колекторної труби 8, рівномірно розподіляється по перерізу апарата та проходить через прошарок води, що затримує частину крапель домішок. Найбільш дрібні краплі потрапляють разом із нафтопродуктом у камери 2, де під дією сил електричного поля краплі збільшуються та осаджуються в нижню частину апарата.

Застосовують вертикальні електророзподільвачі діаметром 2 200, 2 800 і 3 400 мм і продуктивністю 50–150 м³/г нафтопродукту.

Широко використовують горизонтальні електророзподільвачі типу ЕРГ–50 діаметром 3 400 мм, довжиною 7 460 мм, об'ємом 50 м³, а також сферичні електродегідратори діаметром до 10 500 мм і продуктивністю 300–500 м³ нафтопродукту за 1 годину.

Контрольні запитання

- 1 У чому полягає фізична сутність процесів інерційного очищення? Які методи інерційного очищення газів ви знаєте?
- 2 Які апарати для інерційного очищення сухих газів ви знаєте?
- 3 З якою метою використовують мокре очищення газів?
- 4 Які конструкції апаратів для мокрого очищення газів ви знаєте?
- 5 Як улаштовані й працюють порожнисті та насадкові скрубери?
- 6 Як улаштовані й працюють апарати пінного очищення газів?
- 7 Як улаштовані й працюють сепаратори для очищення газів?
- 8 В якому разі можна використовувати магнітне очищення середовищ і в чому полягає її фізична сутність?
- 9 Як улаштовані й працюють апарати для магнітного очищення рідких середовищ?
- 10 У чому полягає фізична сутність процесу акустичного очищення?
- 11 У чому полягає фізична сутність процесу електроочищення газів?
- 12 Як улаштовані й працюють трубчасті та пластинчасті електрофільтри?
- 13 З якою метою застосовують електродегідратори і електророздільники?
- 14 Як улаштовані й працюють електродегідратори і електророздільники?

РОЗДІЛ 11

Процеси та техніка псевдозрідженого зернистого шару

У цьому розділі...

- ◆ *Кому потрібний завислий зернистий шар?*
- ◆ *Як одержати завислий шар і як управляти ним?*
- ◆ *Порозність – що це таке, навіщо і яка потрібна?*
- ◆ *Без розрахунків тут – ніяк не обійтися.*
- ◆ *Принцип роботи та будова апаратів.*
- ◆ *Апарат потрібно уміти розраховувати.*
- ◆ *Пневмотранспорт – справа корисна й ефективна.*
- ◆ *Навіщо вантажний потяг, коли є пневмо- і гідротранспорт.*

11.1 Гідродинаміка псевдозрідженого шару

У технологічних апаратах багатьох виробництв часто використовують процеси міжфазної протитечійної взаємодії висхідного потоку газу або рідини з зернистим шаром твердих частинок. Характеристики, зовнішній вид і властивості зернистого шару в таких процесах залежать від швидкості висхідного потоку, віднесеної до вільного поперечного перерізу апарата.

За малих швидкостей течії середовища через зернистий шар він залишається нерухомим, бо водночас газ або рідина рухаються усередині каналів і проміжків між частинками. Ця течія проходить зазвичай у ламінарному режимі, властивому процесу фільтрації.

Опір, що чинить нерухомий зернистий шар течії середовища, може бути знайдений за рівнянням, подібних до формули опору течії в каналах складної форми, дивись (3.20):

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{h_0}{d_e} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}, \quad (11.1)$$

де λ – коефіцієнт опору, що залежить від режиму течії потоку, для ламінарного режиму $\lambda = (133/\text{Re}_q) + 2,34$; h_0 – висота нерухомого зернистого шару; d_e – еквівалентний діаметр каналів і проміжків між

частинками зернистого шару, $d_c = 4 \cdot \varepsilon_0 / \delta$; ε_0 – порозність нерухомого зернистого шару; δ – питома поверхня для шару монодисперсних зерен, $\text{м}^2/\text{м}^3$; w – середня фіктивна (віднесена до повного поперечного перерізу апарата) швидкість течії середовища в апараті, $\text{м}/\text{с}$.

Підстановкою у формулу (11.1) усіх названих змінних одержана залежність опору в'язкісного тертя під час течії рідини через нерухомий зернистий шар монодисперсних частинок, що відома як формула Козені – Кармана:

$$\Delta p = 150 \cdot \frac{\mu \cdot h_0 \cdot w}{d_u^2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} \cdot \varphi^2 = A \cdot \frac{\mu \cdot h_0 \cdot w}{d_u^2} \cdot \Phi, \quad (11.2)$$

де μ – в'язкість середовища, $\text{Па} \cdot \text{с}$; φ – коефіцієнт форми зерен, $\varphi = \delta_{nc} / \delta_c$; δ_c , δ_{nc} – питома поверхня сферичних і несферичних зерен відповідно; Φ – комплекс, що враховує форму та щільність укладення частинок у зернистому шарі.

Із рівняння (11.2) випливає, що опір рухові середовища через нерухомий зернистий шар залежить прямо пропорційно від висоти шару, в'язкості середовища й швидкості течії потоку та обернено пропорційно квадрату діаметра зерен. Опір зернистого шару збільшується лінійно відносно швидкості руху потоку доти, поки залишаються незмінними його об'єм, висота й порозність.

Отже, першою стадією висхідної течії потоку через нерухомий зернистий шар є **течія в режимі фільтрації**.

Під час збільшення швидкості потоку вище деякого критичного значення зернистий шар починає розширюватися, бо зі збільшенням витрати середовища вже є недостатньою площа вільного перерізу потоку, тому відбувається плавне збільшення об'єму та висоти шару, відповідно збільшується й порозність шару.

Швидкість течії потоку, за якої зернистий шар починає змінювати свої характеристики, називається **першою критичною швидкістю** або **швидкістю початку переходу в завислий (псевдозріджений) стан**. За швидкостей течії потоку середовища більших, від першої критичної, зернистий шар переходить у завислий (псевдозріджений) стан, що характеризується особливими його властивостями, причому останні повною мірою залежать від форми та величини зерен, від фізико-хімічних властивостей і агрегатного стану середовища, що проходить через зернистий шар. У технічній літературі для характеристики стану завислого зернистого шару використовується декілька назв, а саме

киплячий шар, псевдозріджений шар, змулений шар, бо такі назви певною мірою відображують фізичну картину поведінки зернистого шару в різних умовах проведення процесів.

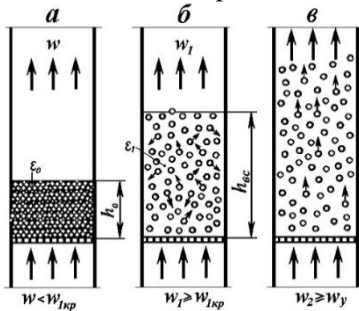
У тонкому прошарку під час газового псевдозрідження газ рівномірно проходить через усю газорозподільну решітку й тому поверхня шару подібна до поверхні киплячої рідини, за що такий стан завислого шару часто називають **киплячим**.

У високих псевдозріджених шарах дрібнодисперсних частинок газовий потік проривається через шар окремими пухирями або окремими струмками, такий стан одержав назву барботажного або поршневого псевдозрідження.

У зернистому шарі, переведеному в завислий стан рідиною, частинки на дуже коротких відстанях роз'єднуються між собою тонкими прошарками рідини в усьому об'ємі, шар розширюється рівномірно, й тому такий стан одержав назву однорідного псевдозрідженого, найбільш подібного до завислого шару.

Як уже згадувалось у розділі 2, важливими характеристиками зернистого нерухомого та завислого шару є порозність і об'ємна частка твердої фази в одиниці об'єму шару.

За порозностей нерухомого зернистого шару $\varepsilon_0 = 0,40\text{--}0,50$ концентрація твердої фази – об'ємна частка – залишається порівняно високою і дорівнює $\gamma = 1 - \varepsilon_0 = 0,5\text{--}0,6$, водночас режим течії та обтікання частинок потоком середовища є ламінарним навіть для газових середовищ, переважний вплив у шарі мають масові сили та в'язкісні сили тертя.



На рисунку 11.1 показано різний стан зернистого шару частинок залежно від швидкості руху потоку середовища.

Рисунок 11.1 – Різний стан зернистого шару: а – вільно засипаний нерухомий шар; б – псевдозріджений – завислий стан із фіксованим верхнім рівнем; в – завислий стан у режимі винесення – пневмотранспорту

Під час переходу зернистого шару в завислий стан зі збільшенням швидкості руху потоку середовища зростають порозність і висота шару, водночас знижується об'ємна концентрація твердої фази в ньому, збільшується відстань між окремими частинками, посилюється вплив на шар гідродинаміки потоку.

У режимі розвинутого псевдозрідження за порозностей $0,6 < \varepsilon < 0,8$ завислий шар характеризується найбільшою гідродинамічною активністю взаємодіючих дисперсної та суцільної фаз, водночас на частинки впливають не лише масові та в'язкісні, а й інерційні сили потоку. Режим обтікання частинок величиною 1–2 мм потоком рідини в багатьох випадках стає перехідним і характеризується діапазоном чисел Архімеда $36 < Ar < 10^5$, а для частинок величиною більше ніж 3 мм навіть турбулентним. У режимі розвинутого псевдозрідження поверхня завислих частинок стає рівнодоступною, що значно сприяє проходженню процесів тепло- та масообміну з високою інтенсивністю.

За порозностей $0,8 < \varepsilon < 0,9$ псевдозріджений шар стає достатньо розрідженим, тобто характеризується малою часткою твердої фази в потоці, в ньому спостерігаються висхідні та спадні потоки твердих частинок і таким чином виникає достатньо помітна циркуляція частинок в об'ємі шару. За порозностей $\varepsilon > 0,9$ із псевдозрідженого шару починають виноситися потоком частинки менших розмірів, тобто в шарі починає розвиватися **режим винесення частинок**.

Швидкість потоку середовища, за якої в псевдозрідженому шарі виникає явище масового винесення частинок середньої величини, називається **другою критичною швидкістю псевдозрідження або швидкістю винесення частинок**.

До основних переваг псевдозрідженого стану належать: а) його особливі властивості, подібні до властивостей рідини – індивідуальна густина, текучість, в'язкість, теплоємність, теплопровідність та інші; б) інтенсивне перемішування взаємодіючих фаз в об'ємі шару; в) циркуляція та класифікація частинок у шарі залежно від величини частинок і їх густини; г) високорозвинена поверхня контакту фаз; г) високі інтенсивності міжфазового тепло- і масообміну.

Ці переваги псевдозрідженого зернистого шару широко використовуються в промисловості як прогресивного технологічного засобу, що забезпечує безперервне проходження різних процесів за умов вирівнювання полів температур і концентрацій.

Метод псевдозрідженого шару широко використовується в хімічній і багатьох інших галузях промисловості під час розчинення солей, висушування різних кристалічних солей, вологих кам'яного вугілля та руд, під час адсорбції пари летких розчинників, під час випалювання руд кольорових металів, під час каталітичного окислювання продуктів нафтооргсинтезу.

11.2 Опір, порозність і висота псевдозрідженого шару

Умовою переходу шару твердих частинок у завислий стан є рівність піднімальної сили потоку силам тяжіння – ваги частинок:

$$P_n = \Delta p_{nc} \cdot S_a = F_m, \quad (11.3)$$

де F_m – сила тяжіння – вага всіх частинок у шарі; Δp_{nc} – опір, що чинить зернистий шар під час течії потоку середовища; S_a – площа поперечного перерізу апарата.

Якщо середовищем, що псевдозріджує зернистий шар, є газ, то можна не враховувати вплив виштовхувальних (архімедових) сил середовища, а враховувати лише сили ваги частинок, водночас

$$F_m = V_q \cdot \rho_m \cdot g. \quad (11.4)$$

З огляду на те, що порозність являє собою відношення об'єму порожнин і каналів у зернистому шарі до повного його об'єму, знайдено

$$\varepsilon_0 = \frac{V_n}{V_{cl}} = \frac{V_{cl} - V_q}{V_{cl}} = 1 - \frac{V_q}{V_{cl}} = 1 - \frac{\rho_n}{\rho_m}, \quad (11.5)$$

де V_q – об'єм власне всіх частинок у шарі; V_{cl} – повний об'єм зернистого шару в апараті; ε_0 – порозність вільно засипаного нерухомого зернистого шару; ρ_m , ρ_n – густина істинна та насипна для частинок твердої фази відповідно, кг/м³.

З рівняння (11.5) випливає таке:

$$V_q = V_{cl} \cdot (1 - \varepsilon_0). \quad (11.6)$$

Підставивши в рівняння (11.3) залежності (11.4) і (11.6), одержали формулу

$$\Delta p_{nc} \cdot S_a = V_q \cdot \rho_m \cdot g = V_{cl} \cdot (1 - \varepsilon_0) \cdot \rho_m \cdot g, \quad (11.7)$$

з якої, для випадку псевдозрідження частинок газом і для апаратів постійного поперечного перерізу, знайдено

$$\Delta p_{nc} = h_0 \cdot (1 - \varepsilon_0) \cdot \rho_m \cdot g. \quad (11.8)$$

Якщо середовищем, що псевдозріджує зернистий шар, є рідина і водночас впливом виштовхувальних сил зневажати не можна, на основі рівняння (11.3) одержали

$$\Delta p_{nc} = h_0 \cdot (1 - \varepsilon_0) \cdot (\rho_m - \rho_c) \cdot g. \quad (11.9)$$

Формула (11.9) є подібною до основного рівняння гідростатики та свідчить про аналогію між рідиною й псевдозрідженим шаром.

Однією з важливих властивостей псевдозрідженого шару є та, що його опір залишається сталим у всьому діапазоні робочих швидкостей від першої до другої критичної (див. рис. 11.2).

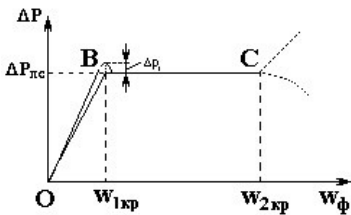


Рисунок 11.2 – Зміни втрат тиску (ΔP) у нерухомому (НС) і псевдозрідженому (ПС) шарі залежно від швидкості руху потоку середовища w_ϕ :

$w_{1кр}$ – перша критична швидкість; $w_{2кр}$ – друга критична швидкість (винесення частинок із ПС); Δp_1 – пік тиску – момент переходу шару в псевдозріджений стан

Використовуючи цю важливу властивість, можна записати тотожність для трьох різних станів псевдозрідженого шару:

$$\Delta P_{nc} = h_0 \cdot (1 - \varepsilon_0) \cdot \rho_m \cdot g = h_1 \cdot (1 - \varepsilon_1) \cdot \rho_m \cdot g = h_i \cdot (1 - \varepsilon_i) \cdot \rho_m \cdot g, \quad (11.10)$$

з якої випливає таке:

$$h_0 \cdot (1 - \varepsilon_0) = h_i \cdot (1 - \varepsilon_i). \quad (11.11)$$

Залежність (11.11) дозволяє визначити порозність псевдозрідженого зернистого шару в робочих умовах, вимірюючи в дослідах висоту нерухомого і псевдозрідженого шару, водночас

$$\varepsilon_i = 1 - (1 - \varepsilon_0) \cdot h_0 / h_i, \quad (11.12)$$

або за відомими значеннями порозностей завислого шару для двох його різних станів розрахувати висоту псевдозрідженого шару

$$h_i = h_0 \cdot \frac{(1 - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon_i)}. \quad (11.13)$$

Залежність порозності шару від швидкості потоку

Порозність псевдозрідженого шару перебуває в складній залежності від швидкості руху потоку середовища. Для зернистого шару із монодисперсних частинок швидкість руху потоку середовища та порозність шару в умовах однорідного псевдозрідження рідиною добре описуються залежністю

$$u = u_0 \cdot \varepsilon^z, \quad (11.14)$$

де u_0 , u – швидкість вільного осідання частинок і фіктивної швидкості руху потоку середовища; z – показник, чисельна величина якого залежить від режиму обтікання та форми зерен, а також від фізико-хімічних властивостей взаємодіючих фаз.

У діапазоні швидкостей від $w_{1кр}$ до $w_{2кр}$ показник z змінюється в інтервалі чисел від 4,75 до 2,40.

Для умов однорідного псевдозрідження рідиною твердих частинок у діапазоні чисел Архімеда $36 < Ar < 10^5$ показник z із достатньою точністю можна розрахувати за залежністю

$$z = 5,2 / Ar^{0,06} . \quad (11.15)$$

Рівняння (11.14) у логарифмічних координатах можна подати у вигляді прямих ліній (див. рис. 11.3), кут нахилу та положення яких залежать від величини зерен і властивостей псевдозрідженої системи.

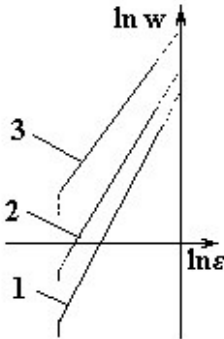


Рисунок 11.3 – Залежність порозності однорідного псевдозрідженого шару від швидкості потоку w і діаметра зерен: 1 – для дрібних частинок; 2, 3 – для середніх і великих частинок відповідно

Залежність (11.14) дозволяє для зерен різних розмірів і форми на основі експериментів визначити швидкість вільного осідання зерен w_0 і величину показника z .

11.3 Робочі швидкості псевдозрідження та їхній розрахунок

Швидкість початку псевдозрідження (першу критичну) сферичних частинок можна розрахувати, прирівнявши рівняння (11.2) і (11.8):

$$150 \cdot \frac{\mu \cdot h_0 \cdot w_{1кр}}{d_c^2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3} = h_0 \cdot (1 - \varepsilon_0) \cdot \rho_c \cdot g$$

та розв'язавши їх спільно щодо $w_{1кр}$:

$$w_{1кр} = \frac{d_c^2 \cdot g \cdot \rho_c}{150 \cdot \mu} \cdot \frac{\varepsilon_0^3}{(1 - \varepsilon_0)} . \quad (11.16)$$

Домноживши обидві частини рівняння (11.16) на комплекс $d_c \cdot \rho_c / \mu$, одержали залежність

$$\frac{w_{1кр} \cdot d_c \cdot \rho_c}{\mu} = \frac{d_c^3 \cdot g \cdot \rho_c \cdot \rho_c}{150 \cdot \mu^2} \cdot \frac{\varepsilon_0^3}{(1 - \varepsilon_0)} ,$$

яку можна подати в критеріальному вигляді

$$Re_{1кр} = 0,0067 \cdot Ar \cdot \frac{\varepsilon_0^3}{(1 - \varepsilon_0)} , \quad (11.17)$$

де Ar – критерій Архімеда для частинок, псевдозріджених газом, $Ar = d_c^3 \cdot g \cdot \rho_c \cdot \rho_c / \mu^2$.

Беручи середню порозність нерухомого шару із сферичних частинок $\varepsilon_0 = 0,4$ і підставивши її в рівняння (11.17), одержимо

$$\text{Re}_{\text{кр}} = 7,1 \cdot 10^4 \cdot Ar. \quad (11.18)$$

Для розрахунків робочих швидкостей руху потоку середовища в процесах псевдозрідження запропонована велика кількість критеріальних рівнянь вигляду $\text{Re} = f(Ar, \varepsilon)$, але найчастіше у вітчизняній літературі використовують узагальнене універсальне критеріальне рівняння Тодеса та співавторів:

$$\text{Re} = \frac{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,6 \cdot \sqrt{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}}, \quad (11.19)$$

що дозволяє розрахувати не лише робочі швидкості потоку середовища для одержання заданої порозності шару, а й критичні швидкості початку псевдозрідження та винесення частинок.

Якщо з умов процесу відомі числа Рейнольдса та Архімеда, то з формули (11.19) можна розрахувати порозність шару за формулою

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot \text{Re} + 0,36 \cdot \text{Re}^2}{Ar} \right)^{0,21}. \quad (11.20)$$

З рівняння (11.19), розрахованого щодо числа Рейнольдса, знаходимо робочу швидкість руху середовища, а саме

$$w = \text{Re} \cdot \mu / (d_u \cdot \rho_c). \quad (11.21)$$

Якщо зернистий шар складений із полідисперсних частинок, то середній еквівалентний діаметр зерен визначають за формулою (2.51):

$$d_e = \sum_1^n d_i \cdot m_i,$$

де d_i – середній діаметр зерен i -ї монофракції; m_i – масова частка тієї самої фракції; n – кількість фракцій.

Обчислений еквівалентний діаметр зерен використовується як визначальний у критеріях Архімеда та Рейнольдса.

Алгоритм розрахунку робочої швидкості псевдозрідження має такі етапи:

- визначення параметрів системи зернистий шар – середовище для робочих умов процесу за заданої порозності шару;
- розрахунок чисел Архімеда та Рейнольдса за рівнянням (11.19);
- визначення робочої швидкості руху потоку середовища, що псевдозріджує, за рівнянням (11.20).

У розрахунковій практиці для визначення робочої швидкості руху потоку часто використовують критерій Лященко

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{w^3 \cdot d_c^3 \cdot \rho_c^3}{\mu^3} : \frac{d_c^2 \cdot g \cdot \rho_c \cdot \rho_c}{\mu^2} = \frac{w^3 \cdot \rho_c^2}{\rho_c \cdot \mu \cdot g}, \quad (11.22)$$

з якого можна визначити фіктивну швидкість руху потоку

$$w = \left(Ly \cdot \rho_c \cdot \mu \cdot g / \rho_c^2 \right)^{0,33}. \quad (11.23)$$

Для наближених розрахунків із похибкою, що не перевищує 20 %, рекомендовано використовувати номограму, побудовану на основі рівнянь (11.19) і (11.22) та подану нижче на рисунку 11.4.

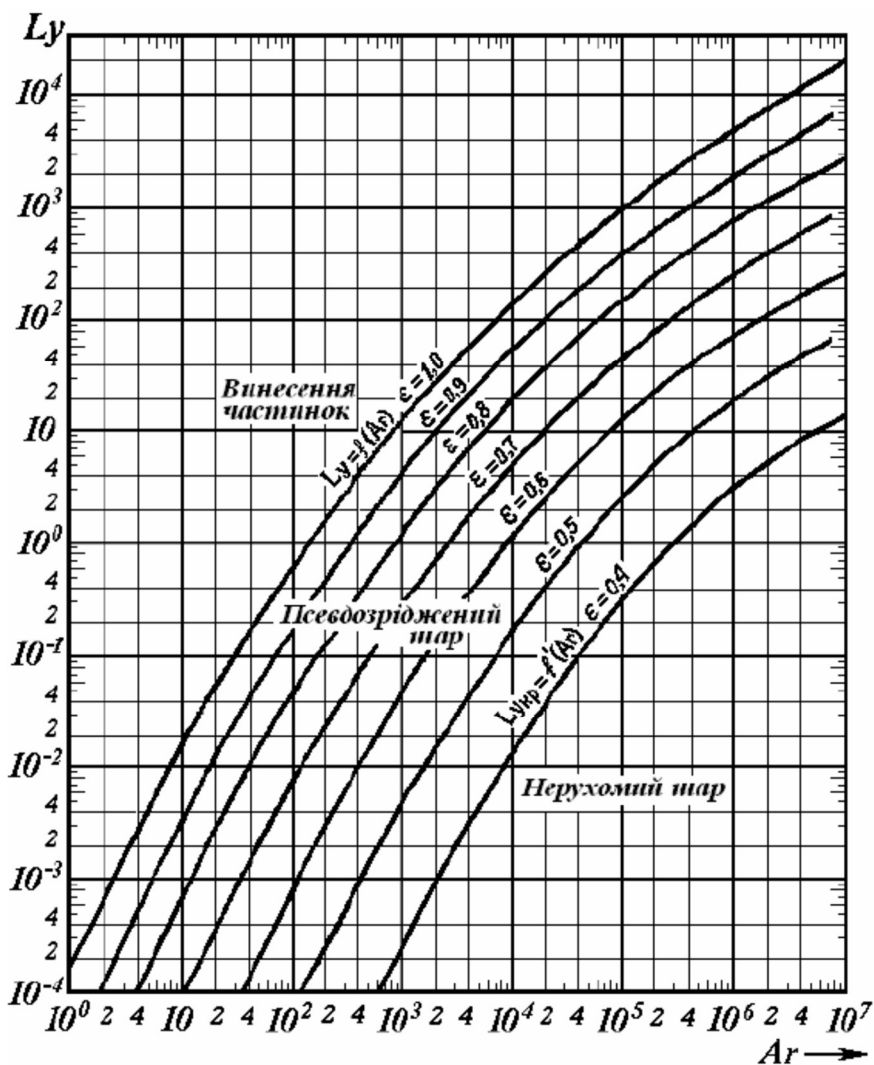


Рисунок 11.4 – Залежність критерію Лященко (Ly) від порозності псевдозрідженого шару (ϵ) і критерію Архімеда (Ar)

За допомогою рисунка 11.4 можна визначити робочу швидкість руху потоку середовища для заданої порозності псевдозрідженого шару та за числом Архімеда. Рисунок 11.4 дозволяє також знайти порозність шару за заданою швидкістю руху потоку (за числом Ly) і відомій

величині діаметра зерен (за числом Ar), і, нарешті, середній діаметр зерен, що псевдозріджені за заданої порозності псевдозрідженого шару.

11.4 Розрахунок діаметра винесених потоком зерен

Іноді виникає необхідність визначити діаметр винесених потоком зерен за відомою швидкістю висхідного потоку середовища.

Цю задачу можна розв'язати за допомогою формули (11.22) (за критерієм Lu) та графіка (рис. 11.4). За обчисленою величиною числа Лященка за порозності шару $\varepsilon_y = 1,0$ за допомогою графіка визначають число Архімеда та розраховують діаметр винесених частинок:

$$d_u = \sqrt[3]{\frac{Ar \cdot \mu^2}{g \cdot \rho_c \cdot (\rho_u - \rho_c)}}. \quad (11.24)$$

Для газового середовища, нехтуючи виштовхувальною силою та беручи для турбулентного режиму коефіцієнт опору $\lambda = 0,44$, й використовуючи формулу $Re = \sqrt{3 \cdot Ar}$, знайдено

$$d_u = \frac{w^2 \cdot \rho_c}{3 \cdot \rho_u \cdot g}. \quad (11.25)$$

Для ламінарного режиму обтікання режиму зерен газовим потоком відповідно маємо $\lambda = 24/Re$ та $Re = Ar/18$, звідки

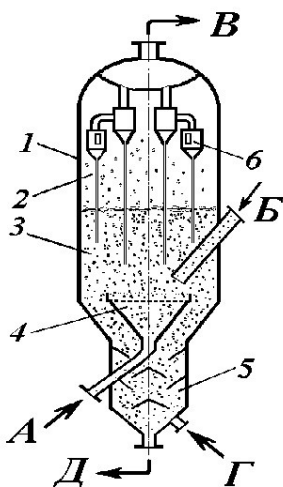
$$d_u = 1,35 \cdot (w \cdot \mu / \rho_u)^{0,5}. \quad (11.26)$$

11.5 Будова та принцип роботи апаратів із псевдозрідженим шаром

Конструкції апаратів із псевдозрідженим шаром зернистого матеріалу дуже різноманітні. Розрізняють апарати одно- і багатосекційні, циліндричні, циліндроконічні та з прямокутною камерою, вертикальні й горизонтальні та інші. Не маючи змоги розглянути тут поширені конструкції апаратів, зупинимось на одній, що містить майже всі типові пристрої для цього типу обладнання.

На рисунку 11.5 показаний вертикальний апарат для регенерації адсорбенту в установці каталітичного крекінга нафтопродуктів.

Типовий апарат псевдозрідженого шару складається з корпусу 1, закритого кришкою та днищем, технологічних патрубків для підведення та відведення взаємодіючих потоків, газорозподільної решітки 4. Під



кришкою апарата змонтована група циклонів-пиловловлювачів 6, до нижньої частини апарата приєднана охолоджувальна секція 5. Подання забрудненого вуглицем каталізатора в апарат здійснюється через патрубок Б, безперервне розвантаження регенованого каталізатора проводиться через патрубок Д.

Рисунок 11.5 – Будова апарата для регенерації адсорбенту в псевдозрідженому шарі:

А – подання нагрітого повітря; Б – подання навуглицьованого адсорбенту; В – відведення газів; Г – підведення повітря; Д – відведення регенованого адсорбенту; 1 – корпус; 2 – камера сепараційна; 3 – робоча секція киплячого шару; 4 – решітка розподільна; 5 – секція охолоджувальна; 6 – група циклонів-пиловловлювачів

Гаряче повітря, що подається через патрубок А, проходить через газорозподільну решітку 4, рівномірно розподіляється по перерізу робочої секції та переводить у псевдозріджений стан зернистий, забруднений сажею каталізатор, водночас у псевдозрідженому шарі відбувається інтенсивне вигорання сажі з поверхні зерен. Запилене повітря в надшаровому просторі очищується від пилу в циклонах-пиловловлювачах 6. Регенований каталізатор проходить через охолоджувальну секцію 5 і через патрубок Д видаляється в живильник пневмотранспортної установки.

Подібного типу установки можна використовувати для проведення процесів сушіння вологих зернистих матеріалів, для очищення повітря від пари летких розчинників на прошарках активованого вугілля та в багатьох інших випадках, де необхідно створити високорозвинену поверхню контакту фаз і забезпечити високу інтенсивність процесів.

11.6 Пневмо- та гідротранспортні установки

Пневмо- та гідротранспортом називають процес переміщення різноманітних сипучих зернистих і грудкових матеріалів потоками повітря (газу) або рідини за рахунок передачі несучої енергії середовища, що рухається, завислим у потоках частинкам.

За допомогою пневмо- і гідротранспортних установок переміщуються великі маси зернистих матеріалів у хімічній технології, будівництві, вуглевидобувних, гірничо-видобувних і гірничо-збагачувальних галузях

промисловості, енергетиці. Пневмотранспортні установки широко використовують також у системах пилозбирання та збирання розсипаних зернистих і грудкових матеріалів на переробних установках і цехах.

Пневно- і гідротранспорт використовують також як складову частину технологічних установок на зернопереробних і борошномельних підприємствах, у нафтохімічній промисловості для переміщення сипучих порошкоподібних матеріалів і для циркуляції каталізаторних і контактних мас.

Під час упровадження пневмо- і гідротранспортних систем застосовують властивості псевдозрідженого шару зернистого матеріалу в робочому режимі або в режимі винесення частинок, у зв'язку з чим застосовуються два методи пневмо- і гідротранспорту:

1) у щільному шарі за його порозностей $\varepsilon = 0,7-0,9$ і швидкостей робочого середовища значно більших від першої критичної швидкості, але менших від швидкостей винесення частинок, тобто коли $w_p < w_{2кр}$;

2) у розрідженому шарі за його порозностей $\varepsilon = 0,95-0,98$ та швидкостей газу або рідини, що дорівнює або вище швидкості винесення частинок, тобто коли $w_p \geq w_{2кр}$.

У першому випадку транспортування здійснюють переважно в пневможолобах і гідротранспортних напірних трубопроводах.

У другому випадку використовують похилі та вертикальні пневмотранспортні стояки діаметром 50–500 мм, продуктивністю до 1 000 т/(м² г) щодо переміщуваного сипкого матеріалу.

За величиною частинок, що транспортуються, використовують пневмотранспорт тонкодисперсного пилоподібного матеріалу з діаметром частинок меншим, ніж 1 мм. Об'ємна концентрація твердої фази у пневмотранспортних установках коливається в інтервалі від 0,03–0,04 до 0,1–0,12 м³ речовини на м³ газу, об'ємна концентрація твердих частинок у гідротранспортних установках становить 0,05–0,20 м³ твердої фази на 1 м³ рідини.

За способом створення перепаду тисків пневмотранспортні установки бувають всмоктувальні – вакуумні (низьконапірні), нагнітальні (високонапірні) та комбіновані (всмоктувально-нагнітальні).

На рисунку 11.6 подана схема всмоктувальної пневмотранспортної установки, що дозволяє переміщати тонкодисперсні матеріали на відстань до 100 м під час використання розрідження до $(5-6) \cdot 10^4$ Па. Під час збільшення розрідження в системі зменшується густина повітря, внаслідок чого знижується його транспортувальна спроможність.

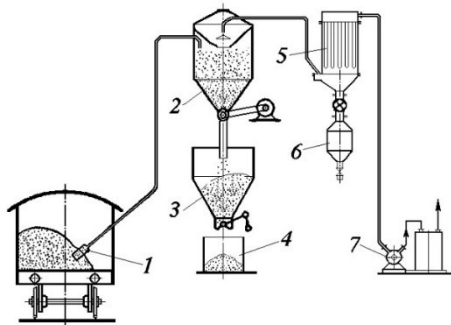


Рисунок 11.6 – Вакуумна пневмотранспортна установка:

- 1 – пневмоприймальне сопло;
- 2 – бункер розвантажувальний;
- 3 – бункер приймальний; 4 – збірник;
- 5 – рукавний фільтр; 6 – збірник пилу;
- 7 – вакуум-насос

За допомогою вакуум-насоса 7 в апаратах установлення й транспортних

трубопроводах створюється розрідження. Сипучий матеріал через пневмоприймальне сопло 1 разом із повітрям всмоктується в трубопровід і транспортується в бункер 2, де матеріал осаджується та перевантажується за допомогою секторного живильника в приймальний бункер 3. Запилене повітря потім послідовно проходить через циклон (на рис. 11.6 не показаний) і рукавний фільтр 5, звільнюється в них від пилу, що збирається в збірнику 6.

На рисунку 11.7 подана схема нагнітальної установки, яка може переміщати тонко- та грубодисперсні сухі матеріали на відстань до 2 000 м під час перепаду тисків повітря 0,5–1,4 МПа.

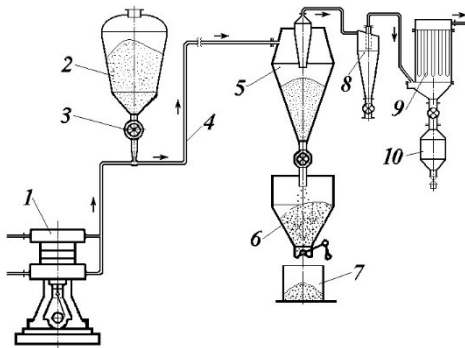


Рисунок 11.7 – Нагнітальна пневмотранспортна установка:

- 1 – компресор; 2 – бункер-сховище;
- 3 – живильник; 4 – напірний трубопровід; 5 – розвантажувальний бункер; 6 – приймальний бункер;
- 7 – збірник; 8 – циклон; 9 – рукавний фільтр; 10 – збірник пилу

Компресором 1 у напірний трубопровід 4 нагнітається повітря, що рухається в ньому зі швидкістю 2,5–8 м/с. З бункера 2 живильником 3 у повітряний потік дозується зернистий матеріал і пневмосуміш трубопроводом 4 переміщується в розвантажувальний бункер 5, звідки зернистий матеріал перевантажується в приймальний бункер 6. Запилене повітря звільнюється від пилу в циклоні 8 та в рукавному фільтрі 9, уловлені частинки вивантажуються в збірник пилу 10.

Тиск повітря в напірних пневмотранспортних установках значно більший, ніж у всмоктувальних установках і становить 0,3–0,6 МПа за

висоти піднімання пневмосуміші до 100 м і концентрації твердої фази в ній 10–50 кг на 1 кг повітря.

Для переміщення великих мас твердих нерозчинних у воді зернистих матеріалів (піску, кам'яного вугілля, мінералів та ін.) широко використовують гідротранспортні установки, що мають значно більшу транспортну спроможність.

Розрізняють гідротранспортні установки низьконапірні з тиском води до 0,5 МПа (для використання на невеликих відстанях) і напірні з надлишковим тиском 0,5–8 МПа, в останньому випадку довжина магістрального трубопроводу досягає десятки кілометрів та на ньому встановлюються додаткові перекачувальні насосні станції.

На рисунку 11.8 подана технологічна схема напірної гідротранспортної установки для переміщення золошлакових відходів теплової електростанції (ТЕЦ) на завод залізобетонних виробів (ЗБВ).

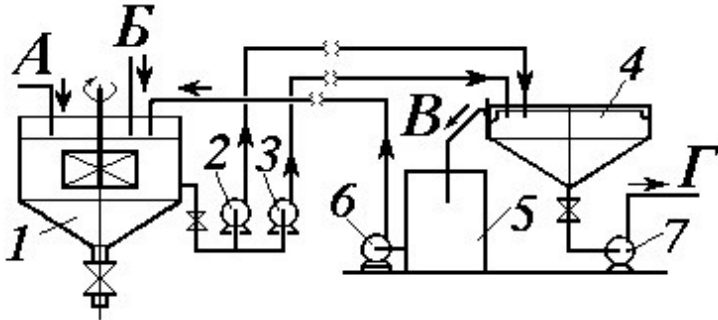


Рисунок 11.8 – Схема гідротранспортної установки: А – подання золи та шлаків; Б – подання води; В – злив освітленої води; Г – золошлакова пульпа у виробництво ЗБВ; 1 – бункер-змішувач; 2, 3, 7 – насоси відцентрові шламові; 4 – відстійник-згущувач; 5 – збірник освітленої води; 6 – насос

Із бункера-змішувача 1 золошлакова гідросуміш відбирається шламовими насосами 2 або 3 і транспортується по основному (або резервному) напірному трубопроводу на завод ЗБВ. Безпосередньо в цеху виробництва ЗБВ встановлений відстійник-згущувач 4, із якого відкачується шлам насосом 7 і подається в технологічний цикл.

Освітлена вода з відстійника 4 надходить у збірник 5 і насосом 6 повертається на ТЕЦ для повторного використання у відділення приготування золошлакової пульпи. Питома витрата води для роботи гідротранспортної установки становить до 8 м³ на 1 тону твердого.

Відома система магістрального гідротранспортування кам'яного вугілля на відстань більшу, ніж 260 км і пропускною продуктивністю

до 3 млн тонн вугілля на 1 рік. Тут використовують трубопровід діаметром 530 мм, в якому зі швидкістю до 0,7 м/с рухається суспензія подрібненого кам'яного вугілля концентрацією 61–65 % мас.

11.7 Розрахунок пневмо- або гідротранспортної установки

Об'ємну продуктивність пневмо- або гідротранспортної установки стосовно середовища, що транспортується, обчислюють за формулою

$$Q_V = 3600 \cdot w_c \cdot S_m, \quad (11.27)$$

де Q_V – об'ємна продуктивність установки, м³/г; w_c – швидкість руху середовища, м/с; S_m – площа поперечного перерізу трубопроводу.

Швидкість руху транспортувального потоку розраховують стосовно швидкості винесення великих частинок твердого матеріалу, використовуючи критеріальне рівняння (11.19) за умови $\varepsilon = 0,98$.

Вміст твердої фази в газовій або гідравлічній суміші оцінюється відносною масовою концентрацією, що дорівнює

$$m_m = \frac{G_m}{G_c} = \frac{V_m \cdot \rho_m}{V_c \cdot \rho_c} = (1 - \varepsilon) \cdot \frac{\rho_m}{\rho_c} = \lambda \cdot \frac{\rho_m}{\rho_c}, \quad (11.28)$$

де G_m , G_c – маса твердої фази та суміші відповідно в одиниці об'єму; ρ_m , ρ_c – густина твердої фази й транспортувального середовища відповідно; λ – коефіцієнт подачі (м³/м³ суміші): для газових сумішей $\lambda_{gm} = 0,03$ – $0,1$ (у середньому 0,07), для гідросумішей $\lambda_{pm} = 0,15$ – $0,2$.

Масова продуктивність пневмо- або гідротранспортної установки з урахуванням формул (11.27) та (11.28) дорівнює

$$Q_m = Q_V \cdot m_m = \frac{3600 \cdot \lambda \cdot \rho_m \cdot w_c}{\rho_c} \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4}. \quad (11.29)$$

З рівняння (11.29) можна визначити розрахунковий діаметр транспортного трубопроводу, а саме

$$d_p = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_m \cdot \rho_c}{3600 \cdot \pi \cdot \lambda \cdot \rho_m \cdot w_c}}, \quad (11.30)$$

де Q_m – масова продуктивність транспортної установки щодо зернистого матеріалу, кг/г.

Контрольні запитання

1 Якими показниками характеризується щільний зернистий шар і як їх визначають?

2 За яких умов утворюється псевдозріджений (завислий) шар та якими показниками він характеризується?

3 Які переваги та недоліки властиві псевдозрідженому шару?

4 Сформулюйте та запишіть умову переходу зернистого шару в псевдозріджений стан.

5 В яких межах змінюється порозність псевдозрідженого шару, від чого та як вона залежить?

6 Як розрахувати опір псевдозрідженого зернистого шару, від яких параметрів він залежить?

7 Як взаємно пов'язані між собою висоти й порозності нерухомого та псевдозріджених шарів?

8 Запишіть критеріальне рівняння для розрахунків робочих і критичних швидкостей руху середовища в псевдозрідженому шарі.

9 Викладіть алгоритм розрахунку робочої швидкості руху потоку середовища за допомогою критеріального рівняння?

10 Нарисуйте типовий апарат із використанням псевдозрідженого шару, розкажіть про його будову, принцип роботи і призначення окремих пристроїв.

11 Викладіть принцип роботи пневмотранспортних установок та накресліть одну із схем установок, яку ви знаєте.

12 Як розрахувати діаметр пневмотранспортного стояка?

Контрольні задачі до розділу 11

1 Якою повинна бути швидкість повітря у вертикальній трубі пневматичної сушарки, щоб забезпечити переміщення кристалів густиною 2000 кг/м^3 із найбільшим діаметром 3 мм? Температура повітря $60 \text{ }^\circ\text{C}$. Швидкість повітря повинна бути на 25 % більшою, ніж швидкість витання частинок.

2 Розрахувати швидкість висхідного потоку повітря в повітряному сепараторі, необхідну для відділення дрібних ($d < 1 \text{ мм}$) частинок апатиту від більш значних. Температура повітря $20 \text{ }^\circ\text{C}$. Густина апатиту 3230 кг/м^3 .

3 Визначити швидкість повітря, необхідну для початку утворення зваженого прошарку частинок гранульованого алюмосилікагелю за таких умов: температура повітря $100 \text{ }^\circ\text{C}$, густина алюмосилікагелю (уявна) $\rho = 968 \text{ кг/м}^3$, діаметр частинок 1,2 мм. Яким буде гідравлічний опір, якщо висота нерухомого прошарку 400 мм?

4 В умовах попередньої задачі визначити порозність і висоту зваженого прошарку, якщо швидкість повітря перевищує критичну в 1,7 раза.

5 Визначити найбільший діаметр гранульованих частинок вугілля, що починають переходити в зважений стан у повітрі за швидкості його в апараті 0,2 м/с. Температура 180 °С.

Визначити також об'ємну концентрацію частинок, якщо швидкість повітря підвищиться до 0,4 м/с. Густина вугілля (уявна) 660 кг/м³.

6 Визначити розмір найбільших кулястих частинок крейди, які будуть виноситися потоком води, що йде зі швидкістю 0,5 м/с. Температура води 10 °С, густина крейди 2 710 кг/м³.

7 В апараті є зважений прошарок силікагелю, ситовий склад якого такий:

Фракція, мм	– 2,0 + 1,5	– 1,5 + 1,0	– 1,0 + 0,5	– 0,5 + 0,25
Вміст, % (мас.)	43	28	17	12

Наситна густина силікагелю $\rho_{нас} = 650$ кг/м³, густина частинок $\rho = 1\ 100$ кг/м³. Температура повітря 150 °С. Число псевдозрідження $K_w = 1,6$.

Визначити критичну, робочу і дійсну (у вільному перетині між частками) швидкість повітря.

8 За даними попередньої задачі визначити розміри і гідравлічний опір апарата. Продуктивність 2,5 т/год силікагелю за середнього часу перебування його в апараті $\tau_0 = 10$ хв. Витрата повітря в робочих умовах 4 300 м³/год. Живий переріз решітки 0,015, діаметр отворів 0,8 мм, товщина решітки 2 мм.

9 Визначити діаметр кулястих частинок кварцового піску густиною 2 640 кг/м³, що почнуть переходити в зважений стан за швидкості потоку повітря 1 м/с і температури 20 °С.

У цьому розділі...

- ◆ *Коли мішати та перемішувати не шкідливо, а навіть навпаки?*
- ◆ *Як багато засобів ефективних.*
- ◆ *Якщо перемішувати, то ефективно та в міру.*
- ◆ *Скільки потрібно сплачувати за перемішування?*
- ◆ *Коли нешкідливо тихо перемішувати?*
- ◆ *Навіщо, що і як перемішувати швидко?*
- ◆ *Будова і принцип роботи різних мішалок.*

12.1 Призначення процесу

Як основний і допоміжний технологічний процес у багатьох виробництвах часто широко використовують перемішування рідких середовищ, засноване на примусовому введенні в об'єм середовища імпульсу енергії, що передається струменям рідини та іншим наявним в ній частинкам, забезпечує механічне переміщення їх відносно інших та інтенсивну фізико-хімічну взаємодію їх між собою.

У хімічній, будівельній і нафтопереробній промисловості перемішування застосовують у таких випадках: для приготування однорідних пульп і суспензій та рівномірного розподілу твердої нерозчинної дисперсної фази в об'ємі рідини; для одержання однорідних розчинів – розчинення в об'ємі основної рідини обсягом розчинних солей, мінералів або іншої розчинної рідини; для приготування емульсій – змішування різних об'ємів розчинної та нерозчинної рідин, диспергування останньої на краплі та рівномірний розподіл їх в отриманій системі; для проведення процесів барботування потоку повітря, водяної пари або газів через рідину та розчинення в ній компонентів газової суміші; для інтенсифікації процесів теплопередачі під час нагрівання та охолодження середовищ, що обробляються; для інтенсифікації хімічних і масообмінних процесів – абсорбції, розчинення, кристалізації, екстракції та інших.

12.2 Способи перемішування

Залежно від методу підведення енергії в середовища, що перемішуються, розрізняють такі основні способи перемішування: механічне, циркуляційне, пневматичне та гідравлічне (інерційне) у потоці. Ці способи застосовують залежно від основного призначення процесу та продуктивності установки, властивостей перемішуваних середовищ, інтенсивності та ефективності процесу.

Механічне перемішування засноване на безпосередньому підведенні енергії в об'єм середовища за допомогою спеціальних пристроїв – механічних мішалок, що відрізняються конструктивним виконанням і швидкохідністю. Механічне перемішування завдяки своїй порівняльній простоті, а також різноманітності типорозмірів і конструкцій мішалок є універсальним засобом для перемішування малов'язких і в'язких середовищ, тому воно широко застосовується в різних галузях промисловості.

Циркуляційне перемішування засноване на створенні багатократних циркуляційних потоків у об'ємі середовища за допомогою спеціально вмонтованого в апараті або винесеного за його межі струминного або відцентрового насоса. Циркуляційне перемішування застосовують переважно для малов'язких середовищ за необхідності інтенсифікувати процеси теплообміну та масоперенесення або підтримувати частинки твердої фази в завислому стані.

Пневматичне (барботажне) перемішування здійснюють за допомогою продування через товщу середовища, що перемішується, потоків стислого повітря, газу або водяної пари, диспергованих на дрібні пухирці та струмені. Застосування цього способу доцільно в тому разі, коли одночасно з перемішуванням проходять процеси охолодження або нагрівання, насичення води киснем або іншим газом (наприклад, діоксидом вуглецю) та компоненти газу вступають із компонентами рідини в масообмінну або хімічну взаємодію.

Гідравлічне (інерційне) перемішування здійснюється безпосередньо в потоках рухомого середовища або в спеціальному пристрої за допомогою багатократної зміни напрямку руху та швидкості потоків під час їхнього спільного руху, а також під час організації штучної турбулізації взаємодіючих фаз. Застосування цього способу пов'язане зі значними втратами енергії на тертя та гідравлічний опір.

Крім вищезазначених, використовують також вібраційні, пульсаційні, акустичні (ультразвукові) та інші спеціальні способи перемішування.

12.3 Інтенсивність та ефективність перемішування

Основними показниками, що характеризують швидкість процесу перемішування та рішуче впливають на тривалість процесу й на витрату енергії, є однорідність, інтенсивність і ефективність перемішування.

Ступінь (однорідність) перемішування визначає взаємний розподіл фаз у системі після завершення процесу та характеризує якість перемішування. Зокрема, для суспензій цей показник можна подати через об'ємну концентрацію твердої дисперсної фази в різних місцях перемішаного об'єму та в різні проміжки часу. Перемішування можна вважати цілком завершеним, якщо масив визначених дослідями величин концентрацій речовини в різних точках середовища буде групуватися біля середньозважених значень.

Інтенсивність перемішування середовища є гідродинамічною характеристикою, що дозволяє оцінити розподіл потоків і швидкостей в об'ємі апарата, режим і характер взаємодії струмин у потоках.

Інтенсивність перемішування зазвичай характеризують режимом течії потоку відносно його середньої швидкості, визначеного за допомогою модифікованого числа Рейнольдса:

$$Re_m = W_{сер} \cdot d_m \cdot \rho_c / \mu_c = n \cdot d_m^2 \cdot \rho_c / \mu_c, \quad (12.1)$$

де $W_{сер}$ – середня швидкість руху потоку середовища, $W_{сер} = \pi \cdot d_m \cdot n$; d_m – діаметр лопаті мішалки; n – частота обертання лопаті мішалки, 1/с; ρ_c – густина середовища; μ_c – в'язкість середовища.

За експериментальними даними дослідників встановлено, що для багатьох типів механічних мішалок ламінарний режим течії потоків має місце за чисел $Re_m < (35-70)$. Під час перемішування в перехідному або турбулентному режимі ($Re_m > 100$) під дією виникаючих відцентрових сил середовище виштовхується з кінця лопаті мішалки в радіальному напрямку, далі, досягнувши стінок апарата, потік розділяється на дві частини: одна з них рухається вниз до дна апарата, інша – прямує нагору до вільної поверхні рідини.

У центрі апарата біля вала мішалки утворюються зони розрідження, куди спрямовуються верхні та нижні потоки середовища. Саме таким способом у мішалці створюється стійка циркуляція потоків, що забезпечує їхнє інтенсивне перемішування.

Інтенсивність перемішування часто оцінюють **питомою витратою енергії** – витратою споживаної потужності відносно до одиниці об'єму середовища, що перемішується, водночас

$$q_N = N/V \cdot \quad (12.2)$$

Зазначимо, що для кожного типу мішалки існує область оптимальних значень об'ємної потужності, в межах якої швидко досягається висока якість перемішування.

Ефективність перемішування – якісний показник, що характеризує досягнутий технологічний ефект унаслідок використання перемішування. Ефективність перемішування часто оцінюється залежно від досягнутої мети, зокрема, під час розчинення солей її оцінюють відношенням проміжків часу в процесі без використання мішалки та з її використанням, а під час нагрівання середовища в апараті – відношенням коефіцієнтів теплопередачі в процесах із використанням перемішування та без його використання.

Ефективність перемішування значною мірою поєднується з інтенсивністю, і тому основною задачею вибору типу і розмірів мішалки та розрахунків витрати потужності на перемішування є оптимізація процесу – досягнення найбільшого технологічного ефекту за мінімальних витрат енергії.

Характер залежності ефективності перемішування від питомої витрати потужності показаний на рисунку 12.1.

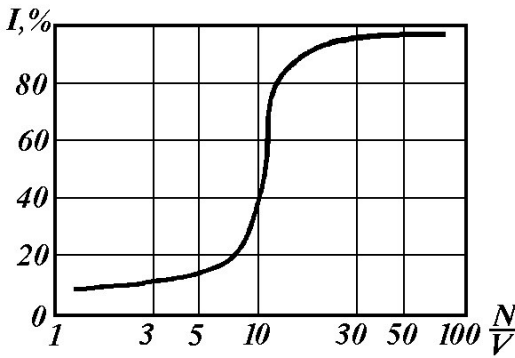


Рисунок 12.1 – Залежність ефективності перемішування від питомої витрати потужності

За малої питомої витрати потужності якість – індекс перемішування ($I, \%$) – є невисокою, за деякої оптимальної питомої витрати потужності цей показник швидко підвищується та досягає високого значення (більше ніж 90 %), надалі цей показник мало змінюється зі збільшенням питомої витрати потужності, отже, процес стає енерговитратним.

Мірою ефективності передачі енергії від привода до пристроїв для перемішування та до перемішуваного середовища в мішалках є коефіцієнт корисної дії, що визначається співвідношенням

$$\eta_m = N_c / N_m \cdot \quad (12.3)$$

де N_c, N_m – гідравлічна (корисна) та споживана мішалкою потужність відповідно.

Гідравлічна потужність мішалки залежить від багатьох факторів, таких як, розміри та частота обертання мішалки, а також фізико-хімічні властивості перемішуваного середовища.

12.4 Витрата потужності на перемішування

Основними орієнтирами під час вибору типу й конструкції мішалки є об'ємна витрата, густина та в'язкість середовища, що перемішується. Саме вони здебільшого визначають частоту обертання мішалки, насосний ефект і витрату енергії на перемішування.

Насосним ефектом мішалки називають об'ємну витрату рідини через її робочі пристрої, що відповідає такій самій витраті рідини через робоче колесо насоса, водночас насосний ефект знижується зі збільшенням в'язкості перемішуваного середовища.

Найбільш поширеною залежністю для визначення насосного ефекту мішалок є формула

$$V_m = C \cdot n \cdot d_m^3,$$

де C – характеристична константа для цього типу мішалки.

Визначальною є така частота обертання, за якої досягається стійке перемішування, тобто таке, за якого висхідний потік перемішуваного середовища утримує в завислому стані частинки або краплі дисперсної фази.

Для суспензій визначальна частота обертання мішалки може бути розрахована за формулою

$$n_m = c_1 \cdot (d_c \cdot (\rho_c - \rho_s) / \rho_s)^{0,5} \cdot (D_a / d_m^2), \quad (12.4)$$

відповідно для емульсій формула має вигляд

$$n_m = c_2 \cdot ((\rho_c - \rho_s)^{0,31} / \rho_s^{0,5}) \cdot \sigma^{0,18} \cdot D_a^{0,67} / d_m^{1,54}, \quad (12.5)$$

де c_1, c_2 – коефіцієнти, що враховують тип мішалки, для лопатевої мішалки $c_1 = 20,5, c_2 = 6,05$; для турбінної мішалки $c_1 = 14,7, c_2 = 4,72$; ρ_c, ρ_s – густина частинок і середовища відповідно; σ – поверхневий натяг рідини; d_c – діаметр частинок; d_m, D_a – діаметр лопаті мішалки та посудини відповідно.

Як встановлено експериментально, витрата потужності на перемішування залежить від фізичних властивостей середовища, діаметра, глибини занурення та частоти обертання мішалки, розмірів апарата (діаметра посудини, висоти шару рідини в ній та ін.).

Існує декілька підходів щодо розрахунку енергії, що витрачається під час роботи механічної мішалки. Зокрема, можна розрахувати силу

опору, що діє на лопаті мішалки під час переміщення її в потоці рідини зі швидкістю набігання потоку, що дорівнює коловій швидкості руху кінця лопаті мішалки.

Інший підхід до розрахунку потужності полягає в тому, що на базі використання насосного ефекту мішалку розглядають як робоче колесо насоса шириною, яка дорівнює ширині лопаті мішалки та діаметром таким, що дорівнює діаметру лопаті мішалки d_m (див. рис. 12.2).

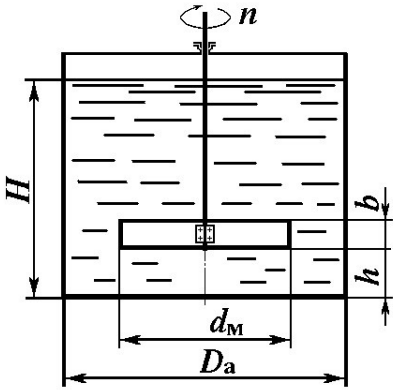


Рисунок 12.2 – До розрахунку потужності лопатевої мішалки

Із кінця лопаті мішалки стікає потік рідини зі швидкістю, що дорівнює коловій швидкості руху мішалки, та під напором, що дорівнює утворюваному під час руху динамічному тиску потоку.

Об'ємна витрата рідини, що витікає через бічну поверхню циліндра діаметром d_m і висотою, яка дорівнює ширині лопаті мішалки, із швидкістю, що дорівнює коловій швидкості лопаті мішалки, така:

$$V_c = \pi \cdot d_m \cdot b \cdot w_o = \pi \cdot d_m \cdot a \cdot d_m \cdot \pi \cdot d_m \cdot n = A_1 \cdot n \cdot d_m^3, \quad (12.6)$$

де b – ширина лопаті мішалки, яку можна виразити через її діаметр $b = a \cdot d_m$; A_1 – стала для конкретного типу мішалки.

Напір, утворюваний мішалкою, є пропорційним динамічному тиску та гідродинамічному опору потоку, що набігає на лопаті мішалки, водночас він дорівнює

$$\Delta p_m \approx \lambda \cdot \rho_c \cdot w_o^2 \approx \lambda \cdot \rho_c \cdot n^2 \cdot d_m^2, \quad (12.7)$$

де λ – коефіцієнт опору, величина якого залежить від геометричних розмірів мішалки та режиму течії потоку.

Виконувану роботу – потужність мішалки теоретично можна визначити за рівнянням для робочого колеса відцентрового насоса:

$$N = V_c \cdot \Delta p_m. \quad (12.8)$$

Підставивши рівняння (12.6) і (12.7) в останню залежність, одержали

$$N = A_1 \cdot n \cdot d_m^3 \cdot \lambda \cdot \rho_c \cdot n^2 \cdot d_m^2 = K_N \cdot \rho_c \cdot n^3 \cdot d_m^5, \quad (12.9)$$

де K_N – константа потужності, що враховує тип і розміри мішалки, а також режим обтікання лопатей мішалки.

Розв'язавши рівняння (12.9) відносно K_N , одержимо

$$K_N = \frac{N}{\rho_c \cdot n^3 \cdot d_m^5}, \quad (12.10)$$

в цьому разі константу K_N називають **критерієм потужності** мішалки.

Раніше (в розділі 4) було показано, що для всього класу стаціонарних гідродинамічних процесів примусової течії в'язкої рідини можна застосовувати узагальнене критеріальне рівняння вигляду (4.23), в цьому разі

$$Eu = \phi(Re, Fr, \Gamma),$$

де Eu – критерій Ейлера, $Eu = \Delta p / (\rho_c \cdot w^2)$; Re – критерій Рейнольдса; Fr – критерій Фруда; Γ – параметричний критерій, що враховує геометричні розміри об'єкта, в якому проходить процес.

Стосовно механічних мішалок після підставлення геометричних розмірів, що входять до критерію Ейлера, одержимо модифікований критерій щодо мішалок:

$$Eu_m = \frac{\Delta p_m}{\rho_c \cdot n^2 \cdot d_m^2}. \quad (12.11)$$

Підставивши у формулу вираз щодо Δp_m і зіставивши одержану залежність із формулою (12.10), бачимо, що вони ідентичні й, отже, взаємозамінні, тобто можна записати

$$K_N = Eu_m = \frac{N}{\rho_c \cdot n^3 \cdot d_m^5}. \quad (12.12)$$

Для розрахунку потужності, споживаної механічними мішалками, рекомендують застосовувати критеріальне рівняння вигляду

$$K_N = C / Re_m^m, \quad (12.13)$$

де C та m – коефіцієнт і показник, величини яких залежать від типу й конструкції мішалки, режиму перемішування, а також від відношення геометричних розмірів перемішувального пристрою.

Експериментальні дані для мішалок деяких типів узагальнені залежністю (12.13) і наведені на рисунку 12.3.

Алгоритм розрахунку витрат потужності на перемішування в механічних мішалках має такі етапи:

1) визначення фізико-хімічних параметрів властивостей перемішувального середовища;

2) попередній вибір типу, розмірів і частоти обертання мішалки за формулами (12.4)–(12.5) з урахуванням властивостей і в'язкості

перемішуваного середовища (для в'язких середовищ – тихохідні, для малов'язких середовищ – швидкохідні мішалки);

3) розрахунок числа Рейнольдса для мішалки за формулою (12.1);

4) визначення величини критерію потужності за графіком

$K_N = f(Re_M)$ для вибраного типу мішалки (див. рис. 3.5–3.8 [8, с. 86–92]);

5) обчислення витрат потужності мішалки за формулою (12.12);

6) повторення розрахунку за пп. 1–5 для мішалок інших розмірів і типів і вибір оптимальної (з найменшою витратою потужності);

7) розрахунок потужності встановлюваного електродвигуна з урахуванням коефіцієнта запасу потужності на випадок його перевантаження під час пуску та коефіцієнта корисної дії привода.

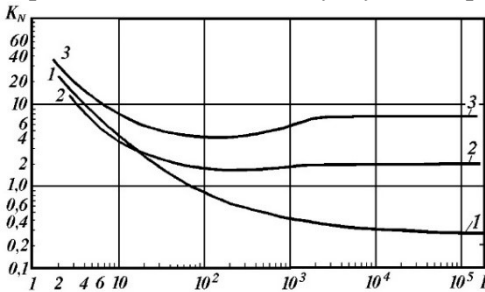


Рисунок 12.3 – Залежність критерію потужності мішалки K_N від критерію Рейнольдса для деяких типів мішалок за $D_a/d_M = 3$:
 1 – трилопатева пропелерна;
 2 – восьмилопатева з прямими лопатями під кутом 45° ;
 3 – відкрита турбінна із шістьма прямими лопатями

Витрату енергії за весь час перемішування для різних типів мішалок можна визначити за формулою

$$W = N \cdot \tau, \quad (12.14)$$

де W – витрата потужності, кВт · г; τ – тривалість перемішування, г.

Формула (12.14) дозволяє розрахувати й вибрати тип і розміри мішалки, для якої витрата енергії буде мінімальною за високої інтенсивності та ефективності перемішування.

12.5 Будова та принцип роботи мішалок

Механічні мішалки, використовувані в промисловості, класифікують за такими класифікаційними ознаками:

– за характером виробництва: а) для нетоксичних вибухо- та пожежобезпечних середовищ; б) для токсичних вибухо- та пожежонебезпечних середовищ; в) для середовищ з особливими властивостями (апарати з герметичним приводом);

– за режимом роботи: а) під наливом; б) під тиском; в) без теплообмінних пристроїв; г) з теплообмінним пристроєм;

– за способом установлення: вертикальні та горизонтальні;

– за конструкцією й методами виготовлення корпусу: а) сталеві (зварні); б) відлиті; в) з від’ємною кришкою; г) з невід’ємною кришкою; г) гумові; д) емальовані; е) з кольорових металів;

– за конструкцією внутрішніх пристроїв: а) гладкостінні; б) із відбивальними перегородками; в) із циркуляційною трубою; г) секційні; г) нестандартні.

Найбільш поширеними є сталеві вертикальні апарати, які виготовляють у 23 модифікаціях відповідно до ГОСТу 20680–75.

За конструктивними особливостями механізму перемішування механічні мішалки поділяють на лопатеві, рамні, якірні, пропелерні, турбінні та спеціальні (гвинтові, шнекові, поршневі та ін.) із вертикальним, горизонтальним або похилим розміщенням вала.

За режимом перемішування та частотою обертання перемішувального пристрою розрізняють тихо- й швидкохідні мішалки, водночас тихохідні мішалки перемішують у ламінарному режимі, а швидкохідні – переважно в турбулентному режимі.

Будова типової тихохідної мішалки показана на рисунку 12.4.

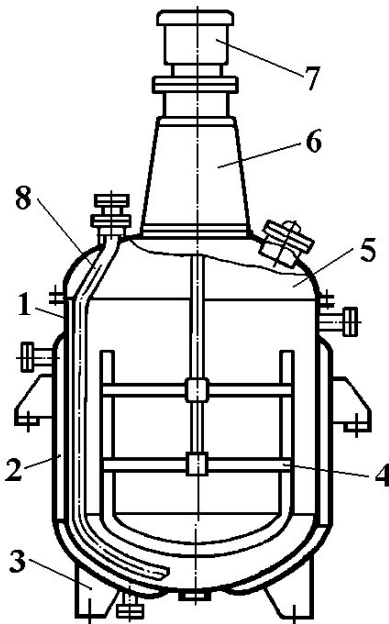


Рисунок 12.4 – Будова типової тихохідної рамної мішалки:

1 – корпус; 2 – сорочка; 3 – опора; 4 – мішалка рамна; 5 – кришка знімна; 6 – редуктор; 7 – електродвигун; 8 – труба для передавлювання середовища

Основними конструктивними елементами мішалок є такі: корпус, перемішувальні пристрої різних типів та механізм привода. Як привод у тихохідних мішалках використовують електродвигун із редуктором. Привод мішалки переважно установлюють на кришці, в деяких випадках – на окремих монтажних конструкціях.

У зоні введення вала в корпус апарата встановлюють ущільнення.

Як корпус переважно використовують посудини циліндричної форми, в деяких випадках – прямокутної форми. Корпус циліндричної

посудини може мати сорочку або приварені до корпусу змійовики, в корпусі можна установлювати різноманітні внутрішні пристрої – відбивальні перегородки, барботери, передавлювальні труби та інші.

Тихохідні мішалки. До групи тихохідних мішалок із частотою обертання перемішувального пристрою в межах $0,1\text{--}2,08\text{ с}^{-1}$ належать лопатеві, рамні, якірні, шнекові, стрічкові та інші мішалки, що переважно застосовують для перемішування високов'язких рідин із в'язкістю в інтервалі $100\text{--}10\,000\text{ Па}\cdot\text{с}$ або суспензій у ламінарному режимі.

На рисунку 12.5 показані основні типи тихохідних мішалок.

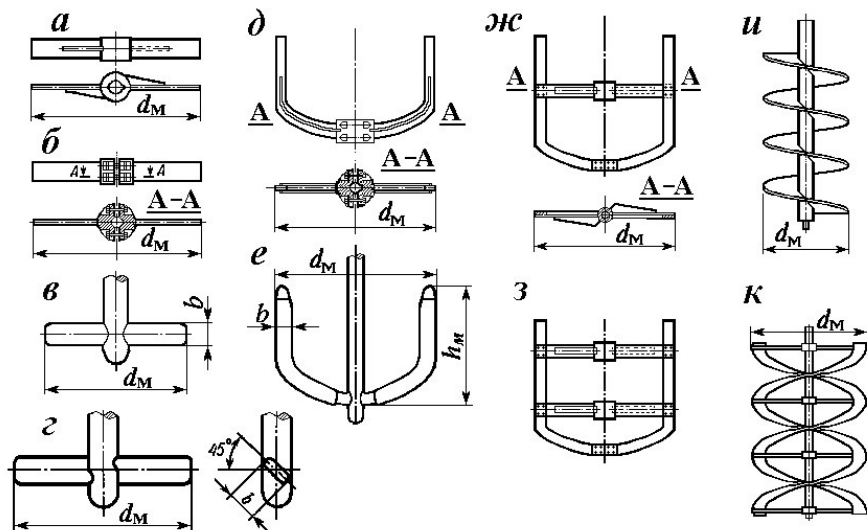


Рисунок 12.5 – Перемішувальні пристрої тихохідних мішалок:

- а–г – лопатеві: а – нерознімна; б – рознімна; в – емальована кругла; г – емальована з похилими робочими лопатями; д – якірна зварна; е – якірна емальована; ж – рамна зварна з однією маточиною; з – рамна з двома маточинами; и – шнекова; к – стрічкова двозахідна

У лопатевих мішалках кількість лопатей становить 2–4 і вони можуть бути встановлені в один або два ряди, перпендикулярно або під кутом до вала та площини їх обертання.

Рамні перемішувальні пристрої складаються з декількох жорстко скріплених між собою горизонтальних, вертикальних і похилих лопатей, колова швидкість руху щодо діаметра лопаті для таких мішалок становить $0,5\text{--}3\text{ м/с}$, відношення $D_d/d_M = 1,05\text{--}1,3$.

В якірних мішалках профіль лопатей повторює внутрішній профіль корпусу апарата та лопаті розміщуються на короткій відстані від корпусу з метою виключення відкладення осаду на поверхні стінок.

До конструкції шнекової мішалки входять шнек та вал, до зовнішньої поверхні якого приварена по гвинтовій лінії з визначеним кроком широка стрічка, відношення D_a/d_m становить 1,8–5,0.

Стрічкова мішалка складається з вала та радіальних траверс, до кінців яких приварена спіральна одно- або двозахідна вузька стрічка, відношення $D_a/d_m = 1,04–1,1$. Застосовують для перемішування порівняно в'язких середовищ із наявними в них дисперсними частинками.

Швидкохідні мішалки застосовують для перемішування малов'язких рідин за турбулентного режиму обтікання лопатей. Частоту обертання робочого пристрою швидкохідних мішалок вибирають залежно від в'язкості перемішуваного середовища, геометричних розмірів апарата в інтервалі $2,67–25 \text{ с}^{-1}$, в цьому разі використовують сальникові й торцеві ущільнення вала.

Основні типи швидкохідних мішалок показані на рисунку 12.6, розміри мішалок стандартизовані відповідно до ГОСТу 20680-75.

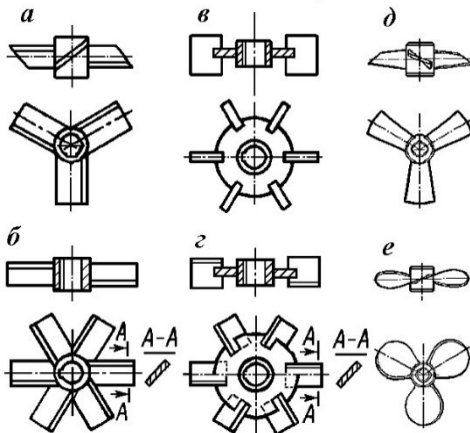


Рисунок 12.6 – Перемішувальні пристрої швидкохідних мішалок: а, б – три- й шестилопатєва з похилими лопатями; в, г – турбінна відкрита з прямими та похилими лопатями; д – трилопатєва (зварна) з похилими лопатями; е – гвинтова – пропелерна (відліта)

На одному валу швидкохідної мішалки можуть бути встановлені на різній висоті два, три й більше однакових пристроїв для перемішування. Вони можуть бути використані в гладкостінних апаратах та апаратах, обладнаних різноманітними внутрішніми пристроями: вертикальними перегородками, дифузорами, змійовиками, що нагрівають або охолоджують середовище та ін.

Контрольні запитання

- 1 З якою метою використовують процеси перемішування та в чому полягає їх фізична сутність?
- 2 Які застосовують способи перемішування та в яких випадках?
- 3 Як здійснюють механічне перемішування?
- 4 Як здійснюють циркуляційне перемішування?
- 5 Як улаштований і працює апарат для барботажного перемішування?
- 6 Що таке інтенсивність перемішування та якими показниками вона характеризується?
- 7 Які існують режими перемішування та в яких випадках їх використовують, назвіть критичні числа для режимів перемішування?
- 8 Якими показниками оцінюють ефективність перемішування?
- 9 Які чинники впливають на витрату потужності під час механічного перемішування?
- 10 Запишіть загальний вигляд критеріального рівняння для розрахунку потужності, що витрачається на перемішування.
- 11 Запишіть і дайте характеристику критеріїв подоби, застосовуваних для процесів перемішування.
- 12 Дайте алгоритм розрахунку потужності мішалки під час використання критеріальних рівнянь.
- 13 За якими показниками класифікують механічні мішалки?
- 14 Як улаштовані та працюють тихохідні лопатеві, рамні та якрні мішалки, в яких випадках їх використовують?
- 15 Як улаштовані та працюють швидкохідні мішалки (пропелерна й турбінна), в яких випадках їх застосовують?

Контрольні задачі до розділу 12

- 1 Бак діаметром 900 мм і висотою 1 100 мм, оснащений мішалкою, заповнений на $\frac{3}{4}$ циліндровою олією ($\rho = 930 \text{ кг/м}^3$, $\mu = 18 \text{ Па} \cdot \text{с}$). Якої потужності потрібно встановити електродвигун для трилопатевої пропелерної мішалки з частотою обертання 180 об/хв?
- 2 Для одержання розведеного розчину мінеральну сіль інтенсивно розмішують із водою за $64 \text{ }^\circ\text{C}$ за допомогою лопатевої мішалки. Яка частота обертання мішалки, якщо діаметр її 0,5 м, а потужність, споживана електродвигуном, – 0,8 кВт? Фізичні характеристики для розведеного розчину взяти такими самими, як і для води.
- 3 Яким повинен бути діаметр пропелерної мішалки для інтенсивного перемішування технічного гліцерину ($\rho = 1\,200 \text{ кг/м}^3$, $\mu = 1,6 \text{ Па} \cdot \text{с}$) в баку діаметром 1 750 мм за $n = 500 \text{ об/хв}$ і витрати потужності 17 кВт?

4 Суміш кислот ($\rho = 1\,600\text{ кг/м}^3$, $\mu = 2 \cdot 10^{-2}\text{ Па} \cdot \text{с}$) готують в апараті без перегородок (діаметр 1 200 мм, висота 1 500 мм), заповненому на 0,75 об'єму. Вихідні кислоти переміщують пропелерною мішалкою з частотою обертання 3,5 об/с (рис. 12.7). Визначити необхідну потужність електродвигуна.

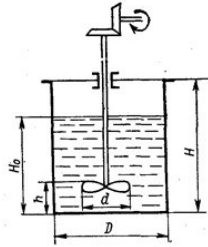


Рисунок 12.7 – До контрольної задачі 4

5 Електродвигун потужністю 16,5 кВт із приводом, що знижує частоту обертання до 240 об/хв, надає ходу відкритій турбінній мішалці з шістьма лопатями; мішалка інтенсивно розмішує реакційну масу ($\rho = 1\,200\text{ кг/м}^3$, $\mu = 1,6\text{ Па} \cdot \text{с}$) в посудині діаметром 1 630 мм із перегородками. Яким повинний бути діаметр мішалки?

6 У реакторі (рис. 12.8) діаметром 1 000 мм, заповненому на висоту 1 000 мм реакційною масою, що має за температури ведення процесу $\mu = 150 \cdot 10^{-3}\text{ Па} \cdot \text{с}$ і $\rho_c = 1\,200\text{ кг/м}^3$, необхідно забезпечити рівномірний розподіл твердих часток каталізатора з найбільшим розміром 1,3 мм та густиною $2\,450\text{ кг/м}^3$; $T : P = 1:4$.

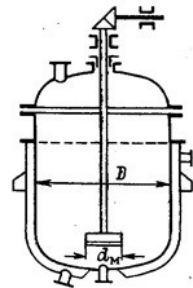


Рисунок 12.8 – До контрольної задачі 6

Яку мішалку доцільніше використовувати – пропелерну трилопатевою (рис. 12.9 а) з кроковим відношенням 1 або турбінну (рис. 12.9 б) закритого типу з вісьмома лопатями?

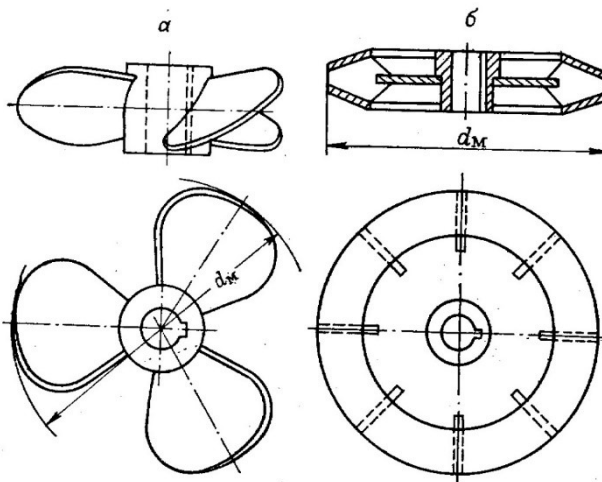


Рисунок 12.9 – До контрольних задач 12.6 і 4.3

ВІДПОВІДІ ДО КОНТРОЛЬНИХ ЗАДАЧ

- 2.1. $M = 15,8$; $\rho = 0,616 \text{ кг/м}^3$.
2.2. $4,43 \text{ кг/м}^3$.
2.3. $0,33 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$.
2.4. $1,5 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$.
2.5. 890 кг/м^3 .
2.6. $20,5 \text{ кг/м}^3$.
2.7. $0,615 \text{ кг/м}^3$.
2.8. $1,66 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.
2.9. $2,15 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.
2.10. $0,034 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.
2.11. $0,18 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.
2.12. $1,23 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.
2.13. $1\ 070 \text{ кг/м}^3$.
3.1. $0,995 \cdot 10^5 \text{ Па}$.
3.2. а) $1,8 \text{ м}$; б) $1,1 \text{ м}$.
3.3. 6 болтів; $0,716 \cdot 10^5 \text{ Па}$.
3.4. $3,31 \cdot 10^4 \text{ Н}$.
3.5. $0,72 \text{ м/с}$.
3.6. $w_{ax} = 13,1 \text{ м/с}$; $w_{вих} = 10,1 \text{ м/с}$.
3.7. $w_p = 2,0 \text{ м/с}$; $w_2 = 10,4 \text{ м/с}$.
3.8. $0,105 \text{ м}$.
3.9. Перехідний режим.
3.10. а) перехідний режим; б) ламінарний режим.
3.11. $0,056 \text{ м/с}$.
3.12. $2,88 \cdot 10^4 \text{ Па}$.
3.13. $1,37 \cdot 10^4 \text{ Па}$ ($e = 0,01 \text{ мм}$).
3.14. 520 Па ($e = 0,8 \text{ мм}$).
3.15. $1,15 \cdot 10^4 \text{ Па}$ ($e = 0,2 \text{ мм}$).
3.16. 50 мм .
3.17. $7,1 \text{ м}$.
3.18. $5,9 \text{ л/хв}$.
3.19. $1,51 \text{ кВт}$.
3.20. 821 Па .
3.21. Для толуолу $15,6 \text{ Па}$; для води 513 Па .
3.22. $1,43 \text{ кВт}$.
3.23. $4,0 \text{ кВт}$.
3.24. $10,2 \text{ кВт}$.
3.25. $4,7 \text{ кВт}$.
3.26. $\Delta p = 3\ 360 \text{ Па}$; $N = 0,35 \text{ кВт}$.
3.27. $w = 1,7 \text{ м/с}$; $\lambda = 0,0255$.
3.28. $4,79 \cdot 10^{-2} \text{ кг/с}$; режим ламінарний.

- 3.29. Взимку $1,71 \cdot 10^4$ кг/Год; влітку $1,46 \cdot 10^4$ кг/Год.
- 3.30. 776 Па або 79 мм вод. ст.
- 3.31. $36,7 \cdot 10^4$ Па або 3,74 кгс/см².
- 3.32. 354 Па.
- 4.1. Масштаб 1:13,6; $w = 0,271$ м/с.
- 4.2. Неможливо; $w = 20,5$ м/с.
- 4.3. 3 об/с.
- 5.1. а) $d_2/d_1 = 1,73$; б) $d_2/d_1 = 2,06$.
- 5.2. а) $w_{oc} = 7,65 \cdot 10^{-5}$ м/с; б) за 15 °С $w_{oc} = 7,86 \cdot 10^{-3}$ м/с, за 500 °С $w_{oc} = 3,93 \cdot 10^{-3}$ м/с.
- 5.3. 11,4 мкм.
- 5.4. а) 0,08 м/с; б) 0,11 м/с.
- 5.5. 0,93 мм.
- 5.6. 60 мкм.
- 5.7. 0,15 м/с.
- 5.8. 0,271 м/с.
- 5.9. Для вугілля $d_e = 2,82$ мм; для сланцю $d_e = 1,81$ мм.
- 5.10. 60 мм.
- 5.11. 42,4 мкм.
- 5.12. 6,4 м.
- 7.1. У 200 разів.
- 7.2. 3 центрифуги.
- 7.3. $6,53$ м³/Год.
- 7.4. $5,07$ м³/Год.
- 7.5. 6,15 мкм.
- 7.6. Циклон типу ЦН-15; $D = 0,5$ м; $\Delta p_u = 703$ Па.
- 7.7. $4,46$ м³/Год.
- 7.8. $0,368$ м³/Год.
- 8.1. 2 990 кг.
- 8.2. 4 200 кг.
- 8.3. 1 год 36 хв.
- 8.4. 2 год.
- 8.5. 58,5 хв.
- 8.6. 110 см³/дм³.
- 8.7. 2 год 20 хв.
- 8.8. 65 хв.
- 8.9. $F = 83$ м²; 42 рами розміром 1 000 мм × 1 000 мм.
- 8.10. $F = 12$ м²; $n = 0,655$ об/хв.
- 8.11. 41 хв.
- 8.12. $2,53$ г/дм³.
- 11.1. 16,8 м/с.
- 11.2. 7,63 м/с.
- 11.3. 0,28 м/с; 2 279 Па.

11.4. 0,48; 462 мм.

11.5. 1,3 мм; 50 %.

11.6. 4,55 мм.

11.7. $w_{кр} = 0,224$ м/с; $w = 0,358$ м/с; $w_{\delta} = 0,762$ м/с.

11.8. $D = 2,06$ м; $\Delta p = 1\ 805$ Па.

11.9. 2,1 мм.

12.1. 137 Вт.

12.2. 240 об/хв.

12.3. 0,58 м.

12.4. 0,5 кВт.

12.5. 0,5 м.

12.6. Турбінна мішалка закритого типу з вісьмома лопатями.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Ардашев В. О., Луняка К. В., Чумаков Г. А. Машини та апарати хімічних виробництв. Курс лекцій : навч. посіб. Херсон : ХНТУ, 2008. 153 с.
2. Коваленко І. В., Малиновський В. В. Основні процеси, машини та апарати хімічних виробництв : підруч. Київ : Інрес ; Воля, 2005. 264 с.
3. Коваленко І. В., Малиновський В. В. Розрахунки основних процесів, машин та апаратів хімічних виробництв : навч. посіб. Київ : Норіта-плюс, 2007. 216 с.
4. Корнієнко Я. М., Гайдай С. С. Процеси та обладнання хімічної технології – 3. Гідромеханічні та механічні процеси. Практикум : навч. посіб. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2023. 210 с.
5. Луняка К. В. Процеси та апарати хімічних виробництв. Курс лекцій : навч. посіб. Херсон : ХНТУ, 2006. 152 с.
6. Мікульонюк І. О. Механічні, гідромеханічні і масообмінні процеси та обладнання хімічної технології : підруч. Київ : НТУУ «КПІ», 2014. 340 с.
7. Онищук О. О., Кормош Ж. О. Процеси та апарати хімічних виробництв : Курс лекцій. Луцьк : Вежа-Друк, 2020. 155 с.
8. Приклади та задачі за курсом «Процеси та апарати хімічної технології» : навч. посіб. / Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, В. О. ЛЕЩЕНКО, А. П. ГОТЛІНСЬКА та ін. ; за заг. ред. Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. Харків : НТУ «ХПІ». 480 с.
9. Процеси та апарати природоохоронних технологій : підруч. : у 2 т. / Л. Д. ПЛЯЦУК та ін. Суми : Сумський державний університет, 2017. Т. 1. 435 с.
10. Процеси та апарати хімічної технології : підруч. / за заг. ред. Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. Харків : НТУ «ХПІ». 1016 с.
11. Процеси та апарати хімічної технології : навч. посіб. з курсового проектування / А. І. ДУБІНІН, Р. І. ГАВРИЛІВ, І. О. ГУЗЬОВА ; за заг. ред. А. І. ДУБІНІНА. Львів : Видавництво Львівської політехніки, 2012. 360 с.
12. Процеси та обладнання хімічної технології / Я. М. Корнієнко та ін. Київ : НТУУ «КПІ» ім. Ігоря Сікорського, 2011. [Ч. 1. 300 с. ; Ч. 2. 416 с.].
13. Ратушняк Г. С., Лялюк О. Г. Технічні засоби очищення газових викидів : навч. посіб. Вінниця : ВНТУ, 2005. 158 с.
14. Шалугін В. С., Шмандій В. М. Процеси та апарати промислових технологій : навч. посіб. Київ : Центр навчальної літератури, 2008. 392 с.
15. Introduction to Petroleum Engineering / John R. Fanchi, Richard L. Christiansen. John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, 2017. – 344 p.
16. Rules of Thumb for Chemical Engineers / Stephen M. Hall, PE. Elsevier, 2018. 517 p.
17. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing : Principles and Practices / Saied Mokhatab, William A. Poe, John Y. Mak. Elsevier, 2019. 824 p.

ДОДАТОК А (довідковий)

ТАБЛИЦЯ А.1 – Атомні маси деяких хімічних елементів за Міжнародною таблицею

Найменування	Сим-вол	Атомна маса	Найменування	Сим-вол	Атомна маса
Азот	N	14,007	Літій	Li	6,94
Алюміній	Al	26,981	Магній	Mg	24,305
Аргон	Ar	39,948	Марганець	Mn	54,938
Барій	Ba	137,33	Мідь	Cu	63,546
Бром	Br	79,904	Миш'як	As	74,921
Водень	H	1,008	Натрій	Na	22,99
Гелій	He	4,0026	Нікель	Ni	58,70
Залізо	Fe	55,847	Олово	Sn	118,7
Йод	I	126,904	Сірка	S	32,06
Калій	K	39,098	Титан	Ti	47,90
Кальцій	Ca	40,08	Вуглець	C	12,011
Кисень	O	15,999	Фосфор	P	30,974
Кремній	Si	28,085	Фтор	F	18,998
Криптон	Kr	83,60	Хлор	Cl	35,453
Ксенон	Xe	131,30	Цинк	Zn	65,38

ТАБЛИЦЯ А.2 – Густина деяких твердих матеріалів

Матеріал	Густина, кг/м ³		Матеріал	Густина, кг/м ³	
	істинна	насіпна		істинна	насіпна
Алебастр	2 300	1 300	Поташ	2 260	800
Азбест	2 500	600	Селітра калійна	2 100	1 120
Гіпс кристалічний	2 240	1 300	Селітра амонійна	1 730	1 050
Глина суха	2 000	1 380	Сірка мелена	1 960	980
Земля суха	1 800	1 300	Слюда	2 850	1 200
Зола	2 200	680	Сода кальцинована	2 460	1 100
Вапняк	2 650	1 800	Сульфат амонію	1 770	710
Ільменіт	4 700	1 800	Сульфат калію	2 660	1 250
Корунд	3 950	1 700	Суперфосфат	2 220	880
Мідь порошок	8 920	2 500	Тальк сухий	2 700	620
Крейда кускова	2 200	1 300	Шамот подрібнений	2 680	1 400
Мрамур крихта	2 600	1 400	Шлаковата	–	300

Продовження додатка А

ТАБЛИЦЯ А.3 – Властивості твердих тіл і порошоків денких матеріалів за $T = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$

Матеріал, речовина	Густина, $\text{кг}/\text{м}^3$		Тепло- ємність, $\text{Дж}/\text{кг} \cdot \text{К}$	Теплопро- відність, $\text{Вт}/\text{м} \cdot \text{К}$	Темпера- тура плавл- лення, $^{\circ}\text{C}$	Розмір зерен, мм	Питома поверхня, $\text{м}^2/\text{кг}$
	істинна	насищена					
Алюмінію окис	3 970	2 400	770	0,6–0,8	2 050	0,15–0,2	8,7
Апатит	3 190	1 850	1 000	1,76	1 560	0,2–1,2	3,8
Калій сульфат	2 660	1 500	784	–	1 070	0,5–0,8	3,56
Калій хлорид	1 980	950	690	0,19	772	0,45	6,75
Кварц	2 650	1 500	741	0,62	1 720	1,2–2,5	1,3
Кокс подрібнений	1 300	450	1 575	0,19	–	0,5–1,0	6,6
Магнію окис	3 560	1 850	1 170	0,07–0,1	2 800	0,1–0,2	11,9
Натрій хлорид	2 170	1 150	852	0,23	750	0,2–0,3	11,3
Пісок сухий	2 200	1 300	820	0,55–0,81	1 610	0,3–0,6	6,43
Вугілля кам'яне	1 350	800	1 300	0,21–0,23	–	0,5–3,0	3,6
Вугілля активне	600	380	690	0,2–0,3	–	1,5–2,0	5,77*
Цемент	2 900	1 300	1 090	0,35	–	0,05–0,2	20,7

* Не врахована внутрішня поверхня мікропор

ТАБЛИЦЯ А.4 – Густина деяких рідин і водних розчинів залежно від температури

Речовина	Вміст, %	Густина, кг/м ³						
		0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100	120
Азотна кислота	50	1 334	1 310	1 287	1 263	1 238	1 212	1 186
Амачна вода	25	918	907	897	887	876	866	856
Анілін	100	1 039	1 022	1 004	987	969	952	933
Ацетон	100	813	791	768	746	719	693	665
Бензин	100	767	751	735	717	699	681	660
Бензол	100	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловий спирт	100	824	810	795	781	766	751	735
Вода	100	1 000	998	992	983	972	958	943
Гексан	100	677	660	641	622	602	581	559
Дизельне паливо	100	–	860	–	–	–	–	–
Кальцій хлорид	25	1 239	1 230	1 220	1 210	1 200	1 190	1 180
Газ	100	830	819	808	795	781	766	751
Метиловий спирт	100	810	792	774	756	736	714	–
	40	946	935	924	913	902	891	880
Натрій хлорид	20	1 157	1 148	1 139	1 130	1 120	1 110	1 100
Пропиловий спирт	100	819	804	788	770	752	733	711
Сірчана кислота	75	1 689	1 669	1 650	1 632	1 614	1 597	1 580
Сірковуглець	100	1 293	1 263	1 233	1 200	1 165	1 125	1 082
Толуол	100	884	866	847	828	808	788	766
Хлороформ	100	1 526	1 489	1 450	1 411	1 380	1 326	1 280
Чотирихлористий вуглець	100	1 633	1 594	1 556	1 517	1 471	1 434	1 390
Етилацетат	100	924	901	876	851	825	797	768
Етиловий спирт	100	806	789	772	754	735	716	693
	40	947	935	923	910	897	885	872

Продовження додатка А

**ТАБЛИЦЯ А.5 – Основні фізико-хімічні властивості деяких газів і парів за нормальних умов
($T_0 = 273 \text{ К}$, $P_0 = 101,3 \text{ кПа} = 760 \text{ мм рт. ст.}$)**

№ пор.	Газ	Формула	Молекулярна маса, кг/кмоль	Густина, кг/м ³	Питома теплоємність, кДж/(кг · К)	
					c_p	c_v
1	Азот	N ₂	28,02	1,25	1,04	0,745
2	Аміак	NH ₃	17,03	1,771	2,24	1,67
3	Аргон	Ar	39,94	1,782	0,53	0,32
4	Ацетилен	C ₂ H ₂	26,04	1,171	1,68	1,35
5	Ацетон	C ₃ H ₆ O	58,1	2,59	1,566	–
6	Бензол	C ₆ H ₆	78,11	–	1,25	1,14
7	Бутан	C ₄ H ₁₀	58,12	2,673	1,91	1,73
8	Бутилен	C ₄ H ₈	56,12	2,5	1,53	–
9	Водень	H ₂	2,016	0,090	1,42	1,01
10	Повітря	–	28,95	1,293	1,01	0,72
11	Гексан	C ₆ H ₁₄	86,2	3,84	1,66	1,53
12	Гелій	He	4,0	0,179	5,28	3,18
13	Гептан	C ₇ H ₁₆	100,2	4,46	1,66	–
14	Діоксид азоту	NO ₂	46,0	–	0,804	0,62
15	Діоксид сірки	SO ₂	64,1	2,93	0,633	0,503
16	Діоксид вуглецю	CO ₂	44,0	1,98	0,838	0,654
17	Кисень	O ₂	32,0	1,429	0,913	0,654
18	Метан	CH ₄	16,0	0,72	2,23	1,70
19	Оксид вуглецю	CO	28,0	1,25	1,05	0,754
20	Пентан	C ₅ H ₁₂	72,2	–	1,72	1,58
21	Пропан	C ₃ H ₈	44,1	2,02	1,87	1,65
22	Пропілен	C ₃ H ₆	42,1	1,91	1,63	1,44
23	Сірководень	H ₂ S	34,1	1,54	1,06	0,804
24	Сірковуглець	CS ₂	76,1	3,39	0,67	0,563
25	Хлор	Cl ₂	70,9	3,22	0,482	0,355
26	Хлористий водень	HCl	36,45	1,64	0,78	0,556
27	Фтор	F ₂	38,0	1,695	0,83	0,60
28	Етан	C ₂ H ₆	30,1	1,36	1,73	1,45
29	Етилен	C ₂ H ₄	28,1	1,26	1,53	1,26
30	Етиловий спирт	C ₂ H ₆ O	46,1	2,043	1,21	1,07

Продовження таблиці А.5

Критична точка		Температура кипіння, $T_{кип}, ^\circ\text{C}$	Питома теплота випарюв. $r_{вип}, \text{кДж/кг}$	В'язкість за 0°C і $P_{абс} = 1 \text{ атм}, \mu \cdot 10^6, \text{Па} \cdot \text{с}$	Константа C в рівнянні (2.18)	№ пор.
$T_{кр}, ^\circ\text{C}$	$P_{кр}, \text{ата}$					
-147,1	33,8	-195,8	200	17	114	1
132,4	112,7	-33,4	1370	9,18	626	2
-122,4	48,5	-185,9	163	20,9	142	3
35,7	62	-83,66	–	9,35	198	4
235,5	47	56	565,7	6,6	198,2	5
288,5	48,3	80,2	393	7,2	–	6
152	37,8	-0,5	386	8,1	377	7
146,4	39,7	-6,3	407	7,2	–	8
-239,9	12,9	-252,7	454	8,42	73	9
-140,7	37,6	-195	196,3	17,3	124	10
234,7	30,2	68,7	378	6,1	295	11
-268	2,26	-268,9	19,5	18,8	78	12
266,9	27	98,4	375	5,65	297	13
158,2	100	21,2	712	–	–	14
157,5	77,8	-10,8	394	11,7	396	15
31,1	72,9	-78,2	574	13,7	254	16
-118,8	49,7	-183,0	213	20,3	131	17
-82,5	45,6	-161,6	511	10,3	162	18
-140,2	34,5	-191,5	212	16,6	100	19
197,1	33,0	36,1	360	8,7	–	20
96,8	43,0	-42,1	427	7,9	278	21
91,9	45,4	-47,7	440	8,35	362	22
100,4	90,1	-60,2	549	11,66	331	23
279	78,8	46,3	374,6	8,9	499	24
144,0	76,1	-33,8	306	12,3	351	25
51,4	82,7	–	–	13,3	360	26
-101	56,8	-188	172	22,5	–	27
32,1	48,8	-88,5	486	8,5	252	28
9,7	51,6	-103,7	482	9,4	225	29
243,1	63,7	78,3	921,8	8,5	407	30

Продовження додатка А

**ТАБЛИЦЯ А.6 – Фізичні властивості сухого повітря
за атмосферного тиску**

t , °C	ρ , кг/м ³	c_p , кДж/(кг · К)	$\lambda \cdot 10^2$, Вт/(м · К)	$\mu \cdot 10^6$, Па · с	$\nu \cdot 10^5$, м ² /с	Pr
-50	1,584	1,013	2,04	14,6	9,23	0,728
-40	1,515	1,013	2,12	15,2	10,04	0,728
-30	1,458	1,013	2,20	15,7	10,80	0,723
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	11,79	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,005	2,44	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	18,6	16,00	0,701
40	1,128	1,005	2,76	19,1	16,96	0,699
50	1,093	1,005	2,83	19,6	17,95	0,698
60	1,060	1,005	2,90	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,009	2,96	20,6	20,02	0,694
80	1,000	1,009	3,05	21,1	21,09	0,692
90	0,972	1,009	3,13	21,5	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	21,9	23,00	0,688
120	0,898	1,009	3,34	22,8	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	23,7	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,78	25,3	32,48	0,681
200	0,746	1,026	3,93	26,0	34,85	0,680
250	0,674	1,038	4,27	27,4	40,61	0,677
300	0,615	1,047	4,60	29,7	48,33	0,674
350	0,566	1,059	4,91	31,4	55,46	0,676
400	0,524	1,068	5,21	33,0	63,09	0,678
500	0,456	1,093	5,74	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	6,22	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	6,71	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	7,18	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	7,63	46,7	155,1	0,717
1000	0,277	1,185	8,07	49,0	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	8,50	51,2	199,3	0,722
1200	0,239	1,210	9,15	53,5	233,7	0,724

Продовження додатка А

ТАБЛИЦЯ А.7 – Динамічні коефіцієнти в'язкості води

Темпера- тура, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа · с (сП)	Темпера- тура, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа · с (сП)	Темпера- тура, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа · с (сП)
0	1,792	33	0,7523	67	0,4233
1	1,731	34	0,7371	68	0,4174
2	1,673	35	0,7225	69	0,4117
3	1,619	36	0,7085	70	0,4061
4	1,567	37	0,6947	71	0,4006
5	1,519	38	0,6814	72	0,3952
6	1,473	39	0,6685	73	0,3900
7	1,428	40	0,6560	74	0,3849
8	1,386	41	0,6439	75	0,3799
9	1,346	42	0,6321	76	0,3750
10	1,308	43	0,6207	77	0,3702
11	1,271	44	0,6097	78	0,3655
12	1,236	45	0,5988	79	0,3610
13	1,203	46	0,5883	80	0,3565
14	1,171	47	0,5782	81	0,3521
15	1,140	48	0,5683	82	0,3478
16	1,111	49	0,5588	83	0,3436
17	1,083	50	0,5494	84	0,3395
18	1,056	51	0,5404	85	0,3355
19	1,030	52	0,5315	86	0,3315
20	1,005	53	0,5229	87	0,3276
20,2	1,000	54	0,5146	88	0,3239
21	0,9810	55	0,5064	89	0,3202
22	0,9579	56	0,4985	90	0,3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0,3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0,3060
26	0,8737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0,8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899
31	0,7840	65	0,4355	99	0,2868
32	0,7679	66	0,4293	100	0,2838

Продовження додатка А

ТАБЛИЦЯ А.8 – Динамічні коефіцієнти в'язкості деяких рідин і водних розчинів залежно від температури

Середовище	Динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, мПа · с (сП) [*]								
	0 °С	10 °С	20 °С	30 °С	40 °С	50 °С	60 °С	80 °С	100 °С
Азотна кислота	1,05	0,92	0,80	0,72	0,64	0,57	0,50	0,39	0,35
Аміак рідкий	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	–	–
Аміачна вода, 25%-ва	–	1,72	1,3	1,05	0,855	0,71	0,6	0,42	0,32
Анілін	10,2	6,5	4,4	3,12	2,3	1,8	1,5	1,1	0,8
Ацетон	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17
Бензол	0,91	0,76	0,65	0,56	0,49	0,436	0,39	0,316	0,26
Бутан	0,207	0,191	0,174	–	0,146	–	–	–	–
Бутиловий спирт	5,19	3,87	2,95	2,28	1,78	1,41	1,13	0,76	0,53
Вода	1,79	1,31	1,0	0,80	0,656	0,55	0,47	0,357	0,284
Гексан	0,397	0,355	0,32	0,29	0,264	0,24	0,22	0,19	0,158
Гептан	–	–	0,414	0,373	0,338	0,308	0,281	0,241	0,209
Гліцерин, 50%-й	12,0	8,5	6,05	4,25	3,50	2,60	2,00	1,2	0,73
Дихлоретан	1,08	0,95	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,42	0,36
Етиловий спирт	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,70	0,59	0,435	0,326
« — « — « — «, 40%-й	7,14	4,39	2,91	2,02	1,48	1,13	0,89	0,60	0,44
Етилацетат	0,578	0,507	0,45	0,40	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21
Етиленгліколь	–	–	19,9	13,2	9,13	6,65	4,95	3,02	1,99
Ізопропанол	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38
Метилловий спирт	0,817	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,35	0,29	0,24
« — « — « — «, 40%-й	3,65	2,54	1,84	1,37	–	–	–	–	–
Мурашина кислота	–	2,25	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,68	0,54
Нітробензол	3,09	0,61	0,54	0,48	0,428	0,386	0,35	0,29	0,245
Оцтова кислота	–	–	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46
« — « — « — «, 50%-ва	4,35	3,03	2,21	1,7	1,35	1,11	0,92	0,65	0,5
Пентан	0,283	0,26	0,24	0,22	–	–	–	–	–
Розчин КСl, 20%-й	–	1,25	1,02	0,85	0,72	0,62	0,54	0,44	–
Розчин NaCl, 20%-й	2,67	1,99	1,56	1,24	1,03	0,87	0,74	0,57	0,46
Розчин KOH, 20%-й	–	–	1,63	1,33	1,11	–	–	–	–
Розчин NaOH, 40%-й	–	–	40,0	23,0	14,0	9,2	5,44	3,62	2,72
« — « — « — «, 20%-й	–	–	4,48	3,3	2,48	2,0	1,63	1,27	1,15
Сірковуглець	0,433	0,396	0,366	0,34	0,32	0,29	0,25	0,21	0,19
Сірчана кислота, 98%-ва	55,0	37,0	25,8	17,1	12,9	9,46	7,5	4,1	2,7
« — « — « — «, 75%-ва	30,0	20,0	13,9	10,6	8,1	5,9	4,6	2,8	1,9
« — « — « — «, 60%-ва	10,5	7,7	5,52	4,08	3,42	2,8	2,4	1,5	1,07
Соляна кислота, 30%-ва	–	2,1	1,7	1,48	1,3	–	–	–	–
Толуол	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,38	0,32	0,27
Хлорбензол	1,06	0,91	0,8	0,71	0,64	0,57	0,52	0,435	0,37
Хлороформ	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29
Чотирихлористий вуглець	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387

* Перерахунок коефіцієнта динамічної в'язкості в СІ: $1 \text{ мПа} \cdot \text{с (сП)} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Н} \cdot \text{с/м}^2$

Продовження додатка А

ТАБЛИЦЯ А.9 – Динамічні коефіцієнти в'язкості деяких водних розчинів

Розчинена речовина	Концентрація, % мас	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа · с (сП)				
		0 °С	20 °С	30 °С	40 °С	50 °С
NaOH	5	–	1,3	1,05	0,85	–
	15	–	2,78	2,10	1,65	–
	25	–	7,42	5,25	3,86	–
NaCl*	5	1,86	1,07	0,87	0,71	0,51
	15	2,27	1,86	1,07	0,89	0,64
	25	3,31	1,89	–	–	–
NaNO ₃	10	–	1,07	0,86	0,72	0,54
	20	–	1,18	1,03	0,86	0,62
	30	–	1,33	1,3	1,07	0,79
Na ₂ CO ₃	10	–	1,74	1,38	1,1	–
	20	–	4,02	2,91	2,25	–
	30	–	–	8,35	5,6	–
KOH	10	–	1,23	1,0	0,83	–
	20	–	1,63	1,33	1,11	–
	30	–	2,36	1,93	1,57	–
KCl	5	1,7	0,99	0,8	0,66	0,48
	15	1,58	1,0	0,83	0,69	0,52
	20	–	1,02	0,85	0,72	0,54
KNO ₃	5	1,68	0,98	0,8	0,66	0,49
	15	–	0,98	0,8	0,69	0,51
	30	–	–	0,89	–	–
NH ₄ NO ₃	10	1,58	0,96	0,79	0,66	0,5
	30	1,51	1,0	0,84	0,73	0,57
	50	–	1,33	1,14	0,99	0,77
MgCl ₂	10	2,8	1,5	–	–	–
	20	5,3	2,7	–	–	–
	35	19,3	10,1	–	–	–
CaCl ₂ **	10	2,17	1,27	–	–	–
	20	3,14	1,89	–	–	–
	35	8,9	5,1	–	–	–

* Див. також таблицю А.18.

** Див. також таблицю А.19

Продовження додатка А

ТАБЛИЦЯ А.10 – Значення $\sqrt{M \cdot T_{кр}}$ для деяких газів

Газ	M	$T_{кр}, K$	$\sqrt{MT_{кр}}$
Водяна пара	18	647	108
Повітря	29	132,7	61,9
Діоксид вуглецю	44	304	115,5
Азот	28	126	59,5
Кисень	32	154	70,2
Водень	2	33	8,13
Оксид вуглецю	28	134	61,4
Метан	16	190	55,1
Етилен	28	283	89,0
Етан	30	305	95,6
Пропан	44	370	128
Бутан	58	426	157
Пентан	72	470	184
Гексан	86	508	209

ТАБЛИЦЯ А.11 – Середні значення шорсткості стінок труб

Трубопроводи	e , мм
Труби сталеві суцільнотягнені й зварені за незначної корозії	0,2
Старі заржавлені сталеві труби	0,67 і вище
Труби з покрівельної сталі прооліфлені	0,125
Чавунні труби водопровідні, що були у вжитку	1,4
Алюмінієві технічно гладкі труби	0,015–0,06
Чисті суцільнотягнені труби з латуні, міді й свинцю; скляні труби	0,0015–0,01
Бетонні труби; якісна поверхня із затіркою	0,3–0,8
Бетонні труби; груба (шорсткувата) поверхня	3–9
Нафтопроводи за середніх умов експлуатації й паропроводи насиченої пари	0,2
Паропроводи, що працюють періодично	0,5
Повітропроводи стисненого повітря від компресора	0,8
Конденсатопроводи, що працюють періодично	1,0

Продовження додатка А

ТАБЛИЦЯ А.12 – Характеристика скрубєрних насадок із кілець і кускового матеріалу

Вид насадки	Розмір елемента насадки, мм	Кількість елементів в 1 м ³ об'єму, заповненого насадкою	Вільний об'єм, м ³ /м ³	Питома поверхня, м ² /м ³	Маса 1 м ³ насадки, кг
Кільця порцелянові	8 × 8 × 1,5	1 465 000	0,64	570	600
Кільця керамічні	15 × 15 × 2	250 000	0,70	330	690
	25 × 25 × 3	53 200	0,74	204	532
	35 × 35 × 4	20 200	0,78	140	505
	50 × 50 × 5	6 000	0,785	87,5	530
Кільця сталеві	35 × 35 × 2,5	19 000	0,83	147	–
	50 × 50 × 1	6 000	0,95	110	430
Гравій круглий	42	14 400	0,388	80,5	–
Андезит кусковий	43,2	12 600	0,565	68	1 200
Кокс кусковий	42,6	14 000	0,56	77	455
	40,8	15 250	0,545	86	585
	28,6	27 700	0,535	110	660
	24,4	64 800	0,532	120	600
Каталізатор синтезу аміаку в шматочках	6,1	5 200 000	0,465	960	2 420
Каталізатор конверсії СО в таблетках	$d = 11,5;$ $h = 6$	1 085 000	0,38	460	1 100
Каталізатор сірчаноокислотний (ванадієвий) у таблетках	$d = 11;$ $h = 6,5$	1 000 000	0,43	415	614

ТАБЛИЦЯ А.13 – Характеристика хордових насадок (дерев'яні рейки)

Переріз рейки	Розмір перерізу, мм	Відстань між рейками, мм	Відстань між рядами рейок, мм	Питома поверхня, м ² /м ³
Прямокутний	12,5 × 100	25,0	20	50
	12,5 × 100	12,5	20	75
	12,5 × 100	10,0	20	89
Трикутний	30 × 30 × 30	30	12,5	78

Продовження додатка А

**ТАБЛИЦЯ А.14 – Значення сталих c і m
для різних типів мішалок**

Тип мішалки	Геометрична характеристика			Значення сталих		Примітка
	H_0/d	D/d	h/d	c	m	
Дволопатова	2	2	0,36	111,0	1,0	$Re < 20$ $Re = 100-5 \cdot 10^4$
	3	3	0,33	14,35	0,31	
Дволопатова з лопатями під кутом 45°	3	3	0,33	4,05	0,2	
Чотирилопатова	3	3	0,33	8,52	0,2	
Чотирилопатова з лопатями під кутом 45°	3	3	0,33	5,05	0,2	
Чотирилопатова з лопатями під кутом 60°	3	3	0,33	6,3	0,18	
Якірна дволопатова	1,11	1,11	0,11	6,2	0,25	
Якірна чотирилопатова	1,11	1,11	0,11	6,0	0,25	Форма лопаті кругла
Пропелерна дволопатова з кутом нахилу $22,5^\circ$	3	3	0,33	0,985	0,15	
Пропелерна трилопатова	3,5	3,8	1	230,0	1,67	$Re < 30$ $Re < 3 \cdot 10^3$ $Re > 3 \cdot 10^3$
				4,63	0,35	
Турбінна трилопатова з вхідним отвором 37 мм	3	3	0,33	1,19	0,15	
Турбінна шестилопатова з напрямним апаратом	1,78	2,4	0,25	3,9	0,2	
				5,98	0,15	

ТАБЛИЦЯ А.15 – Поверхневий натяг рідин

Рідина	Температура, $^\circ\text{C}$	Поверхневий натяг $\sigma \cdot 10^3$, Н/м
Азот рідкий	-196	8,5
Кисень рідкий	-183	13,2
Маслинове масло	+20	32,0
Парафінове масло	+25	26,4
Скипидар	+15	27,3

Продовження додатка А

ТАБЛИЦЯ А.16 – Поверхневий натяг водних розчинів

Розчинена речовина	Температура, °С	Значення $\sigma \cdot 10^3$, Н/м, за різних концентрацій, % мас			
		5	10	20	50
Na ₂ SO ₄	18	73,8	75,2	–	–
NaNO ₃	30	72,1	72,8	74,4	79,8
KCl	18	73,6	74,8	77,3	–
KNO ₃	18	73,0	73,6	75,0	–
K ₂ CO ₃	10	75,8	77,0	79,2	106,4
NH ₄ OH	18	66,5	63,5	59,3	–
NH ₄ Cl	18	73,3	74,5	–	–
NH ₄ NO ₃	100	59,2	60,1	61,6	67,5
MgCl ₂	18	73,8	–	–	–

ТАБЛИЦЯ А.17 – Поверхневий натяг деяких рідин і водних розчинів залежно від температури

Речовина	Поверхневий натяг $\sigma \cdot 10^3$, Н/м							
	–20 °С	0 °С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Аміак рідкий	38	27	21,2	16,8	12,8	–	–	–
Анілін	–	45,4	42,9	40,6	38,3	36,0	33,7	31,4
Ацетон	28,7	26,2	23,7	21,2	18,6	16,2	13,8	11,4
Бензол	–	31,7	29,0	26,3	23,7	21,3	18,8	16,4
Бутанол	28,0	26,2	24,6	22,9	21,2	19,5	17,8	16,0
Вода	–	75,6	72,8	69,6	66,2	62,6	58,9	54,9
Гексан	22,6	20,5	18,4	16,3	14,2	12,1	10,0	7,9
Гліцерин, 50%-й	–	72,4	69,6	66,4	63,0	59,4	55,7	51,7
Дихлоретан	37,8	35,0	32,2	29,5	26,7	24,0	21,3	18,6
Етанол, 100%-й	25,7	24,0	22,3	20,6	19,0	17,3	15,5	13,4
Етилацетат	29,5	26,9	24,3	21,7	19,2	16,8	14,4	12,1
Етиленгліколь	–	–	46,1	–	42,2	–	38,2	–
Ізопропанол	24,7	23,2	21,7	20,1	18,5	17,0	15,5	14,0
Метанол, 100%-й	26,6	24,5	22,6	20,9	19,3	17,6	15,7	13,6
Нітробензол	–	46,4	43,9	41,4	39,0	36,7	34,4	32,2
Пентан	–	18,2	16,1	13,8	–	–	–	–
Сірковуглець	38,3	35,3	32,3	29,4	26,5	23,6	20,7	17,8
Толуол	33,0	30,7	28,5	26,2	23,8	21,5	19,4	17,3
Хлорбензол	38,4	36,0	33,6	31,1	28,8	26,5	24,1	21,8
Хлороформ	32,8	30,0	27,2	24,4	21,7	19,0	16,3	13,6

Продовження додатка А

ТАБЛИЦЯ А.18 – Фізичні властивості водних розчинів хлористого натрію за низьких температур

Вміст солі в розчині, % мас	Густина за t 15 °С, кг/м ³	Температура замерзання, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості $\mu \cdot 10^4$, Па · с					Коефіцієнт теплопровідності λ , Вт/(м · К)		
			0 °С	-5 °С	-10 °С	-15 °С	-20 °С	0 °С	-10 °С	-20 °С
0,1	1 000	0,0	17,66	–	–	–	–	0,5815	–	–
1,5	1 010	-0,9	17,85	–	–	–	–	0,5780	–	–
2,9	1 020	-1,8	18,05	–	–	–	–	0,5757	–	–
4,3	1 030	-2,6	18,25	–	–	–	–	0,5734	–	–
5,6	1 040	-3,5	18,44	–	–	–	–	0,5710	–	–
7,0	1 050	-4,4	18,74	–	–	–	–	0,5687	–	–
8,3	1 060	-5,4	19,13	23,05	–	–	–	0,5664	–	–
9,6	1 070	-6,4	19,62	23,74	–	–	–	0,5641	–	–
11,0	1 080	-7,5	20,21	24,43	–	–	–	0,5606	–	–
12,3	1 090	-8,6	20,80	25,21	–	–	–	0,5582	–	–
13,6	1 100	-9,8	21,48	26,09	–	–	–	0,5559	–	–
14,9	1 110	-11,0	22,37	27,17	33,45	–	–	0,5536	0,5187	–
16,2	1 120	-12,2	23,25	28,35	34,92	–	–	0,5513	0,5164	–
17,5	1 130	-13,6	24,33	29,72	36,79	–	–	0,5489	0,5140	–
18,8	1 140	-15,1	25,60	31,20	38,75	47,77	–	0,5466	0,5117	–
20,0	1 150	-16,6	26,88	32,77	40,81	50,13	–	0,5443	0,5094	–
21,2	1 160	-18,2	28,25	34,43	43,07	52,78	–	0,5420	0,5071	–
22,4	1 170	-20,0	29,63	36,40	45,62	55,82	68,67	0,5408	0,5059	0,4768
23,1	1 175	-21,2	30,41	37,47	47,09	57,49	70,44	0,5396	0,5047	0,4757
23,7	1 180	-17,2	31,39	38,55	48,66	59,35	–	0,5385	0,5036	–
24,9	1 190	-9,5	32,96	40,71	–	–	–	0,5361	–	–
26,1	1 200	-1,7	34,73	–	–	–	–	0,5338	–	–
26,3	1 203	0,0	35,02	–	–	–	–	0,5338	–	–

Продовження додатка А

ТАБЛИЦЯ А.19 – Фізичні властивості водних розчинів хлористого кальцію за низьких температур

Вміст солі в розчині, % мас	Густина за t 15 °С, кг/м ³	Температура замерзання, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості $\mu \cdot 10^4$, Па · с				Коефіцієнт теплопровідності λ , Вт/(м · К)			
			0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С	0 °С	-10 °С	-20 °С	-30 °С
0,1	1 000	0,0	17,76	–	–	–	0,5815	–	–	–
5,9	1 050	-3,0	19,82	–	–	–	0,5675	–	–	–
11,5	1 100	-7,1	22,96	–	–	–	0,5524	–	–	–
16,8	1 150	-12,7	27,66	43,65	–	–	0,5350	0,504	–	–
17,8	1 160	-14,2	28,74	45,13	–	–	0,5303	0,500	–	–
18,9	1 170	-15,7	29,92	46,70	–	–	0,5257	0,497	–	–
19,9	1 180	-17,4	31,20	48,46	–	–	0,5210	0,493	–	–
20,9	1 190	-19,2	32,77	50,72	–	–	0,5164	0,490	–	–
21,9	1 200	-21,2	34,43	53,27	86,13	–	0,5117	0,486	0,465	–
22,8	1 210	-23,3	36,20	56,11	90,15	–	0,5071	0,484	0,463	–
23,8	1 220	-25,7	38,16	59,25	94,76	–	0,5024	0,480	0,459	–
24,7	1 230	-28,3	40,22	62,69	99,96	–	0,4978	0,477	0,457	–
25,7	1 240	-31,2	42,58	66,81	105,7	148,1	0,4931	0,473	0,455	0,437
26,6	1 250	-34,6	45,22	70,83	111,7	158,9	0,4885	0,470	0,452	0,436
27,5	1 260	-38,6	48,07	75,24	118,5	171,7	0,4838	0,464	0,449	0,435
28,4	1 270	-43,6	51,21	80,25	126,9	188,4	0,4792	0,463	0,446	0,434
29,4	1 280	-50,1	54,94	86,33	137,9	212,9	0,4745	0,459	0,444	0,433
29,9	1 286	-55,0	56,90	90,45	143,9	225,6	0,4722	0,457	0,443	0,431
30,3	1 290	-50,6	58,86	93,29	149,6	238,4	0,4699	0,456	0,442	0,430
31,2	1 300	-41,6	63,37	100,6	161,9	265,9	0,4652	0,452	0,438	0,429
32,1	1 310	-33,9	68,28	108,7	176,3	307,1	0,4605	0,449	0,436	0,428
33,0	1 320	-27,1	73,87	117,3	191,9	–	0,4571	0,444	0,434	–
33,9	1 330	-21,2	80,15	127,2	210,0	–	0,4524	0,441	0,431	–
34,7	1 340	-15,6	86,52	138,1	–	–	0,4478	0,438	–	–
35,6	1 350	-10,2	93,20	151,9	–	–	0,4431	0,433	–	–
36,4	1 360	-5,1	100,9	–	–	–	0,4396	–	–	–
37,3	1 370	-0,0	109,2	–	–	–	0,4350	–	–	–

ДОДАТОК Б (інформаційний)

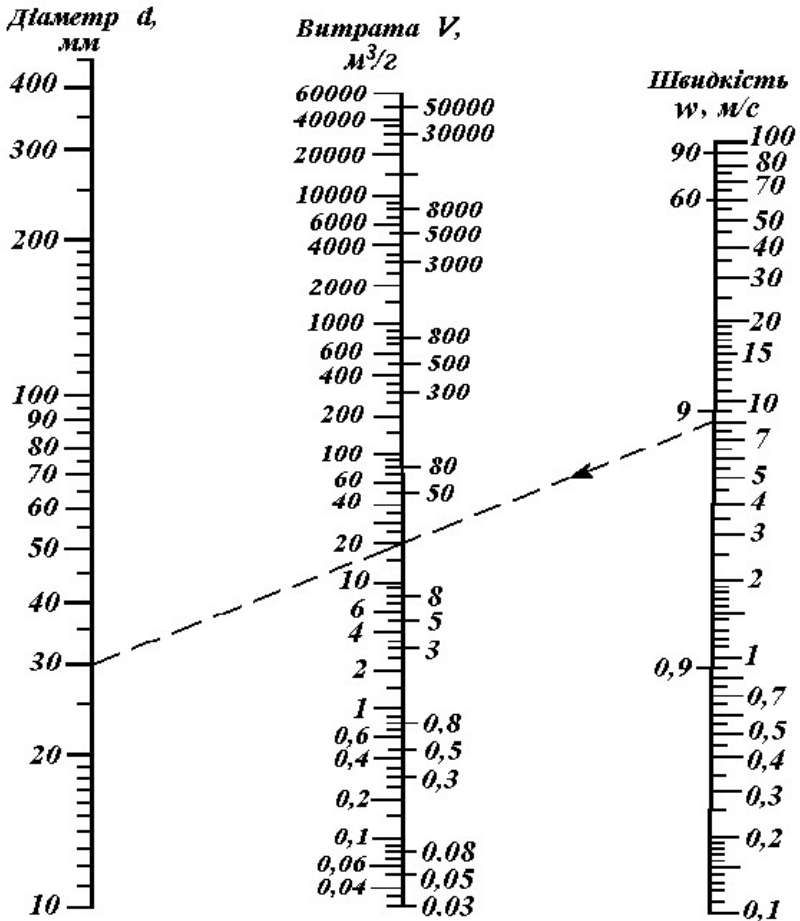


Рисунок Б.1 – Номограма для розрахунку діаметра трубопроводу
або об'ємної витрати середовища

Користування номограмою. 1 З'єднати прямою лінією точки, що визначають допустиму швидкість течії потоку в трубопроводі та об'ємну витрату середовища, продовжити пряму лінію до перетину її зі шкалою зліва. На перетині прямої лінії зі шкалою знайти діаметр трубопроводу. 2 Вибрати середню швидкість течії потоку середовища та діаметр трубопроводу та з'єднати точки прямою лінією. На перетині прямої із середньою шкалою визначити об'ємну витрату середовища. 3 Вибрати бажаний найближчий діаметр стандартної труби, поставити точку та з'єднати її прямою лінією з об'ємною витратою середовища, на перетині прямої лінії з правою шкалою визначити середню швидкість течії потоку в трубопроводі.

Продовження додатка Б

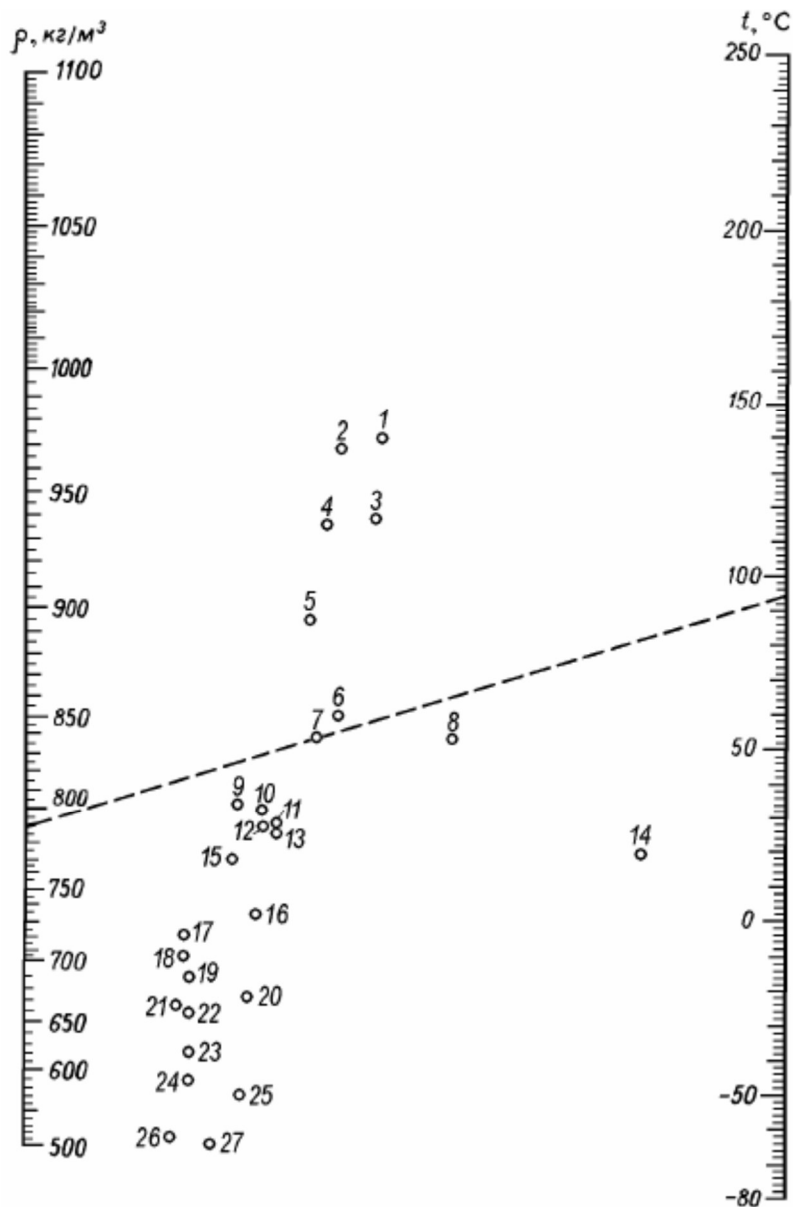


Рисунок Б.2 – Номограма для визначення густини деяких рідин залежно від температури

Продовження додатка Б

Пояснення та таблиця до номограми – рисунок Б.2

Номограма побудована на основі експериментальних даних. На ній наведені значення густин для 27 різних рідин залежно від температури.

Ключ до користування номограмою. Через точки, що відповідають заданому значенню температури та номеру рідини (див. таблицю), провести пряму до перетину зі шкалою значень густини середовища.

Рідина	Хімічна формула	Номер точки	мінімальна	максимальна
Аміак (100%-й)	NH_3	20	-77	50
Анілін	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	4	-6	184
Ацетилен	C_2H_2	25	-80	-20
Ацетон	$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$	13	-80	56
Бензол	C_6H_6	7	5	80
Гексан	C_6H_{14}	19	-80	68
Гептан	C_7H_{16}	18	-80	98
Діоксид вуглецю	CO_2	14	-30	40
Діетиловий ефір	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$	16	-80	34
Етан	C_2H_6	26	-80	-20
Етилацетат	$\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2$	6	-80	77
Етилен	C_2H_4	27	-80	-10
Етиловий спирт	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	12	-80	78
Ізоаміловий спирт	$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{OH}$	9	-80	132
Ізобутан	C_4H_{10}	23	-80	-11
Ізопентан	C_5H_{12}	22	-80	28
Масляна кислота	$\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2$	5	-5	164
Метиловий спирт	CH_3OH	11	-80	64
Октан	C_8H_{18}	17	-57	125
Оцтова кислота	CH_3COOH	3	16	118
Пентан	C_5H_{12}	21	-80	36
Пропан	C_3H_8	24	-80	42
Пропіловий спирт	$\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$	10	-80	97
Фенол	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	2	41	181
Хлорбензол	$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	1	-45	132
Хлористий метил	CH_3Cl	8	-80	-23
Циклогексан	C_6H_{12}	15	6	80

Продовження додатка Б

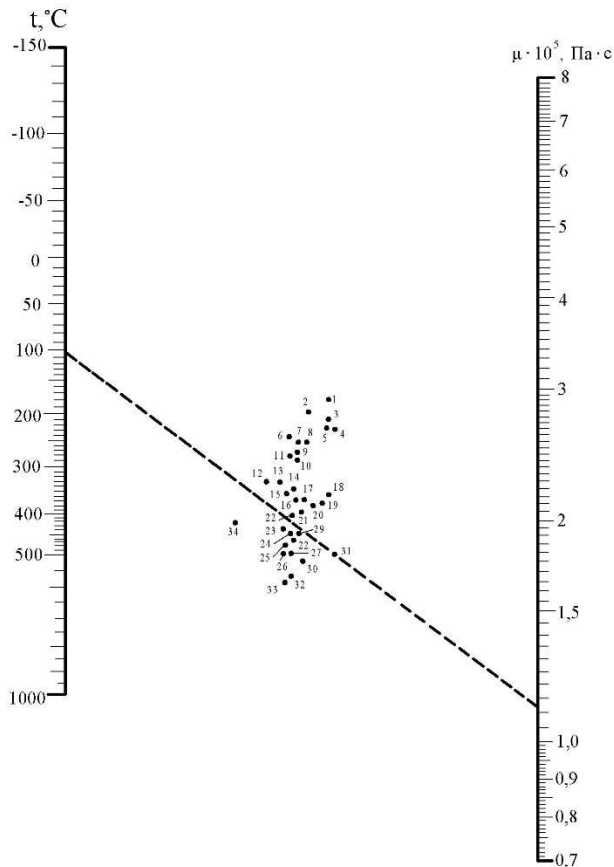


Рисунок Б.3 – Номограма для визначення в'язкості газів і пари

Речовина	Номер точки	Речовина	Номер точки	Речовина	Номер точки
Азот	4	Двоокис вуглецю	8	Фреон-12	18
Аміак	13	Закис азоту	7	Хлор	9
Ацетон	23	Кисень	1	Хлористий водень	6
Ацетилен	17	Метан	19	Хлороформ	14
Бензол	24	Метилловий спирт	15	Циклогексан	30
Бутан	28	Окис азоту	2	Чотирихлористий вуглець	16
Водень	31	Окис вуглецю	5	Етан	21
Водяна пара	12	Октан	33	Етилен	20
Повітря	3	Пентан	25	Етилацетат	24
Гексан	26	Пропан	29	Етиловий спирт	22
Дифенілоксид	32	Сірководень	11		
Двоокис сірки	10				

Продовження додатка Б

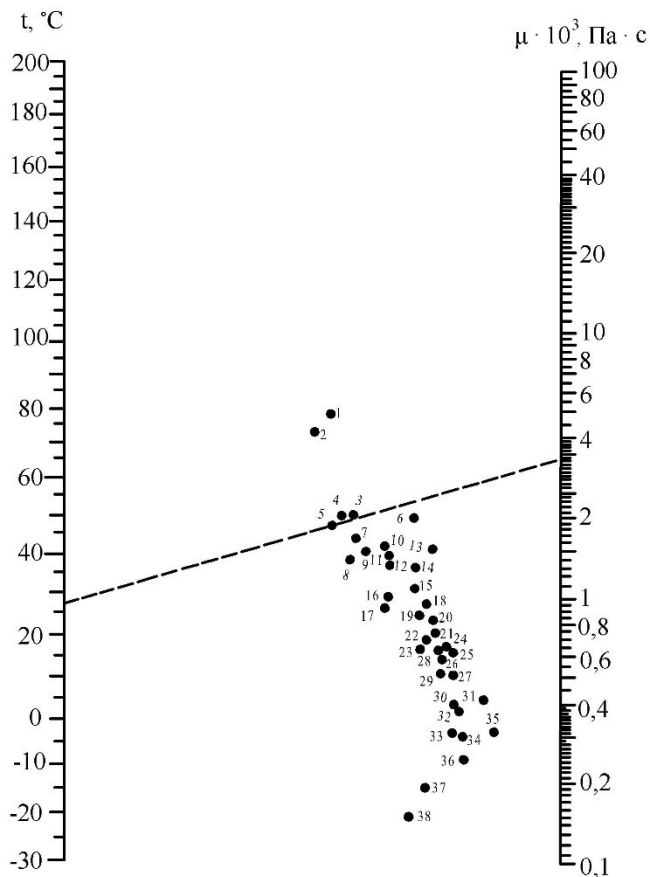


Рисунок Б.4 – Номограма для визначення в'язкості деяких рідин

Речовина	Номер точки	Речовина	Номер точки	Речовина	Номер точки
Аміак 25%-й р-н	12	Діоксид вуглецю	38	Оцтова кислота	15
Аміак 100%-й р-н	37	Діетилловий ефір	33	Пентан	34
Аміловий спирт	4	Етилацетат	29	Пропіловий спирт	9
Анілін	3	Етилбензол	21	Сірчана кислота 98%-ва	1
Ацетон	30	Етиленгліколь	2	Сірковуглець	31
Бензол	22	Етиловий спирт	16	Соляна кислота 30%-ва	13
Бутиловий спирт	7	Ізобутиловий спирт	5	Толуол	28
Вода	17	Ізопропіловий спирт	8	Хладон-11	27
Гас	10	Масляна кислота	14	Хладон-12	35
Гексан	32	М-ксилол	24	Хлорбензол	19
Дифеніл	6	Метилловий спирт	23	Хлороформ	25
Дихлоретан	20	Нітробензол	11	Чотиреххлористий вуглець	18

Продовження додатка Б

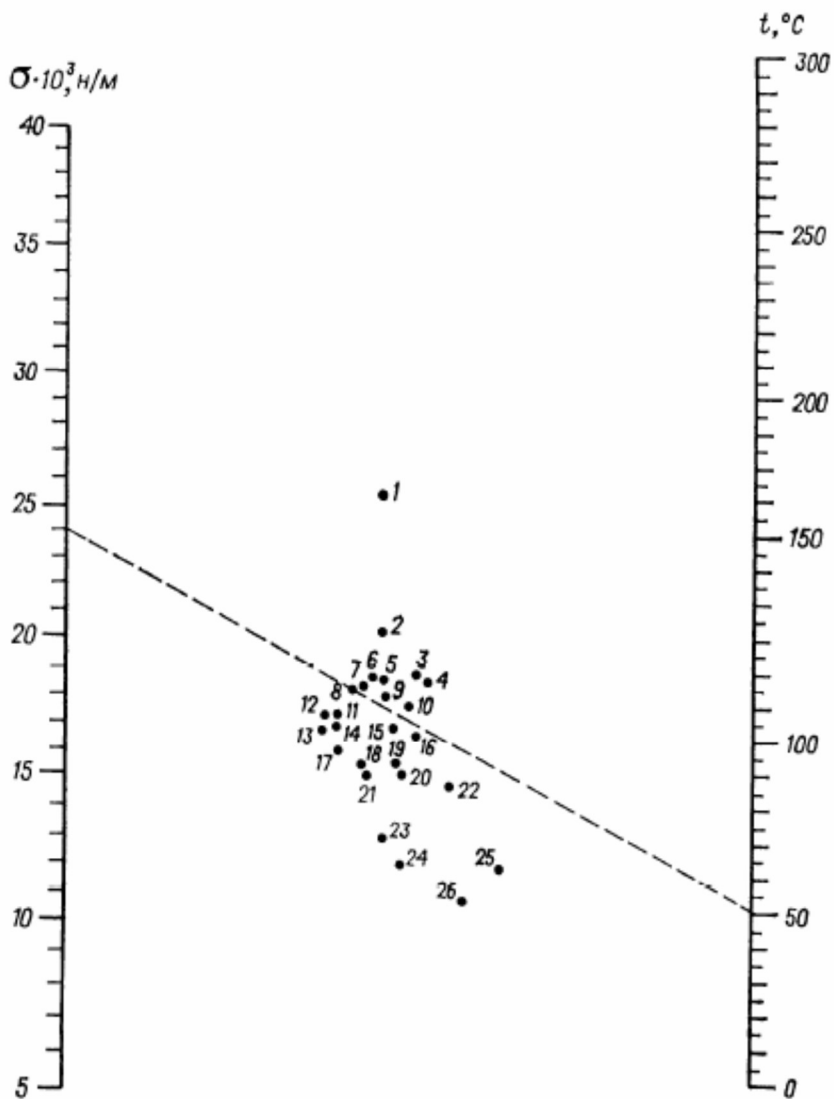


Рисунок Б.5 – Номограма для визначення поверхневого натягу деяких рідин залежно від температури

Продовження додатка Б

Пояснення та таблиця до номограми – рисунок Б.5

Номограма побудована за експериментальними даними.

Ключ до користування номограмою. Через точки, що відповідають заданим значенням температури й номеру рідини (див. табл.), провести пряму до перетину з лівою шкалою. Точка перетину визначає величину поверхневого натягу рідини.

Середовище	Хімічна формула	Номер точки	Діапазон температур, °С
Аміак (100%-й)	NH_3	25	-20-0
Анілін	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	1	0-184
Ацетон	$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$	20	0-56
Бензол	C_6H_6	10	5-80
Бутиловий спирт	$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$	11	0-117
Гексан	C_6H_{14}	23	0-68
Дихлоретан	$(\text{CH}_2\text{Cl})_2$	3	0-83
Діетиловий ефір	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$	24	0-34
Етилацетат	$\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2$	19	0-77
Етилбензол	C_8H_{10}	5	0-136
Етиловий спирт	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	17	0-78
Ізоаміловий спирт	$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{OH}$	12	0-132
Ізобутиловий спирт	$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$	13	0-108
М-ксилол	C_8H_{10}	6	0-139
Масляна кислота	$\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2$	8	0-164
Метиловий спирт	CH_3OH	18	0-64
Октан	C_8H_{18}	21	0-125
Оцтова кислота	CH_3COOH	7	16-118
Пропіловий спирт	$\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$	14	0-97
Сірковуглець	CS_2	4	0-46
Толуол	C_7H_8	9	0-110
Хлорбензол	$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	2	0-132
Хлористий метил	CH_3Cl	26	-20-0
Хлороформ	CHCl_3	16	0-61
Циклогексан	C_6H_{12}	22	6-80
Чотирихлористий вуглець	CCl_4	15	0-76

ПРЕДМЕТНИЙ ПОКАЖЧИК

- Абсорбери 34
Абсорбент 35
– витрата 36
Абсорбція 34
Адсорбери 34
Адсорбція 34
Аерація 34
Аератори 34
Азот, властивості 245, 248, 263
Акустична коагуляція 205
Алгоритм розрахунку 110, 141, 218
Алена формула 108
Аміак 23, 263, 264
Апарати 34, 148
– для нейтралізації 26
– для очищення газів 121, 149, 199
– для розділення суспензій 117
– комбіновані 198
– флотажні 34, 132
Аргон, властивості 249
Архімеда критерій 91, 109, 218
- Баланс
– енергетичний 25, 26, 69
– матеріальний 21, 22, 104
– тепловий 26, 35
Барабанні фільтри 187, 189, 190
Батарейний циклон 34, 150
Бернуллі рівняння 69, 70
Бутан, властивості 248, 263
- Вакуумні фільтри 180, 185
– безперервної дії 184
– періодичної дії 180
Відстоювання процес 34, 111, 114
Відстійники 12, 34, 104, 111, 117
Випарювання 34
Витрата середовища 62
– масова 22, 24, 26, 36, 62, 148
– об'ємна 62, 233
Вода 26, 52, 196, 247, 264
- Водяна пара 63, 263
В'язкість 44
– газів 44, 249, 263
– рідин 48, 264
– розчинів 49
- Газ ідеальний 41, 45
Газ (-и) 40
– властивості 41, 248
– вплив температури 41, 43
– вплив тиску 41, 43
– в'язкість 44, 249, 263
– густина 42, 248
– очищення 121, 149, 176, 198, 200
– рівняння стану 41
Газова суміш 41
– густина 42
– в'язкість 45
Галілея критерій 90, 91
Газоочисний апарат
– електроочисний 206
– інерційний 198, 199
– пінний 201
– пилоочисний 121, 149, 175, 199
– скрубєрний 34, 64, 200
Гексан, властивості 52, 248, 264
Геометрична подібність 82
Гідравліка 59
Гідравлічний опір
– у трубопроводах 70
– у зернистому шарі 71
– фільтрувальних перегородок 165
Гідротранспорт 222, 224
Гідродинаміка 61, 211
– потоку 61
– псевдозрідженого шару 211
Гідродинамічна подібність 88, 91
Гідромеханічні процеси 31, 34
Гідростатика 59
Гідростатичний тиск 60, 119
Гідроциклони 150

- Гравітаційне очищення 121
Гранулометричний склад 55, 101
- Дальтона закон 21, 23
Десорбція 34
Діаметр еквівалентний
– каналів 63, 66
– суміші частинок 55
Дробарка 34
- Ейлера критерій 88, 91
Електроочищення 206
– газів 206
– нафтопродуктів 208
Електрофільтр 34, 206
– пластинчастий 207
– трубчастий 207
Емульсія 100
– розділення у відстійниках 119
– розділення в сепараторах 160
Енергетичний баланс 25, 26, 69
Енергія 24
Ентальпія 25, 45
Ефективність
– перемішування 231
– процесу 16
- Закони
– Дальтона 21, 23
– енергетичного балансу 24
– матеріального балансу 21, 22
– основний кінетичний 21, 30
- Індекс
– перемішування 231
– продуктивності 144
Інерційне очищення 34
Інтенсивність
– апарата 15
– перемішування 230
– питома процесу 15
Іонообмін 34
Іонообмінники 34
- Кінетика 27
– осідання 106
Кінетичні рівняння 30, 165
– гідромеханічних процесів 31
– масообмінних процесів 32
– теплових процесів 32
– хімічних процесів 33
Киплячий шар 213
Кисень, властивості 248, 263
Клапейрона – Менделєєва рівняння 42
Коефіцієнт
– корисної дії мішалки 231
– масопередачі 32, 36
– опору (тертя) 71, 107, 233
– сферичності 56, 102, 110
– теплопередачі 32
– швидкості процесу 33
Колона абсорбційна 23
Конденсатор 34
Кристалізатор 34
Критерій
– Архімеда 90, 91, 109
– визначений 85
– Галілея 90, 91
– Ейлера 88, 91
– Ляценка 91, 111
– модифікований 85
– Ньютона 85, 91
– основний 85
– похідний 85
– Рейнольдса 88, 91
– Фруда 89, 91
- Ламінарний режим течії 65, 71
Лопатева мішалка 233, 236, 237
Ляценка критерій 91, 111
- Магнітне очищення 198, 204
Масова витрата 22, 24, 26, 36, 62, 148
Масообмінні процеси 32, 33
Масопередача 36
Матеріальний баланс 22, 23, 104
– потоків 23, 64

- Машина 13
- Механізм 12
- Механічне перемішування 82, 228
- Механічні процеси 33, 34
- Мішалки
 - гвинтові 236
 - лопатеві 233, 236, 237
 - пропелерні 133, 238
 - рамні 236, 237
 - турбінні 236, 238
 - шнекові 236, 237
 - якірні 236, 237
- Моделювання 78
 - математичне 79
 - фізичне 79
- Модифіковані критерії 89
 - Ейлера 234
 - Рейнольдса 90, 107, 230
- Мокре очищення газів 200
- Мокрий електрофільтр 206, 207

- Нав'є – Стокса рівняння 67, 68, 88
- Насадкові апарати
 - абсорбери 35
 - скрубери 64, 200
 - нафтовловлювач 120
- Неоднорідні системи 99
 - пилогазові 100, 121, 176, 199
 - рідинні 100
- Нерозривності потоку рівняння 64
- Нестационарний рух 61
- Нутч-фільтр 166, 170, 172, 180
- Ньютона
 - критерій подібності 85, 91
 - рівняння 44
 - теорема подібності 85

- Об'єм апарата 15, 33
- Об'єм газів 40
- Об'ємна
 - витрата середовища 36, 62, 233
 - продуктивність 113, 142, 172
- Осідання 103, 104, 106
 - вільне частинок 106
 - в стислих умовах 108
- Освітлення неоднорідних систем 116
- Очищення газів
 - акустичне 103, 205
 - відцентрове 137, 149
 - гравітаційне 103, 121
 - інерційне 103, 198
 - мокре 103, 200
 - фільтруванням 103, 176
 - електричне 103, 206

- Паливо 208
 - гас, властивості 247, 264
 - дизельне, властивості 247
- Пара водяна 63, 263
- Парціальний тиск 32
- Перемішування 34, 228
 - барботаже 229
 - ефективність 231
 - інтенсивність 230
 - механічне 229
 - режими 230
 - циркуляційне 229
- Перехідний режим течії 66
- Періодичний процес 18
- Піна 100, 130
- Пінний апарат 134, 201
- Пилоосаджувальний апарат
 - акустичний 205
 - відцентровий 148
 - гравітаційний 121
 - електричний 207
 - жалюзійний 34, 199
 - інерційний 199
 - насадковий 64, 200
 - поличного типу 121, 122
 - фільтраційний 176

- Питома
 - густина 46
 - поверхня 37, 56, 57
- Питомий об'єм 42, 43, 47
- Пневмотранспорт 213, 222, 223

- Подібності
 - індикатор 84
 - константи 82, 84
 - критерії 84, 91
 - теореми 83, 85, 86
- Поличний апарат
 - відстійник 118, 121
 - сепаратор 120
- Порозність зернистого шару 54, 216
- Пористість матеріалу 178
- Потужність мішалки 233
- Продуктивність апаратів і машин 15
 - відстійників 111
 - фільтрів 170, 172, 174
 - центрифуг 142
- Процеси 12
 - гідромеханічні 31, 34
 - масообмінні 32, 34
 - механічні 33, 34
 - неперервні 18
 - періодичні 18
 - теплові 31, 34
 - хімічні 32, 34
- Псевдозріджений шар 211, 213
- Псевдозрідження
 - однорідне 216
 - розрахунок швидкості 212, 217
- Рамні мішалки 236, 237
- Режими течії потоків 65
- Рейнольдса критерій 88, 91
- Ректифікація 32, 34
- Ректифікаційні колони 34
- Робота 24, 25
- Рівновага 21, 27
 - динамічна 21, 28
 - фазова 27, 29
- Рівняння
 - Бернуллі 69, 70
 - Ван-дер-Ваальса 43
 - критеріальні 86, 91
 - матеріального балансу потоку 63
 - Клапейрона – Менделєєва 42
 - нерозривності потоку 64
 - стану ідеальних газів 41
 - теплового балансу 26, 35
 - фільтрування 165
 - швидкості процесів 31
- Розділення неоднорідних систем 103
 - газових 121, 149, 175, 198
 - рідинних 103, 117, 151, 179
- Розчини 29
- Розрахунок
 - гідравлічного опору 70, 71
 - діаметра апарата 36, 37, 62, 117
 - площі відстійника 114, 115, 117
 - швидкості осідання 107, 109, 138
 - швидкості потоку 62, 65
- Рукавні фільтри 177
- Рушійна сила 19, 29, 31
- Сепаратори 34, 204
- Сепарація 204
- Системи 27, 99
 - газові 100
 - газорідні 100
 - неоднорідні 100
 - рідина – тверде тіло 100
- Сита 55, 101
- Ситовий аналіз 55, 101
- Скрубери 34, 35, 201
 - барботажний 201
 - насадковий 202
 - зрошувальний 202
 - пінний 202
 - порожнистий 201
 - форсунковий 201
- Статика процесу 27
- Стисле осідання 106
- Ступінь
 - видобування 16
 - поглинання 23
- Суспензія 100
 - густина 101
 - розділення у відстійниках 117

- у центрифугах 103, 153
 - у фільтрах 103, 180
- Сушарки 13, 34
- Температура 17
- вплив на гази 41, 42
- Теореми подібності 83, 85, 86
- Теорія подібності 80, 86
- Тепловий баланс 26, 35
- Теплові процеси 31, 34
- Теплообмінники 34
- Теплопередача 32, 229
- Теплота фазових переходів 51
- Тиск 17
- вплив на гази 41, 42
- Трубопроводи
- змочений периметр 63
 - еквівалентний діаметр 63
 - опір тертя 70
- Трубчастий електрофільтр 208
- Туман 100
- Турбінні мішалки 236, 238
- Турбулентний режим 66
- Умови
- однозначності 81
 - нормальні 41, 45
 - рівноваги 21, 27
- Установка 13, 130, 222
- визначення розмірів 33
 - неперервної дії 19
 - періодичної дії 18
 - циклічної дії 18
- Фаза (-и) 28
- газова 40
 - рідка 40, 108, 209
 - складна 28
 - тверда 40, 209
- Фазова рівновага 27, 29
- Фізичне моделювання 79
- Фіктивна швидкість середовища 213
- Фільтрат 164, 169
- Фільтри
- барабанні 186
 - безперервної дії 185
 - вакуумні 181, 185
 - дискові 189
 - періодичної дії 181
 - приклад розрахунку 173, 175
 - рукавні 177
 - стрічкові 185
- Фільтр-прес
- камерний 184
 - рамний 182
- Фільтрувальні перегородки 165
- волокнисті 165
 - зв'язані 164
 - керамічні 165
 - незв'язані 164
- Флокулянти 166
- Флотаційні
- машини 132
 - установки 130
- Флотація 126
- хвости 127, 131
- Фруда критерій 89, 91
- Фугат 138
- Хімічні процеси, швидкість 32, 33
- Центрифуга (-и) 137
- безперервної дії 144, 157
 - відстійна 137
 - періодичної дії 143, 153
 - підвісна 155
 - продуктивність 143, 146
 - сепараційна 161
 - триколонна 153
 - трубчаста 160
 - фільтрувальна 137
 - шнекова 159
- Центрифугування 137
- відстійне 137
 - фільтраційне 137
- Циклон

- батарейний 151
- груповий 151
- звичайний 150
- одиночний 150

Циклонний процес 149

Час

- осадження 113, 122
- перебування 113, 122
- фільтрування 171, 175
- фугування 142

Швидкість 30, 62

- винесення частинок 215, 218
- газів в апаратах 62
 - у трубопроводах 62
- осідання 107, 110, 139, 141
- процесу 30
- руху рідин в апаратах 62
- фільтрування 166

Якірні мішалки 236, 237

Електронне навчальне видання

Врагов Анатолій Петрович,
Михайловський Яків Емануїлович,
Юхименко Микола Петрович,
Острога Руслан Олексійович

Гідромеханічні процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв

Навчальний посібник

Друге видання, перероблене

За загальною редакцією Я. Е. Михайловського

Художнє оформлення обкладинки А. М. Юхименко
Редакторки: Н. М. Мажуга, О. Ф. Дубровіна
Комп'ютерне верстання Я. Е. Михайловського

Формат 60×84/16. Ум. друк. арк. 16,04. Обл.-вид. арк. 23,12.

Видавець і виготовлювач
Сумський державний університет,
вул. Харківська, 116, м. Суми, 40007

Свідоцтво про внесення суб'єкта господарювання до Державного реєстру видавців,
виготовлювачів і розповсюджувачів видавничої продукції ДК № 8193 від 15.10.2024.