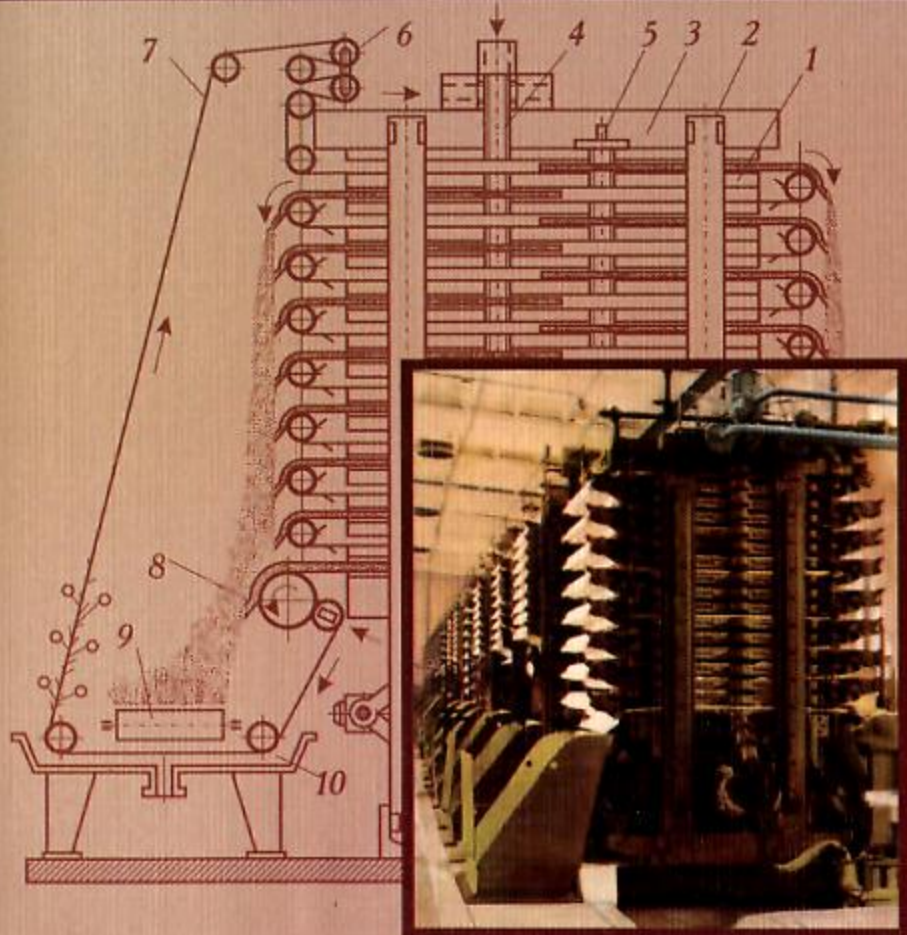


ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ І НАФТОПЕРЕРОБНИХ ВИРОБНИЦТВ



А.П.ВРАГОВ

**ГІДРОМЕХАНІЧНІ
ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ
ХІМІЧНИХ І НАФТОПЕРЕРОБНИХ
ВИРОБНИЦТВ**

Суми АЛАН-ЕКС 2003

ББК 35.11-5

В 81

УДК 66.01 + 66.011.665.6/7

Рекомендовано Міністерством освіти і науки України
як навчальний посібник для студентів вищих навчальних закладів,
що навчаються за спеціальністю “Обладнання хімічних виробництв та
підприємств будівельних матеріалів”
(гриф надано Міністерством освіти і науки України
лист № 14/18.2-2238 від 29.11.2002 р.)

Рецензенти:

кафедра хімічної техніки та промислової екології Харківського
державного технічного університету (зав. каф. д-р техн. наук, проф.
В.П.Шапорєв),
д-р техн. наук, проф. О.Р.Якуба

Рекомендовано до друку вченою радою
Сумського державного університету

Врагов А.П.

В 81 Гідромеханічні процеси та обладнання хімічних і нафто-
переробних виробництв: Навчальний посібник. – Суми:
Алан-Екс, 2003. – 232 с.
ISBN 966-96140-2-3

У даному посібнику розглянуті теоретичні основи гідромеханічних процесів хімічних і газо- нафтопереробних виробництв, а також принципи будови і роботи типових апаратів і машин, методи їх технологічних розрахунків. Він призначений для студентів денної та заочної форм навчання, які навчаються за напрямом “Інженерна механіка” за спеціальністю “Обладнання хімічних виробництв та підприємств будівельних матеріалів”. Може бути корисним студентам інших споріднених спеціальностей, а також інженерно-технічним працівникам хімічної, газо- та нафтопереробної промисловості.

Ілюстрацій – 79, таблиць – 14, бібліографічний список – 30 найменувань.

ББК 35.11-5

ISBN 966-96140-2-3

© А.П.Врагов, 2003

© Видавництво Алан-Екс, 2003

ЗМІСТ

Передмова	4
ЧАСТИНА ПЕРША	
ОСНОВНІ ВИЗНАЧЕННЯ І НАУКОВІ ОСНОВИ КУРСУ	
“ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ	
І НАФТОПЕРЕРОБНИХ ВИРОБНИЦТВ”	
Розділ 1	
Основні поняття і загальні закономірності процесів	9
Розділ 2	
Основні фізико-хімічні властивості речовин і їхнє визначення	35
Розділ 3	
Основи прикладної гідравліки	54
Розділ 4	
Моделювання процесів і апаратів, основи теорії подібності	67
ЧАСТИНА ДРУГА	
ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ	
Розділ 5	
Неоднорідні системи і методи їхнього розділення	88
Розділ 6	
Флотаційні методи розділення суспензій і пульп.....	112
Розділ 7	
Відцентрове розділення неоднорідних систем	122
Розділ 8	
Фільтраційне розділення та конструкції фільтрів	147
Розділ 9	
Ультрафільтрація та зворотний осмос	174
Розділ 10	
Комбіновані методи розділення неоднорідних систем	180
Розділ 11	
Процеси і техніка псевдозрідженого зернистого шару	192
Розділ 12	
Механічне перемішування у рідкому середовищі і конструкції мішалок	206
Список літератури	217
Додатки	219
Предметний покажчик	227

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

Лайнус Полінг,
двічі лауреат Нобелівської премії

ПЕРЕДМОВА

Фундаментальна інженерна наука, що вивчає теоретичні та інженерні основи процесів хімічної технології, а також будову, принципи роботи і методи технологічних розрахунків типового і нестандартного обладнання хімічних виробництв, традиційно називається “Процеси та апарати хімічної технології”. Принципи побудови курсу “Процеси та апарати ...”, а також класифікацію процесів хімічної технології вперше запропонував у 1897 р. видатний російський хімік Д.І.Менделєєв у книзі “Основи фабрично-заводської промисловості”.

Протягом багатьох десятиліть цілі покоління хіміків-технологів і механіків хімічних виробництв вивчали цю дисципліну за фундаментальним підручником А.Г.Касаткіна “Основні процеси та апарати хімічної технології”. Сьогодні ця книжка, не дивлячись на багатократні перевидання, стала практично недоступною для студентів з багатьох причин. За роки, що пройшли після останнього видання книжки, відбулися значні зміни як у розвитку самої дисципліни, так і в нових наукових і інженерних досягненнях щодо процесів хімічної технології і хімічної техніки. Тому виникла необхідність переглянути і 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.

За останнє десятиріччя, внаслідок створення нових незалежних держав, змінилися пріоритети в розвитку спеціальної освіти, практично повністю зупинилось надходження в Україну спеціальної технічної наукової і навчальної літератури. Крім того, закон про мову, що діє в Україні, зобов'язує викладати технічні дисципліни державною мовою. В умовах гострого дефіциту навчальної технічної літератури та відсутності коштів на її придбання, відсутності сталої технічної термінології, неготовності видавництв до видання технічної літератури українською мовою виникла гостра проблема, що примушує фахівців затрачати великі зусилля на підготовку нових навчальних посібників українською мові, в яких у стислій формі, але без шкоди для сутності, викладається необхідна наукова і навчальна інформація щодо світових досягнень науки і техніки в окремих спеціальних галузях виробництва і промисловості.

У навчальних планах підготовки бакалаврів, фахівців і магістрів зі спеціальності “Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів” навчальна дисципліна “Процеси і обладнання хімічної технології” займає провідне місце, оскільки вона є базовою для вивчення комплексу спеціальних дисциплін, що формують кваліфікаційний рівень фахівця. Курс “Процеси і обладнання ...” базується на фундаментальних наукових і практичних досягненнях людства у вивченні природничих наук і вимагає достатньо ємних знань в галузях фізики, хімії, математики, гідродинаміки, термодинаміки та ін. У курсі студенти додатково вивчають нові області знань, орієнтованих на використання їх у хімічній технології та техніці.

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

Метою даного навчального посібника є систематизація навчального матеріалу щодо гідромеханічних процесів та обладнання хімічних виробництв і надання методичної допомоги у вивченні спеціальної інженерної дисципліни студентам, що навчаються за спеціальністю 7.090220 та спеціалізуються в галузі процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв. Навчальний посібник може бути корисним і студентам, що спеціалізуються в галузі хімічних технологій неорганічних виробництв.

Навчальний посібник має два розділи: 1) основні положення та наукові основи курсу ПОХВ; 2) гідромеханічні процеси та обладнання. По суті посібник є першою частиною із трьох, що складають фундамент курсу процесів та обладнання хімічних, газо- і нафтопереробних виробництв.

Автор щиро дякує рецензентам проф. О.Р.Якубі та кафедрі хімічної техніки і промислової екології Харківського державного технічного університету (зав. кафедри, проф. В.П.Шапорев) за працю, пов'язану з рецензуванням рукопису, та за цінні зауваження і рекомендації, що сприяли покращенню змісту книги.

Розуміючи, що ця книга не позбавлена недоліків, автор буде щиро вдячний читачам за критичні зауваження, пропозиції і поради щодо поліпшення її якості і змісту.

Коли перераховані ... операції проводяться по декілька разів у взаємному зв'язку, то вся серія їх отримує назву процесу.

М.В.Ломоносов

ЧАСТИНА ПЕРША

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

ЗМІСТ

Розділ 1 Основні поняття і загальні закономірності процесів	9
1.1 Зміст і завдання курсу “Процеси та обладнання ...”.	
Основні поняття і визначення	9
1.2 Основні показники процесів і їхні характеристики.....	13
1.3 Основні закони, які використовують в курсі “Процеси та обладнання...”.	18
1.3.1 Закони збереження матерії і зміни її складу.....	18
1.3.2 Закони збереження і перетворення енергії.....	21
1.3.3 Закони фазової рівноваги в системі.....	24
1.4 Основний кінетичний закон (закон переносу маси та енергії).	
Класифікація процесів і апаратів.....	26
1.5 Загальні принципи розрахунку і визначення	
основних розмірів апарата.....	31
Розділ 2 Основні фізико-хімічні властивості речовин	
 і їхнє визначення.....	35
2.1 Основні поняття і визначення про природу речовин.....	35
2.2 Визначення основних фізико-хімічних властивостей речовин	37
2.2.1 Властивості газів і газових сумішей.....	37
2.2.2 Властивості рідин і їхніх сумішей.....	42
2.2.3 Властивості твердих тіл, зернистих матеріалів і порошків.....	48
Розділ 3 Основи прикладної гідравліки.....	54
3.1 Основний закон гідростатики	54
3.2 Гідродинаміка потоку в’язкої рідини	56
3.2.1 Основні характеристики динаміки потоків	56
3.2.2 Рівняння нерозривності (матеріального балансу) потоку	58
3.2.3 Режими течії потоків рідини	60
3.3 Рівняння руху рідини (Нав’є-Стокса), фізичне значення	
складових рівняння.....	61
3.4 Енергетичний баланс потоку для реальної рідини	
(рівняння Бернуллі)	63
3.5 Опір тертя в трубопроводах і апаратах	65
Розділ 4 Моделювання процесів і апаратів,	
 основи теорії подібності.....	67
4.1 Моделювання як метод дослідження процесів і апаратів	67
4.2 Умови подібності фізичних явищ, умови однозначності	69
4.3 Подібність фізичних процесів, індикатори і критерії подібності.	
Теореми подібності	72
4.4 Алгоритм подібного перетворення диференціального	
рівняння процесу в критеріальне.....	75
4.5 Критерії гідродинамічної подібності та їх фізичний зміст.	
Невизначені і визначені критерії подібності.....	76
4.6 Критеріальні рівняння гідродинамічних процесів	80
4.7 Методи опрацювання результатів дослідів і одержання	
функціональних і критеріальних рівнянь	81

РОЗДІЛ 1

ОСНОВНІ ПОНЯТТЯ І 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 необхідно?*
- ◆ *Розрахувати апарат - це не так просто!*

1.1 Зміст і завдання курсу “Процеси і обладнання...” Основні поняття і визначення

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

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 в результаті низки послідовних механічних операцій перетворюється в потрібну деталь. У гірничодобувній промисловості добута руда піддається механічній переробці: подрібнюванню, просіюванню, сортуванню, поділу на класи, збагаченню і т.п. Такі та інші подібні операції відносять до **механічної** технології, при використанні якої первинні або вторинні матеріали зазнають примусової механічної обробки.

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

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

За визначенням акад. М.М.Жаворонкова “...**технологія** - це наука про найбільш економічні методи і процеси переробки сирих матеріалів у предмети споживання і засоби виробництва”.

Існує величезна кількість спеціальних галузевих технологій, що забезпечують переробку сировини і мінеральних ресурсів у різноманітні матеріали, напівфабрикати, корисні речі, речовини, а також виробництво різноманітних продуктів, готових виробів, предметів побуту, машин та обладнання, енергоносіїв і засобів забезпечення і охорони життєдіяльності та інші. Як приклад, можна назвати технології машинобудування, промислового і 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, газо- та нафтопереробними технологіями** для переробки сировини і різноманітних речовин у напівпродукти і 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 місткісного типу, яке заповнене різними пристроями і призначене для проведення одного або декількох специфічних технологічних процесів при переробці робочих середовищ (наприклад, одноярусний відстійник, фільтрувальний апарат, випарний апарат та інші).

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

Машина – з'єднання рухомих і нерухомих деталей, вузлів і механізмів, призначених для виконання окремих операцій і процесів за допомогою перетворення механічної, гідравлічної або електричної енергії в корисну роботу (наприклад, відстійно-шнекова центрифуга, вихоровий 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 та забезпечує функціонування складного агрегату для випуску готової продукції. До устаткування слід відносити трубопроводи, регулюючу та запірну арматури, контрольно-вимірювальні прилади та інше.

Сучасні промислові технології охопили усі види діяльності людського суспільства і пов'язані з техногенним впливом виробничої діяльності на природу та навколишнє середовище.

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

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

Враховуючи викладене, зазначимо, що навчання фахівців за спеціалізаціями, пов'язаними з обладнанням для хімічних і нафтопереробних технологій, вимагає також викладання цілого ряду додаткових дисциплін, знання яких давали б фахівцям можливість грамотно вирішувати не тільки виробничі проблеми, а й завдання захисту навколишнього середовища, що на сьогодні є головними соціально-економічними, народногосподарськими і науково-технічними проблемами сучасності.

Курс “Процеси і обладнання ...” є спеціальною провідною навчальною дисципліною, у 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 і 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 [10], чл.-кор. АН П.Г.Романкова [22], проф. Н.І.Гельперина [4, 5], акад. В.В.Кафарова, проф. В.Б.Когана [11], акад. О.М.Кутепова, проф. О.М.Плановського [17, 18] та ін.

Серед закордонних вчених, що зробили вагомий внесок у розвиток науки про процеси та апарати, відомі своїми працями Мак-Адамс, Дж.Перрі [16], Я.Циборовський [29], Т.Шервуд [30], С.Бретшнайдер [1], Т.Хоблер та ін.

Курс “Процеси і обладнання ...” базується на знаннях, отриманих студентами в курсах математики, фізики, основ технічної механіки, загальної і фізичної хімії, матеріалознавства гідравліки, теплотехніки, та багатьох інших.

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

Курс “Процеси і обладнання ...” завершує загальноінженерну підготовку студентів і є базовим для вивчення фахових та профільних спеціальних навчальних дисциплін, для виконання випускних робіт бакалаврів, магістрів та спеціалістів, курсового і дипломного проектування, для самостійної інженерної діяльності.

1.2 Основні показники процесів і їхні характеристики

Для промислової реалізації технологічного процесу потрібні такі основні умови: 1) матеріали і сировина, що піддаються переробці; 2) енергетичні ресурси (електроенергія, вода, технологічний пар, газ); 3) обладнання - апарати, машини, 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 і технічних виробів – одиниць за місяць, одиниць за 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 даного процесу. Частіше усього 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 в 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 і 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 набувати різноманітних, але реально визначених величин за умов, що супроводжують хід процесу.

Інтенсифікація процесу в апараті досягається добором оптимальних параметрів режиму, зміною напрямків руху середовищ і поліпшенням конструкції апарата. При підвищенні інтенсивності проходження процесу може бути збільшена продуктивність агрегату, установки або цеху при тій самій кількості апаратів, або зменшена кількість працюючих апаратів, можуть бути знижені експлуатаційні та енергетичні витрати. Іntenсифікуючи виробничі процеси або роботу

апаратів і агрегатів, на тому самому обладнанні можна одержати більший обсяг продукції.

До основних показників виробничого процесу відносять також витрати матеріальних і енергетичних ресурсів.

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

Витрати енергоресурсів – електроенергії, водяної пари, палива, газу визначаються на основі теплових (енергетичних) балансів. Зниження енергетичних витрат досягається добором оптимальних параметрів процесу і 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 і технічний рівень виробництва в цілому.

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

$$\beta = \left(\frac{\sum_{i=1}^n M_i}{\sum_{j=1}^k M_j} \right) \cdot 100, (\%) , \quad (1.1)$$

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 одержують 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, при цьому

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

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 переробки, $C_i = M_{ki} / M_{ni}$.

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

До основних показників процесу відносять **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 і їхній характер (наявність або відсутність перемішування, присутність або відсутність каталізатора та інше).

Агрегатний (фазовий) стан речовин, що переробляються, визначає не тільки швидкість їхньої взаємодії в технологічному процесі, але технологічні і 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 відносять до низько- та високотемпературних, ендо- та екзотермічних.

Концентрація визначає вміст кожної речовини у 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 під розрідженням (вакуумом), при атмосферному, підвищеному або високому тиску.

Енергетичний вплив (енергетичне діяння), пов'язаний з додатковим підведенням в 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 і циклічні процеси.

Періодичний процес характеризується тим, що різноманітні його стадії здійснюються в одному і тому самому апараті, але в різні проміжки часу, тобто періодичний процес характеризується **єдиним місцем** проведення окремих стадій процесу при зміні 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 витратами часу на проведення підготовчих операцій у період завантаження і розвантаження обладнання. Автоматизація періодичних процесів дуже утруднена, тому що показники керованих режимних параметрів змінюються як по висоті та об'єму апарата, так і протягом усього періоду проходження процесу.

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

Неперервні 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 – неперервно.

Циклічними називають процеси, що проходять в апараті послідовно, змінюючи один одного через визначені проміжки часу (цикли). Наприклад, процес поглинання (адсорбції) парів летучих розчинників із пароповітряної суміші в стаціонарному адсорбері складається з окремих стадій, які послідовно проходять в установці і 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 і зміни параметрів робочого середовища неперервно діючі апарати поділяють на три групи: апарати повного витискування, повного змішування та апарати проміжного типу.

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

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

У апараті **повного змішування** відбувається повне і швидке змішування потоків середовищ, які надходять до апарата з речовиною, що

знаходиться в ньому. У такому апараті температури і концентрації змішуваних речовин швидко стабілізуються і досягають кінцевих значень.

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

На рис. 1.1, як приклад, показаний апарат повного змішування та характер зміни температури речовини, що нагрівається, а також зміна локальної рушійної сили процесу в ньому по висоті. Потік середовища, яке надходить в апарат знизу і нагрівається, через патрубок 1 за допомогою мішалки швидко змішується з нагрітими об'ємами речовини і 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 із нього значно відрізняються між собою.

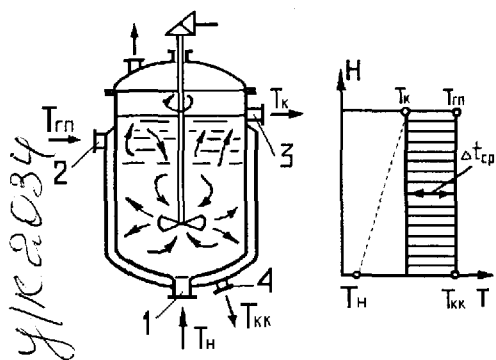


Рисунок 1.1 - Характер зміни температури середовища, що нагрівається, в апараті повного змішування:

T_n , T_k - початкова і кінцева температура середовища, що нагрівається; $T_{гр}$, $T_{кк}$ - температура водяної пари та конденсату відповідно; $\Delta t_{ср}$ - середня рушійна сила процесу; 1- подача сировини; 2 – вхід пари; 3 - відведення продукту; 4 – відведення конденсату

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 випадку більша, ніж в апаратах повного змішування, але менша, ніж в апаратах повного витискування.

Контрольні запитання

1 Дайте визначення понять "операція", "процес" та "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?

Сумський державний університет
БІБЛІОТЕКА

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 неперервними процесами, апаратами та установками?

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

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

1.3 Основні закони, які використовують в курсі “Процеси та обладнання ...”

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.

Найбільш часто в курсі “Процеси і обладнання ...” використовуються такі основні закони і принципи:

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

2 Закони термодинаміки (закони збереження і перетворення енергії).

3 Закони фазової рівноваги (статичної, динамічної і хімічної) в гомогенних системах.

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

5 Принципи моделювання і масштабного переходу.

1.3.1 Закони збереження матерії і зміни її складу

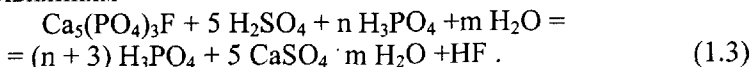
Кількісні закони хімії, які відкрили М.В.Ломоносов, А.Лавуазьє, Д.Дальтон, І.Ріхтер та інші, установлюють зв'язок між будовою і складом вихідних хімічних сполук, і пов'язані зі змінами їхнього складу, що відбуваються в результаті хімічних і фізико-хімічних взаємодій і перетворень.

Відповідно до закону збереження матерії в природі і техніці мають місце такі перетворення, при 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 і фосфорної кислот.

Реакція розкладення апатиту на кінцеві продукти проходить за сумарним рівнянням



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

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

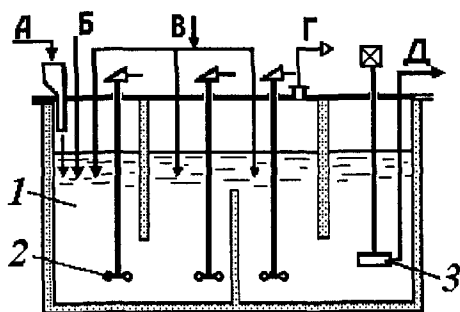


Рисунок 1.2 - Схема матеріальних потоків у процесі одержання екстракційної фосфорної кислоти (ЕФК):

А - апатит; Б - ЕФК; В - сірчана кислота; Г - гази; Д - пульпа ЕФК і фосфогіпсу;

1 - екстрактор; 2 - мішалка; 3 - заглибний насос

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 – масова частка 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.

Таким чином, склавши систему рівнянь матеріальних балансів (1.4) - (1.7), розглянувши хімізм процесів, можна врахувати всі зміни мас або масових витрат, що мають місце у 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 у назавжди визначеному масовому співвідношенні і 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 при утворенні води (H_2O) у масовому співвідношенні $M_{O_2} : M_{H_2} = 16:2 = 8$; для вуглецю, що реагує з воднем при утворенні метану (CH_4), відношення мас вуглецю з воднем завжди відповідає рівнянню $M_C : M_{H_4} = 12:4 = 3$; при утворенні ацетилену завжди справедливе співвідношення $M_{C_2} : M_{H_2} = 24:2 = 12$.

Закон еквівалентних співвідношень встановлює, 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 при атмосферному тиску із газоповітряної суміші поглинається водою аміак в кількості $\Delta M_a = 162$ кг/годину, при цьому отримують водний розчин аміаку у воді концентрацією $X_a = 0,085$ кг/кг води, ступінь поглинання аміаку водою складає $\psi_a = 92\%$, при цьому концент-

рація аміаку в газоповітряній суміші на виході із колони складає $Y_{ак}=0,02$ кг/кг суміші. Визначити: 1) кількість отриманого водного розчину аміаку після колони; 2) масову витрату газоповітряної суміші на вході до колони; 3) концентрацію аміаку в газовій суміші на вході до колони; 4) відносну масову концентрацію аміаку, кисню та азоту в газоповітряній суміші на вході до колони.

Розв'язання. Задача розв'язується за допомогою рівнянь матеріальних балансів.

1 Визначимо кількість отриманого водного розчину аміаку із рівняння матеріального балансу щодо аміаку $\Delta M_a = G_p X_a$,

де G_p – масова витрата води, кг/год; ΔM_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) $\psi = (M_{на} - M_{ка}) / M_{на}$,

де $M_{на}$, $M_{ка}$ – масова витрата аміаку на вході і виході колони відповідно.

Підставимо $0,92 = \Delta M_a / M_{на}$ та знайдемо $M_{на} = 162 / 0,92 = 176,1$ кг/год.

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

3 Визначимо масову витрату газової суміші, що виходить із абсорбера

$$M_{гс} = M_{ка} / Y_{ак} = 14,1 / 0,02 = 705 \text{ кг/год.}$$

4 Визначимо масову витрату газової суміші на вході до абсорбера

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

5 Відносна масова концентрація аміаку в початковій газовій суміші

$$Y_{ан} = M_{на} / M_{гс} = 176,1 / 867 = 0,203 \text{ кг аміаку/кг газової суміші.}$$

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

$$M_{пс} = M_{вгс} (1 - Y_{ан}) = 867 (1 - 0,203) = 691 \text{ кг/год,}$$

в тому числі щодо кисню $M_{O_2} = M_{пс} \cdot Y_{O_2} = 691 \cdot 0,231 = 159,6$ кг/год,

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

де Y_{O_2} , Y_{N_2} – масова частка кисню та азоту в повітряній суміші.

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

кисню $Y_{O_2} = (1 - 0,203) \cdot 0,231 = 0,184$ кг/кг суміші;

азоту $Y_{N_2} = (1 - 0,203) \cdot 0,769 = 0,613$ кг/кг суміші.

1.3.2 Закони збереження і перетворення енергії

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

Кількісною мірою руху матерії є **енергія**. Перехід енергії, обумовлений рухом мікрочасток, викликає зміну температури і 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 передачі руху є **робота**.

Робота і 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,

$$\sum_1^n Q_{\text{ні}} = \sum_1^m Q_{\text{к}j}, \quad (1.8)$$

де $Q_{\text{ні}}$ - сумарні кількості енергії, підведеної і виділеної в процесі (прибуткова частина); $Q_{\text{к}j}$ - сумарні кількості енергії, відведеної в тому самому процесі (видаткова частина).

Енергетичні (теплові) 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. При складанні 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

$$Q_{\text{н}} = G_{\text{н}} \cdot c \cdot t_{\text{н}} = G_{\text{н}} \cdot I_{\text{н}},$$

де $G_{\text{н}}$ - масова витрата теплоносія, кг/с ; c - теплоємність речовини; $t_{\text{н}}$ - початкова температура, $^{\circ}\text{C}$; $I_{\text{н}}$ - 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, у який подається холодна вода і з нього виводиться нагріта вода. Із апарата виводяться нейтралізовані стічні води.

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 навколишнє середовище.

У процесі нейтралізації також виділяється тепло реакції $Q_{\text{р}}$, за допомогою мішалки в систему підводиться частина енергії, еквівалентна кількості тепла $Q_{\text{м}}$, через стінки реактора втрачається частина тепла в кількості $Q_{\text{п}}$.

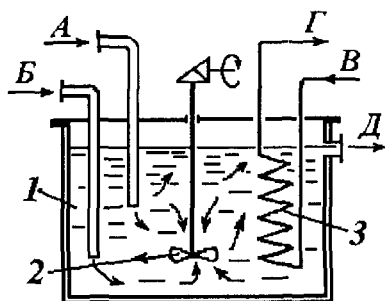


Рисунок 1.3 - Схема теплових потоків у процесі нейтралізації кислих стоків:

1 - корпус реактора; 2 - мішалка; 3 - теплообмінник

Статті надходження і витрат тепла (енергії) подані в табл.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				$Q_{рн}$
4 Тепло, еквівалентне роботі, витраченої на перемішування				Q_m
5 Тепло, що надходить з холодною водою (В)	$t_{вн}$	G_v	$C_{вн}$	$Q_{вн}$
Разом підводиться	$Q_{ні} = Q_{ан} + Q_b + Q_{рн} + Q_m + Q_{вн}$			
СТАТТІ ВИТРАТ ТЕПЛА				
1 З теплою водою (Г)	$t_{вк}$	G_v	$C_{вк}$	$Q_{вк}$
2 З нейтралізованими стоками (Д)	$t_{дк}$	G_d	$C_{дк}$	Q_d
3 Втрати				Q_p
Разом витрачається	$Q_{кј} = Q_{вк} + Q_d + Q_p$			

Необхідно підкреслити, що зміну локальних поточних величин внутрішніх матеріальних і теплових потоків у різних перерізах апарата та у різних апаратах можна виявити при одночасному розгляді і розв'язанні рівнянь матеріальних і теплових балансів. За цих самих умов можна також визначити витрати охолоджуючого теплоносія, температури кінцевих продуктів, потребу в додатковому підведенні тепла або енергії для успішного проведення даного процесу та ін.

Рівняння матеріальних і теплових (енергетичних) балансів лежать в основі вивчення і розрахунку будь-якого технологічного процесу і відповідного йому апарата, вони ж дають можливість установити шляхи скорочення втрат матеріалів і енергії і 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 знаходяться 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 **статика** процесу, розрахунок і аналіз якої дозволяють визначити напрямок і можливі границі, в межах яких може проходити процес.

Один із найважливіших законів термодинаміки констатує, що реальний процес проходить завжди в напрямку досягнення рівноважного стану. Якщо система не знаходиться в рівновазі, то в ній відбуваються процеси, напрямком і швидкістю 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 і 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 при деяких змінах параметрів стану. Прикладом метастабільної системи є переохолоджений розплав, що при найменшому неконтрольованому впливі із-зовні (влученні порошин, рухові повітря, поштовху) у будь-який момент може затвердіти.

Система, що не обмінюється речовиною зі своїм оточенням, називається **замкненою**, при цьому вона знаходиться в стані статичної рівноваги, нерухома і дуже стійка, не змінює свого стану з часом. Замкнута система з незмінними параметрами може знаходитися дещо в стані умовного спокою на макрорівні статичної рівноваги, та у той самий час усередині системи на мікрорівні відбуваються безперервні зміни параметрів, тому що в природі матерія завжди знаходиться в

постійному русі. Такий стан системи називають **динамічно рівноважним**.

У більшості фізико-хімічних процесів відбуваються міжфазові взаємодії речовин, при цьому, як правило, фази розділені між собою міжфазовою границею.

Фазою називають однорідну частину системи, відділену від інших її частин міжфазовою границею, при цьому фазу можна механічними способами відокремити від інших фаз. Фази бувають простими – однокомпонентними і складними – багатокомпонентними, при цьому 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 встановлюється стан **динамічної** рівноваги, тобто такий стан, коли швидкості прямого та оберненого процесів перенесення чисельно вирівнюються. Подібне явище має місце при хімічній рівновазі, коли швидкості 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 знаходяться мікрозародки кристалів.

Динамічна рівновага (фізична, фізико-хімічна, хімічна або біологічна) характеризується рядом загальних та індивідуальних ознак: властивості системи сталі; 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 із використанням фізико-хімічних і хімічних процесів, впливати на цілеспрямовану зміну окремих параметрів системи можна тільки на основі знань та положень законів хімії і 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 в напрямку досягнення рівноваги, тобто нерівноважна система намагається повернутися до рівноважного стану.

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

Розглянемо двофазну систему сіль - вода. Якщо в 100 г розчину при даній температурі розчинено X г солі, а в 100 г насиченого розчину при такій самій температурі знаходиться X_n г солі, то рушійна сила процесу дорівнює

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

При позитивному значенні величини рушійної сили в названому прикладі процес має відбуватися у бік досягнення рівноважної концентрації і зниження робочої концентрації солі в розчині, тобто в системі буде відбуватися процес кристалізації.

При від'ємній величині рушійної сили процес має відбуватися в напрямку досягнення рівноваги, тобто у розчині має відбуватися розчинення солі і підвищення її концентрації.

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

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

Відповідно до закону Гіббса для рівноважної системи кількість ступенів вільності дорівнює

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

Правило фаз Гіббса дозволяє визначити умови рівноваги в багатофазних системах та кількість параметрів, які 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, таким чином, у даній системі кількість компонентів $K = 3$, кількість фаз $\Phi = 2$. Відповідно до рівняння (1.10) $S = 3 - 2 + 2 = 3$, тобто система має 3 ступені вільності. Отже, у розглянутій системі можна змінювати три параметри: тиск, температуру і 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 і 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:

$$W_{\text{п}} = \frac{\Delta M_{\text{с}}}{F \cdot t} . \quad (1.11)$$

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

На швидкість проходження процесу впливає велика кількість чинників, до яких відносять механізм взаємодії потоків, параметри фізико-хімічних властивостей середовищ, характер гідродинамічної і міжфазової взаємодії та ін. Вплив усіх цих чинників на швидкість проходження процесу в просторі і 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 в 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 і обернено пропорційна чинному в процесі кінетичному опору**

$$W_{\text{п}} = \frac{\Delta_{\text{п}}}{R_{\text{к}}} , \quad (1.12)$$

де $\Delta_{\text{п}}$ – рушійна сила процесу; $R_{\text{к}}$ – кінетичний опір, що перешкоджає прямому ходу процесу.

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

$$W_{\text{п}} = \frac{\Delta M_{\text{с}}}{F \cdot t} = \frac{\Delta_{\text{п}}}{R_{\text{к}}} , \quad (1.13) \quad \text{або} \quad \Delta M_{\text{с}} = K_{\text{п}} \cdot \Delta_{\text{п}} \cdot F \cdot t , \quad (1.14)$$

де $K_{\text{п}}$ – кінетичний коефіцієнт швидкості процесу – величина, обернено пропорційна кінетичному опору, $K_{\text{п}} = 1/R_{\text{к}}$.

Рівняння (1.13) – (1.14) показують, 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 і рівноважного параметрів, характерних для даного процесу. Локальна рушійна сила в даний момент часу або в даному перерізі може бути подана у вигляді різниці робочого і гранично досяжного параметрів, під впливом яких проходить процес.

У залежності від фізичної природи субстанції та різновиду рушійної сили відповідно до кінетичного закону основні 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 переробкою неоднорідних систем – потоків рідин і газів, що несуть зважені дисперсні тверді частинки або краплі рідини і взаємодіють з оточуючим потік простором – стислим або нестислим. Як передана субстанція 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:

$$\frac{V}{F \cdot t} = \frac{\Delta P}{R_r}, \quad \text{або} \quad V = K_r \cdot \Delta P \cdot F \cdot t, \quad (1.15)$$

де K_r – коефіцієнт швидкості (провідності потоку) перенесення об'єму рідинного середовища; ΔP – різниця тисків – рушійна сила процесу, Н/м^2 ; F – площа поперечного перерізу потоку, м^2 ; t – інтервал часу, протягом якого відбувається процес, с.

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

Рушійною силою теплових процесів є різниця температур, а швидкість процесу визначається не тільки законами теплопереносу, але і значною мірою залежить від гідродинамічних умов, за яких відбувається перенесення тепла.

Для теплових процесів кінетичне рівняння має вигляд

$$\frac{Q}{F \cdot t} = \frac{\Delta t}{R_t}, \quad \text{або} \quad Q = K_t \cdot \Delta t \cdot F \cdot t, \quad (1.16)$$

де Q – кількість переданого тепла, Дж; Δt – різниця температур – рушійна сила процесу теплопередачі, К або $^{\circ}\text{C}$; K_t – коефіцієнт теплопередачі (провідності тепла), $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$.

Масообмінні (дифузійні) процеси пов'язані з перенесенням маси речовини з однієї фази в іншу за допомогою дифузії (молекулярної та конвективної). До масообмінних процесів відносять абсорбцію, адсорбцію, десорбцію, перегонку, ректифікацію, висушування, розчинення, кристалізацію та інші.

Рушійною силою масообмінних процесів є різниця концентрацій (робочої і 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 масопереносу процесами перенесення тепла.

Для масообмінних процесів кінетичне рівняння має вигляд

$$\frac{M}{F \cdot t} = \frac{\Delta C}{R_d}, \quad \text{або} \quad M = K_M \cdot \Delta C \cdot F \cdot t, \quad (1.17)$$

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 суттєвих змін, що призводить до появи в системі нових хімічних сполук. Хімічні процеси проходять у замкнутому об'ємі і 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 у системі в залежності від часу і локального перерізу реактора.

Для хімічних процесів кінетичне рівняння записують у вигляді

$$\frac{\Delta M}{V_p \cdot t} = \frac{f(C)}{R_x}, \quad \text{або} \quad \Delta M = K_x \cdot f(C) \cdot V_p \cdot t, \quad (1.18)$$

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

$$\Delta M_K = K_K \cdot \Delta C^n \cdot F \cdot t, \quad (1.19)$$

де n - показник, величина якого більша від одиниці, що властиво для хімічних і біохімічних процесів, $n = 1,2 - 2,5$.

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

Процеси	Апарати і машини
Гідромеханічні	
Відстоювання	Відстійники
Інерційної очистки	Сепаратори, жалюзійні апарати
Флотації	Флотатори, флотаційні машини
Центрифугування	Центрифуги, циклони
Фільтрування	Фільтри, електрофільтри
Руху у прошарках насадки	Скрубери
Руху у зернистих прошарках	Апарати зі зваженим шаром
Перемішування	Мішалки
Теплові	
Нагрівання	Теплообмінники
Охолодження	Холодильники
Випарювання	Випарники
Конденсації	Конденсатори
Плавлення	Плаவில்ні казани
Спалювання, випалювання	Печі
Масообмінні	
Абсорбції	Абсорбери
Адсорбції та іонообміну	Адсорбери, іонообмінники
Десорбції	Десорбери
Перегонки, дистиляції, ректифікації	Перегінні куби і ректифікаційні колони
Екстракції	Екстрактори, дифузійні апарати
Кристалізації	Кристалізатори
Висушування	Сушарки, сушарки-гранулятори
Хімічні і нафтохімічні	
Окислювання Аерації	Реактори з перемішувальними пристроями, Аератори
Розкладання (крекінгу) Гідрування, дегідрування	Реактори з прошарками каталізатора
Механічні	
Подрібновання	Дробарки, млини
Змішування	Змішувачі
Розсіву (класифікації)	Грохоти, сита
Дозування	Дозатори, живильники
Гранулювання механічного	Гранулятори, преси
Транспортування	Транспортери

Механічні процеси відносять до переробки твердих матеріалів і складаються із процесів подрібнювання, класифікації, сухого та вологого змішування, дозування і транспортування, грануляції, таблетування та інші.

Рушійною силою механічних процесів у цьому випадку 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 і 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, у якому проходить основний технологічний процес.

1.5 Загальні принципи розрахунку і визначення основних розмірів апарата

Задачами розрахунку процесу і 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 із таких основних етапів:

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

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 і 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).

Нехай у скруббер надходить V_0 м³/с газової суміші, в якій наявний компонент, що поглинається водою, у кількості $U_{ак}$ (об'ємн. часткою). Концентрація газового компонента, що поглинається, на виході із апарата дорівнює $U_{ак}$. Процес поглинання газового компонента відбувається при $T = 25$ °С. Зрошення апарата ведеться водним розчином,

який подається в апарат зверху, концентрація поглинутого газу у розчині на виході з абсорбера дорівнює X_k (кмоль речовини / кмоль води). Визначити діаметр апарата та висоту прошарку насадки.

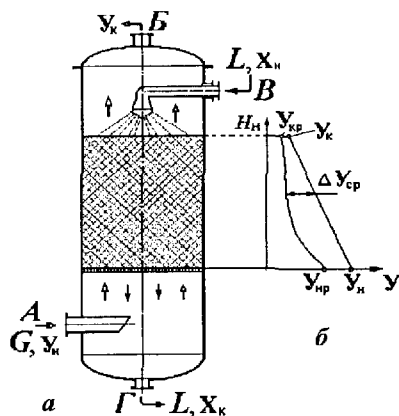


Рисунок 1.4 - Розрахункова схема процесу абсорбції в насадковому апараті:

а - схема абсорбера; б - зміна робочих і рівноважних концентрацій газу, що поглинається, по висоті апарата;

А - подача газової суміші; Б - відведення очищеного газу; В - подача розчину; Г - відведення розчину (абсорбенту)

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 XVII [10, с. 524], випишемо її основні характеристики: питому поверхню і вільний об'єм.

2 Складемо рівняння матеріального балансу процесу абсорбції:

$$\Delta M = \frac{V_0}{22,4} \cdot (Y_{ан} - Y_{ак}) = L \cdot (X_k - X_n), \quad (1.20)$$

де ΔM - масова витрата компонента, що поглинається в процесі абсорбції, кмоль/с; L - масова витрата рідини-абсорбенту, кмоль/с; X_k , X_n - концентрація речовини, що поглинається, в абсорбенті на виході і на вході апарата відповідно, кмоль газу/кмоль води.

З лівої частини рівняння (1.20) знаходимо кількість поглиненого компонента, а тоді витрату абсорбенту

$$L = \frac{V_0}{22,4} \cdot \frac{(Y_{ан} - Y_{ак})}{X_k}. \quad (1.21)$$

Якщо процес абсорбції за умовою проходить при сталій температурі, то рівняння теплового балансу складати не треба.

3 Кінетичне рівняння процесу абсорбції відповідає основному рівнянню масопередачі (1.17) і для даного випадку записуємо так:

$$\Delta M = K_y \cdot \Delta Y_{cp} \cdot F, \quad (1.22)$$

де K_y – коефіцієнт масопередачі стосовно газової фази; ΔY_{cp} – середня рушійна сила процесу абсорбції в газовій фазі; F – загальна поверхня масопередачі, яка дорівнює поверхні насадки, m^2 .

4 Із рівняння (1.22) визначимо повну поверхню насадки:

$$F = \frac{\Delta M}{K_y \cdot \Delta Y_{cp}}. \quad (1.23)$$

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

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_n - \Delta Y_k}{\ln(\Delta Y_n / \Delta Y_k)}, \quad (1.24)$$

де ΔY_n , ΔY_k – рушійна сила процесу в газовій фазі на вході в апарат і на виході з нього відповідно, $\Delta Y_n = Y_{ан} - Y_{нр}$, $\Delta Y_k = Y_{ак} - Y_{кр}$; $Y_{нр}$, $Y_{кр}$ – рівноважна концентрація компонента, що поглинається, в газовій фазі на вході і виході газу.

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

6 Коефіцієнт масопередачі в насадковому абсорбері розраховується за критеріальними рівняннями (6.45) і (6.46) [15, с.294].

7 Швидкість газу в перерізі абсорбера може бути розрахована за емпіричним рівнянням (6.36) [15, с.292].

8 Діаметр апарата знаходиться з рівняння об'ємної витрати газу

$$V_o = w \cdot f_a = \frac{\pi}{4} \cdot D_a^2 \cdot w,$$

звідки

$$D_a = \sqrt{\frac{4V_o}{\pi \cdot w}} = 1,13 \sqrt{\frac{V_o}{w}}. \quad (1.25)$$

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

$$V_n = \frac{\pi}{4} D_a^2 \cdot H_n = \frac{F_n}{\sigma_n}. \quad (1.26)$$

10 На базі рівнянь (1.22) і (1.26) знаходимо повну висоту насадки

$$H_n = \frac{4 \cdot \Delta M}{\pi \cdot K_y \cdot \Delta Y_{cp} \cdot \sigma_n \cdot D_a^2}, \quad (1.27)$$

де σ_n – питома поверхня обраної насадки, m^2/m^3 .

Обчислені величини геометричних розмірів апарата є **розрахунковими** і 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.

Як правило, розрахунок апарата не відразу дає потрібний результат, іноді об'єм апарата виходить надмірно великим або дуже малим. У цьому випадку 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 отримані занадто великими, то беруть декілька однотипних апаратів менших розмірів, з'єднаних паралельно основним технологічним трубопроводом. Це часто буває вигідним через можливість підключати або відключати частину апаратів при зміні 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 і 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 2- та 3- фазних системах.
- 5 Що називають швидкістю фізико-хімічного процесу і 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 у якому напрямку він проходить в залежності від знака рушійної сили?
- 8 Як формулюється основний кінетичний закон стосовно 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 І 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 і визначення про природу речовин

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

Речовина – продукт визначених фізико-хімічних природних або штучних процесів, воно 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 2500 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, при точно означених термодинамічних умовах відбувається перехід речовини з одного агрегатного стану в інший.

Газ – неконденсований АС речовини характеризується відсутністю порядку у взаємному розміщенні атомів і молекул, при цьому останні здійснюють хаотичні переміщення у всіх напрямках у замкнутому об'ємі. Підвищення температури сприяє збільшенню кінетичної енергії складових частинок газу і в кінцевому підсумку призводить до розриву хімічних зв'язків і до підвищення хімічної активності речовини. При температурах вищих ніж 5000 °С газ іонізується і переходить у **плазмовий стан**. Підвищення тиску при зміні 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 призводить 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 повна відсутність “дальної” – гратчастої упорядкованості. Рідина завжди займає форму тої посудини, 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 однаково, а відстань між атомами різноманітних елементів визначає будову кристалічної ґратки речовини, при цьому в 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 в залежності від її природи, будови, температури і 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 і подані в таблицях або на графіках, у деяких випадках їх можна розрахувати за даними літературних джерел [1, 2, 16, 20, 21].

Робоча точка на діаграмі стану, що враховує робочі параметри (як мінімум – два) системи, дозволяє визначити АС речовини і

напрямок руху процесу при зміні робочих параметрів (кожного окремо або в сукупності) системи.

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

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

2.2 Визначення основних фізико-хімічних властивостей речовин

2.2.1 Властивості газів і газових сумішей

В основі розрахунків індивідуальних властивостей газів і 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 випливає таке:

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

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'єм газу за нормальних і робочих умов, м³; T_0 , T_1 - абсолютна температура газу за нормальних і робочих умов відповідно, К.

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

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

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, $R = 8314$ 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

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

Зі спільного розв'язку рівнянь (2.2), (2.4) і (2.4') отримано

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

Відповідно до закону Авогадро один моль будь-якого газу містить однакову кількість молекул і за нормальних умов займає однаковий об'єм, то отримане рівняння Клапейрона - Менделєєва, згідно з яким знаходять густину ідеального газу [15]:

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

Мольну масу індивідуальних речовин обчислюють 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 достатньої для технічних розрахунків точністю може бути визначена відповідно до правила адитивності (пропорційного внеску), при цьому

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

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 [20]:

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

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, при цьому

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

Питомий об'єм газів і пари індивідуальних речовин збільшується з

підвищенням температури і зменшується з підвищенням тиску.

Густина газів і парів індивідуальних речовин при атмосферному тиску в інтервалі температур 20 – 100 °С приблизно в 300 - 1000 разів менше від густини відповідних рідин.

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

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

де a і b – константи, характерні для кожного реального газу, значення яких наведені в довідникових виданнях [20].

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

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

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

Критичну температуру простих речовин можна приблизно розрахувати за рівнянням Гатеса і Тодоса [16]:

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

Для 40 різних неорганічних сполук встановлена [20] залежність

$$T_{кр} / T_{кип} = 0,613 \quad (2.13)$$

із середньою похибкою розрахунку близько 5 %.

Критичний тиск для органічних сполук можна визначити за формулою Едулджі [1, 20]:

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

де $P_{кр}$ – критичний тиск, атм; Δp – частки атомів і атомних груп у складі молекули речовини, для визначення значень Δp у книзі [16] наведена таблиця 1-5.

Критичний питомий об'єм розраховують за співвідношенням Герцога [16, 20]:

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

із середньою похибкою, що не перевищує 10%.

На основі критичних параметрів визначають [16, 21] 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 [1, 16, 21].

Найважливішим фізико-хімічним параметром газів або рідин, що характеризує властивість середовища чинити опір при переміщенні його часток і прошарків один відносно іншого, є **динамічна в'язкість**, тим самим в'язкість характеризує сили внутрішнього тертя в потоках середовища при його русі.

На основі рівняння Ньютона знайдено

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

де μ – динамічна в'язкість, Н·с/м²=Па·с; F – сила внутрішнього тертя між прошарками середовища, Н; S – площа контакту прошарків, м²; 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 конститутивних властивостей речовини (розміру його молекул), температури і тиску, при цьому з 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 [1, 16].

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

$$\mu_t = \mu_0 \left(\frac{273 + C}{T + C} \right) \cdot \left(\frac{T}{273} \right)^{1.5}, \quad (2.18)$$

де μ_0 – в'язкість газу за нормальних умов – 0 °С і $P=760$ мм рт. ст.; C – стала Сатерленда, що враховує властивості газів [15, с. 513].

Для визначення в'язкості газів і пари деяких речовин у залежності від температури побудована номограма, подана в книзі [16, с.107], фрагмент номограми показано на рис. Б.2 (див. додаток Б).

Для наближених розрахунків динамічної в'язкості газових сумішей використовують рівняння

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

де M_i , $M_{\text{см}}$ - 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 та парів є ентальпія (тепловміст) та 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

$$I = u + PV = u + RT, \quad (2.20)$$

де u - внутрішня енергія газу.

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

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

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

де c_p - теплоємність газу при сталому 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°C.

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 (при даній температурі); середню (в інтервалі температур T_1 - T_2); ізобарну c_p (при $P=\text{const}$); ізохорну c_v (при $V=\text{const}$).

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 [15, с.513].

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

У практичних розрахунках кількість тепла, що виділяється одним кг газу при переході з одного температурного рівня на інший,

визначається за залежністю

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

де c_{cp} – 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 і тиск нижчий від критичного, теплоємність розраховують за формулою

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

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

Теплоємність суміші газів при визначеній температурі розраховують за правилом адитивності [20]:

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

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

2.2.2 Властивості рідин і їхніх сумішей

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

Звичайно, при помірних тисках (до 5 МПа) зміну густини рідини від підвищення тиску в розрахунках не враховують.

Для багатьох поширених чистих рідин, розчинів кислот, водно-сольових і водноспиртових розчинів складені та опубліковані таблиці зміни густини в залежності від температури [15, 16], при цьому, як правило, унаслідок теплового розширення густина зменшується з підвищенням температури. За відсутності експериментальних даних зміну густини індивідуальних речовин у залежності від температури при сталому тиску звичайно визначають за формулою

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

де ρ_0 , ρ_1 – густина рідини при температурах t_0 і t_1 відповідно; β – середній коефіцієнт об'ємного розширення рідини в зазначеному температурному інтервалі.

Густину розчинів і сумішей рідин, при змішуванні 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

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

звідки отримане таке:

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

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

За аналогічною формулою розраховують **густину суспензії** [15]:

$$\frac{1}{\rho_{\text{с}}} = \frac{x}{\rho_{\text{т}}} + \frac{1-x}{\rho_{\text{ж}}}, \quad (2.28)$$

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

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

$$\rho_{\text{пс}} = \rho_{\text{ж}} \cdot \varepsilon + \rho_{\text{т}} \cdot (1 - \varepsilon), \quad (2.29)$$

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 $\pm 0,1\%$, обчислюється за рівнянням

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

де ρ_0 , ρ_t – густина води при 0 °С і температурі t °С відповідно.

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

$$\rho_{\text{р}} = \rho_{\text{в}} \cdot e^{bx}, \quad (2.31)$$

де $\rho_{\text{в}}$, $\rho_{\text{р}}$ – густина води і розчину при розрахунковій температурі; x – масова частка розчиненої солі в розчині; b – коефіцієнт пропорційності, що враховує властивості розчиненої солі і який визначають за двома відомими значеннями густини розчинів.

Для визначення густини розчинів неорганічних солей у воді на основі експериментальних визначень складені таблиці [15, 16], при цьому встановлено, що з підвищенням концентрації розчиненого густина розчину збільшується, а з підвищенням його температури – зменшується. Криві зміни густини розчинів визначеної концентрації в залежності від температури розміщуються практично паралельно, але на різних відстанях (див. рис. 2.1).

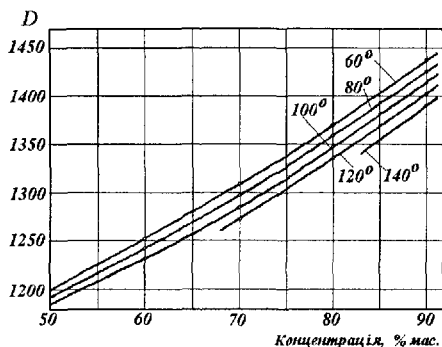


Рисунок 2.1 - Залежність густини розчинів (D , кг/м^3) нітрату амонію від температури і концентрації

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

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

де k - коефіцієнт, що враховує властивості розчинених солей і густину бінарного розчину цієї солі в воді при розрахунковій температурі.

Величина коефіцієнта може бути розрахована за формулою

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

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, при цьому в'язкість рідин на 2-3 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, при високих тисках в'язкість зростає лінійно з підвищенням тиску.

Для поширених рідин наведені таблиці і номограми, що дозволяють визначити в'язкість рідини в залежності від температури [15, 16].

Для рідин залежність в'язкості від температури описується формулою Гузмана - Андраде [1, 16, 21]:

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

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

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 при різних температурах.

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

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

де μ , μ_0 - в'язкість розчину і розчинника при заданій температурі відповідно, (сП); L - молярна концентрація розчиненої речовини, г моль безводної солі на 1000 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, при цьому

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

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

У книгах [1, 16, 21] зазначено, що емпіричне рівняння, запропоноване Арреніусом, більш точно дозволяє визначити в'язкість сумішей нормальних неасоційованих рідин, при цьому

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

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 при об'ємній концентрації їх менше ніж 10 % мас. в'язкість обчислюють за формулою

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

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

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

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 і досягає максимуму поблизу температури кипіння.

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

Теплоємність двокомпонентних розчинів неорганічних солей у воді визначають приблизно в залежності від концентрації і властивостей розчиненої солі, при цьому [15, 25]:

- для розведених розчинів ($x < 0,2$)

$$c = 4190(1 - x); \quad (2.41)$$

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

$$c = c_1x + 4190(1 - x), \quad (2.42)$$

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 [1, 16, 20], але жодна з них не є прийнятною для використання в інженерних розрахунках.

Значення теплоємності рідин наведені в таблицях [16, с. 95] або можуть бути визначені за допомогою номограм [15, с. 562; 16, с. 98].

Частіше всього 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 [1, 20] 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 при сталому тиску, кал/(моль·К); a_i, b_i, c_i, d_i - коефіцієнти групових складової молекули речовини.

Для визначення теплоємності нафт і фракцій будь-якого складу запропонована формула [20]:

$$c_p = 1507,2 + \frac{t}{100}(1718,2 - 1,5072 \rho_{20}), \quad (2.44)$$

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

Для розрахунку середньої теплоємності [Дж/(кг·К)] рідинних нафтопродуктів із густиною 750 - 1000 кг/м³ в інтервалі температур T_1, \dots, T_2 , але $T_2 < 533$ К, застосовують рівняння

$$c_{cp} = 1444 + 0,0037 \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - 273 \right) x (2100 - \rho_{15}), \quad (2.45)$$

де ρ_{15} - густина нафтопродуктів при 15 °С, кг/м³.

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

Як відомо, закипання рідини починається в тому випадку, коли пружність її насиченої пари дорівнює тиску навколишнього середо-

вища або тиску в замкнутому об'ємі. Тому якщо відома залежність пружності пари рідини від температури, то можна визначити і температуру кипіння рідини.

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

Хімічна сполука	Формула хімічної сполуки	Маса мольна	Густина, $\text{кг}/\text{м}^3$	$T_{\text{кип}},\text{ }^{\circ}\text{C}$	$T_{\text{пл}},\text{ }^{\circ}\text{C}$	$r_{\text{исп}},\text{ кДж}/\text{кг}$	$q_{\text{плав}},\text{ кДж}/\text{кг}$
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	1022	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	1100	99,3
Метилацетат	$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2$	74,1	930	57,5	-98,7	411	
Нітробензол	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	123,1	1200	210,6	+5,8	410,6	94,3
Сірковуглець	CS_2	76,1	1290	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	1042	130,6	-45,2	320,5	66,7
Хлороформ	CHCl_3	119,4	1530	61,2	-64,5	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

У книгах [15, 25] наведена номограма, що пов'язує ці параметри і дозволяє знаходити пружність (тиск) насичених парів різних рідин у залежності від їхніх фізичних властивостей і температури. За допомогою номограм можна також знаходити температуру кипіння рідини в залежності від тиску (в інтервалі тисків від 0,1 до 6 атм).

Іншими важливими теплофізичними параметрами чистих рідин є теплоти фазових перетворень: питома теплота плавлення (затвердіння, замерзання), теплота пароутворення (конденсації). Внаслідок складного характеру залежностей для визначення названих параметрів вони тут не наводяться і розглядаються в спеціальній літературі [1, 16, 21].

Окремі теплофізичні і дифузійні властивості газів і рідин будуть розглянуті у відповідних розділах при вивченні теплообмінних і дифузійних процесів.

Для деяких поширених рідин у табл. 2.1 наведені основні фізико-хімічні властивості при атмосферному тиску.

У книзі [21] 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 [15, 16, 24].

Фізико-хімічні властивості розчинів неорганічних речовин подані в книзі [8], методи машинних розрахунків параметрів фізико-хімічних властивостей газових сумішей, розчинів та твердих тіл подані в [7].

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.

Розрізняють речовини **кристалічні**, що характеризуються точною морфологічно - кристалічною структурою, у 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 відносяться також полімери, молекули яких хоча і утворюють упорядковане ланцюгоподібне розміщення, але не можуть щільно упакуватися через неоднакові розміри макромолекул.

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

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

Основними фізичними і термодинамічними характеристиками твердих тіл є теплоємність, теплопровідність, температура і теплота плавлення, об'ємна стисливість, електропровідність, істинна густина, позірна щільність, 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, при цьому з підвищенням температури обидві характеристики, як правило, зростають.

Кристалічні тверді речовини характеризуються чітко визначеною **температурою плавлення** на відміну від аморфних, температура розм'якшення і плавлення яких характеризується деяким діапазоном фазового переходу. Температури плавлення деяких речовин наведені в книгах [16, 21, 25].

У процесах хімічних виробництв переважно використовують зернисті і порошкоподібні тверді матеріали, при цьому виникає необхідність визначати додатково деякі комплексні характеристики частинок, що залежать від низки властивостей, розмірів і форми зерен, стану їхньої поверхні. До них відносять: насипну густину, еквівалентний діаметр зерен, дисперсність, коефіцієнт сферичності, питому поверхню, порозність зернистого прошарку та ін.

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

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

При визначенні **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, у 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.

У той самий час багато природних і штучних матеріалів є шпаруватими, пористими – з величезною кількістю внутрішніх пустот і каналів мікроскопічних розмірів. У цьому випадку можливо визначити шпаруватість твердого тіла і так звану позірну густину його. Особливістю пористих твердих тіл є їхня властивість вміщати рідини і гази в просторі внутрішніх пустот, у зв'язку з чим густина пористих тіл залежить від їхньої вологості і завжди менша від істинної густини. Шпаруватість твердих тіл визначають методом заповнення шпаринок легкопроникною рідиною та зважування сухого і 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

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

де ρ_T , ρ_k – істинна та позірна густина твердого тіла відповідно.

Насипною густиною називають масу зерен, віднесену до об'єму, який займає вільно насипаний в посудину матеріал. Якщо у вільно насипаному прошарку зерна займають тільки частину об'єму, а решту його займають порожноти 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:

$$\gamma = V_T/V_c = M_T/\rho_T V_c, \quad (2.47)$$

де V_c , V_T – об'єм всього шару і твердих частинок в ньому відповідно; M_T – маса твердих частинок; ρ_T – істинна густина частинок.

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

$$\varepsilon_0 = 1 - \gamma = 1 - V_T/V_c = 1 - \rho_n/\rho_T, \quad (2.48)$$

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

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

Порізність дрібнодисперсного зернистого шару однорідних сферичних частинок, як правило, менша, внаслідок більш щільної їхньої укладки в порівнянні з частинками такого самого розміру іншої форми. У той самий час укладка полідисперсних частинок різної форми більш щільна, ніж монодисперсних, і, отже, порізність шару – менша.

Механічний вплив на зернистий шар (утрамбовування його, низькоамплітудні вібрації та інше) також до певної межі зменшують порізність шару. Для більшості вільно засипаних, неущільнених, повітряносухих зернистих прошарків і порошоків з округлих частинок порізність шару коливається в інтервалі $0,32 < \varepsilon_0 < 0,44$.

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

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{6M_c}{\pi\rho_T}} = \sqrt[3]{\frac{6V_c}{\pi}}, \quad (2.49)$$

де M_c , V_c – маса і 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.

При визначенні дисперсного складу сипучих 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 порошоків 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 середньгеометричного розміру за формулою

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

де d_v , d_n – розмір 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, при цьому $m_c = d_v/d_n$.

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 порошоків, що складаються із частинок різного розміру, середній еквівалентний діаметр визначають як середньозважену величину на базі співвідношення

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

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 :

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

Для частинок сферичної форми питома поверхня дорівнює

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

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

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

$$f_y = F_{\text{ч}}/M_{\text{ч}} = \pi d_{\text{ч}}^2 \cdot N/N \cdot \frac{\pi d_{\text{ч}}^3}{6} \rho_T = 6/d_{\text{ч}} \rho_T, \quad (2.54)$$

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

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**

$$\varphi_c = f_c/f_{\text{ч}}, \quad (2.55)$$

де f_c , $f_{\text{ч}}$ – поверхня сферичної і несферичної частинок однакової маси відповідно.

Експериментально і розрахунковим шляхом для частинок різноманітної форми знайдені значення коефіцієнтів сферичності, які подані нижче.

Форма частинок	φ_c	Форма частинок	φ_c
Округла без різких виступів	0,8 - 0,9	Октаедр	0,846
Округла з різкими виступами	0,65 - 0,8	Куб	0,806
Кутасті, шорсткі	0,4 - 0,65	Тетраедр	0,670
Пластинчасті	0,2 - 0,4	Циліндр $h=d$	0,873

Питома поверхня несферичних монодисперсних частинок в одиниці об'єму шару (m^2/m^3) із урахуванням коефіцієнта сферичності дорівнює

$$f_{yH} = 6(1 - \varepsilon)/\varphi_c \cdot d_{ci}. \quad (2.56)$$

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

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

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

Питому поверхню порошкових та зернистих матеріалів визначають експериментальним методом просочування (фільтрації) повітря через

зернистий шар або адсорбційними методами.

Кількість сферичних частинок зернистого матеріалу можна визначити за формулою

$$N = 6 M / \pi d_{\text{ч}}^3 \rho_{\text{T}}, \quad (2.58)$$

відповідно кількість несферичних частинок дорівнює

$$N = 6 M / (\pi \varphi_{\text{сi}}) d_{\text{сi}}^3 \rho_{\text{T}}, \quad (2.59)$$

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

$$F_{\text{п}} = M \cdot f_{\text{y}} = \frac{6}{\rho_{\text{T}}} \cdot \frac{M}{\sum_1^n (m_i d_{\text{сi}} \varphi_{\text{сi}})}. \quad (2.60)$$

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

Відповідаючи на запитання, що поставлене на початку розділу, а скільки ж піщинок знаходиться в тонні піску, взявши їхній середній діаметр 0,8 мм і коефіцієнт сферичності $\varphi=0,9$ та використавши формулу (2.59), знайдено $N=2,472 \cdot 10^9$ штук.

Контрольні запитання

- 1 Від яких параметрів процесу залежить агрегатний (фазовий) стан речовини?
- 2 Які процеси фазових переходів Ви знаєте? Дайте їхні визначення і назвіть термодинамічні ефекти цих процесів.
- 3 Назвіть термодинамічні параметри системи, при досягненні яких будь-який газ можна перетворити в рідину?
- 4 Запишіть формулу, що дозволяє визначити об'єм газу при зміні його температури і тиску.
- 5 Запишіть формулу, що дозволяє розрахувати густину пари рідини при змінах температури і тиску.
- 6 Як визначити в'язкість індивідуальних речовин (газів, рідин)?
- 7 Як визначити в'язкість суміші газів (парів) при підвищених температурах і тиску?
- 8 Як визначити позірну густину суспензії?
- 9 Як визначити насичену 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?

РОЗДІЛ 3

ОСНОВИ ПРИКЛАДНОЇ ГІДРАВЛІКИ

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 вираховують опір апаратів?*

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

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

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

Гідродинаміка вивчає закономірності руху потоків рідини і взаємодії їх із навколишнім простором і з твердими тілами в потоках при їхньому відносному переміщенні.

Реальні рідини розрізняють стосовно 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 знаходиться у відносному спокої.

Нерухома рідина сприймає тиск, що діє по нормалі до поверхні рідини і передаються усередині її об'єму рівномірно в усіх напрямках.

У рідини, що знаходиться 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 сил масових самої рідини.

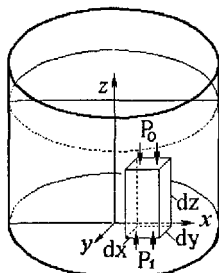


Рисунок 3.1 – Сили, що діють в об'ємі нерухомої рідини

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, при цьому

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

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

Тиск рідини на нижню площину паралелепіпеда дорівнює

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

де ρ – густина рідини.

Рівняння гідростатики звичайно подається у такому вигляді:

$$P_1 = P_0 + \rho g \cdot h , \tag{3.1}$$

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

Очевидно, що для всіх точок, що розміщуються на однаковій висоті, величина гідростатичного тиску є сталою $P_r = \rho g \cdot h = \text{const}$ і, отже, тиск у них буде змінюватися тільки зі зміною зовнішнього тиску, при цьому відповідно до закону Паскаля він буде передаватися усім 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 знаходитися в стані рівноваги навіть у випадку її рівномірного руху, якщо в системі підтримується сталий тиск (напір).

У цьому випадку говорять 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) внутрішню задачу гідродинаміки – усі види руху газів і рідин у пустотілих та заповнених насадками трубах, каналах і апаратах;

б) зовнішню задачу – рух та обтікання твердих частинок та тіл складної форми у газовому і рідинному потоках;

в) змішану задачу – 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, при якому швидкість його в локальному перерізі не змінюється з часом.

При **неусталеному** (нестационарному) русі швидкість потоку змінюється з часом в 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. Як правило, 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 в порівнянні з пустотілими апаратами.

3.2.1 Основні характеристики динаміки потоків

Основними характеристиками рідини, що рухається, є **швидкість** та тиск, який є рушійною силою руху потоку. У зв'язку з тим, що швидкості руху окремих струмків у потоці рідини різноманітні в різних точках його поперечного перерізу, у розрахунках використовують поняття про **середню швидкість** – умовну (осереднену) швидкість, із якою повинні були б рухатися елементарні частинки рідини через весь 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 складає 0,8–2,0 м/с, при самоплинному русі середня швидкість складає 0,1–0,5 м/с; середня швидкість газів і пари у напірних трубопроводах дорівнює 10–25 м/с, відповідно в більшості хімічних апаратів вона складає 1–5 м/с.

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

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

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:

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

При відомих об'ємних або масових витратах середовища і взятій (або розрахованій) середній швидкості потоку можна обчислити потрібний діаметр апарата за формулою

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

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

Еквівалентний діаметр. При переміщенні 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, при цьому

$$d_{\text{э}} = \frac{4S}{\Pi}, \quad (3.6)$$

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

Приклад 3.1 По трубопроводу діаметром 108x4 мм насосом при 20°C перекачують толуол з швидкістю 0,8 м/с. Визначити об'ємну та масову витрату толуолу за годину. З якою швидкістю буде рухатись толуол через два однакові розгалуження від трубопроводу діаметрами 57x3,5 мм?

Розв'язання. 1 За формулою (3.2) об'ємна витрата толуолу в секунду складає $V_c = wS = w \cdot \pi d^2 / 4 = 0,8 \cdot 3,14 \cdot 0,1^2 / 4 = 6,28 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$. Об'ємна витрата толуолу за годину складає $V_r = 3600 V_c = 3600 \cdot 6,28 \cdot 10^{-3} = 22,6 \text{ м}^3/\text{г}$.

За даними табл. 2.1 густина толуолу дорівнює $\rho_r = 870 \text{ кг/м}^3$. Масова секундна витрата толуолу за формулою (3.3) дорівнює $M_c = V_c \cdot \rho_r = 6,28 \cdot 10^{-3} \cdot 870 = 5,46 \text{ кг/с}$. Масова годинна витрата толуолу дорівнює $M_r = 3600 M_c = 3600 \cdot 5,46 = 19669 \text{ кг/г}$.

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

Приклад 3.2 Водяна пара при температурі 150°C під тиском 2 атм рухається зі швидкістю 12 м/с в трубопроводі діаметром 76x4 мм. Знайдіть масову витрату пари, якщо швидкість руху пари в трубопроводі збільшити до 15 м/с та підвищити тиск пари до 5 атм.

Розв'язання. Припустимо, що властивості водяної пари відповідають властивостям ідеального газу, і скористаємося формулою (2.6) для визначення густини водяної пари в залежності від температури та тиску.

Густина водяної пари при тиску 2 атм і температурі 150°C дорівнює

$$\rho_1 = \frac{18}{22,4} \cdot \frac{273,15 \cdot 2}{(275,15 + 150) \cdot 1,033} = 1,0025 \text{ кг/м}^3.$$

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

Після збільшення тиску пари до 5 атм її густина буде дорівнювати

$$\rho_2 = \frac{18}{22,4} \cdot \frac{273,15 \cdot 5}{(275,15 + 150) \cdot 1,033} = 2,5 \text{ кг/м}^3,$$

масова витрата водяної пари під тиском 5 атм складе

$$M_{c2} = w \cdot \rho_2 \cdot S = 12 \cdot 2,5 \cdot 0,785 \cdot 0,068^2 = 0,109 \text{ кг/с} = 392 \text{ кг/г}.$$

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

3.2.2 Рівняння нерозривності (матеріального балансу) потоку

При переміщенні рідин і газів в апаратах і трубопроводах середня швидкість їх змінюється в просторі при переході від одного перерізу до іншого, при цьому середовище заповнює весь поперечний переріз апарата без утворення пустот і розривів потоку. В той самий час масова витрата середовища в будь-якому поперечному перерізі апарата залишається незмінною. Такий стан руху потоків в апаратах називається умовою **нерозривності** (суцільності) течії потоку.

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

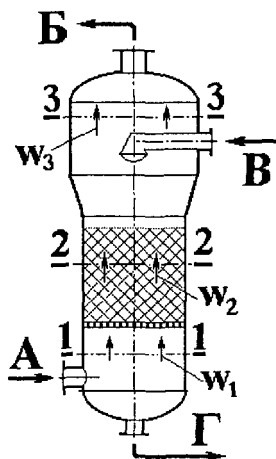


Рисунок 3.2 – Зміна швидкості руху потоку газу по висоті насадкового скрубера:

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

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

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

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

Для нестисливих рідин, у яких густина середовища практично не залежить від температури і тиску, рівняння отримало вигляд

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

Рівняння (3.8) дозволяє визначити середню швидкість руху потоку середовища в будь-якому локальному перерізі апарата, при цьому

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

Для трубопроводів і апаратів циліндричного перерізу з рівняння (3.9) випливає таке:

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

Для трубних пучків теплообмінників швидкість потоку середовища усередині трубок дорівнює

$$w_T = w_1 \cdot \frac{S_1}{S_T} = w_1 \frac{0,785 d_1^2}{0,785 n d_T^2} = \frac{w_1}{n} \left(\frac{d_1}{d_T} \right)^2, \quad (3.11)$$

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

При переміщенні 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 і характер течії середовища в ньому істотно впливають на процеси перенесення кількості руху, енергії та маси.

Ще наприкінці 19-го 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.

При малих швидкостях руху потоку в прямих трубках малого діаметра і при значній 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.

При ламинарному режимі течії потоку в прямому трубопроводі профіль швидкостей течії окремих струмин в поздовжньому перерізі труби розподіляється за параболічним законом, величина швидкості змінюється від нуля біля стінок до максимального значення по осі труби, при цьому середня швидкість потоку $w_{cp} = 0,5 w_{max}$.

При швидкостях потоку більших від зазначеної межі характер течії змінюється і 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 при турбулентному режимі течії також являє собою параболу, але з більш плоскою вершиною, при цьому $w_{cp} = (0,8-0,9)w_{max}$.

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

$$Re = \frac{w_c d_3 \rho}{\mu} = \frac{w_c d_3}{\nu}, \quad (3.12)$$

де w_c - середня швидкість руху потоку середовища; d_3 - 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 ламинарний режим течії потоків у прямих трубах і каналах має місце при $Re < 2320$, стійкий розвинутий турбулентний режим течії потоку завжди буває при $Re > 10000$, в інтервалі чисел $2320 < Re < 10000$ 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 і 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 в міру збільшення швидкості і 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 і стану поверхні, уздовж якої рухається потік, а також довжини ділянки набігання потоку.

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

За межами пристінного прошарку в напрямку до осі каналу знаходиться 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 границі, зверненої до ядра потоку, швидкість складає 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. 3.2), дію відкинутих мас рідини замінимо відповідними силами.

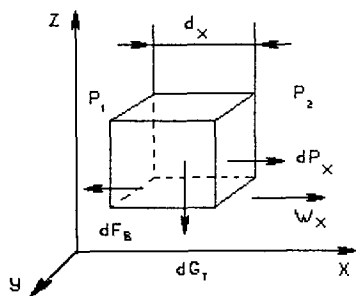


Рисунок 3.2 - Дія сил в елементарному об'ємі одновимірного потоку в'язкої рідини

На виділений елемент діють такі фізичні сили:

1 Масові (гравітаційні) сили

$$dG_T = dV \cdot \rho_c \cdot g = . \quad (3.13)$$

2 Сила тиску в напрямку руху елемента середовища

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

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:

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

де μ - коефіцієнт динамічної в'язкості рідини.

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

$$dF_B = - F_{BH} \cdot dx \cdot dy + \left(F_{BH} + \frac{\partial F_z}{\partial z} dz \right) dx \cdot dy = \frac{\partial F_z}{\partial z} \cdot dV .$$

Після диференціювання рівняння (3.15) отримана результуюча сил в'язкісного тертя

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

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

$$- \frac{\partial P_x}{\partial x} \cdot dV + \mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} \cdot dV , \quad (3.17)$$

а після спрощень отримано рівняння

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

Остання складова рівняння (3.18) враховує вплив інерційної сили потоку в напрямку осі x , при цьому повна похідна швидкості в часі (dw_x/dt) може бути подана у вигляді суми локальної і конвективної складових зміни швидкості руху потоку в напрямку зазначеної осі:

$$\frac{\partial w_x}{\partial t} + \frac{\partial w_x}{\partial x} \cdot w_x . \quad (3.19)$$

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

$$-\frac{\partial P}{\partial x} + \mu \cdot \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} + \rho \cdot g = \rho \cdot \frac{\partial w_x}{\partial t} + \rho \cdot \frac{\partial w_x}{\partial x} \cdot w_x. \quad (3.20)$$

(1) (2) (3) (4) (5)

Отримане диференціальне рівняння руху в'язкої рідини отримало 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 з припущень, що спрощують рівняння (наприклад, для стаціонарного ламінарного руху ідеальної рідини), або при перетвореннях 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. При визначених припущеннях це рівняння зводиться до зручних розрахункових залежностей.

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

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

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

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

при цьому отримаємо

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

Домножимо усі складові рівняння (3.22) на відношення $\frac{\partial z}{\rho g}$, а також подамо його у такому вигляді:

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

а замінивши суму диференціалів диференціалом суми, отримаємо

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

Після інтегрування рівняння (3.24) маємо

$$z + \frac{P}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} = \text{Const}. \quad (3.25)$$

Залежність (3.25) називають рівнянням Бернуллі для ідеальної рідини. Фактично воно є рівнянням енергетичного балансу потоку і встановлює зв'язок між потенційною і кінетичною енергією в потоці ідеальної рідини, що рухається, при цьому 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 тільки може переходити з одного виду в інший.

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

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} = \text{Const}, \quad (3.26)$$

де z_1, z_2 – висота розміщення осі трубопроводу (геометричний напір) у відповідних перерізах; P_1, P_2 – тиск у відповідних перерізах; $(P_1/\rho g), (P_2/\rho g)$ – статичний напір у відповідних перерізах; w_1, w_2 – швидкість потоку в перерізах; $(w_1^2/2g), (w_2^2/2g)$ – швидкісний напір у відповідних перерізах.

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

При переміщенні реальних в'язких середовищ виникають сила внутрішнього тертя прошарків і сили тертя потоку рідини об стінки обмежуючих потік каналу, внаслідок чого на ділянці трубопроводу мають місце втрати енергії (напору), при цьому для двох різних перерізів трубопроводу можна також записати у відповідному випадку рівняння Бернуллі:

$$z_1 + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + h_n, \quad (3.27)$$

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, у якому рухається потік в'язкої рідини, від в'язкості самої рідини та від наявності на трубопроводі звужень, поворотів і регулюючої арматури.

3.5 Опір тертя в трубопроводах і апаратах

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

Місцеві опори виникають при будь-яких змінах швидкості потоку за величиною і за напрямком і враховують наявність запірних і регулюючих пристроїв, приладів, поворотів, раптових звужень і розширень потоку, характеру і конструктивних особливостей внутрішніх пристроїв, що впливають на швидкість і режим течії потоку.

Методика розрахунку місцевих та повних опорів трубопроводів викладається в спецкурсі "Гідравліка і гідравлічні машини".

Опір тертя при течії потоку в'язкої рідини в каналах складної форми і прямих трубопроводах у загальному випадку визначають, використовуючи рівняння

$$\Delta p = \lambda \frac{l_T}{d_3} \cdot \frac{\rho w^2}{2}, \quad (3.28)$$

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_T – довжина ділянки трубопроводу (апарата); d_3 – еквівалентний діаметр каналу; w – середня швидкість течії потоку середовища в каналі.

Опір тертя в трубному просторі багатোধодових теплообмінників розраховують з урахуванням кількості труб в одному ході і кількості ходів:

$$\Delta p_T = \frac{w_T^2 \rho_T}{2} \left[\lambda \frac{l \cdot z}{d_B} + (4,5z + 0,5) \right], \quad (3.29)$$

де λ – коефіцієнт тертя середовища в трубках; l – довжина труб; d_B – внутрішній діаметр труб; w_T – швидкість середовища в трубах; z – кількість ходів в трубному просторі.

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

$$\Delta p_{\text{мт}} = \frac{w_{\text{мт}}^2 \rho_{\text{мт}}}{2} \left[\frac{3m(x+1)}{\text{Re}_{\text{мт}}^{0,2}} + 1,5x + 3 \right], \quad (3.30)$$

де m – кількість рядів труб у міжтрубному просторі; x – кількість сегментних перегородок; $w_{\text{мт}}$ – швидкість течії потоку середовища в самому вузькому перерізі міжтрубного простору; $\text{Re}_{\text{мт}}$ – число Рейнольдса для середовища у міжтрубному просторі.

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

$$\Delta p_{\text{с}} = \lambda_{\text{н}} \frac{\sigma \text{H}}{4 \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho w_0^2}{2}, \quad (3.31)$$

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 порізність зернистого шару; w_0 – фіктивна (віднесена до вільного перерізу) швидкість потоку середовища; λ – коефіцієнт тертя, що залежить від типу насадки і засобу її завантаження, для кілець Рашига, завантажених навалом при $\text{Re} < 40$ $\lambda = 140/\text{Re}$, при $\text{Re} > 40$ $\lambda = 16/\text{Re}^{0,2}$.

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 і масової витрати рідини, що рухається в циліндричному апараті.
- 4 Знайдіть максимальний і мінімальний діаметри трубопроводу для пропускання через нього потоку води і 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 при течії в потоці залежить інерційна сила?
- 9 Назвіть критичні числа Рейнольдса для різних режимів течії.
- 10 Запишіть рівняння для розрахунку опору тертя при течії потоку води в трубопроводі.
- 11 Запишіть значення коефіцієнтів тертя для ламінарного і турбулентного режимів течії рідини в трубопроводі.

РОЗДІЛ 4

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ І 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 і апаратів

Внаслідок складного характеру взаємодії потоків у технологічних процесах математичне описування їх утруднене або виконується у вигляді системи складних диференціальних і функціональних рівнянь, що, як правило, лише приблизно відбивають закономірності проходження цих процесів. А у 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 у малому масштабі при порівняно невеликих матеріальних витратах вивчити основні фактори, що впливають на хід процесу, одержати кінетичні залежності для математичного опису процесу, а потім використовувати отримані 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, отриманих на модельних об'єктах, в умови роботи промислових апаратів повинно проводитись

з урахуванням змін властивостей робочих середовищ, а також впливу масштабів натурних об'єктів на характер взаємодії потоків.

Найбільш плідними в даний час є методи наукового пізнання, що використовують теорію подібності і 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, при цьому 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 кінцевому підсумку є з'ясування впливу різноманітних факторів і параметрів процесу на швидкість його проходження, а також визначенні 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) установлення 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 і математичне моделювання зводяться до однієї мети:

- а) до створення методу теоретичного та експериментального дослідження складних процесів;
- б) до розроблення методів розрахунку і створення прогресивної апаратури.

Тільки єдність цих методів дозволяє домогтися найбільшого успіху при вивченні і впровадженні 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, отриманих 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, при яких кількість дослідів буде мінімальним;
- б) визначити найменшу кількість фізичних величин, що впливають на процес, є визначальними і їх необхідно вимірювати в досліді;
- 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.

Таким чином, 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 протікають у природі, може бути описана системою математичних або диференціальних рівнянь. Як правило, ці рівняння відносять 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, відносять 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, при цьому

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

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

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

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

До умов однозначності входять такі параметри системи:

- 1) геометричні розміри і форму об'єкта, в якому проходить процес;
- 2) фізичні і фізико-хімічні параметри, що характеризують явище;
- 3) граничні умови, що характеризують взаємодію потоку на границях об'єкта, у якому проходить 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 усіх 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 відносять до однієї групи фізичних явищ, а саме до примусового руху рідкого середовища. У той самий час переміщення мас рідини в необмеженому просторі або об'ємі, обумовлений різницею густин взаємодіючих фаз, відносять до іншої групи явищ, а саме до явищ з вільним (природним) рухом, хоча обидві групи відносять 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 відносять 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 натуральному і 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).

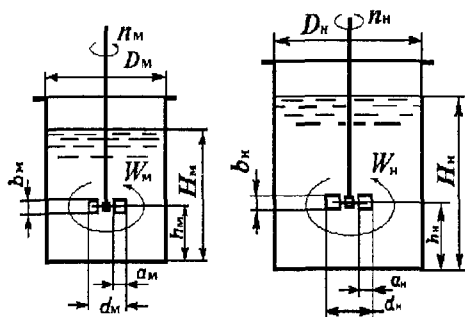


Рисунок 4.1 — Подібність процесів перемішування в натурній (Н) і модельній (М) мішалках

У модельній (М) - зліва і натурній (Н) - справа мішалках із відомими геометричними розмірами при частотах 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 та розмірів об'єктів, в яких проходять подібні процеси. Для показаних апаратів константа геометричної подібності визначається відношеннями

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

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

$$k_p = \frac{\Delta P_N}{\Delta P_M}, \quad k_w = \frac{w_N}{w_M}, \quad k_n = \frac{n_N}{n_M},$$

$$k_\rho = \frac{\rho_N}{\rho_M}, \quad k_\mu = \frac{\mu_N}{\mu_M}, \quad (4.3)$$

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 і фізико-хімічної подібності на відповідних границях об'єкта та у початковому його стані.

Часова подібність задається константою подібності

$$k_t = \frac{t_n}{t_m}, \quad (4.4)$$

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

Таким чином, **подібними є об'єкти, фізичні явища і процеси**, що проходять у геометрично подібних об'єктах (натурному і модельному), і при цьому всі 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):

$$\begin{aligned} D_n &= k_l \cdot D_m, & H_n &= k_l \cdot H_m, & \rho_n &= k_p \cdot \rho_m, \\ w_n &= k_w \cdot w_m, & \mu_n &= k_\mu \cdot \mu_m, & t_n &= k_t \cdot t_m. \end{aligned}$$

4.3 Подібність фізичних процесів, індикатори і критерії подібності. Теорема подібності

Умови подібності можуть бути задані не тільки константами подібності, але і 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 суттєвими параметрами процесу: швидкостями, прискоренням, фізичними силами, потоками тепла і маси, що рішуче впливають на хід процесу і 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 і руху окремо для натурного і модельного об'єктів відповідно:

$$F_n = m_n \frac{w_n}{t_n}, \quad (4.5) \quad F_m = m_m \frac{w_m}{t_m}, \quad (4.5')$$

де m_n, m_m - маси тіл натурного і модельного об'єктів; w_n, w_m - швидкості руху натурного і модельного тіл.

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

$$k_f = \frac{F_n}{F_m}, \quad k_m = \frac{m_n}{m_m}, \quad k_w = \frac{w_n}{w_m}, \quad k_t = \frac{t_n}{t_m}. \quad (4.6)$$

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

$$k_f F_m = k_m m_m \frac{k_w w_m}{k_t t_m}. \quad (4.7)$$

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

$$k_f = k_m \frac{k_w}{k_t}. \quad (4.8)$$

Комплекси типу (4.8), що виражають зв'язок між різного роду константами подібності в подібних об'єктах або процесах, називають **індикаторами** подібності. В даному випадку 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 і фізичними величинами.

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

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

звідки знайдемо

$$\frac{F_n \cdot t_n}{m_n \cdot w_n} = \frac{F_m \cdot t_m}{m_m \cdot w_m} = \text{idem}, \quad (4.10)$$

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 співвідношення називають комплексами подібності, або **критеріями** подібності.

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

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

Якщо в критерій подібності входить невідома (шукана) величина, то такий критерій називають **невизначеним (визначуванним)**.

Властивість подібних систем була досліджена і доведена ще в 17 ст. І.Ньютоном, а потім пізніше сформульована як **перша** теорема подібності, згідно з якою **подібні явища характеризуються однаковими і чисельно рівними 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:

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

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

Так, підставивши у вираз (4.11) залежність $t = l/w$, 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, m ; w - швидкість руху тіла, м/с.

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

Друга теорема подібності встановлює зв'язок між змінними, 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 опрацювати 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 у яких рівні визначальні критерії подібності.**

Третя теорема є основою для моделювання фізико-хімічних процесів і дозволяє узагальнити результати дослідів у вигляді критеріальних рівнянь і застосувати отримані 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 **всьяке рівняння, що пов'язує N основних величин, виражених через M основних одиниць вимірів, може бути подане у вигляді залежності між $(N-M)$ критеріями подібності.**

При використанні π -теореми обов'язковою є умова, згідно з якою виміри усіх величин, що входять до функціональної залежності, 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 отримати розрахункові критеріальні рівняння при володінні мінімальною інформацією щодо складного фізико-хімічного процесу.

Так, якщо достовірно відомі всі фактори, що впливають на хід процесу, то можливо отримати розрахункові критеріальні рівняння на базі методу аналізу розмірностей, використовуючи π -теорему.

Іншою вельми важливою перевагою теорії подібності є метод перетворення диференціальних рівнянь для складних процесів в критеріальні рівняння. Цей метод дозволяє не розв'язувати складне диференціальне рівняння, яке не завжди піддається розв'язуванню навіть при використанні сучасної обчислювальної техніки. Достатньо отримати диференціальне рівняння і 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 і модельного об'єктів і формулюють умови подібності для всіх величин, що входять до диференціальних рівнянь. Умови подібності задають константами подібності, що входять 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. При такій заміні отримують 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 при кожній складовій отриманого диференціального рівняння індикатори подібності, що враховують в цілому співвідношення між параметрами складових об'єкта та процесу. Ці індикатори подібності відносять 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 при складових диференціального рівняння на індикатор подібності при одній із 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. Отримані 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 при силах конвективних поділити на індикатор подібності при силах внутрішнього тертя, то буде отримано новий індикатор подібності з новим співвідношенням параметрів процесу, який має новий фізичний зміст.

5 Виписують окремо кожний із отриманих індикаторів подібності, замінують в них константи подібності відношенням відповідних величин, а тоді складають комплекси – критерії подібності. Фізичний зміст отриманих критеріїв подібності буде таким самим, як і попередніх до них індикаторів подібності.

Саме таким методом отримано критерій Ньютона – формула (4.11).

6 Записують у загальному вигляді критеріальну залежність між критерієм невизначеним та критеріями визначеними (див. нижче).

4.5 Критерії гідродинамічної подібності та їх фізичний зміст.

Невизначені і визначені критерії подібності

Крім вищеназваних методів перетворення диференціальних рівнянь в критеріальні, існує формальний, менш складний спосіб перетворення рівнянь, та 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 отриманому рівнянні ділять одні його складові на інші, а отриманий результат ділення перетворюють в 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 , при цьому отримаємо рівняння

$$-\frac{\Delta P}{\Delta l} + \mu \cdot \frac{w}{\Delta l^2} + \rho \cdot g = \rho \cdot \frac{w}{t} + \rho \cdot \frac{w^2}{\Delta l}, \quad (4.13)$$

(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 із середньою швидкістю w , маємо

$$\frac{\Delta P}{\Delta l} : \rho \cdot \frac{w^2}{\Delta l} = \frac{\Delta P}{\rho \cdot w^2}.$$

Отриманий 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, отримаємо 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)** :

$$\rho \cdot \frac{w^2}{\Delta l} : \frac{\mu \cdot w}{\Delta l^2} = \frac{w \cdot l \cdot \rho}{\mu} = Re. \quad (4.15)$$

Якщо поділити складову (5) на складову (3), що виражає вплив гравітаційних сил рідини, одержимо комплекс, що є мірою співвідношення сил інерційних до сил гравітаційних у подібних потоках рідини, що рухається, і який отримав назву критерію **Фруда (Fr)**:

$$\rho \cdot \frac{w^2}{\Delta l} : \rho \cdot g = \frac{w^2}{\Delta l \cdot g} = Fr. \quad (4.16)$$

Якщо поділити складову (5) на складову (4), що виражає вплив сил інерційних локальних при нестационарному русі потоку, то отримаємо 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)** :

$$\rho \cdot \frac{w^2}{\Delta l} : \rho \cdot \frac{w}{t} = \frac{w \cdot t}{l} = \text{Ho} . \quad (4.17)$$

Критерії Re, Fr, Ho складені із відомих величин, що входять в 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 обчислене, 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 випадку примусового руху рідини в трубопроводі є визначеним. Він же може стати невизначеним при гравітаційному осадженні твердих частинок у потоках газу або рідини.

Розрізняють критерії **прості**, складені із безпосередньо визначених величин, критерії **модифіковані**, у яких деякі величини замінені іншими величинами, а також критерії **похідні**, – утворені із 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, при перемішуванні в'язких рідин у механічних мішалках використовують модифікований критерій Рейнольдса, у якому колова швидкість лопаті мішалки виражена через частоту її обертання, а саме:

$$\text{Re}_m = \frac{n \cdot d_m^2 \cdot \rho}{\mu} , \quad (4.18)$$

де n – кількість обертів, $1/\text{с}$; d_m – діаметр лопаті мішалки, м.

Отримані 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 у каналах, апаратах і трубопроводах. У табл. 4.1 наведені найбільш поширені основні та похідні критерії гідродинамічної подібності.

Похідні критерії належать до складних та утворюються в результаті враховування або заміни однієї або декількох величин іншими величинами та комплексами.

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	$Re = wdp / \mu = wd / \nu$	Міра співвідношення сил інерційних до сил в'язкого тертя у 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	$Ar = Ga[(\rho_T - \rho) / \rho]$	Міра співвідношення сил в'язкого тертя до виштовхувальних сил у потоках
Лященко	$Ly = Re^3 / Ar = w^3 \rho^2 / (\rho_T - \rho) \mu g$	Міра співвідношення сил інерційних та виштовхувальних у подібних потоках

Зокрема, відношення критеріїв Re^2 / Fr дозволяє визначити співвідношення сил в'язкого тертя і сил гравітаційних у подібних потоках, у яких не вдасться звичайним способом визначити швидкість руху, як-от у потоках з природною циркуляцією рідини. Новий безрозмірний комплекс отримав назву критерію **Галілея** :

$$Ga = \frac{Re^2}{Fr} = \left(\frac{wl\rho}{\mu} \right)^2 : \frac{w^2}{lg} = \frac{l^3 \rho^2 g}{\mu^2}. \quad (4.19)$$

В окремих процесах виникає рух потоків під дією сил тертя, масових, інерційних та виштовхувальних сил, обумовлених дією різниць густини взаємодіючих фаз. У таких процесах часто використовують похідний критерій **Архімеда**, утворений в результаті комбінації критерію Галілея з відношенням густини середовищ:

$$Ar = Ga \frac{(\rho_T - \rho)}{\rho} = \frac{l^3 g}{\mu^2} \rho(\rho_T - \rho), \quad (4.20)$$

де ρ_T, ρ – густина взаємодіючих дисперсної твердої і рідинної фаз.

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 та місцях від початкового стану або розвитку процесу в натурному та модельному об'єктах.

4.6 Критеріальні рівняння гідродинамічних процесів

Отриманий 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 і шорсткості стінок трубопроводу та ін. У зв'язку з цим у гідродинамічних процесах руху та переміщення в'язкого середовища критерій Ейлера завжди є невідомим, визначуваним.

У той самий час інші критерії гідродинамічної подібності – Рейнольдса, Фруда, гомохронності – є визначеними, тому що вони складені винятково з величин, що входять в умови однозначності.

Якщо подати невідомий параметр (критерій Ейлера) через групу відомих (Рейнольдса, Фруда та інших), то у відповідності до другої теореми подібності отримаємо 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 у 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, отриманих на модельних об'єктах для конкретних процесів, знаходять значення коефіцієнта A і показників степенів 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 і рівняння набуває вигляду

$$Eu = A \cdot Re^a \cdot Fr^b \cdot \Gamma^d. \quad (4.23)$$

При сталому режимі переміщення середовища і зневажливо малому або незмінному впливі масових сил критеріальне рівняння має вигляд

$$Eu = A \cdot Re^a \cdot (L/d_3)^b. \quad (4.24)$$

Наприклад, у результаті узагальнення багатьох експериментальних даних, отриманих при переміщенні в'язких середовищ у трубопроводах із гладкими стінками в діапазоні чисел $Re=4000 - 100000$ для критеріального рівняння (4.24) знайдені: $A=0,158$; $a = -0,25$; $b=1$, при цьому критеріальне рівняння використовують у такому вигляді:

$$Eu = 0,158(L/d_3) / Re^{0,25}. \quad (4.25)$$

Подамо рівняння (4.25) через параметри, що входять до критерію Ейлера:

$$\frac{\Delta P}{\rho \cdot w^2} = 0,158(L/d_3) / Re^{0,25}. \quad (4.26)$$

Виразимо залежність (4.26) щодо втрат тиску та отримаємо

$$\Delta P = \lambda \cdot \frac{L}{d_3} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{2}, \quad (4.27)$$

де $(\rho w^2/2)$ – динамічний (швидкісний) натиск потоку; λ – коефіцієнт тертя в гладких трубопроводах: для ламінарного режиму руху в'язкого середовища ($Re < 2300$) $\lambda = 64/Re$; для турбулентного режиму руху ($2300 < Re < 10000$) $\lambda = 0,316/Re^{0,25}$.

Використання методів теорії подібності і моделювання при отриманні критеріальних рівнянь для описування конкретних гідродинамічних, тепло- і масообмінних процесів буде показано нижче при викладі окремих тем і розділів курсу.

4. 7 Методи опрацювання результатів дослідів і одержання функціональних і критеріальних рівнянь

У залежності 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 вірогідно відомі фактори, що впливають на хід процесу.

У залежності від цього існують і різні методи отримання критеріальних рівнянь, які потім використовують для опису швидкості процесу і розрахунків розмірів промислових апаратів.

У першому випадку диференціальне рівняння перетворюють в критеріальне методами теорії подібності, який викладено в підрозділі 4.4.

На основі спеціально виконаних експериментальних досліджень установлюють ступінь впливу кожного із критеріїв подібності на швидкість процесу за допомогою експериментально отриманих констант та показників степеня при критеріях подібності.

У другому випадку з отриманого функціонального рівняння виділяють шуканий параметр відносно 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 отримують шукане критеріальне рівняння в явному вигляді. Подібний метод буде використаний нижче при одержанні критеріальних рівнянь для розрахунку швидкості осадження частинок у гравітаційному полі.

У третьому випадку (найбільш трудомісткому) доводиться безпосередньо використовувати результати експериментальних досліджень.

Незалежно від волі людини розвиток багатьох фізико-хімічних і біологічних явищ у природі підлягають законам вірогідних процесів, геометричних прогресій і логарифмів, причому саме логарифмічна (або показова) залежність частіше усього відбиває вплив різноманітних факторів на швидкість процесу.

Тому натуралісти для математичного описування складних процесів досить часто використовують степеневу функцію такого вигляду:

$$K_0 = AK_1^b \cdot K_2^c, \quad (4.28)$$

де A - стала; b , c - показники степеня, що знайдені при опрацюванні 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

$$K_0 = A_1 K_1^b, \quad (4.29)$$

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.

Числові значення константи і показника степеня можна також знайти, розв'язуючи систему рівнянь для двох точок, які розміщуються на прямій, що їх усереднює.

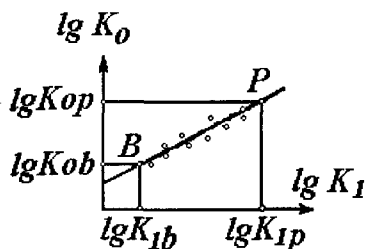


Рисунок 4.2 - Визначення константи A_1 і показника степеня b в рівнянні (4.30)

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, при двох комплексах, що впливають на хід процесу) розрахункова формула записується такою залежністю:

$$K_0 = A_2 K_1^b \cdot K_2^c , \quad (4.32)$$

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 $\lg K_1 - \lg K_0$ відобразиться у вигляді множини ліній, положення яких визначається величиною останньої K_2 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 степеня b , потім комплекс $V = A_2 K_1^b$ підставляють в рівняння (4.32) і використовують повторно за тією самою методикою для визначення показника степеня (c) у системі координат $\lg(K_0/K_1^b) - \lg K_2$. Потім на основі отриманих даних будують сполучений графік в 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 степеня в критеріальних рівняннях для процесу гравітаційного осадження частинок (наприклад, для перехідного режиму осадження $Re_0=0,152Ar^{0,714}$) або для процесу конвективного теплообміну при турбулентному режимі течії потоку теплоносія $Nu = 0,021Re^{0,8} Pr^{0,43}$).

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 степеня, що відрізняються між собою при однойменних змінних параметрах.

Подібні вищевикладені 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 їхня 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 та з якою метою їх застосовують?

5 Які явища відносять 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?

9 Як формулюються основні теореми теорії подібності?

10 Запишіть рівняння Нав'є – Стокса та поясніть, які види сил воно враховує?

11 Якими способами можна отримати 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?

Досвід, спостереження і розуміння законів природи однаково лежать у фундаменті як позитивних теоретичних, так і дійсних практичних знань.

Д.І. Менделєєв

ЧАСТИНА ДРУГА

ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ

ЗМІСТ

Розділ 5 Неоднорідні системи і методи їхнього розділення	88
5.1 Характеристика неоднорідних систем	89
5.2 Методи розділення неоднорідних систем	92
5.3 Матеріальний баланс процесів розділення НС	93
5.4 Кінетика гравітаційного осідання частинок.....	95
5.5 Критеріальні рівняння для розрахунку швидкості вільного осідання частинок у полі гравітаційних сил	97
5.6 Алгоритм розрахунку швидкості осідання за допомогою критеріальних рівнянь	98
5.7 Продуктивність відстійників	101
5.8 Розрахунок площі осідання відстійника	103
5.9 Будова і принцип роботи відстійників.....	105
5.9.1 Відстійники для суспензій	105
5.9.2 Відстійники для емульсій	107
5.10 Будова і принцип роботи пиловідстійників.....	109
Розділ 6 Флотажні методи розділення суспензій і пульп	112
6.1 Фізико-хімічні основи процесу флотації.....	112
6.2 Схема флотажних установок	117
6.3 Будова і принцип роботи флотажних апаратів	118
Розділ 7 Відцентрове розділення неоднорідних систем	122
7.1 Основні поняття і визначення	122
7.2 Фактор розділення та його фізична суть	124
7.3 Швидкість відцентрового осадження	124
7.4 Критеріальні рівняння процесу відцентрового осадження.....	126
7.5 Алгоритм розрахунку швидкості відцентрового осадження частинок у центрифугах	127
7.6 Розрахунок продуктивності центрифуг періодичної і безперервної дії	128
7.6.1 Час осідання частинок у центрифугі	128
7.6.2 Продуктивність вертикальної відстійної центрифуги періодичної дії	128
7.6.3 Розрахунок продуктивності горизонтальної відстійної центрифуги безперервної дії	129
7.6.4 Продуктивність фільтрувальної центрифуги.....	131
7.7 Циклонний процес і апаратура	134
7.8 Будова і принцип роботи центрифуг	137
7.8.1 Основні класифікаційні ознаки центрифуг.....	137
7.8.2 Центрифуги періодичної дії.....	138
7.8.3 Центрифуги безперервної дії. Автоматичні відстійні і фільтрувальні центрифуги.....	141

Розділ 8 Фільтраційне розділення та конструкції фільтрів	147
8.1 Основні поняття і визначення	147
8.2 Швидкість, кінетичні рівняння і константи процесу фільтрування	149
8.3 Експериментальне визначення констант фільтрування	152
8.4 Розрахунок продуктивності фільтрів	154
8.5 Фільтрування запиленних газів, будова фільтрів	159
8.6 Фільтрування суспензій та конструкції фільтрів	163
Розділ 9 Ультрафільтрація та зворотний осмос	174
9.1 Фізико-хімічна сутність процесу.....	174
9.2 Принцип роботи апаратів та установок.....	177
Розділ 10 Комбіновані методи розділення неоднорідних систем	180
10.1 Інерційні методи очищення сухих запиленних газів	180
10.2 Мокре пилоочищення газів і апаратура	182
10.3 Сепаратори для розділення газорідних потоків	185
10.4 Магнітне очищення	186
10.5 Акустичне та ультразвукове очищення	187
10.6 Електроочищення газів і нафтопродуктів	188
Розділ 11 Процеси і техніка псевдозрідженого зернистого шару	192
11.1 Гідродинаміка псевдозрідженого шару	192
11.2 Опір, порізність і висота псевдозрідженого шару	195
11.3 Залежність порізності шару від швидкості потоку	197
11.4 Робочі швидкості псевдозрідження та їхній розрахунок	198
11.5 Розрахунок діаметра винесених потоком зерен	199
11.6 Будова та принцип роботи апаратів із псевдозрідженим шаром	200
11.7 Пневно- і гідротранспортні установки.....	201
11.8 Розрахунок пневмо- або гідротранспортної установки	204
Розділ 12 Механічне перемішування і конструкції мішалок	206
12.1 Призначення процесу	206
12.2 Способи перемішування	206
12.3 Інтенсивність і ефективність перемішування	207
12.4 Витрата потужності на перемішування	209
12.5 Будова і принцип роботи мішалок	213

РОЗДІЛ 5

НЕОДНОРІДНІ СИСТЕМИ І МЕТОДИ ЇХНЬОГО РОЗДІЛЕННЯ

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 в результаті виробничої діяльності часто утворюються неоднорідні системи (НС) і виникає необхідність у розділенні їх на окремі фази.

Системою називають групу об'єктів або речовин, що знаходяться 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, як правило, не можуть бути розділені механічними способами.

Неоднорідними (гетерогенними) називаються системи, що складаються з двох або трьох фаз, у 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 при проведенні таких процесів:

а) механічних (подрібнюванні та тонкому подрібненні руд, просіюванні сипких і порошкоподібних матеріалів і т.п.);

б) гідромеханічних (піноутворенні – при проходженні газу через прошарок рідини, псевдозрідженні – при проходженні газів або рідин через прошарок порошків і зернистих сипких матеріалів, при перемішуванні та ін.);

в) теплових (при спалюванні твердого палива і утворенні пилогазової суміші, при випарюванні розчинів та ін.);

г) масообмінних (при розчиненні мінеральних руд, при обробці газів і рідин, екстракції, висушуванні, кристалізації та ін.);

д) при проведенні хімічних процесів в основній хімії і каталітичних процесів у нафтохімічних і нафтопереробних виробництвах.

Для розділення НС призначені гідромеханічні процеси, що базуються на використанні властивостей рухомих двохфазних 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, як-от: очищення пилогазової суміші або забрудненої рідини від зважених у них частинок; вловлювання та виділення корисних речовин із складних газових або рідинних систем.

Іноді основними задачами 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.

У залежності від стану і перерозподілу фаз, що входять в НС, розрізняють такі неоднорідні системи: **пилогазову** – гази зі зваженими в них твердими частинками; **димову** – газове середовище з розподіленими в ньому твердими частинками, що сконденсувались в 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.

У залежності від величини зважених твердих частинок розрізняють суспензії: **грубі** – із розміром частинок 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 і 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 і дисперсної фаз визначають експериментально та за таблицями (для рідинної і 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, при цьому

$$\frac{1}{\rho} = \frac{x}{\rho_T} + \frac{(1-x)}{\rho_c}, \quad (5.1)$$

де x – масова частка твердої дисперсної фази; ρ , ρ_c , ρ_T – усереднена та істинна густина рідини і твердої фази відповідно.

Формула (5.1) може бути використана для визначення густини вологого осаду, якщо вважати його як висококонцентровану суспензію, при цьому маємо

$$\rho_{во} = \frac{\rho_c \cdot \rho_T}{u \cdot (\rho_T - \rho_c) + \rho_c}, \quad (5.2)$$

де u – вологість осаду, мас. частка.

З рівняння (5.1) також можна визначити концентрацію твердої фази в суспензії, якщо відома її усереднена густина, при цьому

$$x = \frac{\rho_T(\rho - \rho_c)}{\rho(\rho_T - \rho_c)}, \quad (5.3)$$

де ρ – усереднена густина суспензії.

Фракційний склад дисперсної фази визначають за допомогою методу ситового аналізу – розсіюванням окремо виділеної і підготовленої для цього наважки усередненої проби за допомогою стандартного набору сит (див. рис. 5.1).

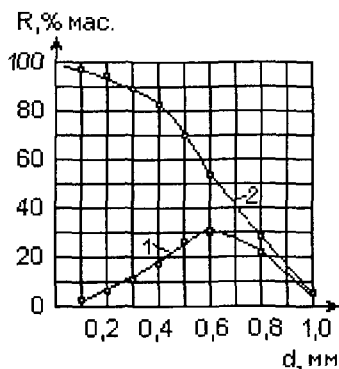


Рисунок 5.1 – Результати ситового аналізу полідисперсного порошку: 1 – диференціальна крива розподілу; 2 – інтегральна крива розподілу

Цей метод використовують переважно відносно грубодисперсних суспензій і запилених газів. Ситовому аналізу піддаються матеріали, попередньо висушені до сталої маси.

За допомогою фотометричного і седиментаційного методів аналізу визначають фракційний склад тонкодисперсних систем.

Результати ситового аналізу подають на графіках у формі диференціальних або інтегральних кривих розподілу. Кожна вузька фракція зерен, яку умовно називають монофракцією, характеризується середнім діаметром зерен, для визначення якого існує декілька методів.

Частіше ніж інші використовується метод визначення середньгеометричної величини, при цьому

$$d_{ci} = \sqrt{d_{vi} \cdot d_{ni}} \quad (5.4)$$

де d_{vi} , d_{ni} , d_{ci} – 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 усього зустрічаються частинки несферичної форми, які можна характеризувати еквівалентним діаметром, що дорівнює діаметру сфери частинок однакового об'єму або однакової маси, при цьому

$$d_{зч} = \sqrt[3]{6 V_c / \pi} = \sqrt[3]{6 G_c / \pi \cdot \rho_c} \quad (5.6)$$

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, при цьому

$$\psi_c = S_c / S \quad (5.7)$$

де S_c , S – площа поверхні сферичної і несферичної частинок однакового об'єму.

Для частинок різної форми нижче подані коефіцієнти сферичності:

Частинки	ψ_c	Частинки	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 у залежності від агрегатного стану і фізико-хімічних властивостей речовин, що складають її, ефективного розміру зерен, повноти, ефективності та економічності процесу, при цьому враховують температуру та агресивність середовищ, продуктивність апарата чи установки, витрат енергії, експлуатаційні і капітальні витрати.

Найбільш поширеними є такі методи розділення НС:

- гравітаційні (природні) методи осадження при використанні сил земного тяжіння і різниці густин взаємодіючих фаз;
- флотаційні методи при використанні повітря і реагентів;
- інерційні методи при використанні сил інерції закрученого потоку (відцентрових сил) або при зміні 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.

Осідання, що відбувається під дією різниці сил тяжіння і виштовхувальних сил середовища, переважно використовують для попереднього поділу грубодисперсних неоднорідних систем в установках періодичної і безперервної дії.

Флотація використовується для розділення суспензій і пульп з 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 при пропусканні НС через пористу (що фільтрує) перегородку, при цьому 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 і 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 та крапель дисперсної фази електричним зарядом з подальшим осіданням їх на осаджувальному електроді.

Акустичне та ультразвукове очищення туманів та пилогазових НС засноване на коагуляції та укрупненні 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 в залежності від подальших технологічних завдань, потужності установки і повноти розділення.

5.3 Матеріальний баланс процесів розділення НС

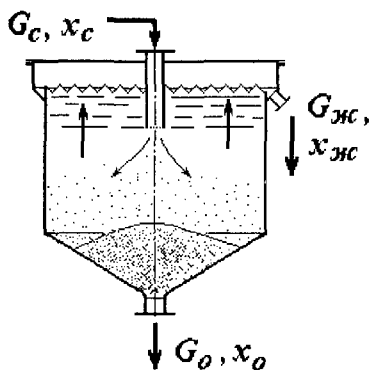
Метою проведення гідродинамічного процесу є розділення початкової НС на окремі фази або одержання із окремих фаз нової НС, збагаченою однією із фаз. Зокрема, при розділенні суспензій одержують вологі осад, згущені суспензії, пульпи або шлами, що складають нову НС із більш високим вмістом твердої фази.

Іншим продуктом розділення суспензії є освітлена рідинна фаза, що може вмішувати дрібнодисперсні частинки в значно меншій кількості в порівнянні 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.

В результаті проведення процесу розділення отриманої G_o кг вологого осаду з вмістом у ньому твердої фази x_o , % мас., а також $G_{ж}$ кг освітленої рідини з вмістом у ній дисперсної твердої фази $x_{ж}$, % мас.

За відсутністю 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

$$G_c = G_o + G_{ж}, \quad (5.9)$$

матеріальний баланс за дисперсною - твердою фазою

$$G_c \frac{x_c}{100} = G_o \frac{x_o}{100} + G_{ж} \frac{x_{ж}}{100}, \quad (5.10)$$

матеріальний баланс за дисперсійним середовищем – рідинною фазою

$$G_c \frac{(100 - x_c)}{100} = G_o \frac{(100 - x_o)}{100} + G_{ж} \frac{(100 - x_{ж})}{100}. \quad (5.11)$$

Підставивши в рівняння (5.10) із рівняння (5.9) $G_{ж} = G_c - G_o$ і розв'язавши його щодо маси вологого осаду, отримаємо

$$G_o = G_c \frac{(x_c - x_{ж})}{(x_o - x_{ж})}. \quad (5.12)$$

Аналогічним методом, підставивши масу вологого осаду із рівняння (5.9) $G_o = G_c - G_{ж}$ у рівняння (5.10) і розв'язавши його щодо маси освітленої рідини, маємо

$$G_{ж} = G_c \frac{(x_o - x_c)}{(x_o - x_{ж})}. \quad (5.13)$$

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 і загальний об'єм НС дорівнює сумі об'ємів окремих фаз, що входять до системи, знайдено об'єм початкової суспензії, що дорівнює

$$V_c = V_{тс} + V_{жс} = \frac{G_c x_c}{100 \rho_T} + \frac{G_c (100 - x_c)}{100 \rho_c}, \quad (5.14)$$

де $V_{жс}$, $V_{тс}$ – об'єм рідинної і твердої фази у початковій суспензії; ρ_c , ρ_T – густина рідкої і твердої фази відповідно.

Подібним методом знайдено об'єм отриманого вологого осаду

$$V_o = V_{то} + V_{жо} = \frac{G_o x_o}{100 \rho_T} + \frac{G_o (100 - x_o)}{100 \rho_C}, \quad (5.15)$$

де $V_{жо}$, $V_{то}$ – об'єм рідкої і твердої фази 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 і отримала назву швидкості рівномірного (автомодельного) осідання.

Звичайно, в хімічній апаратурі процес колективного осідання частинок проходить в стислих умовах, бо в НС, як правило, досить високий вміст твердих частинок, при цьому 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.

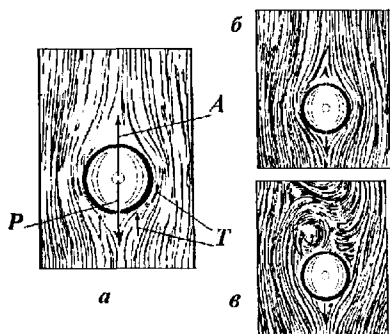


Рисунок 5.3 - Вільне осідання частинок у рідині:

а - сили, що діють на сферичну частинку; б – обтікання в ламінарному режимі; в – обтікання в турбулентному режимі

При вільному гравітаційному осіданні 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,

$$P = G_q = mg = \frac{\pi d_q^3}{6} \rho_q g ; \quad (5.16)$$

б) сила піднімальна (архімедова) – виштовхувальна сила середовища, що дорівнює вазі рідини, витиснутої частинкою,

$$A = G_c = \frac{\pi d_q^3}{6} \rho_c g ; \quad (5.17)$$

в) сила опору середовища, що виявляє свій вплив при русі частинки в потоці, і дорівнює

$$T = \xi \frac{\pi d_q^2}{4} \cdot \frac{\rho_c \cdot w_o^2}{2} , \quad (5.18)$$

де ξ – коефіцієнт опору при осіданні частинки; w_o – швидкість рівномірного осідання частинки; $\pi d_q^2/4$ – площа проекції (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 і 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, отримали

$$w_o^2 = \frac{4 d_q g (\rho_q - \rho_c)}{3 \xi \cdot \rho_c} , \quad (5.20)$$

$$w_o = \sqrt{\frac{4 d_q g (\rho_q - \rho_c)}{3 \xi \cdot \rho_c}} . \quad (5.21)$$

Числова величина вхідного у формули (5.20) – (5.21) коефіцієнта опору середовища залежить від режиму осідання, що характеризується модифікованим числом Рейнольдса $Re_o = w_o d_q \rho_c / \mu$.

Формулу (5.21) у практичних розрахунках не використовують через складності у визначенні значення коефіцієнта опору частинки.

При осіданні частинки **в ламінарному режимі** ($Re_o < 2$) на швидкість осідання переважно впливають сили в'язкісного тертя середовища, при цьому коефіцієнт опору $\xi = 24/Re_o$.

Стійкий турбулентний режим осідання частинок характеризується переважним впливом інерційних сил і супроводжується утворенням вихору за частинкою, що рухається. Такий режим спостерігається в діапазоні чисел $Re_o > 500$, при цьому коефіцієнт опору дорівнює $\xi = 0,44$.

Для **перехідного режиму** осідання, що характеризується спільним впливом в'язкістних та інерційних сил у діапазоні чисел $2 < Re_o < 500$, коефіцієнт опору визначається переважно за формулою Аллена, при цьому $\xi = 18,5/Re_o^{0,6}$. Серед інших формул відома $\xi = 10/Re_o^{0,5}$.

У відстійниках, як правило, осідання частинок відбувається в стислих умовах, коли частинки стикаються і зіштовхуються, при цьому на них діють додаткові сили, обумовлені зіштовхуванням і тертям між частинками. Величина цих сил знаходиться 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 порізністю (прозирністю) прошарку, дорівнює

$$\varepsilon = V_c/V_n = V_c/(V_T + V_c),$$

де V_c , V_n , V_T - об'єми середовища, прошарку і твердої фази відповідно.

У зв'язку із зазначеним швидкість стислого осідання частинок завжди менша від швидкості вільного осідання одиночних частинок.

Усереднену (позірну) густину суспензії у цьому випадку можна визначити за формулою

$$\rho = \rho_T \cdot \rho_c / [(\rho_T - \rho_c)x + \rho_T], \quad (5.22)$$

відповідно різниця густин твердої і рідкої фаз дорівнює

$$(\rho_T - \rho_c) = \frac{\rho_T(\rho - \rho_c)}{\rho \cdot x}. \quad (5.23)$$

Для малоконцентрованих суспензій, коли $\varepsilon > 0,7$, швидкість стислого осідання частинок для ламінарної області дорівнює

$$w_{ст} = w_0 \varepsilon^2 \cdot \Phi_\varepsilon, \quad (5.24)$$

де Φ_ε - фактор стислості, що дорівнює $\Phi(\varepsilon) = 1/10^{1,82(1-\varepsilon)}$.

Для концентрованих суспензій, коли $\varepsilon < 0,7$, швидкість стислого осідання, дорівнює

$$w_{co} = w_0 [0,123\varepsilon^3 / (1 - \varepsilon)], \quad (5.25)$$

де w_0 - 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.

Домножимо обидві частини рівняння (5.20) на комплекс $d^2 \rho_c^2 / \mu^2$, і отримаємо функціональну тотожність

$$\frac{d^2 \rho_c^2 w_0^2}{\mu^2} = \frac{4 d^3 g \rho_c (\rho_T - \rho_c)}{3 \xi \cdot \mu^2}, \quad (5.26)$$

яку зведемо до критеріальної форми у вигляді

$$Re_o^2 = \frac{4}{3\xi} Ar, \quad (5.27)$$

де Ar – число Архімеда для кульової частинки, $Ar = \frac{d^3 g \cdot \rho_c (\rho_c - \rho_f)}{\mu^2}$.

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

$$Ar = \frac{Re^2 (\rho_f - \rho_c)}{Fr \rho_c},$$

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, отримуємо формулу Стокса

$$w_o = \frac{d^2 g (\rho_f - \rho_c)}{18 \mu}. \quad (5.28)$$

Якщо в рівняння (5.27) підставити критичні числа Рейнольдса і значення коефіцієнта опору для відповідних режимів осідання, то можна знайти значення критичних чисел Архімеда, при цьому отримано: для ламінарного режиму $Ar \leq 36$, відповідно для турбулентного режиму $Ar > 84000$.

Підставляючи в рівняння (5.27) значення коефіцієнта опору для різних режимів осідання сферичних частинок і визначаючи рівняння відносно числа Рейнольдса, отримано:

- для ламінарного режиму при $Re_o < 2$ і $Ar < 36$

$$Re_o = 0,055 Ar; \quad (5.29)$$

- для перехідного режиму при $2 < Re_o < 500$ і $36 < Ar < 84000$

$$Re_o = 0,152 Ar^{0,714}; \quad (5.30)$$

- для турбулентного режиму при $Re_o > 500$ і $Ar > 84000$

$$Re_o = 1,74 Ar^{0,5}. \quad (5.31)$$

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, при цьому для чисел $Ar < 36$ режим осідання ламінарний, для чисел

$Ar > 84000$ режим осідання турбулентний, в інтервалі чисел $36 < Ar < 84000$ режим осідання перехідний;

- вибір одного з критеріальних рівнянь (формули (5.29)-(5.31)) для знайденого режиму осідання і розрахування за ним числа Рейнольдса;

- розрахування теоретичної швидкості вільного осідання сферичної частинки на основі отриманого числа Рейнольдса за формулою

$$w_o = \frac{Re_o \cdot \mu}{d_c \rho_c} \quad (5.32)$$

Практичну швидкість вільного осідання частинок беруть такою, що дорівнює половині від теоретичної :

$$w_{оп} = 0,5 w_o \quad (5.33)$$

Швидкість осідання несферичних частинок менша, ніж кулястих, і враховується за допомогою коефіцієнта сферичності

$$w'_{оп} = \psi \cdot w_{оп} \quad (5.34)$$

При осіданні концентрованих суспензій у стислих умовах це враховують 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 Лященка (Ly), що визначений за формулою

$$Ly = Re^3 / Ar = \frac{w_o^3 \rho_c}{g \cdot \mu (\rho_c - \rho_c)} \quad (5.35)$$

Підставивши у формулу (5.35) значення критичних чисел Рейнольдса та Архімеда для різних режимів осідання, отримані відповідні значення критичних чисел Лященка для різних режимів:

- для ламінарного режиму $Ly = 2^3 / 36 = 0,222$;
- для турбулентного режиму $Ly = 500^3 / 83000 = 1490$;
- для перехідного режиму $0,222 < Ly < 1490$.

Крім того, можна отримати безпосередні критеріальні рівняння для окремих режимів осідання, подані через критерії $Re = f(Ly)$ або $Ar = f_1(Ly)$. Зробивши такі перетворення, отримано:

- для ламінарного режиму осідання

$$Re = (18Ly)^{0,5} = 4,24Ly^{0,5}, \quad (5.36)$$

$$Ar = (18^3Ly)^{0,5} = 76,4Ly^{0,5}; \quad (5.37)$$

- для турбулентного режиму осідання

$$Re = 0,333Ly, \quad (5.38)$$

$$Ar = 0,333^3Ly^2 = 3,69 \cdot 10^{-2}Ly^2. \quad (5.39)$$

На рис. 5.4 подані графічні залежності критерію Ляшенка від критеріїв Архімеда та Рейнольдса.

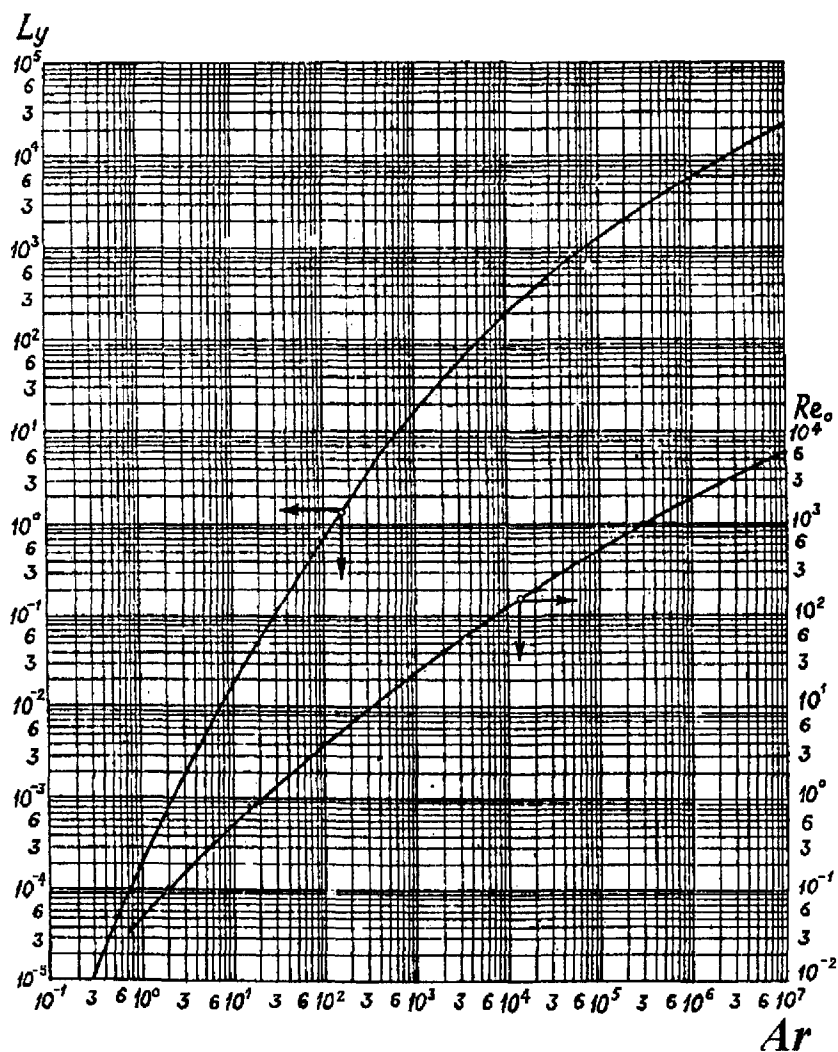


Рисунок 5.4 – Залежність чисел Ляшенка та Рейнольдса від числа Архімеда для сферичних частинок

Визначивши число Ляшенка за формулою (5.35), можна за допомогою рис. 5.4 знайти число Архімеда або число Рейнольдса та обчислити еквівалентний діаметр частинок за однією із формул:

$$d = Re \mu / w \rho , \quad (5.40)$$

$$d = [Ar \cdot \mu^2 / g \rho (\rho_r - \rho)]^{0,33} . \quad (5.41)$$

5.7 Продуктивність відстійників

Для розділення неоднорідних систем широко використовують **відстійники**, що дозволяють порівняно просто при малих енергетичних витратах зробити попереднє часткове розділення пилогазових систем, суспензій та емульсій.

Сутність процесу відстоювання полягає в тому, що неоднорідну систему завантажують в апарат - відстійник і залишають на якийсь час у спокійному стані (в апаратах періодичної дії), при цьому 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. У апаратах безперервної дії процес розділення фаз проходить в рухомому потоці, що при цьому частинки дисперсної фази осідають на дно апарата або на спеціальні пристрої – полиці. Повнота розділення НС в цих апаратах нижча, ніж в апаратах періодичної дії.

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 частинок, 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, припустимих умовами реалізації технологічного процесу.

Визначимо залежність **об'ємної продуктивності** апарата від його геометричних розмірів, швидкості руху потоку середовища і 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 зі середньою лінійною швидкістю W м/с, а швидкість вільного осідання частинок дорівнює w_0 м/с.

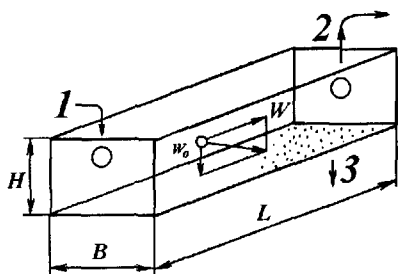


Рисунок 5.5 - Схема роботи горизонтального відстійника:

1 – подавання суспензії; 2 – відведення освітленої рідини; 3 – відведення осаду

Тоді час перебування потоку середовища в апараті дорівнює

$$\tau_{\text{пр}} = L / W . \quad (5.42)$$

Максимальний час осідання частинок у відстійнику дорівнює

$$\tau_{\text{ос}} = H / w_0 . \quad (5.43)$$

Припускаючи, що час перебування середовища в апараті і час осідання частинок рівні за величиною (перша умова успішної роботи відстійника), прирівнюючи рівняння (5.42) і (5.43), отримали

$$\frac{L}{W} = \frac{H}{w_0} ,$$

з якого знайшли

$$W = w_0 \frac{L}{H} . \quad (5.44)$$

З рівняння (5.44) випливає висновок, що припустима 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, м³/с, відстійника, розрахована для потоку середовища, що розділяється, дорівнює

$$V_c = B \cdot H \cdot W .$$

Підставляючи значення допустимої швидкості потоку з рівняння (5.44), отримали

$$V_c = B \cdot H \cdot w_0 \cdot \frac{L}{H} = w_0 \cdot B \cdot L . \quad (5.45)$$

Рівняння (5.45) дозволяє зробити головний висновок щодо об'ємної продуктивності відстійника, а саме – вона прямопропорційно залежить від швидкості осідання частинок та площі відстійника в плані і 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 просвітленій 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.

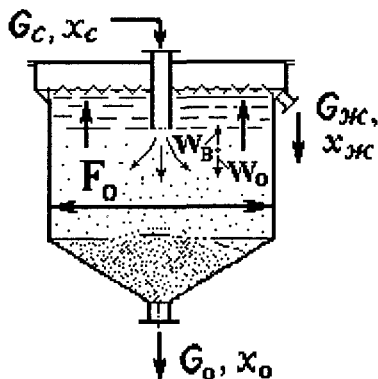


Рисунок 5.6 - До розрахунку площі осідання відстійника

Швидкість осідання частинок розраховують за мінімальним діаметром частинок, що повинні бути відділені у відстійнику. З цією метою використовують критеріальні рівняння (5.29) - (5.31), при цьому варто враховувати форму частинок, що осідають.

Частинки будуть осідати у висхідному потоці рідини в тому випадку, якщо швидкість потоку не буде перевищувати швидкість осідання частинок, тобто умовою задовільної роботи відстійника є залежність $w_o \geq w_B$.

Об'ємна продуктивність відстійника щодо просвітленої рідини

$$V_c = w_B \cdot F_o,$$

звідки

$$F_o = \frac{V_c}{w_B}, \quad (5.46)$$

де F_o – площа поперечного перерізу, що дорівнює розрахунковій площі осадження відстійника.

Об'ємну витрату просвітленої рідини можна знайти з рівняння (5.13), при цьому

$$V_c = \frac{G_ж}{\rho} = \frac{G_c}{\rho} \cdot \frac{(x_o - x_c)}{(x_o - x_ж)}, \quad (5.47)$$

де x_c , $x_ж$, x_o – концентрація (вміст) твердих частинок у суспензії, освітленій рідині та у вологому осаді відповідно.

Підставляючи в рівняння (5.46) значення $w_b = w_o$ і об'ємної витрати рідини V_c із рівняння (5.47), а також допускаючи $x_{ж} = 0$, отримали

$$F_o = \frac{G_c \left(1 - \frac{x_c}{x_o}\right)}{w_o \rho} \quad (5.48)$$

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 треба врахувати швидкість висхідного потоку рідини, що дорівнює $w_b = 0,75w_o$, а також стислі умови осідання та неоднорідний дисперсійний склад частинок, що осідають. Тому в **практичних** розрахунках використовують формулу

$$F_o = \frac{1,33 G_c \left(1 - x_c / x_o\right)}{w_o \rho} \quad (5.49)$$

Відстійник вибирають згідно з розрахованою площею і приводять у відповідність 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 (звичайно 0,3 - 0,7 години) і може бути розрахована за формулою

$$H_o = \frac{G_o \tau_{пр}}{\rho_{во} F_o} \quad (5.50)$$

де $\rho_{во}$ – густина вологого осаду; $\tau_{пр}$ – час перебування суспензії у відстійнику.

Приклад 5.1 Для освітлення водного розчину кам'яної солі у виробництві кальцинованої соди використовують відстійник, до якого подають $V=15 \text{ м}^3$ розчину солі густиною $\rho_c=1200 \text{ кг/м}^3$ при температурі 18°C , у якому знаходяться частинки карбонату кальцію густиною $\rho_{ч}=2400 \text{ кг/м}^3$ та діаметром $d_{ч}=12 \text{ мкм}$ закругленої форми, в'язкість розчину $\mu=1,8 \text{ сП}$. Початкова концентрація твердої фази в розчині складає $x_c = 3,2 \%$, вологість отриманого згущеного осаду складає $w = 72 \%$ (% мас.). Визначити діаметр відстійника та його продуктивність щодо твердої фази та згущеного осаду.

Розв'язання. 1 Знайдемо режим осідання частинок у розчині за допомогою критерію Архімеда – (див. рівняння (5.27)):

$$\begin{aligned} Ar &= d_{ч}^3 g \rho_c (\rho_{ч} - \rho_c) / \mu^2 = \\ &= (12 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 9,81 \cdot 1200 (2400 - 1200) / (1,2 \cdot 10^{-3})^2 = 0,017. \end{aligned}$$

Число $Ar < 36$, тому режим осідання частинок ламінарний.

2 Для ламінарного режиму використовуємо критеріальне рівняння (5.29) та знайдемо 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):

$$w_o = Re_o \cdot \mu / d_c \cdot \rho_c = 0,94 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2 \cdot 10^{-3} / 12 \cdot 10^{-6} \cdot 1200 = 7,8 \cdot 10^{-5} \text{ м/с.}$$

4 Дійсну швидкість осідання з урахуванням форми частинок знайдемо за рівнянням (5.34): $w_{оп} = 0,5 w_o \cdot \psi = 0,5 \cdot 7,8 \cdot 10^{-5} \cdot 0,8 = 3,13 \cdot 10^{-5} \text{ м/с.}$

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 просвітленій рідині відсутня тверда фаза. Тоді

$$G_r = G_c \cdot x_c = 5 \cdot 3,2/100 = 0,16 \text{ кг/с} = 576 \text{ кг/г.}$$

7 Визначимо продуктивність відстійника щодо вологого осаду за рівнянням матеріального балансу за твердою фазою, тобто $G_r = G_{во} \cdot (1 - w/100)$, звідки $G_{во} = G_r / (1 - w/100) = 0,16 / (1 - 72/100) = 0,5714 \text{ кг/с} = 2057 \text{ кг/г.}$

8 Площу поперечного перерізу (площу осадження) відстійника знаходимо за формулою (5.49):

$$F_o = \frac{1,33 G_c (1 - x_c / x_o)}{w_{оп} \cdot \rho_c} = \frac{1,33 \cdot 5 (1 - 3,2/28)}{3,13 \cdot 10^{-5} \cdot 1200} = 156,8 \text{ м}^2.$$

9 Визначимо діаметр відстійника за формулою

$$D = \sqrt{\frac{4 F_o}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 156,8}{3,1415}} = 14,1 \text{ м.}$$

Відповідь: продуктивність відстійника щодо твердої фази $G_r = 576 \text{ кг/г}$, щодо вологого осаду $G_{во} = 2057 \text{ кг/г}$, діаметр відстійника $D = 14 \text{ м}$.

5.9 Будова і принцип роботи відстійників

5.9.1 Відстійники для суспензій

Відстійники або згущувачі застосовують для попереднього розділення та просвітлення грубодисперсних суспензій.

У найпростішому випадку відстійник являє собою неглибокий басейн, який заповнюють суспензією і вона протягом певного часу відстоюється, після закінчення процесу відстоювання просвітлену рідину зливають (декантують), а осад (шлам) вивантажують у відвал або використовують, якщо він містить корисні компоненти.

Вертикальний одноярусний відстійник безперервної дії з механізованим вивантажуванням вологого осаду показаний на рис. 5.7.

Відстійник являє собою циліндричний корпус - чан діаметром від 2,5 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 звичайно встановлюють на опорах, відстійники великих діаметрів роблять бетонними і частково або цілком заглиблюють у ґрунт.

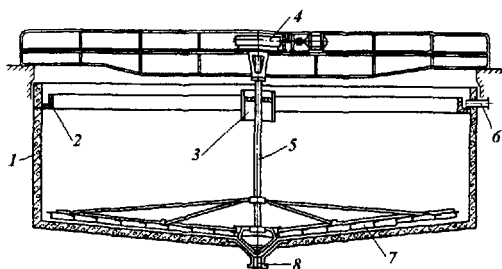


Рисунок 5.7 - Одноярусний відстійник із центральною гребковою мішалкою:

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

Переміщення осаду до розвантажувального патрубку здійснюється за допомогою граблів 7, що закріплені на валу 5, колова швидкість переміщення граблів на периферії складає 0,1- 0,2 м/с і може регулюватися в залежності від розмірів відстійника і властивостей суспензії. Загальна висота відстійників нормалізована і звичайно складає 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 просвітлення великих кількостей забруднених рідин застосовують камерні відстійники безперервної або напівбезперервної дії з похилими полицями (рис. 5.8) або вертикальні циліндричні відстійники з конічними полицями.

Потік суспензії після надходження в апарат рухається поперемінно нагору - вниз усередині каналів, що утворені похилими нерозрізними та розрізними перегородками – полицями, на які осідають частинки і потім сповзають у бункер для осаду.

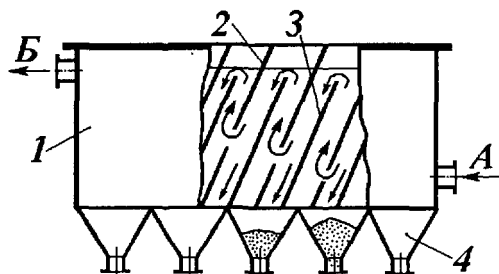


Рисунок 5.8 - Камерний відстійник із похилими полицями:

А - підведення суспензії; Б - відведення просвітленої рідини; 1 - корпус; 2 - розрізні полиці; 3 - нерозрізні полиці; 4 - бункер для збирання осаду

За ходом руху рідини від вхідного до вихідного патрубків шлях переміщення частинок поступово збільшується, що сприяє більш повному відділенню дрібнодис-

персних частинок. Кут нахилу полиць складає 45 – 60°. Повну поверхню осідання для апарата розраховують за сумарною поверхнею нерозрізних полиць.

Подібним методом працює вертикальний відстійник із конічними полицями. Досягненнями цих апаратів є простота будови та обслуговування, відсутність деталей і механізмів, що рухаються.

5.9.2 Відстійники для емульсій

Відстійники для емульсій періодичної і 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.

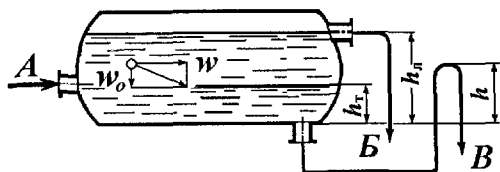


Рисунок 5.9 - Схема роботи відстійника для розділення емульсій:

А – підведення емульсії;
Б – відведення легкої фази;
В – відведення важкої фази

Після закінчення періодичного процесу розділення фаз утворюються два прошарки, кожний із яких зливають в окремі ємності.

У безперервно діючому відстійнику обидві рідини відводяться одночасно, при цьому висоти розміщення труб для відведення легкої і важкої фаз (див. рис. 5.9) повинні відповідати рівності величин гідростатичного тиску

$$(h - h_{\tau})\rho_{\text{в}} = (h_{\text{л}} - h_{\tau})\rho_{\text{л}},$$

звідки висота переливної труби

$$h = h_{\tau}(\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{л}}) + h_{\text{л}}\rho_{\text{л}},$$

де $\rho_{\text{л}}$, $\rho_{\text{в}}$ – густина легкої і важкої фаз відповідно.

Для попереднього очищення сирової нафти від води і механічних домішок використовують циліндричний відстійник із похилими полицями (див. рис. 5.10).

Похилі полиці встановлюють на відстані 0,2 - 0,3 м одну від іншої, кут нахилу осі апарата складає 10 – 15°. Такі відстійники мають більшу високу пропускну продуктивність при однакових розмірах із горизонтальними циліндричними апаратами.

Для очищення виробничих стічних вод від нафтопродуктів і масел часто застосовують горизонтальні прямокутні секційні механізовані нафтовловлювачі (див. рис. 5.11).

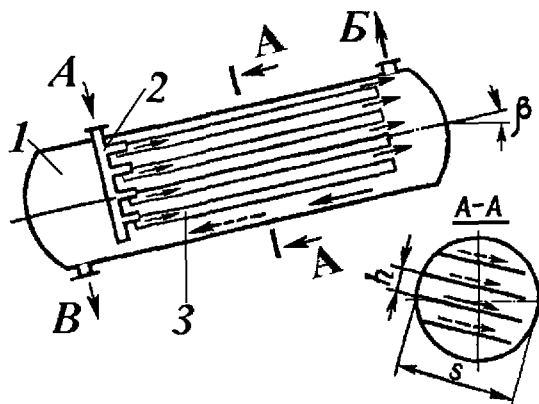


Рисунок 5.10 – Будова відстійника для сирови нафти:

А - подача сировини; Б - відведення просвітленої нафти;

В - відведення води і механічних домішок;

1 - корпус; 2 - колекторна труба; 3 - похилі полиці

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, при цьому 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 дна нафтовловлювача згрібається скребковим транспортером 3 у приямок 6, звідки відбирається гідроелеватором.

У промисловості широко використовуються також багатополічні і багатосекційні нафтовловлювачі пропускною продуктивністю в межах 300 - 600 м³/годину.

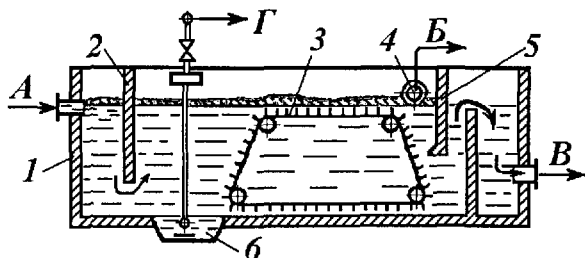


Рисунок 5.11 - Нафтовловлювач:

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 - приямок для осаду

5.10 Будова і принцип роботи пиловідстійників

Для попереднього очищення дуже запылених газів, що містять частинки величиною 0,05 - 0,1 мм, знайшли застосування поличні пиловідстійні камери (див. мал. 5.12), у яких потік запыленого 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 складає 40 -50%.

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 впоперек полиці 3, які примусово перевертаються на 90° під час вивантажування. Перевагами апарата є порівняна простота будови і роботи, а також те, що в невеликому об'ємі апарата розміщується велика кількість полиць, значно збільшивши при цьому загальну площу осаджування. Недоліками апарата є громіздкість, низька інтенсивність і ефективність роботи, утруднення, пов'язані з вивантажуванням пилу.

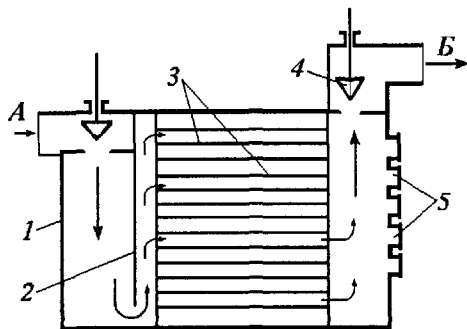


Рисунок 5.12 – Пиловідстійник поличного типу:

А - запылений потік газу;

Б - очищений газ;

1 - корпус; 2 - перегородка -

відбійник; 3 - полиці; 4 - клин-

вий затвор; 5 - люки для видален-

ня пилу

Для грубого очищення запылених газів безпосередньо на газоході монтують пилоосаджувальні камери прямокутного перерізу з встановленими в них вертикальними відбійними перегородками, що обгинаються газовим потоком. У порівнянні з площею перерізу газоходу площа поперечного перерізу камери в декілька разів більша, унаслідок 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 зволожених частинок злипатися і ставати важчими, що прискорює процес їх осідання.

Для очищення великих об'ємів запиленних газів застосовують більш інтенсивне та ефективне обладнання, описане в наступних розділах.

Приклад 5.2. Визначити розміри та кількість полиць пиловідстійника полицного типу для очищення газоповітряної суміші від пилу за такими умовами: витрата газів $V_0 = 7200 \text{ м}^3/\text{г}$ в розрахунку на нормальні умови (н.у.), середня температура газів $t = 250 \text{ }^\circ\text{C}$, надлишковий тиск в камері $\Delta p = 0,2 \text{ атм}$, відстань між полицями $h_m = 150 \text{ мм}$. Концентрація пилу в газі дорівнює $u_n = 35 \text{ г/м}^3$ (на н.у.), діаметр частинок $d_c = 20 \text{ мкм}$, їхня густина $\rho_c = 2700 \text{ кг/м}^3$. Знайдіть також продуктивність пиловідстійника щодо виділених пилових частинок, якщо ступінь уловлювання складає $\psi = 85\%$.

Розв'язання. 1 Визначимо об'ємну витрату газів за робочими умовами (ф-ла 2.2): $V_p = V_0 \cdot \frac{(273 + t_1) P_0}{273 P_1} = \frac{7200}{3600} \cdot \frac{(273 + 250) \cdot 1,033}{273 \cdot (1,033 + 0,2)} = 3,21 \text{ м}^3/\text{с}$.

2 Визначимо площу поперечного перерізу пиловідстійника, якщо припустити, що лінійна швидкість газів в ньому не перевищує $w = 0,4 \text{ м/с}$, тоді $S_n = V_p/w = 3,21/0,4 = 8,025 \text{ м}^2$.

3 Визначимо режим осадження частинок в апараті:

$$Ar = d_c^3 g \cdot \rho_c \cdot \rho_{\text{ч}} / \mu^2 = (20 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 9,81 \cdot 0,805 \cdot 2700 / (29 \cdot 10^{-6})^2 = 0,203,$$

де ρ_c – густина газів при робочих умовах, що вирахована за формулою (2.5); μ – в'язкість газів, для повітря $\mu = 29 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$ (див. додатки рис.Б.2).

Число Архімеда $Ar < 36$, а отже, режим осадження частинок ламінарний. Для ламінарного режиму число Рейнольдса $Re_0 = Ar/18 = 0,203/18 = 1,127 \cdot 10^{-2}$.

4 Визначимо теоретичну і практичну швидкість осадження частинок:

$$w_0 = Re_0 \cdot \mu / d_c \cdot \rho_c = 1,127 \cdot 10^{-2} \cdot 29 \cdot 10^{-6} / 20 \cdot 10^{-6} \cdot 0,805 = 2,03 \cdot 10^{-2} \text{ м/с},$$

$$w_{\text{оп}} = 0,5 w_0 = 0,5 \cdot 2,03 \cdot 10^{-2} = 1,015 \cdot 10^{-2} \text{ м/с}.$$

5 Час осадження частинок між полицями дорівнює

$$\tau_0 = h_m / w_{\text{оп}} = 0,15 / 1,015 \cdot 10^{-2} = 14,78 \text{ с}.$$

6 Загальна площа осадження частинок (див. ф-лу (5.45)) дорівнює

$$F_0 = V_p / w_{\text{оп}} = 3,05 / 1,015 \cdot 10^{-2} = 300,5 \text{ м}^2.$$

7 Геометричні розміри пиловідстійника визначимо за умови, що час осадження частинок між полицями дорівнює часу перебування газу в камері, тобто

то $\frac{L}{w} = \frac{h_m}{w_{\text{оп}}}$, звідки знаходимо співвідношення між довжиною камери та

відстанню між полицями $L/h_m = w/w_{\text{оп}}$, при цьому $L/h_m = 0,4 / 1,015 \cdot 10^{-2} = 39,4$, звідки довжина відстійника $L = 39,4 h_m = 39,4 \cdot 0,15 = 5,91 \text{ м}$. Беремо $L = 6 \text{ м}$.

Робочий об'єм пиловідстійника $V_k = S_n \cdot L = 8,025 \cdot 6 = 48,15 \text{ м}^3$.

Кількість полиць визначимо із загальної площі пиловідстійника $n = F_0/B \cdot L$, звідки $B \cdot L = F_0/n$, де n – кількість полиць; B – ширина полиці, що дорівнює ширині камери.

Окрім того, робочий об'єм поличного пиловідстійника можна знайти із рівняння $V_k = (n+1) h_m B \cdot L = (n+1) h_m F_o / n$.

$$\text{Із останнього рівняння визначимо кількість полиць } n = \frac{F_o \cdot h_m}{(V_k - F_o \cdot h_m)} =$$

$$= 300,5 \cdot 0,15 / (48,15 - 300,5 \cdot 0,15) = 14,65. \text{ Беремо } n = 15 \text{ полиць.}$$

$$\text{Загальна висота пиловідстійної камери } H = (n+1) \cdot h_m = (15+1) \cdot 0,15 = 2,4 \text{ м.}$$

$$\text{Загальна ширина пиловідстійної камери } B = S / H = 8,025 / 2,4 = 3,344 \text{ м.}$$

$$\text{Беремо } B = 3,4 \text{ м.}$$

Тоді фактична загальна площа осадження пиловідстійника складає

$$F_{os} = B \cdot L \cdot n = 3,4 \cdot 6,0 \cdot 15 = 306 \text{ м}^2.$$

8 Продуктивність пиловідстійника щодо твердої фази дорівнює

$$G_T = V_o \cdot y_n \cdot \psi / 100 \cdot 1000 = 7200 \cdot 35 \cdot 85 / 100 \cdot 1000 = 214,2 \text{ кг/г.}$$

Ступінь очистки газової суміші дорівнює $\psi = 100(y_n - y_k) / y_n$. Розв'язуючи рівняння відносно y_k , отримаємо концентрацію пилу на виході із пиловідстійника $y_k = (100 - \psi) y_n / 100 = (100 - 85) \cdot 35 / 100 = 5,25 \text{ г/м}^3$.

Відповідь: розміри пиловідстійника $B \times H \times L = 3,4 \times 2,4 \times 6,0$ м, загальна площа осадження $F_{os} = 306 \text{ м}^2$, кількість полиць $n = 15$; $G_T = 214,2 \text{ кг/г}$.

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 в результаті розділення неоднорідної системи.
- 7 Що називають швидкістю рівномірного осідання частинок?
- 8 Які фактори впливають на швидкість осідання частинок в потоках?
- 9 Запишіть рівняння сил, що впливають на швидкість осідання частинок.
- 10 Виведіть рівняння для розрахунку швидкості осідання частинок.
- 11 Які режими осідання частинок існують, що вони характеризують і як знаходять режим осідання?
- 12 Як впливає форма частинок на швидкість їхнього осідання?
- 13 Виведіть універсальне критеріальне рівняння для процесів гравітаційного осаджування частинок.
- 14 Запишіть формули Рейнольдса та Архімеда, що використовують в розрахунках процесів гравітаційного осаджування.
- 15 Запишіть критичні числа Рейнольдса та Архімеда для різних режимів осаджування. Як залежить коефіцієнт опору від режиму осідання часток?
- 16 Запишіть алгоритм розрахунку швидкості осідання частинок.
- 17 Виведіть рівняння для розрахунку об'ємної продуктивності відстійника. Який основний висновок можна зробити з нього?
- 18 Виведіть рівняння для розрахунку площі відстоювання.
- 19 Як улаштовані і працюють відстійники для розділення суспензій?
- 20 Як інтенсифікувати роботу відстійних апаратів?
- 21 Як улаштовані і працюють відстійники для розділення емульсій?
- 22 Як улаштовані і працюють пиловідстійні апарати?

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 зосереджуються 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 спеціальної обробки багатокomпонентної пульпи окремим її частинкам надають водовідштовхувальні властивості і здатність спливати у верхній прошарок під дією виштовхувальних сил. Потім проводять аера-

цію пульпи і відокремлюють разом із пінним прошарком спливаючі окремі компоненти в більш концентрованому стані.

Розрізняють два види флотації: **пінну і безпінну**, засновані на різноманітній здатності твердих частинок до змочування їх водою.

Частинки гідрофобні – ті, що відштовхують рідину – погано змочуються водою і її розчинами, частинки гідрофільні – ті, що притягують воду – добре змочуються водою і переважно осаджуються в ній або в її розчинах під дією гравітаційних сил.

Безпінна (плівкова) флотація відбувається в тому випадку, коли гідрофобні частинки мінералів обволікаються плівкою спеціально підібраної органічної рідини, яка добре відштовхує воду. Ці оброблені частинки спливають у воді і залишаються на її поверхні. При масляній флотації гідрофобні частинки спливають за рахунок їхнього прилипання до спливаючих масляних крапель.

Пінна флотація найбільш часто використовується в промисловості і заснована на попередній аерації пульпи повітрям, при цьому гідрофобні частинки, які знаходяться в пульпі або в суспензії, прилипають до поверхні пухирців повітря, які пронизують пульпу при аерації, і піднімаються з ними у верхній пінний прошарок, створюючи флотаційний концентрат, якщо в ньому знаходиться видобутий корисний цільовий мінерал. Іноді в пінний прошарок ідуть нецільові компоненти – хвости, а цільовий компонент залишається в суспензії.

Важливими чинниками в процесі флотації є стабільність піни і розміри пухирців, у зв'язку з чим використовують піноутворювачі – спеціальні речовини, що зменшують поверхневий натяг рідини на межі розподілу фаз і стабілізують процес утворення стійкої піни, яка складається з дрібних пухирців. Як піноутворювачі частіше усього використовують поверхневоактивні речовини (ПАР).

Гідрофільні частинки в основній своїй масі залишаються у воді в зваженому стані (камерний продукт) і створюють флотаційні хвости, що містять нецільові компоненти, і відводяться у відвали. Іноді камерний продукт містить цільовий видобутий концентрат.

Природну змочувальну властивість твердих частинок можна знизити додаванням у систему в невеликих кількостях збирачів – колекторів. Як колектори використовують соснову олію, нафтенові і олеїнові кислоти, ксантогенати та інші речовини, при цьому збирачі, що адсорбуються на поверхні частинок одного з компонентів, в цілому підвищують водовідштовхувальні властивості поверхні частинок. Внаслідок такої обробки частинки швидше прилипають до повітряних

пухирців. Крім збирачів можуть також використовуватись активатори – речовини, що посилюють дію збирачів, або депресори – речовини, що погіршують або виключають цілком процес флотації.

Флотацію використовують для збагачення руд цінними компонентами, для розділення або виділення солей, наприклад, хлориду калію із силівнітових руд. Флотація хлориду калію стала основним і найбільш економічним способом виробництва калійних добрив. Флотація є основним методом видобування сірки на Роздольському та Яворівському родовищах, збагачення апатитнефелінових 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.

Процес пінної флотації складається з таких основних стадій.

1 Кондиціонування – підготування пульпи до флотації з метою створення умов, що забезпечують для пульпи необхідні технологічні властивості, достатню швидкість і ефективність подальших процесів.

До **фізичних** методів кондиціонування відносять: газові – попередня обробка 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, поверхневоактивними речовинами.

Тривалість кондиціонування пульп, порядок подачі, вид і витрата реагентів, як правило, визначаються експериментально. Звичайно тривалість кондиціонування складає від декількох хвилин до декількох годин. При недостатньому часі кондиціонування знижується ступінь видобування компонента і підвищується витрата реагентів.

2 Аерування пульпи має на меті забезпечення насиченості її газовими складовими, подрібнення - диспергування повітряних і газових пухирців і створення умов найбільш тісного контактування їх із твердими частинками, в результаті 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 і перфоровані пристрої;

б) газоструминним – ерліфтним, що реалізується при ежекційному диспергуванні газових струмків у потоці пульпи, захваті газової фази частинками рудних мінералів при їх взаємному контакті;

в) механічним – примусовим диспергуванням повітря або газу спеціальними турбінними і пропелерними мішалками або імперерами.

Ефективність аерування визначається сумарною поверхнею контакту фаз в системі газ – рідина і величиною газових пухирців, що утворюються в звичайних умовах процесу флотації і досягають розмірів 1 - 4 мм. Якщо розмір пухирців складає 0,1 - 0,3 мм, то такий процес називають мікрофлотацією.

3 Стадія **власне флотації** складається із закріплення частинок на газових бульбашках і пухирцях та їхнього спливання через прошарок рідини у верхній пінний шар. Закріплення частинок на бульбашках повітря відбувається внаслідок зменшення водяного прошарку між поверхнею частинки і пухирцем газу за рахунок удару і дії сил поверхневого натягу. При співударі пухирця з частинкою відбуваються розрив і видалення гідратної плівки між ними, швидкість розриву плівки складає 0,01 - 0,2 м/с. Час для закріплення частинки на пухирцях – час індукції - тим менший, чим менший розмір частинки і чим вища її гідрофобність. При швидкостях повітря 0,02-0,1 м/с вірогідність прилипання частинки до пухирця близька до одиниці. Здатність прилипання частинок до пухирців підвищується за наявності на їхній поверхні мікропухирців газу, що утворилися при виділенні їх із розчину, попередньо насиченого газом.

На ефективність процесу флотації впливає масове співвідношення рідини (повітря, газу) : тверде, при цьому встановлено, що достатньо високий видобуток забруднюючих речовин із стічних вод досягається при співвідношеннях $P(\Gamma):T = 0,004 - 0,06$.

Спливання мінералізованих пухирців можливо за умови, коли піднімальна сила бульбашки або пухирця у рідині буде більшою від позірної сили частинки, тобто буде виконуватися умова

$$\frac{\pi d_{\Gamma}^3}{6} g(\rho_c - \rho_{\Gamma}) > \frac{\pi d_c^3}{6} g(\rho_T - \rho_c), \quad (6.1)$$

де d_{Γ} , d_c – діаметр газової бульбашки і твердої частинки відповідно; ρ_{Γ} , ρ_c , ρ_T - густина газу, середовища і частинки відповідно.

Під впливом чинних сил пухирці газу з прилиплими до них твердими частинками спливають вгору і збираються на поверхні середо-

вища, утворюючи пінний прошарок. Середня швидкість спливання бульбашок складає 0,03-0,04 м/с і може досягати 0,1-0,2 м/с у залежності від способу аерування, розмірів частинок, їхніх властивостей і типу флотаційної машини. При підвищенні швидкості спливання бульбашок зростає вірогідність відриву останніх від прилиплих частинок, що погіршує ефективність флотації.

Наближене значення максимальної величини частинки, що флотується, може бути обчислене за формулою

$$d_{\max} = [4 \cdot \sigma_c / (\rho_T - \rho_c) g], \quad (6.2)$$

де σ_c - поверхневий натяг рідини (Н/м); для води при 20 °С $\sigma_c = 72,8 \cdot 10^{-3}$ Н/м, при $t = 50$ °С $\sigma_c = 67,9 \cdot 10^{-3}$ Н/м; для бутилового спирту ($C_4H_{10}O$) при 20 °С $\sigma_c = 24,6 \cdot 10^{-3}$ Н/м.

Поверхневий натяг рідини може бути помітно знижений за рахунок добавки ПАР, наприклад, добавка пальмітинової кислоти (К-солі) у кількості 0,1 ммоль на літр знижує поверхневий натяг води до величини $\sigma_c = 34,2 \cdot 10^{-3}$ Н/м при температурі 20 °С.

4 Відведення та руйнування піни. Після отримання прошарку піни на поверхні рідини необхідно її видалити з поверхні, заглушити і зруйнувати. Піновидалення повинне бути організоване так, щоб поверхневий прошарок піни видалявся без руйнації нижнього прошарку. Часто піна сама опадає і руйнується при попаданні в камеру піновидалення, іноді піну пропускають через згущувальні лійки або сітчасті центрифуги. Піна також легко руйнується при подачі на її поверхню сильного струменя води за мінімальною її кількістю. Піну руйнують також за допомогою звукових і ультразвукових коливань.

У практиці очищення стічних вод застосовується біологічна і хімічна флотація. При біологічній флотації осадок із первинних відстійників направляється в спеціальні резервуари, де підігрівається водяною парою до температури 35 – 45 °С і при такій температурі витримується декілька діб. За рахунок розвитку і діяльності мікроорганізмів виділяються бульбашки газу, якими зачеплюються частинки мулу і спливають у верхній пінний прошарок. Потім піна також відводиться, руйнується та зневоднюється, при цьому одержують ущільнений мул вологістю до 80 % мас.

Флотація останнім часом застосовується для розділення сумішей хімічних речовин.

6.2 Схема флотаційних установок

Розглянемо технологічну схему типової флотаційної установки, подану на рис. 6.1.

Зі збірників 1 насосом 2 у чан – змішувач 3 додають реагенти і подають початковий концентрат – живлення, а потім суміш піддають попередньому перемішуванню. Підготовлена таким способом суміш подається в камеру флотації флотаційного апарата 4, де обробляється – аерується повітрям, при цьому відбувається захоплення гідрофобних частинок пухирцями повітря і вони разом із прилиплими частинками спливають вгору і створюють на поверхні рідини пінний прошарок. На виході із апарата пінний шар руйнується пінознімачем 5, а потім концентрат відводиться з пінного жолоба на подальше розділення. Рідина зі шламом гідрофільних частинок (хвости) із нижньої частини флотатора відводиться у відстійник, де розділяється на ущільнений осад і освітлену рідину, осад потім відводиться у відвал. Освітлена рідина після відстійника може повторно використовуватися в процесі флотації.

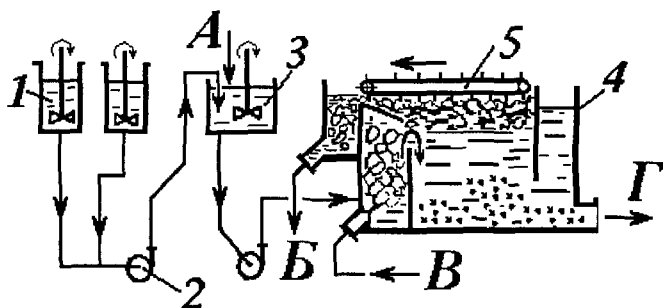


Рисунок 6.1 – Типова схема флотаційної установки:

- А – подача живлення; Б – відведення концентрату; У – 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 направляють у сатуратор, де відбувається насичення рідини повітрям або газом (наприклад діоксидом вуглецю). Очищення стічних вод методами флотації супроводжується ефективною аерацією, насиченням їх киснем, зниженням концентрації поверхнево-активних речовин та кількості бактерій і 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 у залежності від засобу насичення їх повітрям розрізняють вакуумну, напірну і ерліфтну флотацію.

Вакуумну флотацію застосовують при низькій концентрації зважених частинок у воді (не більше ніж 250-300 мг/л), при цьому стічні води попередньо насичують повітрям під атмосферним тиском, а саму флотацію проводять у флотаційній камері під розрідженням 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 добавляють коагулянти.

Напірні флотаційні установки мають продуктивність від 5 до 1000 м³/г і при менших габаритних розмірах забезпечують менше залишкове забруднення очищених вод, що відводяться. Об'єм подаваного повітря досягає 2-5% від об'єму стічних вод, час перебування стічних вод у флотаційній камері складає 10 - 20 хв.

Напірні флотатори широко використовуються для очищення стічних вод целюлозно-паперової промисловості, при цьому 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, витрати 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 забруднюючі речовини (олії, жири, парафіни, краплі нафти і т.д.), що легко флотуються.

6.3 Будова і принцип роботи флотаційних апаратів

Основним обладнанням флотаційних установок є флотаційна машина, в якій безпосередньо реалізуються процеси аерування пульп, власне флотації, відведення і гасіння піни.

Флотаційні машини класифікують за такими основними ознаками:

1) за способом перемішування та аерації пульпи – механічні, пневмомеханічні, пневматичні і пневмогідрравлічні;

- 2) за способом введення і контактування взаємодіючих фаз – розділним, спільним, прямотечійним і протитечійним;
- 3) за кількістю камер контакту взаємодіючих фаз – однокамерні і багатоканерні;
- 4) за конструктивними ознаками – горизонтальні (ящикові), вертикальні та колонні;
- 5) за використаним тиском – вакуумні, напірні та ерліфтні.

На рис. 6.2 та 6.3 показані деякі типи флотаційних машин.

На рис. 6.2 подана флотаційна машина з пневматичним перемішуванням суспензії. Повітря подається через колектор 2 і по трубах 3 поступає в нижню частину корпуса, тут пухирці повітря контактують з частинками руди і флотують їх. Пінний прошарок відводиться в приймальний жолоб 5.

В однокамерних барботажних апаратах пульпа подається зверху, а повітря подається через нижню газорозподільну камеру.

При барботажі повітря через шар пульпи рідина насичується повітрям і одночасно відбувається флотація забруднюючих речовин.

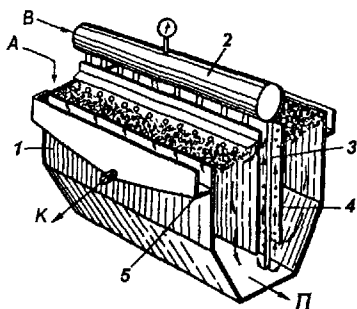


Рисунок 6.2 – Конструкція флотаційної машини з пневматичним перемішуванням суспензії:

А – подача пульпи; В – подача повітря; К – відведення концентрату; П – відведення породи (хвостів);

1 – корпус; 2 – колектор подачі повітря; 3 – труби; 4 – перегородки; 5 – приймальний жолоб

У приймальній камері двокамерних апаратах відбувається процес флотації, а у відстійній камері відбувається відділення піни з прилиплими частинками від очищеної рідини.

На рис. 6.3, а показаний флотатор для пневмогідралічного аерування пульпи при спільній подачі рідини і повітря під надлишковим тиском, при цьому знижуються енерговитрати на насичення рідини киснем у порівнянні з механічним аератором.

На рис. 6.3, б показана багатоканерна флотаційна машина, у якій робочим органом є механічний аератор – імпелер. Повітря подається по напірній трубі і диспергується імпелером – мішалкою, яка приводиться до роботи електродвигуном. Як диспергатори використовують

турбінні і пропелерні мішалки, що розміщені в нерухомому статорі з радіальними лопатками.

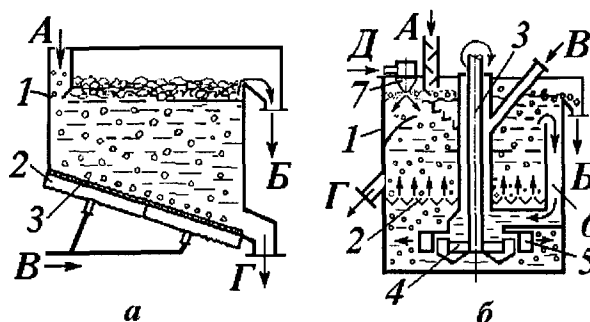


Рисунок 6.3 - Конструкції флотаційних апаратів:

А - пульпа; Б - концентрат; В - повітря; Г - хвости; Д - рідина;
 а - барботаажний: 1 - корпус; 2 – аераційний відсік; 3 – газорозподільна решітка;
 б - імпелерний: 1 - корпус; 2 – решітка; 3 - вал; 4 - імпелер - мішалка;
 5 - статор; 6 – жолоб перетічний

Над імпелерною камерою розміщується розподільна решітка для створення киплячого шару і обробки пульпи газорідним висхідним потоком, що дозволяє значною мірою інтенсифікувати процес флотації. Утворений пінний прошарок відводиться через верхній жолоб на розділення.

Одержали широке застосування протитечійні апарати колонного типу. У колонних однокамерних і багатоканерних апаратах повітря і 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 і пульпа рухається вниз із 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, при цьому в міру піднімання вгору пухирці газу збільшуються і 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 рис. 6.4.

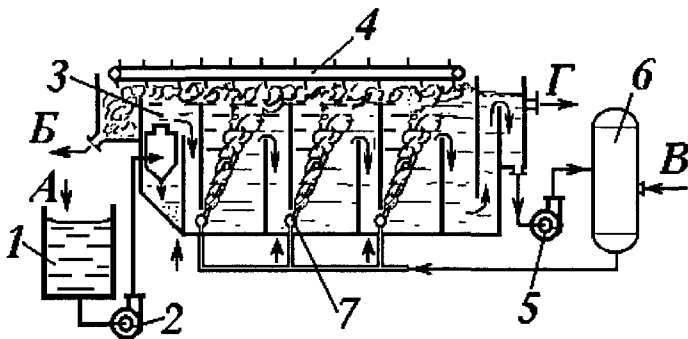


Рисунок 6.4 – Багатокамерна флотажна установка:

А – підведення стічних вод; Б – відведення пінного прошарку;

В – подача повітря; Г – відведення очищеної води;

1 – збірник стічних вод; 2, 5 – насос; 3 – флотажна машина; 4 – пінозбирач;
6 – сатуратор; 7 – аератор

Стічні води зі збірника 1 насосом 2 подаються через гідроциклон у першу камеру флотажної машини 3, де змішуються з попередньо насиченою повітрям циркуляційною водою, при цьому повітря частково виділяється в камері і 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 флотажної машини. Піна видаляється пінозбирачем 4, після її руйнації шлам відводиться в шламовідстійник (на рис. 6.4 не показано).

Фізико-хімічні способи руйнування піни базуються на додаванні до неї різноманітних реагентів.

Контрольні запитання

- 1 З якою метою використовують процеси флотації в промисловості і в народно-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 Намалюйте схему флотажної установки і назвіть основні види обладнання, які в ній використані.
- 7 Намалюйте схему пневматичного барботажного флотажного апарата та опишіть принцип його роботи.
- 8 Намалюйте схему механічної (імпелерної) флотажної машини і опишіть принцип її роботи.
- 9 У чому полягає суть роботи колонних флотажних апаратів?

РОЗДІЛ 7

ВІДЦЕНТРОВЕ РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ

У цьому розділі ...

- ◆ *Навіщо і кому потрібна центрифуга?*
- ◆ *Як зробити частинку важчою у тисячу разів?*
- ◆ *Що там за сили такі діють в центрифугі?*
- ◆ *Знайдемо швидкість відцентрового осідання.*
- ◆ *Скористаємося критеріальними рівняннями.*
- ◆ *Визначимо продуктивність центрифуги.*
- ◆ *Циклони тут, циклони там...*
- ◆ *Устаткування і принцип роботи центрифуг.*
- ◆ *Центрифуги різні та важливі і завжди потрібні.*
- ◆ *Ультрацентрифуга – машина часу.*

З метою значного збільшення швидкості осаджування та інтенсифікації процесів розділення неоднорідних систем у промисловості широко використовують процеси (циклонний та центрифугування), у яких на частинки дисперсної фази діють штучно утворені інерційні – відцентрові сили, що у сотні і тисячі разів перевищують сили їх власної ваги – гравітаційні.

Використання відцентрових сил дозволяє ефективно – швидко та краще розділяти запилені гази, суспензії, емульсії і навіть із газової суміші виділяти ізотопи газів.

7.1 Основні поняття і 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 у протилежний бік.

Величина відцентрової сили визначається за відомими формулами:

$$C = m \cdot a = \frac{mW_0^2}{R} = mR\omega^2, \quad (7.1)$$

де m - маса частинки; a – відцентрове прискорення, що діє на частинку; W_0 - колова швидкість переміщення частинки, $W_0 = 2\pi Rn = \omega R$;

R - радіус, на якому знаходиться частинка щодо центра обертання;
 ω - кутова швидкість обертання частинки, рад/с; n - частота її обертання відносно центра, 1/с.

З рівняння (7.1) випливає, що величина відцентрової сили, яка діє на частинку, збільшується прямо пропорційно масі, радіусу і квадрату кутової швидкості її обертання, причому з ростом останньої величина відцентрової сили збільшується значно швидше, ніж із збільшенням радіуса розміщення частинки.

Можливі два способи штучного створення відцентрової сили:

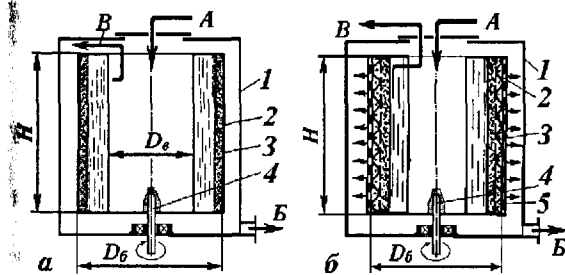
- організація примусового руху потоку середовища уздовж криволінійної поверхні в нерухомому апараті – так званий **циклонний процес**. Апарати, у яких реалізується циклонний процес для розділення двогазових середовищ, називають **циклонами**;

- примусове обертання ротора – барабана разом із середовищем, що знаходиться в ньому, з 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, при цьому в ньому проводять процеси **осаджувального** центрифугування для розділення суспензій або **розділювального** центрифугування при поділі емульсій. В інших випадках стінки барабана можуть бути перфоровані отворами, що поверх закриті фільтрувальною сіткою. Такий ротор називають фільтрувальним, а процес, в якому він використовується, називають **відцентровим фільтруванням**.

Відповідно до виду процесу центрифугування, що проводиться в апараті, центрифуги бувають **відстійними**, **фільтрувальними** та **розділювальними - сепаруючими** (див. рис. 7.1).

Рисунок 7.1 - Схема відстійної (а) і фільтрувальної (б) центрифуги:



А – подача суспензії;
 Б – відведення фугату;
 В – відведення вологого осадку;

1 – корпус (кожух); 2 – ротор (барабан); 3 – осад; 4 – вал ротора; 5 – фільтрувальна сітка

Внаслідок проведення процесу центрифугування суспензій у відстійних та фільтрувальних центрифугах одержують **вологий осад** і освітлену рідину - **фугат**. Вологість осадку, що одержують, та вміст

твердої фази у фугаті залежать від властивостей початкової суспензії, від типу і технічної характеристики центрифуги.

При розділенні емульсії одержують легку (з меншою густиною) і важку (із 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 $P=mg$. Порівнюючи між собою рівняння (5.16) і (7.1), легко помітити, що в останньому рівнянні комплекс $R\omega^2$ має сутність **відцентрового прискорення**.

Розділивши величину відцентрової сили на силу ваги для частинок однакової маси, отримали

$$K_p = \frac{C}{P} = \frac{mR\omega^2}{mg} = \frac{R\omega^2}{g} = 4Rn^2, \quad (7.2)$$

де ω – кутова швидкість обертання частинки, $\omega=2\pi n$.

Отримана залежність називається **фактором розділення** у відцентровому полі і показує, у скільки разів відцентрові сили більші від сил ваги або у скільки разів відцентрове прискорення більше від гравітаційного прискорення для частинок однакової 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 більшій мірі від частоти обертання ротора та у меншому ступені від його радіуса.

7.3 Швидкість відцентрового осадження

Для розрахунку швидкості відцентрового осадження частинок розглянемо процес розділення суспензії у поперечному перерізі відстійної вертикальної центрифуги (див. рис. 7.1, а та рис. 7.2).

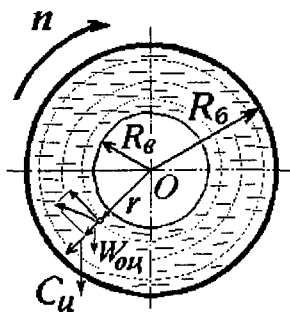


Рисунок 7.2 – Схема дії сил на частинку в барабані відстійної центрифуги

При обертанні барабана зі сталою кутовою швидкістю під дією відцентрової сили рідина розподіляється уздовж вертикальних стінок у формі параболоїда обертання, при цьому максимальна товщина кільцевого прошарку буде визначатися шириною закраїни борту барабана центрифуги.

Для промислових відстійних центрифуг радіус закраїни борту звичайно дорівнює $R_b = 0,71R_6$ за умови заповнення барабана суспензією на 50 % від його повного об'єму.

Частинки, що осідають у кільцевому прошарку рідини, візьмомо, як і в випадку гравітаційного осідання діаметром $d_{\text{ч}}$ і густиною $\rho_{\text{ч}}$, та вони будуть в радіальному напрямку знаходитись під впливом трьох сил:

- відцентрових сил, що діють на частинку і дорівнюють

$$C = m_{\text{ч}} \cdot a_{\text{ц}} = \frac{\pi}{6} d_{\text{ч}}^3 \rho_{\text{ч}} \cdot a_{\text{ц}}; \quad (7.3)$$

- сил виштовхувальних (архімедових) середовища, що дорівнюють

$$A = m_{\text{с}} \cdot a_{\text{ц}} = \frac{\pi}{6} d_{\text{ч}}^3 \rho_{\text{с}} \cdot a_{\text{ц}}; \quad (7.4)$$

- сил опору (тертя) частинки при її переміщенні в середовищі

$$T = \xi \frac{\pi}{4} \cdot d_{\text{ч}}^2 \frac{W_{\text{оц}}^2 \rho_{\text{с}}}{2}, \quad (7.5)$$

де $m_{\text{ч}}$, $m_{\text{с}}$ - маса частинки і витиснутого нею середовища відповідно; $\rho_{\text{ч}}$, $\rho_{\text{с}}$ - густина частинки і середовища відповідно; $a_{\text{ц}}$ - відцентрове локальне прискорення частинки; $W_{\text{оц}}$ - 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

$$\frac{\pi}{6} d_{\text{ч}}^3 \rho_{\text{ч}} \cdot a_{\text{ц}} = \frac{\pi}{6} d_{\text{ч}}^3 \rho_{\text{с}} \cdot a_{\text{ц}} + \xi \frac{\pi}{4} d_{\text{ч}}^2 \frac{W_{\text{оц}}^2 \rho_{\text{с}}}{2}. \quad (7.7)$$

Розв'язуючи рівняння (7.7) відносно локальної швидкості відцентрового осідання, отримали

$$W_{\text{оц}} = \sqrt{\frac{4 d_{\text{ч}} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) \cdot a_{\text{ц}}}{3 \xi \cdot \rho_{\text{с}}}}. \quad (7.8)$$

Замінюючи в рівнянні (7.8) відцентрове прискорення через фактор розділення з рівняння (7.2), одержали

$$W_{\text{оц}} = \sqrt{\frac{4 d_{\text{ч}} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) \cdot g}{3 \xi \cdot \rho_{\text{с}}}} \cdot K_p. \quad (7.9)$$

Аналізуючи рівняння (7.9), зазначимо:

1 Воно відрізняється від аналогічного рівняння (5.21) для процесів гравітаційного осадження наявністю фактора розділення.

2 Фактор розділення відносять до локального положення частинки і 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, при розрахунках швидкості осідання частинок в центрифугах фактор розділення вираховують для середнього радіуса кільця прошарку рідини в центрифугі, тобто $R_{cp} = (R_b + R_v)/2$.

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 у випадку гравітаційного осадження, доцільно користуватися критеріальними рівняннями.

Перетворимо рівняння (7.9) у критеріальне, з цією метою піднесемо обидві його частини до квадрата і помножимо їх на комплекс $d_x^2 \cdot \rho_c^2 / \mu_c^2$, при цьому отримаємо тотожність

$$\frac{W_{oc}^2 \cdot d_x^2 \cdot \rho_c^2}{\mu_c^2} = \frac{4 d_{qg}^3 \cdot (\rho_q - \rho_c) \rho_c}{3 \xi \cdot \mu_c^2} K_p$$

та подамо її в критеріальній формі

$$\xi \cdot Re_{oc}^2 = \frac{4}{3} (Ar \cdot K_p) \quad (7.10)$$

Залежність (7.10) аналогічна за структурою із критеріальним рівнянням (5.27), але відрізняється від нього наявністю фактора розділення K_p , що інтенсифікує процес осадження, при цьому режим осадження в нових умовах буде визначатися добутком чисел $(Ar \cdot K_p)$.

Границі режимів відцентрового осадження, як і раніше, визначаються величиною критерію Рейнольдса, при цьому для ламінарного режиму $Re \leq 2$, $\xi = 24/Re$, $(Ar \cdot K_p) < 36$ і рівняння (7.10) зводиться до такого вигляду:

$$Re_{oc} = \frac{1}{18} (Ar \cdot K_p) \quad (7.11)$$

Для перехідного режиму $2 < Re_{oc} < 500$, $\xi = 18,5/Re^{0,6}$, $36 < (Ar \cdot K_p) < 500$, тому після підстановки отримаємо

$$Re_{oc} = 0,152 (Ar \cdot K_p)^{0,715} \quad (7.12)$$

Для турбулентного режиму $Re_{oc} > 500$, $\xi = 0,44$, $(Ar \cdot K_p) > 84000$, при цьому маємо

$$Re_{oc} = \sqrt{3(Ar \cdot K_p)} = 1,73 \sqrt{(Ar \cdot K_p)} \quad (7.13)$$

Критеріальні рівняння (7.11) – (7.13) дозволяють визначити швидкість відцентрового осадження частинок у нестисливих умовах.

7.5 Алгоритм розрахунку швидкості відцентрового осадження частинок у центрифугах

Використання отриманих вище критеріальних рівнянь дозволяє розрахувати швидкість відцентрового осадження частинок за таким алгоритмом:

1 Уточнюють вихідні дані процесу осадження: середній діаметр частинок, що осаджуються, їхню густину, густину і в'язкість середовища при робочій температурі, 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 ($Ar \cdot Kp$) 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 рекомендацією

$$W_{\text{оцп}} = 0,5 W_{\text{оц}} \cdot \varphi \cdot \varepsilon, \quad (7.15)$$

де φ – коефіцієнт сферичності частинок; ε – коефіцієнт, що враховує стислі умови групового осідання частинок.

Розрахована швидкість відцентрового осідання частинок є мінімальною і повинна гарантовано забезпечити осідання частинок середньої величини в стислих умовах процесу.

Таким чином, розрахунок швидкості осідання частинок у відцентровому полі аналогічний до розрахунку швидкості осідання частинок у гравітаційному полі, але він враховує 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 при температурі $t=24^\circ\text{C}$, діаметр частинок $d_c = 15$ мкм, їхня густина $\rho_c = 2500$ кг/м³, внутрішній діаметр барабана $D_b=900$ мм, діаметр переливного борта $D_{\text{бп}}=680$ мм, частота обертання ротора $n = 900$ об/хв. У скільки разів збільшиться швидкість осадження частинок в роторі центрифуги у порівнянні зі швидкістю гравітаційного осадження?

Розв'язання.

1 Визначимо число Архімеда $Ar = d_c^3 g \cdot \rho(\rho_c - \rho) / \mu^2$,
де ρ – густина води при $t=24^\circ\text{C}$; μ – в'язкість води, $\mu=0,9 \cdot 10^{-3}$ (див. рис. Б.3).
 $Ar = (15 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 9,81 \cdot 997(2500 - 997) / (0,9 \cdot 10^{-3})^2 = 6,12 \cdot 10^{-2}$.

2 Визначимо фактор розділення у центрифугі $K_p = 4R_{\text{бн}} \cdot n^2 = 4 \cdot 0,34 \cdot 15^2 = 306$. Отже, швидкість осадження частинок в 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 із рівняння (7.11) $Re_{\text{оц}} = (Ar \cdot K_p) / 18 = 18,73 / 18 = 1,04$.

5 Теоретична швидкість осідання частинок у центрифугі за формулою (5.32) дорівнює $w_{\text{оц}} = Re_{\text{оц}} \mu / d_{\text{ч}} \cdot \rho = 1,04 \cdot 0,9 \cdot 10^{-3} / 15 \cdot 10^{-6} \cdot 997 = 6,26 \cdot 10^{-2}$ м/с.

6 Практична швидкість осадження частинок $w_{\text{оцп}} = 0,5 w_{\text{оц}} = 3,13 \cdot 10^{-2}$ м/с.

7.6 Розрахунок продуктивності центрифуг періодичної і 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 кінцевому підсумку осідаючи на ній.

Локальна швидкість переміщення частинки під дією відцентрових сил може бути знайдена за формулою

$$W_{\text{оц}} = \frac{dr}{dt}, \quad (7.16)$$

де dr – шлях, який проходить частинка за час dt .

Припустимо, ламінарний режим осідання частинки на всій ділянці її руху, підставимо швидкість осідання згідно з рівнянням Стокса (5.28) та визначимо час осідання, при цьому

$$\tau_o = \int \frac{R_{\text{б}}}{R_{\text{в}}} \frac{dr}{W_{\text{оц}}} = \int \frac{R_{\text{б}}}{R_{\text{в}}} \frac{dr}{r} \frac{18 \cdot \mu_{\text{с}} g}{d_{\text{ч}}^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) \omega^2}. \quad (7.17)$$

Проінтегрувавши це рівняння в межах від $R_{\text{б}}$ до $R_{\text{в}}$, отримали

$$\tau_o = \frac{18 \mu_{\text{с}} \cdot g}{4 \pi^2 n^2 d_{\text{ч}}^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})} \cdot \ln \frac{R_{\text{б}}}{R_{\text{в}}} = \frac{4,5 \mu_{\text{с}}}{n^2 d_{\text{ч}}^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}})} \cdot \ln \frac{R_{\text{б}}}{R_{\text{в}}}, \quad (7.18)$$

де τ_o – час осідання частинки, с; $R_{\text{б}}$, $R_{\text{в}}$ – внутрішній радіус барабана і радіус зливного борту центрифуги відповідно; n – частота обертання барабана, 1/с.

Для інших режимів осідання частинок в 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 визначається за залежністю

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{п}} + \tau_{\text{з}} + \tau_{\text{о}} + \tau_{\text{р}}, \quad (7.19)$$

де $\tau_{\text{п}}$ – час підготування центрифуги до роботи; $\tau_{\text{з}}$ – час завантаження; $\tau_{\text{о}}$ – час осідання; $\tau_{\text{р}}$ – час розвантаження осаду.

Кількість робочих циклів центрифугування протягом однієї години

$$z = \frac{3600}{\tau_{\text{ц}}}. \quad (7.20)$$

Об'єм разового завантаження (робочий об'єм) барабана центрифуги дорівнює об'єму рідинного кільця, що утворюється в ньому при виході на робочий режим:

$$V_{\text{р}} = \frac{\pi}{4} (D_{\text{б}}^2 - D_{\text{в}}^2) H, \quad (7.21)$$

де $D_{\text{б}}$, $D_{\text{в}}$ – внутрішній діаметр ротора і діаметр зливного борту барабана центрифуги; H – висота барабана центрифуги.

Тоді продуктивність центрифуги в м³/годину дорівнює

$$V_{\text{Г}} = V_{\text{р}} \cdot z = \frac{3600}{\tau_{\text{ц}}} \cdot \frac{\pi}{4} (D_{\text{б}}^2 - D_{\text{в}}^2) H = \frac{2827}{\tau_{\text{ц}}} (D_{\text{б}}^2 - D_{\text{в}}^2) H. \quad (7.22)$$

Наведений розрахунок є наближеним, тому що він стосується частинок однакового діаметра, у міру відкладення прошарку осаду на внутрішній стінці ротора зменшується товщина прошарку освітленої рідини, що скорочує шлях осідання частинок. Крім того, при центрифугуванні осідання часток відбувається в стислих умовах та спостерігається відставання швидкості обертання прошарку рідини від швидкості обертання власне барабана. Тому в розрахункових рівняннях вводять поправкові коефіцієнти, величина яких менша від одиниці.

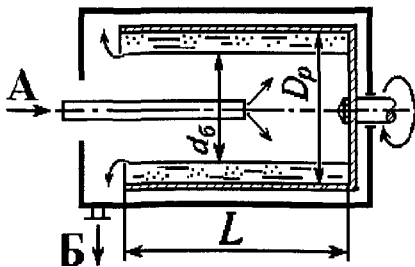
7.6.3 Розрахунок продуктивності горизонтальної відстійної центрифуги безперервної дії

Широко використовувані в хімічній промисловості горизонтальні відстійні центрифуги працюють у безперервному режимі, що значною мірою підвищує їх продуктивність за рахунок скорочення витрат часу на допоміжні операції.

Розрахункова схема горизонтальної центрифуги подана на рис. 7.3.

Рисунок 7.3 - Схема до розрахунку продуктивності горизонтальної відстійної центрифуги:

А – подача суспензії; Б - відведення фугату



При обертанні барабана центрифуги в ньому під дією відцентрових сил утворюється кільцевий прошарок рідини зі зваженими частинками, при цьому 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, при цьому у міру віддалення частинок від центру може змінюватися режим їхнього осідання.

Врахувати 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) що не відбувається повернення відкладених частинок у потік освітленої рідини, що рухається уздовж барабана;
- г) вважають фактор розділення незмінним, розрахованим для середнього радіуса кільця прошарку світлої рідини.

Умовно відстійну горизонтальну центрифугу безперервної дії можна розглядати як відстійник, у якому площа осідання дорівнює площі дзеркала внутрішнього кільця прошарку рідини, із внутрішньої поверхні якого частинки осідають в напрямку до внутрішньої стінки ротора центрифуги із середньою швидкістю, пропорційною середньому значенню фактора розділення.

Теоретичну об'ємну продуктивність відстійних центрифуг здебільшого прийнято визначати за формулою, що враховує **індекс продуктивності**, при цьому

$$V_{\text{ц}} = W_0 \cdot \sum V, \quad (7.23)$$

де W_0 – практична швидкість осадження частинок у полі дії гравітаційних сил; $\sum V$ – індекс продуктивності, що враховує збільшення інтенсивності осадження частинок за рахунок фактора розділення через поверхню дзеркала осадження, $\sum V = K_p \cdot F_{\text{ос}}$; K_p – фактор розділення центрифуги; $F_{\text{ос}}$ – площа осадження, що дорівнює площі внутрішнього кільця прошарку рідини в роторі центрифуги.

Фактична продуктивність центрифуги менша від розрахованої за рівнянням (7.23) 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

$$V_{\text{ц}} = W_{\text{осц}} F_{\text{ос}} \cdot \eta_{\text{ц}} = W_{\text{осц}} \cdot 2 \pi R_{\text{ср}} L \cdot \eta_{\text{ц}}, \quad (7.24)$$

де $W_{\text{осц}}$ – практична швидкість відцентрового осідання частинки на

розрахунковому радіусі, $W_{\text{оис}}=0,5W_{\text{оис}}$; $F_{\text{ос}}$ – площа дзеркала внутрішнього кільця рідини в барабані центрифуги на розрахунковому радіусі; $R_{\text{ср}}$ – середній розрахунковий радіус внутрішнього кільця рідинного прошарку, що дорівнює $R_{\text{ср}}=(R_{\text{в}}+R_{\text{б}})/2$; $R_{\text{б}}$ – радіус зливального борту; L – довжина ротора центрифуги; $\eta_{\text{ц}}$ – коефіцієнт, який враховує чинники, що утруднюють осадження частинок і який приймають у межах 0,4 – 0,5.

Здебільшого у відстійних горизонтальних центрифугах осідання відбувається в ламінарному режимі.

Якщо взяти це припущення і підставити всі величини у формулу (7.24), то отримаємо об'ємну продуктивність центрифуги за годину в розрахунку на подачу початкової суспензії:

$$V_{\text{ч}} = (9,8 - 12,3) \cdot 10^3 \cdot d_{\text{ч}}^2 (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{с}}) \cdot R_{\text{ср}}^2 n^2 L \cdot k_{\text{п}} / \mu, \quad (7.25)$$

де $V_{\text{ч}}$ – об'ємна продуктивність центрифуги, $\text{м}^3/\text{г}$; $d_{\text{ч}}$ – діаметр частинок, що осідають, м ; $\rho_{\text{ч}}$, $\rho_{\text{с}}$ – густина частинок і середовища; $\mu_{\text{с}}$ – в'язкість середовища; n – частота обертання барабана центрифуги, $1/\text{с}$; $k_{\text{п}}$ – коефіцієнт подачі – відношення часу подачі суспензії до загального часу роботи, $k_{\text{п}} = 0,8 - 0,9$.

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 в залежності від товщини стінки, крок між отворами дорівнює 3-4 діаметрам отворів.

Внутрішня стінка барабана покрита підкладною – дренажною сіткою, над якою кріпиться фільтрувальна сітка, що виготовлена із металевого дроту зі саржевим переплетенням ниток або із 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 дровових стрижнів трикутного перерізу з величиною щілин між шпальтами 0,1 - 0,3 мм.

Принципова схема будови вертикальної фільтрувальної центрифуги показана на рис. 7.4.

При відцентровому фільтруванні частинки в кільцевому прошарку рідини осаджуються під дією відцентрових сил і швидкість їх осідання розраховують за рівняннями (7.12) - (7.15).

У той самий час освітлена рідина - фугат під дією відцентрової сили проходить - фільтрується через прошарок осаду, що відкладається на

внутрішній поверхні ротора центрифуги, і таким чином фугат повинен перебороти сили опору прошарку осаду і фільтрувальної перегородки.

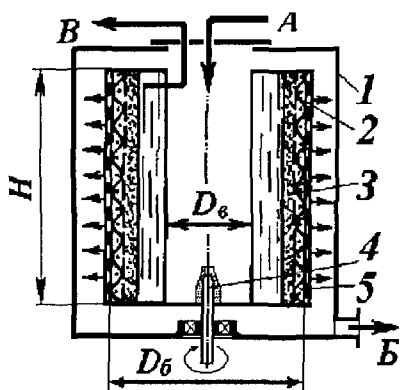


Рисунок 7.4 - Розрахункова схема та будова вертикальної фільтрувальної центрифуги:

А - подача суспензії; Б - відведення фугату; В - розвантаження осаду;
1 - корпус (кожух); 2 - перфорований ротор; 3 - дренажна сітка; 4 - вал приводу; 5 - фільтрова сітка (тканина)

Отже, швидкість відцентрового фільтрування буде визначатися за швидкістю проходження фугату через товщину прошарку осаду на фільтрувальній сітці, при цьому рушійною силою процесу буде перепад тисків, утворюваний відцентровою силою над прошарком рідини та зовнішнього тиску за межами ротора центрифуги.

Використовуючи рівняння (1.15), швидкість фільтрування буде дорівнювати

$$W_{цф} = \frac{V_{\phi}}{F_{\phi} \cdot \tau} = \frac{\Delta P_{ц}}{R_o + R_{\phi}}, \quad (7.26)$$

де V_{ϕ} - об'єм фугата, що протікає через прошарок осаду; R_o , R_{ϕ} - опір прошарку осаду і фільтрувальної сітки відповідно; $\Delta P_{ц}$ - 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 виокремимо кільцевий прошарок товщиною dr .

Маса цього виділеного прошарку суспензії буде дорівнювати

$$dm = 2\pi \cdot dr \cdot H \cdot \rho_c, \quad (7.27)$$

де ρ_c - густина суспензії, $\rho_c = \rho_{ч}x_v + \rho_{ж}(1-x_v)$; $\rho_{ч}$, $\rho_{ж}$ - густина твердих частинок і рідини відповідно; x_{cv} - об'ємна частка твердих частинок у суспензії.

На виділену масу суспензії діє елементарна відцентрова сила, що у відповідності до формули (7.1) дорівнює

$$dC = dm \cdot a_{ц} = 2\pi R \cdot dr \cdot H \cdot \rho_c \cdot R\omega^2. \quad (7.28)$$

Тиск виділеного кільця рідини на прошарок суспензії, який знаходиться зовні його, складає

$$dp = \frac{dC}{F_{\phi}} = \frac{2 \pi R^2 \cdot dr \cdot H \cdot \rho_c \cdot \omega^2}{2 \pi R \cdot H} = \rho_c \omega^2 \cdot R dr. \quad (7.29)$$

Проінтегрувавши рівняння (7.29) у межах від R_6 до R_B і підставивши в нього величину кутової швидкості обертання ротора, отримаємо величину рушійної сили процесу відцентрового фільтрування суспензії

$$\Delta P_{\Pi} = \rho_c \omega^2 \int_{R_B}^{R_6} R dr = \frac{4 \pi^2 n^2 \rho_c}{2} \cdot (R_6^2 - R_B^2) = 19,8 \rho_c n^2 (R_6^2 - R_B^2), \quad (7.30)$$

де R_6 , R_B – радіус внутрішньої стінки ротора і зливального борту барабана центрифуги відповідно; n – частота обертання барабана, 1/с.

Підставляючи величину рушійної сили в рівняння (7.26), знайдемо швидкість відцентрового фільтрування :

$$W_{\phi} = \frac{19,8 \rho_c n^2 (R_6^2 - R_B^2)}{(R_0 + R_{\phi})}. \quad (7.31)$$

Теоретична об'ємна продуктивність фільтрувальної центрифуги (m^3/c) дорівнює

$$V_{\phi} = W_{\phi} F_{\phi} = \frac{19,8 \rho_c n^2 (R_6^2 - R_B^2)}{(R_0 + R_{\phi})} \cdot 2 \pi R_{cp} H, \quad (7.32)$$

де R_{cp} – середній радіус рідинного кільця, $R_{cp} = (R_6 + R_B)/2$.

Після деяких скорочень у рівнянні (7.32) та підставлення необхідних величин отримуємо середньогодинну об'ємну продуктивність центрифуги (m^3/τ) відносно суспензії, що розділяється:

$$V_{\phi} = 3600 V_{\phi} \eta = 4,46 \cdot 10^5 \cdot \frac{\rho_c n^2 R_{cp} (R_6^2 - R_B^2) H \eta}{r_0 \delta_0 + R_{\phi}}, \quad (7.33)$$

де η – коефіцієнт, що враховує відношення дійсної і теоретичної продуктивності, часто беруть $\eta = 0,4-0,5$; R_0 – повний опір товщини прошарку осаду, що дорівнює $R_0 = r_0 \delta_0$; r_0 – питомий опір прошарку осаду, $H \cdot c / m^4$; δ_0 – товщина прошарку осаду на стінці ротора, м.

Опір фільтрувальної сітки R_{ϕ} у багато разів менший від опору прошарку осаду, тому ним можна знехтувати, в результаті чого одержимо рівняння продуктивності фільтрувальної центрифуги (m^3/τ), в кінцевому вигляді

$$V_{\phi} = 4,46 \cdot 10^5 \frac{\rho_c n^2 R_{cp} (R_6^2 - R_B^2) H \eta}{r_0 \delta_0}. \quad (7.34)$$

Як правило, суспензію перед розділенням у центрифугу згущують 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 $\rho=1180 \text{ кг/м}^3$, її в'язкість $\mu=1,3 \text{ сП}$, діаметр частинок $d_c=60 \text{ мкм}$, густина соди $\rho_c=2200 \text{ кг/м}^3$, початкова концентрація суспензії $x_c=12 \%$, вологість осаду після фугування $u=6 \%$ мас., питомий опір шару соди $r_0=1,2 \cdot 10^{10} \text{ Н} \cdot \text{с/м}^4$. Технічні характеристики центрифуги: діаметр зливного борту $D_b=480 \text{ мм}$, довжина ротора $L=425 \text{ мм}$, частота обертання ротора $n=1200 \text{ об/хв}$. Визначити швидкість осадження частинок і продуктивність центрифуги щодо початкової суспензії та вологого осаду.

Розв'язання.

1 Визначимо швидкість осідання частинок за відомим алгоритмом (див. розділ 7.5):

$$Ar = d_c^3 g \cdot \rho (\rho_c - \rho) / \mu^2 = (6 \cdot 10^{-5})^3 \cdot 9,81 \cdot 1180 (2200 - 1180) / (1,3 \cdot 10^{-3})^2 = 1,51.$$

Фактор розділення центрифуги $K_p = 4R_b \cdot n^2 = 4 \cdot 0,29 \cdot (1200/60)^2 = 464$.

Добуток чисел $(Ar \cdot K_p) = 1,51 \cdot 464 = 700,6$. Отже, режим осадження перехідний.

$$\text{Для перехідного режиму } Re_{oi} = 0,152(Ar \cdot K_p)^{0,714} = 0,152(700,6)^{0,714} = 16,35.$$

Теоретична швидкість осадження частинок

$$w_{oi} = Re_{oi} \cdot \mu / d_c \cdot \rho = 16,35 \cdot 1,3 \cdot 10^{-3} / 60 \cdot 10^{-6} \cdot 1180 = 0,3 \text{ м/с}.$$

Практична швидкість осідання $w_{oип} = 0,5w_{oi} = 0,5 \cdot 0,3 = 0,15 \text{ м/с}$.

2 Об'ємна продуктивність центрифуги щодо суспензії ($\text{м}^3/\text{г}$) через внутрішню поверхню дзеркала осадження у відповідності до формули (7.34):

$$V_\phi = 4,46 \cdot 10^5 \frac{\rho_c n^2 R_{cp} (R_0^2 - R_b^2) H \eta}{r_0 \cdot \delta_0} =$$

$$= \frac{4,46 \cdot 10^5 \cdot 20^2 \cdot 1250 \cdot 0,29 (0,315^2 - 0,24^2) \cdot 0,425 \cdot 0,45}{1,2 \cdot 10^{10} \cdot 0,015} = 2,86 \text{ (м}^3/\text{г)}.$$

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, що знайдена за формулою (2.28).

Масова продуктивність центрифуги щодо вологого осаду

$$G_{bo} = G_c \cdot x_c / (1 - u) = 3573 \cdot 0,12 / (1 - 0,06) = 456 \text{ кг/г}.$$

7.7 Циклонний процес і апаратура

Циклонним називають процес розділення неоднорідних середовищ під дією відцентрових сил, що виникають при тангенціальній подачі 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 і центральної вихлопної труби.

При такому криволінійному русі виникають і діють на частинки відцентрові сили, величина яких визначається за формулою (7.1).

Апарати, у яких реалізується циклонний процес, для розділення пилогазових середовищ називають **циклонами**, для розділення суспензій – **гідроциклонами**.

Запилені гази надходять в апарат із швидкістю 15-30 м/с і рухаються в ньому із середньою швидкістю 3-5 м/с у розрахунку на повний переріз корпусу, швидкість газу у вихлопній трубі складає 8 – 12 м/с.

Під дією відцентрових сил частинки пилю виштовхуються до стінок корпусу і, рухаючись по спіралі разом із потоком газу, осідають на стінки корпусу та сповзають в пилозбірник. Очищений газ відводиться через центральну вихлопну трубу зі швидкістю 8-12 м/с.

На рис. 7.5 подані деякі з широко розповсюджених конструкцій циклонів.

Рисунок 7.5 - Конструкції і габаритні розміри циклонів:

а - звичайний; б - НДІОГАЗ; в - НДІОГАЗ укорочений; г - СІОТ

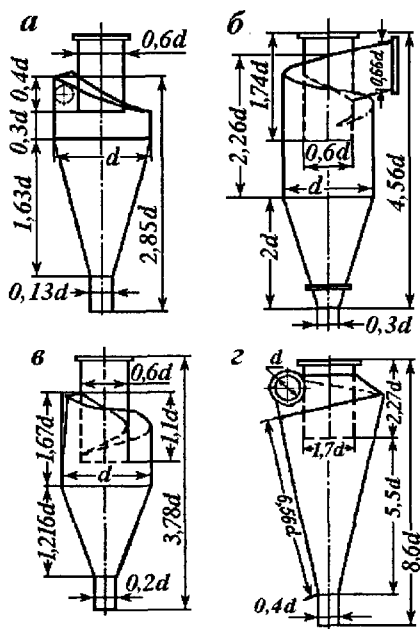
Ступінь очищення газу від пилю залежить від геометричних розмірів і форми апарата, властивостей газової суміші, пилю і розмірів частинок, швидкості руху і турбулентності потоку. Звичайно циклони дозволяють очищати гази з температурою до 400°C і концентрацією пилю в них до 400 г/м³ з величиною частинок пилю більших за 10 мкм.

Відома велика кількість конструкцій циклонів, що від-

різняються геометричними розмірами, глибиною занурення вихлопної труби, кутом розкриття конуса, формою кришки та вхідного патрубку.

Широко застосовуються конструкції циклонів Науково-дослідного інституту очищення газів (НДІОГАЗ) типу ЦН, що відрізняються продуктивністю, розмірами та співвідношеннями розмірів корпусу, а також коефіцієнтом гідравлічного опору. Ефективність виділення пилю в циклонах підвищується, якщо зменшити радіус корпусу і збільшити до визначеної межі частоту обертання потоку газу (кутову швидкість).

У зв'язку з цим діаметр корпусу одиночного циклона рекомендується вибирати в межах 200 - 800 мм, а з метою збільшення продуктивності газопилоочисної установки рекомендують застосовувати групові циклони з кількістю встановлених елементів 4 - 8.



Для підвищення ступеня вловлювання пилу використовують мокрі циклоні з зіршуваними водою стінками або з вприскуваннм води в газовий потік, при цьому питома витрата води складає 0,1-0,2 л/м³ очищуваних газів, а ступінь уловлювання частинок пилу величиною 2 - 5 мкм перевищує 90 %.

Іншим дуже ефективним рішенням є використання батарейних циклонів, у яких в одному корпусі встановлюють до 120 окремих, паралельно включених циклонних елементів діаметром від 40 до 250 мм. У результаті цього розміри батарейного циклона менші від розмірів установки з групових циклонів однакової продуктивності.

На рис. 7.6 показана будова батарейного циклона.

Для надання направленою обертального руху газовому потоку, що надходить у циклонні елементи, використовують направляючий апарат у вигляді гвинта або розетки. Використання батарейних циклонів дозволяє уловлювати частинки величиною більше ніж 5 мкм і підвищити ступінь уловлювання пилу до 95 %.

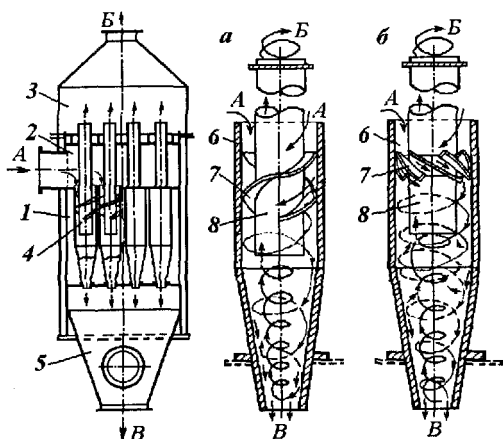


Рисунок 7.6 – Будова батарейного циклона та його елементів:

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 - направляючий елемент; 8 - вихлопна труба

Циклонний процес використовують також для розділення суспензій і шламів із розміром частинок 10 - 150 мкм,

застосовуючи з цією метою гідроциклони, принцип роботи яких не відрізняється від описаного для циклонів.

Забруднена рідина подається у боковий патрубок апарата зі швидкістю 5 - 10 м/с, осьова швидкість потоку складає 2 - 3 м/с, швидкість потоку у вихлопному (зливальному) патрубку досягає 4 - 6 м/с, з огляду на те, що діаметр зливального патрубку звичайно беруть 1,25 - 2,0 від діаметра патрубку для подачі суспензії.

Для розширення діапазону величини уловлюваних частинок встановлюють групу гідроциклонів із діаметрами корпусів, що поступово зменшуються.

7.8 Будова і принцип роботи центрифуг

7.8.1 Основні класифікаційні ознаки центрифуг

Промислові центрифуги класифікують за такими ознаками:

- за фактором розділення: нормальні центрифуги з фактором $K_p < 3500$, а також надцентрифуги ($K_p > 3500$);

- за принципом розділення: відстійні (осаджувальні) та просвітлювальні (О) – для розділення суспензій із малим розміром частинок і з низькою концентрацією твердої фази; фільтрувальні (Ф) – для розділення грубо дисперсних і крупнокристалічних суспензій із вмістом твердої фази в межах 0,1 - 0,5 об'ємн. часток; розділювальні та сепарувальні (Р) – для розділення емульсій; комбіновані (К) – у 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 і 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 поршневым (П) розвантаженням осаду виштовхувальним механізмом, що здійснює зворотно – поступальний рух уздовж осі ротора; із гравітаційним вивантаженням, саморозвантажні (С), з інерційної (И), вібраційної (В), а також вібраційно - поршневым (ВП) вивантаженням.

Після літер в марку центрифуги вставляється група цифр: перші визначають внутрішній діаметр ротора (см), друга – модифікацію, а саме – негерметизована (1), негерметизована з вибухозахищеним електрообладнанням (2), герметизована вибухозахищена (3) і т.д.

Потім у класифікаційні ознаки центрифуг включають матеріал основних деталей, що стикаються з оброблюваним продуктом: К – корозійностійка сталь, Л – легована сталь, У - вуглецева сталь; Т - титан і його сплави; М - кольорові метали і їхні сплави; П – пластмасове покриття, Г – гумоване покриття, Э - емалеве покриття. Остання цифра марки центрифуги визначає порядковий номер моделі.

Сумське машинобудівне науково-виробниче об'єднання ім. М.В. Фрунзе є основним виготовлювачем різноманітних типів і модифікацій центрифуг періодичної і безперервної дії, що охоплюють широкий діапазон за продуктивністю і 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 1200 мм, негерметизована з вибухозахищеним електроустаткуванням, ротор із кислотостійкої сталі, модель - 3.

7.8.2 Центрифуги періодичної дії

Завдяки універсальності, малим розмірам і простоті обслуговування центрифуги періодичної дії широко використовують в 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, їхньої об'ємної концентрації в суспензії, вимог до властивостей одержуваних продуктів - вологості осаду і чистоти фугату.

Осаджувальні (відстійні) центрифуги застосовують для розділення тонкодисперсних суспензій із розміром частинок 20-200 мкм і об'ємною концентрацією твердої фази 5 - 40 % .

Фільтрувальні центрифуги застосовують для поділу грубодисперсних суспензій із розміром частинок 0,2 - 5 мм і об'ємною концентрацією твердої фази 5 - 50 %, при цьому досягається більш високий ступінь зневоднювання осаду – для середньозернистих осадів вологість осаду не перевищує 3- 5% масових.

Маятникові (трюхколонні) центрифуги

Широке поширення одержали вертикальні маятникові (трюхколонні) центрифуги *осаджувального* (ОМБ і ОМД) і *фільтрувального* типів (ФМБ і ФМД) з верхнім - через борт і нижнім - через днище вивантаженням осаду.

Випускаються центрифуги з діаметрами роторів 600 (630), 800, 1200 і 1500 мм і робочою висотою 350, 400 і 500 мм. Зі збільшенням діаметра частота обертання ротора знижується від 25 до 12 1/с, фактор розділення в цих центрифугах складає 450 - 800.

Будова типової маятникової (трюхколонної) центрифуги відстійного типу показана на рис. 7.7.

На литій фундаментній плиті 1 під кутом 120° відносно одна одної закріплені три литі опорні колони 2, до яких на пружинних шарнірних підвісках 4 кріпиться станина 3, на якій монтуються кожух 5 і всі основні вузли центрифуги. У центрі станини розміщена вертикальна опора ротора 7, у 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 клинопасову передачу 11. Корпус центрифуги закритий кришкою 8 та обладнаний блокувальним механізмом, що відключає електроенергію від електродвигуна і не дозволяє відчиняти кришку до повного припинення обертання барабана.

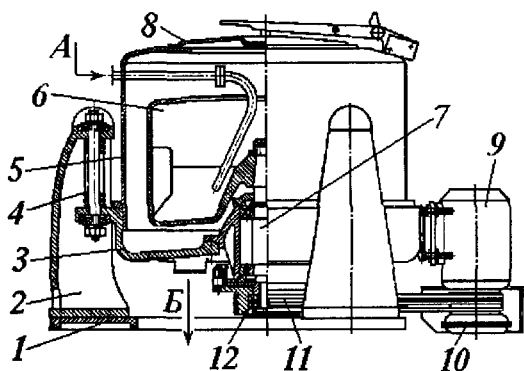


Рисунок 7.7 - Центрифуга маятникова (трьохколонна) типу ОМБ:

А - подача суспензії;
 Б - відведення фугату;
 1 - фундаментна плита;
 2 - опорна колона; 3 - станина;
 4 - підвіска пружинна; 5 - кожух;
 6 - ротор (барабан);
 7 - опора ротора; 8 - кришка;
 9 - електродвигун; 10 - турбомуфта;
 11 - клинопасова передача; 12 - шків приводний

Початкова суспензія, що надходить на розділення, подається через живильну трубу у ротор, що обертається з робочою швидкістю.

Під дією відцентрових сил суспензія рівномірно розподіляється по внутрішній поверхні барабана, при цьому відбувається її розділення: осад відкладається на внутрішній поверхні стінки ротора, а фугат переливається через закраїни борту в кожух і відводиться знизу або через спеціальну відвідну трубу. Після накопичення необхідної товщини осаду та його опрацювання (промивання за необхідності і 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 звичайно використовують для вогне- і вибухонебезпечних суспензій, при розділенні яких у кожух подають інертний газ (азот) під надлишковим тиском 0,02-0,05 атм. На центрифугах із нижнім вивантажуванням осаду звичайно розділяють вибухобезпечні суспензії. Правилами експлуатації допускається проводити не більше 4 робочих циклів за годину.

У центрифуг фільтрувального типу ротор перфорований отворами діаметром 5-8 мм і постачений підкладними (дренажними) і фільтровими ситами. Перед фільтруванням фільтрові сита закривають фільтрувальним полотном, завантаження суспензії проводять при зниженій

частоті обертання ротора (холостому ході) для рівномірного розподілу 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 і осад вивантажують через борт або днище.

Підвісні центрифуги

Підвісні центрифуги з верхнім приводом і нижнім вивантаженням осаду широке застосовуються в хімічній та в 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.

У залежності від продуктивності і властивостей суспензії застосовують центрифуги періодичні, напівавтоматичні та автоматичні, що працюють за заданою програмою з пульта керування.

Розрізняють центрифуги відстійного і фільтрувального типу, із ручним і механізованим вивантаженням осаду ножом та саморозвантажні.

На рис. 7.8 показана підвісна центрифуга типу ФПД -1202К-3. Завантаження ротора суспензією проводиться на холостому ходу, а потім швидкість ротора доводиться до робочої.

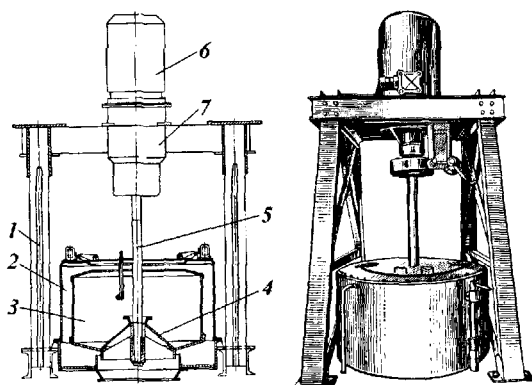


Рисунок 7.8 - Центрифуга підвісна типу ФПД:

- 1 - опорна рама; 2 - кожух;
- 3 - ротор; 4 - конус запірний;
- 5 - вал; 6 - електродвигун;
- 7 - корпус привода

У даній конструкції фільтрат фільтрується через прошарок осаду і фільтрові сита, потрапляє в простір між кожухом і 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 відключається і продукт вручну вивантажують із ротора при піднятому угору запірному конусі 4.

У більш пізніх модифікаціях центрифуг запірний конус відсутній.

Основними вузлами підвісних центрифуг є опорна рама 1, що складається з двох опорних стійок і двох верхніх подовжніх балок, на яких встановлені електродвигун 6 і привід 7, що забезпечують передачу обертання на вал 5. У нижній частині опорної рами закріплений нерухомо корпус центрифуги 2, обладнаний кришкою з патрубками завантаження суспензії. Крім цього, у центрифугах передбачені патрубки для подачі і відведення промивної рідини, для пропарки, для підведення інертного газу, для обігріву корпусу (за необхідності).

У середині корпусу знаходиться ротор 3, сполучений за допомогою ребер на нижньому днищі з маточиною, підвішеною і надійно закріпленою на валі 5. У деяких центрифугах вивантажувальні вікна ротора закривають піднімальним запірним конусом 4, що вільно сковзає по поверхні вала, в інших типах його не встановлюють.

Розвантаження осаду проводиться через нижні вікна у роторі 3.

Центрифуги з механізованого вивантаження осаду обладнані механізмом зрізу осаду з ручним або автоматичним керуванням, при цьому забезпечується за допомогою штанги зворотно-поступальне переміщення ножа по висоті ротора. Окремі типи центрифуг обладнані механізмом – датчиком завантаження ротора.

Центрифуга типу ОПН-1005У-1 застосовується в нафтопереробній промисловості для очищення присадок до мастил від механічних домішок.

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 і розвантаження.

Принцип розділення суспензій у підвісних відстійних і фільтрувальних центрифугах не відрізняється від вищеописаного для маятникових відстійних та фільтрувальних центрифуг.

7.8.3 Центрифуги безперервної дії.

Автоматичні відстійні і фільтрувальні центрифуги

У великотонажних виробництвах хімічної промисловості знайшли широке застосування автоматичні центрифуги відстійного і фільтрувального типу із горизонтальним розміщенням ротора, у яких автоматично при безперервному обертанні ротора відбувається поопераційне керування робочими процесами у машині відповідно до відпрацьованого робочого циклу.

Найбільш універсальними, використовуваними для розділення суспензій у широкому інтервалі дисперсності і концентрацій твердої

фази, є горизонтальні центрифуги з ножовим зніманням осаду відстійного (ОГН) і фільтрувального (ФГН) типів.

Відстійні центрифуги застосовують для розділення дрібно- та середньозернистих, важкофільтрівних 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, при цьому можливе додаткове промивання осаду та досягаються більш високий ступінь його осушування.

Центрифуги типу ОГН і ФГН випускаються з діаметрами ротора 350 -2200 мм, при діаметрах ротора до 1600 мм вони виконуються з консольним розміщенням ротора, при більшому діаметрі – ротор розміщується між двома опорами. Частота обертання ротора в залежності від його діаметра коливається в інтервалі 10 - 60 1/с, фактор розділення складає 3000 - 400.

Принципова будова фільтрувальної центрифуги горизонтального типу з ножовим зніманням осаду (ФГН) показана на рис. 7.9.

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 і під дією відцентрової сили відбувається розділення суспензії. Фугат проходить через прошарок осаду та через фільтрувальні сітки і видаляється із кожуха через патрубок Б. Потім відбуваються процеси віджимання фугату та просушування осаду, за необхідності проводять промивання та повторюють операції просушування.

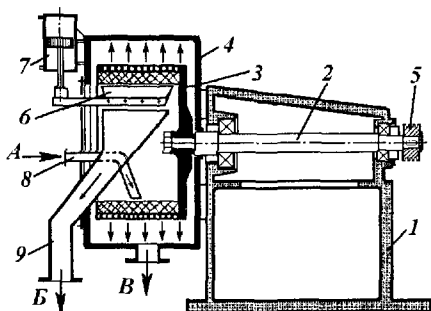


Рисунок 7.9 – Принципова будова центрифуги типу ФГН:

А - подача суспензії; Б - відведення осаду; В - відведення фугату;

1 - станина; 2 - головний вал; 3 - ротор; 4 - кожух; 5 - муфта приводу; 6 - ніж поворотний; 7 - гідроциліндр повороту ножа; 8 - труба живильна; 9 - розвантажувальний жолоб

Просушений продукт зрізається ножом механізму зрізу і зсипається через приймальний жолоб 9 у бункер. Тривалість операцій фугування, промивання, просушування і регенерації контролюється за допомогою реле часу, встановленого на станції автоматичного керування роботою

центрифуги. Потім спрацьовує реле, відкривається клапан подачі суспензії і процес розділення повторюється.

Відстійні центрифуги типу ОГН використовуються для попередньої обробки високодисперсних суспензій з метою відділення грубих фракцій, тут фугат переливається через борт або видаляється без переливу після закінчення процесу поділу, при цьому залишок рідини видаляється із ротора за допомогою відсмоктувальної труби, а осад зрізається ножем 6 і вивантажується через розвантажувальний жолоб 9.

У фільтрувальної центрифуги із пульсуючим поршнем типу (ФГП), показаної на рис. 7.10, суспензія по живильній трубі 7 подається в приймальний конус 6 для рівномірного розподілу та під дією відцентрових сил розділяється на внутрішній стінці ротора 3.

Фільтрат проходить через сито ротора і видаляється з кожуха 4 у збірник. Осад, що відклався на стінках ротора, виштовхується поршнем-виштовхачем 5, що виконує вповодж осі зворотно-поступальні переміщення на довжину 40 - 50 мм із частотою 12 - 16 коливань за хвилину за рахунок роботи поршня гідроциліндра 8. Напрямок зворотно-поступального руху поршня 8 відбувається автоматично. Ротор 3 центрифуги приводиться до обертання через шків 9 за допомогою клинопасової передачі від електродвигуна.

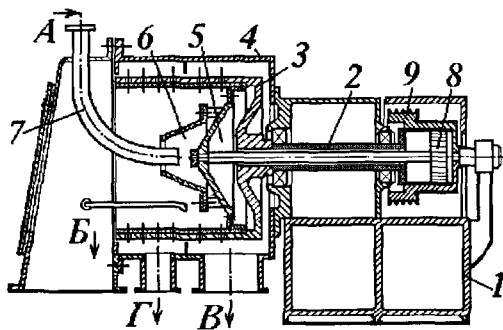


Рисунок 7.10 – Конструктивна схема центрифуги типу ФГП:

А - подача суспензії; Б - відведення осаду; В - відведення фугата; 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 клинопасової передачі

У центрифугах типу ФГП установлюють ротори з кількістю каскадів 2 - 6, що дозволяє розділяти крупнокристалічні суспензії, при цьому можливе промивання, пропарка і 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 та підвищене і порівняно швидке зношування сіток.

Шнекові центрифуги

Серед конструкцій відстійних безперервно діючих центрифуг відомі горизонтальні осаджувальні машини зі шнековим розвантаженням осаду типу ОГШ, що широко застосовуються 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 при малих габаритах, нечутливість до змін концентрації суспензії під час роботи, простота обслуговування і надійність у роботі, можливість опрацювання суспензій із різноманітною структурою осадів.

Будова типової центрифуги типу ОГШ показана на рис. 7.11.

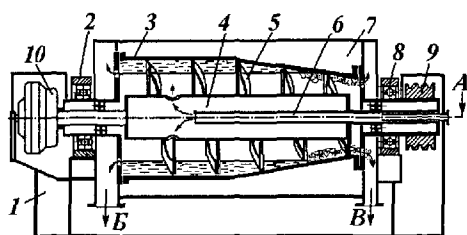


Рисунок 7.11 – Конструктивна схема центрифуги типу ОГШ:

А - подача суспензії; Б - відведення фугату; В - відведення осаду;

1 - станина; 2, 8 - опора; 3 - барабан ротора; 4 - барабан шнека; 5 - шнек; 6 - труба живлення; 7 - кожух; 9 - шків приводу; 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, при цьому осад осідає на внутрішній стінці ротора і транспортується шнеком до вивантажувальних вікон справа. Просвітлена рідина тече у протилежну сторону і викидається через зливальні вікна зліва, при цьому діаметр злиального порога можна регулювати поворотними шайбами. Ротор приводиться до обертання від електродвигуна через шків 9, зміна швидкості обертання ротора досягається зміною шківів. Шнек приводиться до обертання від ротора центрифуги через диференціальний редуктор 10, що змінює частоту обертання шнека на 1 - 2 % відносно частоти обертання ротора. Встановлений в машині захисний устрій при перевантаженні відключає центрифугу.

Ступінь освітлення фугату регулюють зменшенням діаметра злиального циліндра та збільшенням швидкості обертання ротора; ступінь просушування осаду досягають збільшенням діаметра злиального циліндра або збільшенням частоти обертання ротора.

Центрифуги типу ОГШ виготовляються з роторами діаметрами 200, 325, 350, 500, 800 і 1200 мм і відношенням довжини ротора до діаметра від 1,48 до 3; частота обертання ротора в різних центрифугах

складає від 100 до 12,2 1/с, при цьому в залежності від діаметра ротора фактор розділення змінюється від 4000 до 430, розрахункова продуктивність відносно осаду складає 100 - 14000 кг/г.

До недоліків центрифуги відносять невисокий ступінь зневоднювання осаду, неможливість його промивання, порівняно швидкий знос шнека і ротора при опрацюванні абразивних продуктів.

Трубочасті центрифуги і сепаратори

Для розділення емульсій і просвітлення тонких дрібнодисперсних суспензій із низьким (до 1% мас.) вмістом твердої фази використовують високошвидкісні трубочасті надцентрифуги типу РТР і ОТР, у яких при малому діаметрі ротора (100 - 150 мм) і частоті його обертання 250 - 220 1/с досягається фактор розділення 15250 - 13000.

Загальною конструктивною ознакою трубочастих центрифуг є трубочастий вертикальний ротор, який підвищений до вала (веретена) на гнучкій опорі з вертикальною віссю обертання та який має в нижній частині плаваючу опору ковзання.

Продуктивність трубочастих центрифуг (щодо води) складає 750 л/г для РТР-10 і 2000 л/г для РТР-15. При розділенні суспензій центрифуги працюють періодично, тому що необхідно вивантажувати накопичений осад, при розділенні емульсій центрифуги працюють безперервно.

Обертання ротора здійснюється за допомогою пасової передачі з направляючим 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 просвітлення соків, у м'ясній і жировій промисловості для очищення і регенерації жирів, у виробництвах різноманітних масел, для знежирювання розчинників; у нафтовій промисловості для зневоднювання нафти, для розділення та очищення різноманітних нафтопродуктів, палив, мастил і ін.

На рис. 7.12 показана будова тарілчастого сепаратора, у якому розділення потоку середовища відбувається в тонких прошарках рідини товщиною 0,5 - 1,5 мм у пакеті конічних тарілок, при цьому частинки або краплі важкої фази рухаються уздовж конічної тарілки до периферії барабана, а освітлена рідина або легка фаза рухаються в протилежному напрямку і виводиться через отвори або кільцеву щілину поблизу осі ротора.

За технічною сутністю рідинний сепаратор являє собою тонкошаровий багатополічний відстійник із похилими полицями, в якому процес розділення неоднорідних систем багаторазово прискорено і посилено використанням сил відцентрового поля.

Особливістю рідинних сепараторів є те, що в них розділення потоку відбувається в тонких прошарках в одно - і багатоканальних роторах

малого діаметра (200-600 мм), що обертаються з частотою 75 - 100 1/с, при цьому фактор розділення складає 5000 - 10000. Наявність пакета конічних тарілок значно підвищує продуктивність сепаратора та якість розділення емульсій із невеликим вмістом твердої фази.

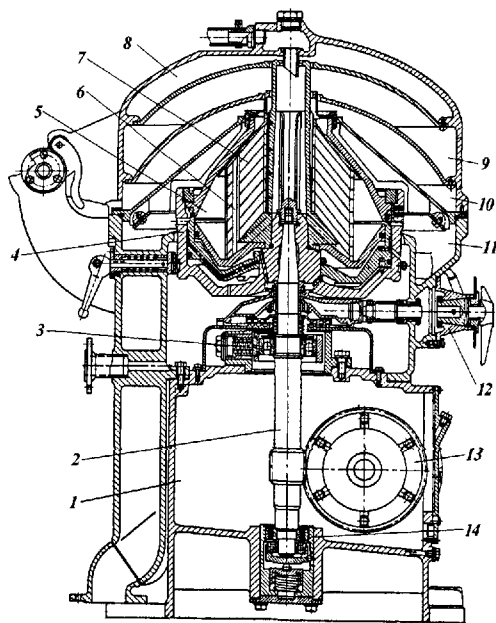


Рисунок 7.12 - Сепаратор для мінеральних палив і масел:

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

Продуктивність сепараторів, що випускаються машинобудівними заводами, із діаметром ротора 600 мм і частотою обертання 83 1/с (5000 об/хв) складає від 2 до 12 м³/г у залежності 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" і яка його величина?
- 4 Запишіть формули для розрахунку сил, що діють на частинку в процесі центрифугування.
- 5 Виведіть формулу для розрахунку швидкості осідання в центрифугузі.
- 6 Наведіть алгоритм розрахунку швидкості осідання частинок у центрифугузі 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 і фільтрувальні центрифуги?
- 10 Як улаштована і працює маятникова (трюхколонна) центрифуга?
- 11 Як улаштовані і працюють підвісні відстійні і фільтруючі центрифуги?
- 12 Як улаштовані і працюють центрифуги з ножовим зніманням осаду?
- 13 Як улаштована і працює центрифуга з пульсуючим поршнем?
- 14 Як улаштована і працює центрифуга типу ОГШ?
- 15 Як улаштовані і працюють трубчасті центрифуги і сепаратори?

РОЗДІЛ 8

ФІЛЬТРАЦІЙНЕ РОЗДІЛЕННЯ ТА КОНСТРУКЦІЇ ФІЛЬТРІВ

У цьому розділі ...

- ◆ *Навіщо, що і як фільтрувати?*
- ◆ *Як збільшити швидкість фільтрування?*
- ◆ *Кому потрібні константи фільтрування?*
- ◆ *Визначимо продуктивність фільтра.*
- ◆ *Як і чим фільтрувати запилені гази?*
- ◆ *Будова і 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 і вільно пропускають дисперсійне середовище. У залежності від властивостей дисперсійного середовища розрізняють фільтрування газових і рідких неоднорідних систем.

У хімічних і нафтопереробних виробництвах фільтрування застосовується 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 застосовується для санітарного очищення запилених газів, в установках кондиціонування повітря, при очищенні питної води від завислих частинок, а також для виділення зважених твердих частинок із суспензій і стічних вод.

8.1 Основні поняття і визначення

Фільтрування використовують як метод розділення неоднорідної системи і практично повного видалення із суспензій і газових сумішей дисперсних частинок, що знаходяться в них. Внаслідок 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.

У залежності 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 і синтетичні тканини - полотно, склотканину, азбестову, капронову, нейлонову та ін.; г) пористі керамічні, металокерамічні і металеві плити, перегородки і стакани (патрони).

Вибір типу фільтрувальної перегородки визначається її хімічною стійкістю до дії середовища, розміром шпарин, що затримують уловлювані частинки, механічною тривкістю і конструктивними особливостями фільтрів.

Тканинні і сітчасті фільтрувальні перегородки використовуються багаторазово і вони мають малий опір при 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, що накопичується на перегородці в процесі фільтрування.

З метою поліпшення процесу фільтрування і більш повного просвітлення одержуваного фільтрату у вихідну суспензію додають флокулянти (сульфат алюмінію, хлорид і сульфат заліза та ін.), кізельгур, вугілля та інші матеріали, що адсорбують розчинені в рідині речовини (пігменти, колоїдні частинки та ін.).

Важливою характеристикою вологого осаду є його **порозність** – *шпаруватість, що впливає на проникність і опір прошарку осаду.*

Якщо в процесі фільтрування зі збільшенням тиску осад зберігає свою структуру і порозність, то такий осад називають **нестисливим**, якщо ж під дією тиску осад ущільнюється і його порозність зменшується, то такі осади називають **стисливими**.

Рушійною силою процесу фільтрування є різниця тисків над поверхнею рідини і під фільтрувальною перегородкою. У залежності від способу створення рушійної сили розрізняють фільтрування:

- гідростатичне - під дією тиску стовпа рідини;
- вакуумне - під дією різниці атмосферного тиску і розрідження;
- напірне - під дією надлишкового тиску на середовище.

Основними чинниками, що впливають на швидкість процесу фільтрування і на роботу фільтрувального обладнання, є такі: вміст твердої фази в суспензії, гранулометричний склад частинок і їхня форма,

в'язкість фільтрату, перепад тисків, товщина та опір прошарку осаду, вид фільтрувальної перегородки та її властивості.

Нестисливі осади з однорідних частинок легко відокремлюються на фільтрах при невеличких перепадах тисків та не забивають пори фільтрувальної тканини. Осади широкого діапазону розмірів частинок більше ущільнюються на фільтрі, знижують швидкість фільтрування і збільшують опір течії середовища. Для зниження в'язкості фільтрату іноді використовують підігрівання первинної суспензії та додавання до неї поверхневоактивних речовин.

Додавання у первинну суспензію 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 шпаринок тканини дрібнодисперсними частинками.

8.2 Швидкість, кінетичні рівняння і константи процесу фільтрування

Основними задачами розрахунку процесу фільтрування є визначення швидкості фільтрування в залежності від основних чинників, що впливають на процес, та 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

$$W = \frac{dV}{F \cdot dt} = \frac{\Delta P}{R_{\phi}}, \quad (8.1)$$

де R_{ϕ} - повний опір фільтра, що дорівнює сумі опорів вологого осаду R_o і фільтрувальної перегородки R_r , $R_{\phi}=R_o+R_r$.

Розрізняють фільтрування при постійному перепаді тисків ($\Delta P = \text{const}$), при сталій швидкості ($W = \text{const}$) – постійній витраті фільтрату, а також комбіноване.

Розглянемо процес фільтрування суспензії на напірному нутч-фільтрі (див. рис. 8.1), що проходить при постійному перепаді 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 отримано прошарок вологого осаду висотою h_o . Об'єм осаду, що відклався на фільтрі, пов'язаний з об'ємом фільтрату, що пройшов через фільтр, товщиною прошарку осаду і поверхнею фільтра такими співвідношеннями:

$$V_o = V \cdot x_{ov} = F \cdot h_o, \quad (8.2)$$

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.

Із співвідношення (8.2) отримано

$$h_o = V \cdot x_{ov} / F. \quad (8.3)$$

Опір прошарку вологого осаду зручно виразити залежністю

$$R_o = r_o \cdot h_o, \quad (8.4)$$

де r_o – питомий опір прошарку осаду, $\text{Н} \cdot \text{с} / \text{м}^4$.

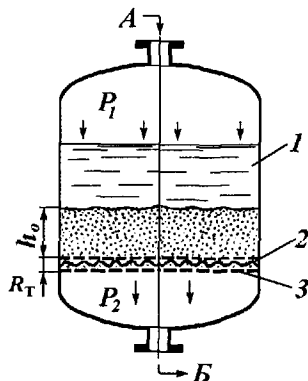


Рисунок 8.1 – Схема процесу фільтрування в напірному нутч-фільтрі:

А - подача суспензії; Б - відведення фільтрату;

1 – корпус фільтра; 2 – фільтрувальна перегородка; 3 – опорна решітка

Питомий опір осаду визначає силу опору прошарку осаду висотою 1 м і площею поперечного перерізу 1 м² при течії через нього фільтрату зі швидкістю 1 м/с.

Питомий опір нестисливих осадів, складених із однорідних частинок при ламінарному режимі руху рідини в порах зернистого прошарку, може бути знайдений за залежністю

$$r_o = \frac{110\mu}{d_c^2} \cdot \frac{(1 - \epsilon_o)^2}{\varphi^2 \cdot \epsilon_o^3}, \quad (8.5)$$

де μ – в'язкість фільтрату, Па·с; d_c – діаметр частинок у прошарку осаду; ϵ_o – порозність нерухомого прошарку осаду, $\epsilon_o = 0,36-0,44$; φ – коефіцієнт форми частинок.

Якщо підставити в рівняння (8.1) визначені вище величини, то отримаємо диференціальне рівняння швидкості процесу фільтрування

$$\frac{dV}{F \cdot dt} = \frac{\Delta P}{R_T + V \cdot x_{ov} \cdot r_o / F}, \quad (8.6)$$

та подамо його в розгорнутому вигляді

$$dV(R_T + V \cdot x_{ov} \cdot r_o / F) = \Delta P \cdot F \cdot dt. \quad (8.7)$$

Проінтегрувавши рівняння (8.7) у відповідних границях від нуля до τ і від нуля до V , тобто $\int_0^{\tau} \Delta p \cdot F \cdot d\tau = \int_0^V (V \cdot x_{ov} \cdot r_o / F + R_T) \cdot dV$, отримаємо таку залежність:

$$\Delta p F \cdot \tau = \frac{V^2}{2F} r_o \cdot x_{ov} + R_T V, \quad (8.8)$$

що можна зобразити в такому вигляді:

$$V^2 + \frac{2R_T F}{r_o \cdot x_{ov}} V = \frac{2 \Delta p F^2}{r_o \cdot x_{ov}} \cdot \tau, \quad (8.9)$$

або

$$V^2 + 2C \cdot V = 2K \cdot \tau, \quad (8.10)$$

де C - константа, що враховує повний гідравлічний опір фільтрувальної перегородки, $C = R_T F / (r_o \cdot x_{ov})$; K - константа, що враховує фізико-хімічні властивості фільтрату, осаду та режим процесу фільтрування, $K = \Delta P F^2 / (r_o \cdot x_{ov})$.

Рівняння (8.10) називають кінетичним рівнянням процесу фільтрування **при постійному перепаді тиску**.

Для промислових фільтрів опір товщини прошарку осаду в декілька разів більший від опору фільтрувальної перегородки.

Якщо зневажити опором фільтрувальної перегородки, що у 50-100 разів менший від опору прошарку осаду, то кінетичне рівняння (8.10) можна записати у такому вигляді:

$$V^2 = 2K \cdot \tau, \quad (8.11)$$

або, замінивши константу K , у формі

$$V^2 = 2 \Delta P \cdot F^2 \cdot \tau / r_o \cdot x_{ov}. \quad (8.12)$$

Із рівняння (8.12) можна визначити питому продуктивність фільтра – об'єм фільтрату, що проходить через 1 м^2 фільтра:

$$q_f = \frac{V}{F} = \sqrt{2 \Delta P \cdot \tau / r_o \cdot x_{ov}}. \quad (8.13)$$

Рівняння (8.13) дозволяє знайти потрібну поверхню фільтра для фільтрування визначеного об'єму фільтрату за час τ при постійному перепаді тиску ΔP , при цьому отримали

$$F = \frac{V}{q_f} = V / \sqrt{2 \Delta P \cdot \tau / r_o \cdot x_{ov}}. \quad (8.14)$$

Кінетичне рівняння фільтрування (8.10) можна перетворити відносно питомої продуктивності фільтра, при цьому отримаємо залежність

$$q_f^2 + 2C \cdot q_f = 2K \cdot \tau, \quad (8.15)$$

яка часто буває більш зручною в практичних розрахунках і в якій константи C і K віднесені до 1 м^2 фільтра, при цьому 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, при цьому отримана формула

$$V^2 + V \cdot C = K \cdot \tau, \quad (8.16)$$

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 опір фільтрувальної перегородки R_r , питому продуктивність фільтра можна визначити за формулою

$$q_f = \frac{V}{F} = \sqrt{\Delta P \cdot \tau / r_o \cdot x_{ov}}. \quad (8.18)$$

Зіставляючи рівняння (8.13) та (8.18), бачимо, що швидкість процесу фільтрування і питома продуктивність фільтра, що працює при постійному перепаді тисків, у $\sqrt{2}$ разів більша в порівнянні з фільтром, що працює з постійною витратою 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

$$\tau = \frac{q_f^2}{2K} + \frac{q_f}{K} C$$

і розділивши усі складові рівняння на q_f , отримали

$$\frac{\tau}{q_f} = \frac{1}{2K} q_f + \frac{C}{K}. \quad (8.19)$$

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.

З цією метою на дослідному елементі фільтра при постійному перепаді тисків ΔP проводять досліди щодо розділення суспензії, що фільтрується, заміряючи об'єми фільтрату V_i і час τ_i , протягом якого

зібрані ці об'єми. Потім розраховують питому продуктивність елемента фільтра в окремі проміжки часу і на графіку в координатах $\Delta\tau/q_f = q_f$ (див. рис. 8.2) по осі абсцис відкладають розраховані для дослідів значення q_{fi} , а по осі ординат – відповідні їм виміряні і розраховані значення величин $\Delta\tau_i/q_{fi}$.

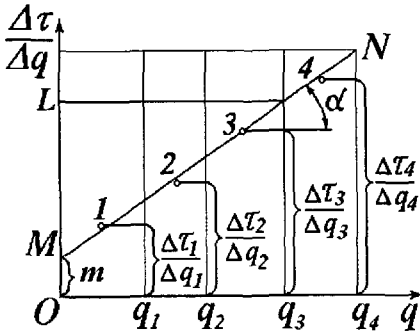


Рисунок 8.2 – Експериментальне визначення констант процесу фільтрування

Експериментальні точки відкладаються на серединних ділянках $0-q_1$; q_1-q_2 і т.д. Проводячи через експериментальні точки усереднюючу пряму MN, знаходять тангенс кута нахилу прямої MN, що дорівнює відношенню катетів

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{ML}{OQ_3} = \frac{1}{2K} = \frac{r_o \cdot x_{ov}}{\Delta P}, \quad (8.20)$$

звідки

$$K = \frac{1}{2 \operatorname{tg} \alpha} = \frac{2 \Delta P}{r_o \cdot x_{ov}}. \quad (8.21)$$

Знаючи перепад тисків під час фільтрування, поверхню фільтрувального елемента та об'ємну концентрацію осаду у фільтраті, з рівняння (8.21) можна розрахувати

$$r_o = \frac{2 \Delta P}{x_{ov}} \cdot \operatorname{tg} \alpha, \quad (8.22)$$

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, при цьому $OM=C/K$, $C = K \cdot OM = OM / 2 \operatorname{tg} \alpha$ відповідно.

Якщо замість констант C і K підставити значення вхідних у них параметрів, то отримаємо

$$OM = \frac{C}{K} = \frac{R_r}{r_o \cdot x_{ov}} \cdot \frac{2 \Delta P}{r_o \cdot x_{ov}} = \frac{R_r}{2 \Delta P}, \quad (8.23)$$

звідки знайдемо опір фільтрувальної перегородки R_r ($\text{H} \cdot \text{с} / \text{м}^3$)

$$R_T = 2 \Delta P \cdot OM . \quad (8.24)$$

Таким чином, на основі експериментального фільтрування можна визначити характеристики осаду і 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, в основному 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. При використанні 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 складає 50 - 100 мм і, як правило, не перевищує 200 мм. Крім того, отриманий осад достатньо вологий, його вологість може досягати до 30 % мас.

Розрахунок процесу фільтрування суспензії на нутч-фільтрі проводять з урахуванням властивостей суспензії, що фільтрується, і 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 випадок, 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

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{п}} + \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{в}} = \tau_{\text{ос}} + \tau_{\text{вс}} , \quad (8.25)$$

де $\tau_{\text{п}}$ – тривалість підготовчих операцій; $\tau_{\text{ф}}$ – тривалість операції власне фільтрування; $\tau_{\text{пр}}$ – тривалість операції промивання; $\tau_{\text{в}}$ – тривалість операції розвантаження осаду; $\tau_{\text{вс}}$ – тривалість допоміжних операцій; $\tau_{\text{ос}}$ – тривалість основних операцій.

Якщо зневажити опором фільтрувальної перегородки, то для режиму фільтрування при $\Delta P = \text{Const}$ питому продуктивність фільтра можна розрахувати за рівнянням (8.13), розв'язуючи яке щодо часу фільтрування, знайдемо

$$\tau_{\phi} = \frac{q_f^2 \cdot r_o \cdot x_{ov}}{2\Delta P} . \quad (8.26)$$

Визначимо співвідношення між питомою продуктивністю фільтра і 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), отримали залежність

$$\tau_{\phi} = \frac{h_o^2 \cdot r_o}{2\Delta P \cdot x_{ov}} , \quad (8.28)$$

з 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 $h_o=50 - 150$ мм, то можна визначити тривалість власне операції фільтрування, але доцільно її вибирати в межах 600 - 900 с.

Уточнивши висоту прошарку осаду і тривалість операції фільтрування, а також питому продуктивність фільтра для прийнятих 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 промивання осаду можна розрахувати на основі таких положень.

Промивання осаду проводять при сталій його висоті і при тому самому перепаді тиску, для промивання в основному використовують воду, витрату якої визначають дослідним шляхом з урахуванням залишкової концентрації речовини в осаді. Звичайно об'єм промивних вод складає $(0,2-0,25)V$, отже, питома продуктивність фільтра на стадії промивання буде дорівнювати $q_{пр}=(0,2-0,25) q_f$.

Використовуючи рівняння (8.26), знайдемо

$$\tau_{пр} = \frac{q_{пр}^2 \cdot r_o \cdot x_{ov}}{2\Delta P} . \quad (8.29)$$

Тривалість основних операцій процесу фільтрування дорівнює

$$\tau_{ос} = \tau_{\phi} + \tau_{пр} . \quad (8.30)$$

Найбільша продуктивність фільтра періодичної дії досягається, коли $\tau_{ос}=\tau_{вс}$ [9, с.217; 10, с. 203].

З урахуванням зазначеного кількість циклів фільтрування за одну

годину складе

$$n_{\text{ц}} = 3600 / 2\tau_{\text{ос}} . \quad (8.31)$$

Годинна продуктивність фільтра за фільтратом дорівнює

$$V_{\text{ч}} = q_{\text{f}} \cdot F \cdot n_{\text{ц}} = \frac{1800}{\tau_{\text{ос}}} \cdot q_{\text{f}} \cdot F , \quad (8.32)$$

де $V_{\text{ч}}$ – об'ємна продуктивність фільтра, м³/годину.

Використовуючи вищенаведені залежності, знаходять об'єми і масові витрати сухого і 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 ($\rho_{\text{r}}=2600$ кг/м³) з об'ємною концентрацією твердої фази $x_{\text{cv}}=5,0$ %, вологість отриманого після фільтрування осаду складає $u=40$ %. Найбільший перепад тиску на фільтрі може сягати $\Delta p = 0,8$ атм, при цьому товщина шару вологого осаду складає $h_{\text{o}}=60$ мм. Питомий опір осаду $r_{\text{o}}=6,4 \cdot 10^{10}$ Н·с/м⁴, опором фільтрувальної перегородки можна знехтувати. Тривалість підготовчих операцій складає $\tau_{\text{n}}=14$ хв. Визначити тривалість однієї операції процесу фільтрування, кількість операцій на годину та продуктивність фільтра щодо початкової суспензії та отриманого вологого осаду.

Розв'язання.

1 Визначимо об'єм вологого осаду, що відкладається на фільтрі за період фільтрування:

$$V_{\text{во}} = h_{\text{o}} \cdot F = 0,06 \cdot 0,785 \cdot D^2 = 0,06 \cdot 0,785 \cdot 0,8^2 = 0,03 \text{ м}^3 .$$

2 Визначимо об'єм початкової суспензії, що подається на фільтрування:

$$V_{\text{с}} = V_{\text{во}}(1-u)/x_{\text{cv}} = 0,03(1-0,4)/0,05 = 0,36 \text{ м}^3 .$$

3 Визначимо об'єм фільтрату, що отримано в період фільтрування:

$$V_{\text{ф}} = V_{\text{с}}(1-x_{\text{cv}}) = 0,36(1-0,05) = 0,342 \text{ м}^3 .$$

Питома продуктивність фільтра $q_{\text{f}} = V_{\text{ф}}/F = 0,342/0,785 \cdot 0,8^2 = 0,68$ м³/м².

4 Визначимо тривалість процесу фільтрування за формулою (8.26):

$$\tau_{\text{ф}} = q^2 \cdot r_{\text{o}} \cdot x_{\text{cv}} / 2\Delta p = 0,68^2 \cdot 6,4 \cdot 10^{10} \cdot 0,05 / 2 \cdot 0,8 \cdot 10^5 = 925 \text{ с} .$$

5 Тривалість однієї операції фільтрування з урахуванням підготовчих операцій

$$\tau_{\text{з}} = \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{n}} = 925 + 14 \cdot 60 = 925 + 840 = 1765 \text{ с}$$

6 Кількість операцій за годину $n_{\text{ц}} = 3600/1765 = 2,04$. Беремо 2 операції.

7 Об'ємна продуктивність фільтра (м³/г) щодо початкової суспензії

$$V_{\text{сг}} = V_{\text{с}} \cdot n_{\text{ц}} = 0,36 \cdot 2 = 0,72 \text{ м}^3/\text{г} .$$

8 Об'ємна продуктивність фільтра (м³/г) щодо вологого осаду

$$V_{\text{во}} = V_{\text{сг}} \cdot x_{\text{cv}} / (1-u) = 0,72 \cdot 0,05 / (1-0,4) = 0,06 \text{ м}^3$$

Густина вологого осаду за правилом адитивності

$$\rho_{\text{во}} = \rho_{\text{r}} \cdot x_{\text{ov}} + \rho (1-x_{\text{ov}}) = 2600 \cdot 0,6 + 1000 (1-0,6) = 1960 \text{ кг/м}^3 .$$

Масова продуктивність фільтра (кг/г) щодо вологого осаду

$$G_{\text{во}} = V_{\text{во}} \cdot \rho_{\text{во}} = 0,06 \cdot 1960 = 117,6 \text{ кг/г} .$$

Відповідь: 1) тривалість суто операції фільтрування складає 925 с, тривалість однієї операції складає 1765 с, всього за годину проводять 2 цикли фільтрування; 2) продуктивність нутч-фільтра за годину щодо початкової суспензії складає 0,72 м³/г, щодо вологого осаду – 117,6 кг/г.

Рамний фільтр-прес. Рамні фільтр-преси використовують для розділення дрібнодисперсних суспензій з невеликим вмістом дисперсної фази, процес фільтрування триває до повного заповнення вільного простору рам осадом, що відокремлюється, та в процесі може використовуватися тиск до 6 атм. Крім того, це єдиний вид фільтрувального обладнання, у 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 у залежності від розмірів рами (див. табл. 8.1).

Об'єм вологого осаду в порожнинах рам складає

$$V_o = b^2 \cdot \delta \cdot N_p = V \cdot x_{ov} / (1 - \varepsilon), \quad (8.33)$$

де b – ширина порожнини рами, що дорівнює її висоті; δ – товщина порожнини рами; N_p – кількість рам; ε – порозність прошарку осаду.

З рівняння (8.33) знаходимо об'єм фільтрату, зібраного за один цикл фільтрування:

$$V = \frac{b^2 \cdot \delta \cdot N_p (1 - \varepsilon)}{x_{ov}}. \quad (8.34)$$

При фільтруванні у фільтр-пресі фільтрувальна тканина покриває раму з двох боків, тому поверхня фільтрування $F=2b^2 \cdot N_p$, а питома продуктивність фільтра дорівнює

$$q_f = \frac{V}{F} = \frac{b^2 \cdot \delta \cdot N_p (1 - \varepsilon)}{x_{ov} \cdot 2b^2 \cdot N_p} = \frac{\delta(1 - \varepsilon)}{2x_{ov}}. \quad (8.35)$$

Нехтуючи опором фільтрувальної тканини, знайдемо тривалість операції фільтрування у фільтр-пресі.

Використовуючи рівняння (8.13) і розв'язуючи його разом із рівнянням (8.35), отримали

$$\tau_\phi = \frac{[\delta(1 - \varepsilon)]^2 \cdot r_o \cdot x_{ov}}{4x_{ov}^2 \cdot 2\Delta P} = \frac{[\delta(1 - \varepsilon)]^2 \cdot r_o}{8x_{ov} \cdot \Delta P}. \quad (8.36)$$

Тривалість операції промивання осаду розраховують, виходячи з витрати промивної води та з огляду на те, що промивні води надходять зовні з одного боку рами і поверхня промивання в 2 рази менша від поверхні фільтрування.

З урахуванням зазначеного, питома витрата промивних вод дорівнює

$$q_{\text{пр}} = \frac{V_{\text{пр}}}{F/2} = \frac{2V_{\text{пр}}}{b^2 \cdot N_p} \quad (8.37)$$

Як і раніше, тривалість операції промивання осаду знаходять за рівнянням (8.29), відповідно тривалість основних операцій процесу фільтрування знаходять за рівнянням (8.30).

Варто мати на увазі, що при використанні рамних фільтр-пресів економічно вигідно, щоб $\tau_{\text{ос}} \geq \tau_{\text{вс}}$ [9, с. 217].

Якщо взяти умову $\tau_{\text{ос}} = \tau_{\text{вс}}$, то об'ємну годинну продуктивність фільтра за фільтратом ($\text{м}^3/\text{г}$) можна розрахувати за рівнянням (8.32), таким чином, після підстановки розмірів стосовно рамного фільтр-преса воно зводиться до такої формули:

$$V_{\text{ч}} = q_f \cdot F \cdot n_{\text{ц}} = \frac{1800b^2 \cdot \delta(1 - \varepsilon) \cdot N_p}{\tau_{\text{ос}} \cdot x_{\text{ов}}} \quad (8.38)$$

Розрахунок продуктивності фільтрів безперервної дії наведений у книгах [9, с.380; 14, с.53].

Приклад 8.2 На рамному фільтр-пресі протягом години потрібно відфільтрувати суспензію кристалічного гіпсу ($\rho_r = 2240 \text{ кг/м}^3$) об'ємом $2,4 \text{ м}^3$ та об'ємною концентрацією твердої фази в початковій суспензії $x_{\text{св}} = 8\%$, пористість вологого осаду складає $\varepsilon = 0,48$, вологість отриманого осаду $u_o = 20\%$. Питомий опір осаду складає $r_o = 4,2 \cdot 10^{11} \text{ Н} \cdot \text{с/м}^4$, опором фільтрувальної тканини можна знехтувати, суспензія подається під тиском $1,6 \text{ атм}$. Визначити потрібну поверхню фільтр-преса, його тип, кількість рам та фактичний час фільтрування суспензії.

Розв'язання.

1 Визначимо об'єм твердої фази в початковій суспензії:

$$V_{\text{т}} = V_{\text{с}} \cdot x_{\text{св}} = 2,4 \cdot 0,08 = 0,192 \text{ м}^3.$$

Об'єм вологого осаду

$$V_{\text{во}} = V_{\text{т}} / (1 - u_o) = 0,192 / (1 - 0,2) = 0,24 \text{ м}^3.$$

Об'єм вологого осаду з урахуванням його пористості

$$V_{\text{во}} = V_{\text{т}} / (1 - \varepsilon) = 0,192 / (1 - 0,48) = 0,369 \text{ м}^3.$$

2 Визначимо об'єм фільтрату після закінчення операції фільтрування:

$$V_{\text{ф}} = V_{\text{с}} - V_{\text{во}} = 2,4 - 0,24 = 2,16 \text{ м}^3.$$

3 Питому продуктивність фільтра за заданих умов фільтрування визначимо, використовуючи формулу (8.13):

$$q_f = \frac{V}{F} = \sqrt{2 \Delta P \cdot \tau / r_o \cdot x_{\text{св}}} = (2 \cdot 0,6 \cdot 10^5 \cdot 3600 / 4,2 \cdot 10^{11} \cdot 0,08)^{0,5} = 0,1286 \text{ м}^3/\text{м}^2,$$

де ΔP – рушійна сила процесу фільтрування, $\Delta P = (1,6 - 1,0) 10^5 \text{ Н/м}^2$.

4 Розрахункова поверхня фільтрування дорівнює

$$F = V_{\text{ф}} / q_f = 2,16 / 0,1286 = 16,8 \text{ м}^2.$$

Найближчим до такої поверхні (див. табл. 8.1) є фільтр-прес Фпр 630 з поверхнею фільтрування $F = 20 \text{ м}^2$ з товщиною рам 34 мм.

5 Зробимо перевірку придатності вибраного фільтра.

Загальний об'єм простору рам в фільтрі для накопичення вологого осаду

$$V_p = b^2 \cdot \delta \cdot N_p = (0,63)^2 \cdot 0,034 \cdot 25 = 0,337 \text{ м}^3, \text{ що менше від потрібного.}$$

Тому вибираємо цей тип фільтра з більшою кількістю рам, а саме

$$N_p = V / b^2 \cdot \delta = 0,369 / 0,63^2 \cdot 0,034 = 27,3 .$$

6 Вибираємо фільтр Фпр 630 з кількістю рам 28, тоді поверхня фільтра

$$F = 2b^2 \cdot N_p = 2 \cdot 0,63^2 \cdot 28 = 22,2 \text{ м}^2 .$$

7 Фактична тривалість фільтрування суспензії для вибраного типу фільтра (за рівнянням (8.12)) дорівнює

$\tau_{\phi} = V^2 \cdot r_0 \cdot x_{ov} / 2\Delta P \cdot F^2 = 2,16^2 \cdot 4,2 \cdot 10^{11} \cdot 0,08 / 2 \cdot 0,6 \cdot 10^5 \cdot 22,2^2 = 2650 \text{ с} = 0,736 \text{ г}$, що задовольняє умови задачі.

Відповідь: 1) вибрано фільтр-прес типу Ф_{пр} 630 з кількістю рам $N_p=28$ з фактичною поверхнею фільтрування $F=22,2 \text{ м}^2$; 2) фактичний час фільтрування суспензії складає 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 застосовуються тканинні фільтри. Сучасні фільтри в залежності від призначення і концентрації дисперсної фази розділяють на три класи: промислові фільтри; фільтри повітряні - для очищення атмосферного повітря; фільтри тонкого (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 і кондиціонування повітря. Вони працюють при концентраціях пилу менше ніж 50 мг/м^3 і швидкостях фільтрації 2-3 м/с.

Фільтри для тонкого очищення газів забезпечують уловлювання субмікронних частинок із високою ефективністю (до 99% і вище) навіть при низькій концентрації частинок (менше ніж 1 мг/м^3).

Для очищення великих об'ємів запилених промислових газів і повітря широко застосовуються рукавні і мішкові фільтри (див. рис. 8.3,а).

Фільтрувальний елемент виконано у формі мішка діаметром 135 - 450 мм і довжиною 2090 - 6000 мм, натягнутого на дротовий каркас або закріпленого кільцями жорсткості для того, щоб запобігти в процесі роботи стиску рукавів та полегшити випадання пилу при їхній регенерації. Кількість елементів в одній секції фільтра складає від 8-15 до 200, поверхня фільтрування однієї секції $15-385 \text{ м}^2$, кіль-

кість секцій, встановлюваних в одній установці, складає 2-20, загальна поверхня фільтрування в таких установках досягає декілька тисяч м².

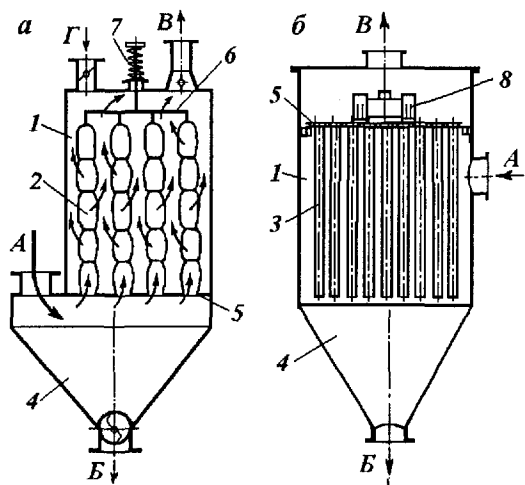


Рисунок 8.3 – Будова рукавного - мішкового (а) і патронного (б) фільтрів:

А - вхід запиленого газу;
 Б - розвантаження пилу;
 В - відведення очищеного газу;
 Г - продування;

1- корпус; 2 - рукав (мішок); 3 - фільтрувальний патрон; 4 - бункер для накопичення пилу; 5 - трубна дошка; 6 - рама для підвіски рукавів; 7 - струшувальний механізм; 8 - вібратор

Як фільтрувальні використовують тканини з природних волокон (ляні, бавовняні, вовняні), з синтетичних волокон (лавсанові, нітронові, поліефірні, тefлонові, 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 і тиском, наявністю в газі агресивних хімічних речовин.

Рукавний фільтр монтується в прямокутному або циліндричному корпусі 1 і складається з окремих елементів - рукавів 2, що кріпляться знизу в трубній дошці 5 на дротових каркасах і за допомогою кришки з гачком підвішуються на загальній рамі 6, з'єднаний з механізмом струшування мішків 7. Запилений газ входить знизу у всі рукави і фільтрується через тканину, залишаючи пил усередині рукава.

Для очищення рукавів від пилу роблять періодичне їхнє струшування, що призводить до опадання пилу в бункер 3 з подальшим видаленням її шнеком. З метою очищення рукавів від пилу періодично роблять продування стислим повітрям, що подають через патрубок Г. Використовуючи склотканину, у даних фільтрах можна очищати газ із температурою до 250°C у кількості до 40000 м³/годину.

Гарячі газу з температурою 250 - 400°C 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 включають вібратор 8, пил збирають у бункері 4 і періодично видаляють.

Металокерамічні і керамічні фільтри дозволяють виділяти частинки величиною від 0,5 мкм і можуть використовуватися для уловлювання каталізаторного пилу, що містить частинки дорогоцінних 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 складає приблизно 230 тис. пилових частинок у 1 м^3 повітря, а місячний осад пилу в міських кварталах досягає 6,6 - 15 $\text{г}/\text{м}^2$.

Як матеріали для фільтрування та для тонкого очищення повітря використовують тонкі мати зі скловолокна з величиною шпарин в 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 і ультратонких скловолокон виготовляють у вигляді листів паперу, довгих полотен та матів, одержуваних мокрим пресуванням. Їх можна намотувати в декілька прошарків на перфорований циліндр і збільшувати поверхню фільтрування до 20 - 30 м^2 на 1 м^3 об'єму апарата.

Набули широкого використання в промисловості фільтрувальні матеріали типу ФП (фільтри Петрянова) із полімерних смол. Вони виготовлені нанесенням на марлеву основу та скріплених 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 $\text{м}^2/\text{м}^3$.

У респіраторах одноразової дії типу "Пелюстка" ступінь уловлювання аерозольних частинок підвищується за рахунок наявності електростатичного заряду на волокнах ФП.

У вентиляційних установках великих громадських 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 рис. 8.4 показані конструкції фільтрів, найчастіше застосовувані для тонкого очищення запилених газів і повітря.

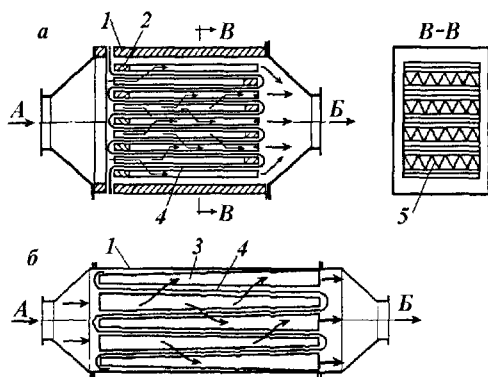


Рисунок 8.4 - Конструкції фільтрів для тонкого очищення запилених газів:

а - рамний каркасний фільтр; б - фільтр із сепараторами клиноподібними;

А - подача газу; Б - відведення очищеного газу;

1 - корпус; 2 - рамка П-подібна; 3 - рамка-сепаратор клиноподібний; 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 1800 мм. Як фільтрувальну тканину використовують скловолкно, проклеєний латекс, поліетиленові і капронові тканини. Тканини періодично промивають та регенерують.

Фільтрувальні елементи закріплюють в розподільчій коробці або корпусі, і, звичайно, вони мають прямокутну або клиноподібну форму. Фільтрувальний матеріал вкладають між рамками, що при складанні пакета чергуються відкритими і 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 в промислових компресорних установках, також застосовують каркасні тканинні фільтри, в яких установлені рами з натягнутими на них полотнами з грубошерстого сукна. Крайче очищення газів досягається при застосуванні повсті або фетру.

Для більш повного очищення запиленних газів і повітря набули широкого застосування різноманітні конструкції фільтрів зі зрошуваною поверхнею фільтрування, зокрема для зрошення використовують воду, розчини кислот і лугів та мінеральні масла.

8.6 Фільтрування суспензій та конструкції фільтрів

Використовувані в промисловості фільтри для розділення суспензій класифікують за декількома основними ознаками:

- за організаційно-технічною структурою - фільтри періодичної і безперервної дії;

- у залежності 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 із жорсткою перегородкою; фільтри із незв'язаною (зернистою) перегородкою;

- за конструктивними ознаками: камерні, рамні, у формі чанів, стрічкові, карусельні, барабанні, дискові та ін.

Фільтри періодичної дії. Фільтраційні чани і 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 і 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 знаходиться нижче фільтра. По закінченні фільтрування осад вивантажують вручну або механізованим способом.

На рис. 8.5 показана будова нутч-фільтра закритого типу із механізованим вивантаженням осаду.

У фільтр завантажують суспензією, за необхідності включають 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.

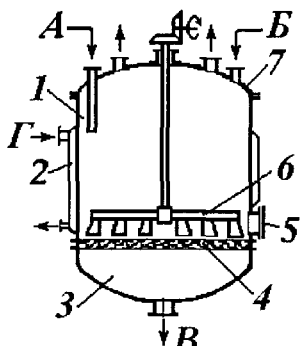


Рисунок 8.5 – Нутч – фільтр закритого типу:

А - подача суспензії; Б - подача стиснутого газу; В - відведення фільтрату; Г - підведення гріючої пари;

1 - корпус; 2 - сорочка парова; 3 - днище; 4 - фільтрувальна перегородка; 5 - люк для розвантаження осадку; 6 - мішалка гребкова; 7 - кришка

Широкого розповсюдження в промисловості набули рамні фільтр-преси, що працюють під тиском до 8 атм, це дозволяє розділяти важкофільтрівні дрібнодисперсні суспензії із 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 (мал. 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 стійки 4. На балках 2 по черзі парами установлені плити 5 і рами 6, плити мають гофровану робочу поверхню і свердлення у верхній частині для проходження суспензій і промивної рідини. У нижній частині плити є канали для відтоку фільтрату і промивних вод. Рама являє собою пустотілу конструкцію товщиною 10-40 мм, виготовлену зі сталі, чавуну, дерева або пластмаси. У верхній частині рами також просвердлені отвори для проходження суспензії і канали, що з'єднують внутрішню порожнину рами з подовжнім каналом для подачі суспензії. Між плитами і рамами знаходиться фільтрувальне полотно (див. рис. 8.7, а).

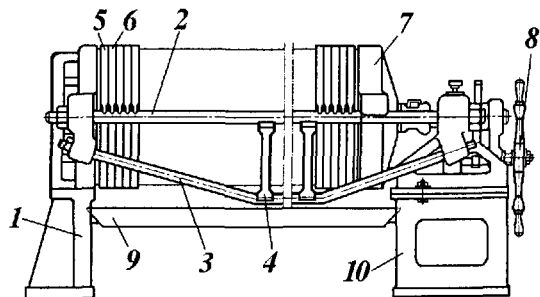


Рисунок 8.6 – Конструкція рамного фільтр-преса:

1 - упорна плита; 2 - балка повздовжня; 3 - тяга; 4 - стійка; 5 - плита; 6 - рама; 7 - натискна плита; 8 - гвинтовий або гідравлічний затискувач; 9 - піддон; 10 - станина

Рами і плити з прокладеним між ними фільтрувальним полотном (серветками) герметизуються за допомогою натискної плити 7 і гвинтового затискного устрою 8 (механічного, електроприводного або гідравлічного). Під фільтром установлений піддон 9 для збору вологого осаду та промивних вод.

Технічні характеристики рамних фільтр-пресів подані в табл. 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
Φ _{пр} 315	1,2	6	315	20	950	650	525
	2,4	12			1155		
	3,6	18			1370		
Φ _{пр} 630	16,0	20	630	34	2500	1150	1045
	20,0	25			2780		
	25,5	32			3170		
Φ _{пр} 800	32,0	25	800	40	4000	1800	1315
	41,0	32			4500		
	51,0	40			5000		
Φ _{пр} 1000	64,0	32	1000	45	4750	1960	1625
	80,0	40			5300		
	100,0	50			6100		

На рис. 8.7 показана схема руху потоків у рамному фільтр-пресі в режимах фільтрування суспензії і промивання осаду.

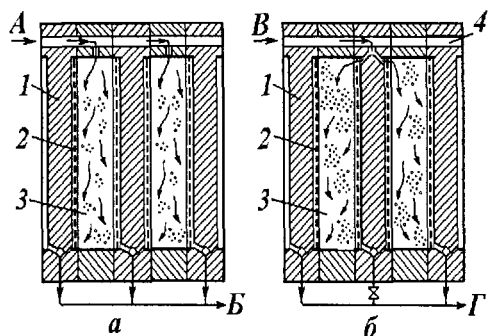


Рисунок 8.7 – Схема руху потоків у рамному фільтр-пресі:

а - у режимі фільтрування;
б - у режимі промивання осаду;
А - подача суспензії; Б - відведення фільтрату; В - подача промивної рідини; Г - відведення промивного розчину;

1 - плита; 2 - фільтрувальна тканина; 3 - порожнина рами; 4 - канал для промивної рідини

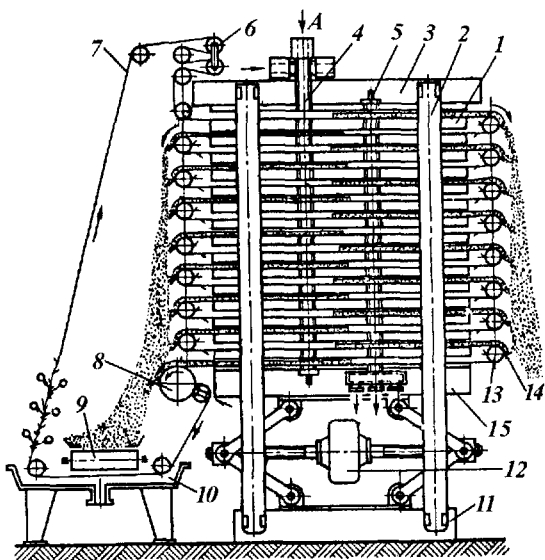
Суспензія під тиском подається в канали для суспензій, потрапляє в замкнутий об'єм порожнини рами 3 і фільтрується через тканину 2, вологий осад поступово заповнює внутрішню порожнину рами. Фільтрат стікає і видаляється через отвори в плитах у колектор Б.

Після заповнення порожнього простору рам осадом, про що свідчить значно збільшений тиск в лінії подачі суспензії, подачу суспензії припиняють і за необхідності проводять промивання осаду (див. рис. 8.7 б). подача промивної рідини здійснюється крізь канали 4 у порожнинах плит, при цьому рідина проходить через тканину, пронизує прошарок осаду і 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.

Фільтр-преси набули широкого розповсюдження 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 м^2 (див. табл. 8.1).

Для фільтрування багатьох промислових суспензій та виробничих стічних вод у різних галузях промисловості застосовуються фільтр-преси автоматичні камерні типу ФПАКМ (див. рис. 8.8), у яких процеси стиску плит, фільтрації, промивання, просушування, знімання осаду і регенерації тканини механізовані.

Рисунок 8.8 – Будова фільтр-преса автоматизованого камерного з механізованим вивантаженням осаду (ФПАКМ):



- 1 – фільтрувальна плита;
- 2 – стяжка;
- 3 – верхня натискна плита;
- 4 – колектор подачі суспензії;
- 5 – колектор фільтрату;
- 6 – натяжний пристрій;
- 7 – полотно фільтрувальне;
- 8 – привід 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

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 знаходиться верхня опорна плита 3, насподі знаходяться нижня базова 11 та рухома опорно-затискна плита 15.

При не затиснутих плитах між ними є проміжок 45 мм, що дає можливість пересувати тканинну нескінченну стрічку механізмом пересування 8. Потім фільтрувальні плити зсуваються і затискуються за допомогою механізму затискування 12, ущільнення між плитами забезпечується гумовими прокладками. При затиснутих плитах 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 складає 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.

Після закінчення процесу фільтрування механізм затискування розводиться і звільняє плити, при розкритих плитах включається механізм пересування стрічки з осадом, осад переміщується із зони фільтрування та вивантажується на транспортер 9. Одночасно здійснюються промивання і регенерація тканини. Система автоматики забезпечує зміну циклів і заблокована з роботою насосів і транспортера.

Фільтри ФПАКМ призначені для фільтрування тонкодисперсних суспензій з концентрацією твердої фази в межах 5 - 100 кг/м³ при температурах 5 - 90° С. Перевагами таких фільтрів є висока швидкість фільтрування і велика питома продуктивність, мала виробнича площа, що займає фільтр у цеху, бо він скомпонований вгору з горизонтальним розміщенням поверхні фільтрування, мала тривалість допоміжних операцій (до 2 хвилин на цикл), майже повна автоматизація.

Фільтри ФПАКМ випускаються Бердичівським заводом "Прогрес" з поверхнею фільтрування 5 - 30 м². Продуктивність цих фільтрів у 6 - 20 разів більша, ніж інших фільтрів. Технічні характеристики фільтрів ФПАКМ подані в табл. 8.2.

Фільтри безперервної дії. Фільтри безперервної дії розроблені таким чином, щоб окремі операції циклу фільтрування автоматично, незалежно одна від іншої чергувалися і проходили у такому порядку:

а) подача суспензії; б) власне фільтрування; в) підсушування осаду; г) промивання вологого осаду; д) просушування та віддування осаду; е) зняття осаду з тканини; ж) регенерація фільтрувальної тканини.

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 приводу, 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

Процеси безперервного фільтрування реалізовані на стрічковому вакуум-фільтрі відкритого типу, поданому на рис. 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 з трубопроводами з іншим обладнанням фільтрувальної установки.

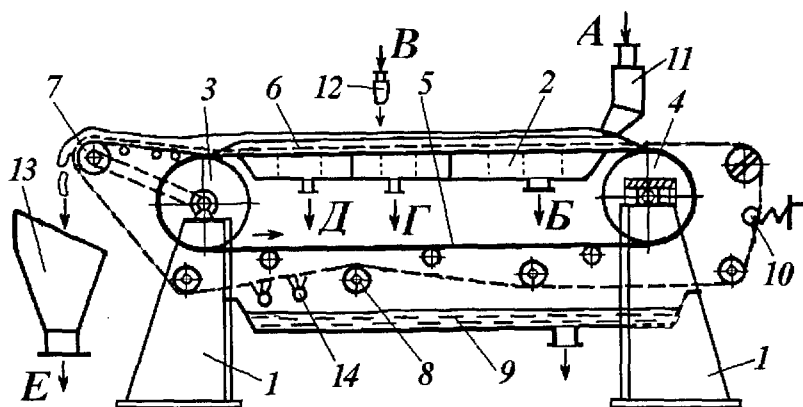


Рисунок 8.9 - Схема будови стрічкового вакуум-фільтра:

А - подача суспензії; Б - відведення фільтрату; В - подача промивної води; Г - відведення промивної води; Д - відведення повітря; Е - відведення осаду;

1 - станина; 2 - камери фільтрувального столу; 3 - привідний (головний) барабан; 4 - ведений натяжний барабан; 5 - прогумована перфорована стрічка; 6 - фільтрувальне полотнище; 7 - підтягувальний ролик; 8 - підтримуючий ролик; 9 - піддон; 10 - натяжна система; 11 - лоток для подачі суспензії; 12 - форсунки для промивання осаду; 13 - бункер для прийому осаду; 14 - форсунки для промивання фільтрувальної тканини

Над камерами стола знаходиться безкінечна прогумована перфорована стрічка 5, постачена бічними бортами, на стрічку покладено фільтрувальне полотно 6 у вигляді безкінечної стрічки. Стрічка разом із полотном приводиться в рух головним барабаном 3, сполученим з електроприводом, натяг прогумованої стрічки здійснюється веденням барабаном 4, натяг фільтрувального полотна регулюється роликком 7 і натяжною системою 10. На початку фільтрувального столу знаходиться лоток 11 для подачі суспензії.

Прогумована стрічка у формі жолоба, з покладеним у ній фільтрувальним полотном шириною 0,5 - 1 м, рухається над фільтрувальним столом зі 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, при цьому фільтрат всмоктується і проходить у камери столу, а на стрічці утворюється прошарок осаду товщиною 10-20 мм. При подальшому просуванні стрічки над іншими камерами столу осад просушується, промивається водою, повторно просушується повітрям, що надходить усередину секцій столу під дією вакууму.

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 при подаванні промивної води, стисненого повітря або водяної пари.

Закордонною промисловістю освоєні стрічкові фільтри з поверхнею фільтрування 60 - 100 м². Вони характеризуються високою продуктивністю щодо осаду і фільтрату з одиниці поверхні фільтра, простотою конструкції, зручністю обслуговування, меншою витратою спеціальної сталі, легкістю регенерації фільтрувальної тканини.

Для збільшення швидкості фільтрування і поліпшення санітарних умов роботи обслуговуючого персоналу випускаються фільтри закритого типу, що працюють під внутрішнім надлишковим тиском повітря або інертного газу у корпусі 2-3 атм.

Найбільш широко застосовуються в різноманітних галузях промисловості відкриті барабанні вакуум-фільтри з зовнішньою поверхнею фільтрування.

Будова типового вакуум-фільтра подана на рис. 8.10.

Фільтр має станину 1, на якій установлений корпус-корито, усередині 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 в залежності від діаметра барабана. Кожна секція барабана за допомогою відповідних 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 приймальною ємністю промивних вод, із збірником фільтрату, що приєднані до вакуумної лінії. Таким чином, при обертанні барабана кожна секція фільтра через відповідні 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 ніж 4 м установлюють дві розподільні голівки.

Зовнішня поверхня барабана покрита фільтрувальною тканиною, над барабаном змонтований промивний пристрій 11.

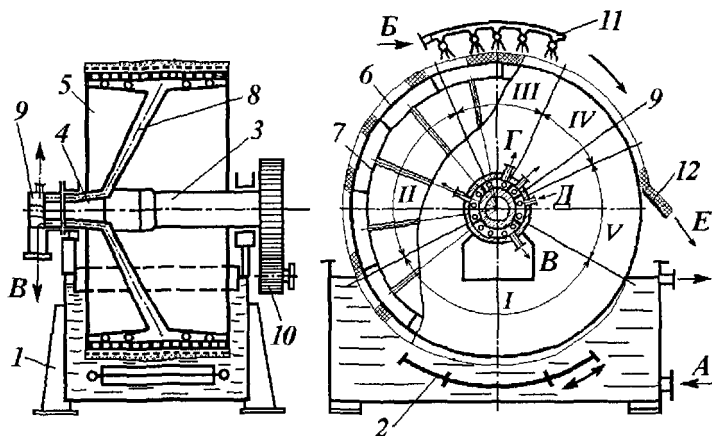


Рисунок 8.10 - Барабаний вакуум-фільтр із зовнішньою поверхнею фільтрування:

А - подача суспензії; Б - подача промивної води; В - відведення фільтрату; Г - відведення промивної води; Д - подача стиснутого повітря; Е - зняття осаду;

I - зона фільтрації; II - зона просушування; III - зона промивання осаду; IV - зона просушування; V - зона знімання осаду і регенерації тканини;

1 - станина – корпус; 2 - мішалка; 3 - вал; 4 - порожниста цапфа; 5 - барабан; 6 - перфорований корпус барабана; 7 - суцільний корпус; 8 - відповідна труба; 9 - розподільна голівка; 10 - редуктор приводу; 11 - колектор промивної води; 12 - ніж для знімання осаду

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 каме-

ру розподільчої голівки розрідження в ній поширюється по трубах 8 на секції фільтра, занурені в суспензію, при цьому через фільтрувальну тканину просмоктується фільтрат і по відповідних 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 і регенерації тканини (V). Осад відокремлюється ножем 12 у зоні знімання, тканина регенерується, а потім процес повторюється з тією самою послідовністю.

У тих випадках, коли фільтрат і промивна рідина є леткими рідинами і можуть утворювати з повітрям вибухонебезпечні суміші, фільтрувальний барабан розміщують у герметичному корпусі, заповненому інертним газом під тиском 2 - 4 атм, у цьому випадку не тільки збільшується швидкість фільтрування, але і поліпшуються технологічні і санітарні умови роботи.

Перевагами барабанних вакуум-фільтрів є їх універсальність щодо обробки 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 та велика виробнича площа, що вони займають.

Технічні характеристики деяких типів барабанних вакуум-фільтрів подані в табл. 8.3.

Таблиця 8.3 - Технічні характеристики деяких типів барабанних вакуум-фільтрів

Параметри	Модель фільтра				
	БОК* 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	1750	2600	3140	3000	4200
довжина	1000	1350	2080	4400	7600
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.
*Прийняті умовні позначення: О – у звичайному виконанні; К – кислотостійка сталь; У – вуглецева сталь; Р – гумований					

У промисловості досить широко застосовуються дискові вакуум-фільтри, що мають цілий ряд переваг у порівнянні з барабанними вакуум-фільтрами. При однакових розмірах із барабанними вакуум-фільтрами (діаметрі і довжині) дискові фільтри менш енергоємні, мають поверхню фільтрування майже в 2 рази більшу, ніж при менших витратах фільтрувальної тканини.

Принципова будова та принцип роботи дискового вакуум-фільтра мало відрізняються від барабанного вакуум-фільтра, окрім конструктивного оформлення поверхні фільтрування.

На рис. 8.11 наведений загальний вигляд дискового вакуум-фільтра.

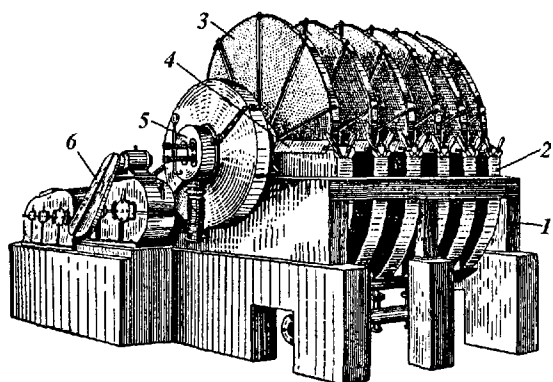


Рисунок 8.11 – Дисковий вакуум-фільтр відкритого типу:

1 - станина; 2 - ванна-корито; 3 - диск; 4 - ніж (скребок); 5 - розподільна голівка; 6 - привід

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 одного.

Кожний із дисків із перфорованими стінками розділений на сектори, що закриті серветками фільтрувальної тканини, це дозволяє легко замінювати їх при пошкодженні. Сектори через систему відсмоктувальних труб з'єднані з валом та розподільною голівкою. Осад, що утворився при фільтруванні, зрізається збоку вертикальної поверхні дисків ножами (скребками) та зсипається у бокові кармани.

Випускаються фільтри з кількістю дисків 2 – 12, фільтри з кількістю дисків більше 6 мають дві розподільні голівки.

Барабанні і дискові фільтри закритого типу використовуються для розділення важкофільтрованих суспензій в інертній атмосфері і внаслідок їхньої високої вартості мають обмежене застосування.

Технічні характеристики деяких типів дискових вакуум-фільтрів, що виготовляв Бердичівський завод “Прогрес”, подані в табл. 8.4.

Таблиця 8.4 – Технічні характеристики деяких типів дискових вакуум-фільтрів

Параметри	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:	1800	2500	2500	3550
Повна довжина, мм	3300	2990	5110	6100
Висота, мм	2130	2850	2850	3900
Кількість дисків	4	4	8	10
Частота обертання, об/хв	0,1 – 1,2			

З інших поширених конструкцій фільтрів безперервної дії у 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 у 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 при сталій рушійній силі 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 при сталому тиску чи фільтрування зі сталою швидкістю і чому?
- 9 Як розрахувати необхідну для процесу поверхню фільтрування?
- 10 Як улаштовані і працюють газові фільтри з плоскою фільтрувальною поверхнею?
- 11 Як улаштовані і працюють рукавні та патронні фільтри?
- 12 Як улаштовані і працюють нутч-фільтри, в яких випадках їх використовують?
- 13 Як улаштовані і 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 і недоліки?
- 16 Як улаштований і працює дисковий вакуум - фільтр, у чому полягають його переваги і недоліки?

РОЗДІЛ 9

УЛЬТРАФІЛЬТРАЦІЯ ТА ЗВОРОТНИЙ ОСМОС

У цьому розділі ...

- ◆ *Ультрафільтрація – справа тонка.*
- ◆ *Що це за мембрана така?*
- ◆ *Як відбувається процес ультрафільтрування?*
- ◆ *Як улаштовані і працюють апарати для ультрафільтрації?*
- ◆ *Як зробити установку для ультрафільтрації?*

У промисловості для опріснення солоних та очищення стічних вод застосовуються методи розділення, засновані на використанні напівпроникних полімерних мембран. Оскільки процеси розділення відбуваються на молекулярному рівні або на рівні колоїдно-диспергованих систем, то такі методи отримали 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 та низькомолекулярних з'єднань через розділювальну напівпроникну мікропористу полімерну мембрану, при цьому 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 при звичайному фільтруванні розділяють суспензію й одержують осад і фільтрат, а при ультрафільтруванні розділяють розчини і одержують більш концентрований розчин і чистий розчинник та 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 подачі початкової очищеної суміші сприяє проникненню розчинника та деяких розчинених у ньому речовин із розчину через мембрану та одержанню високоочищеного пермеату і концентрату з домішками.

При ультрафільтруванні під дією перепаду тиску та особливих властивостей мембрани відбувається розділення початкової суміші

настільки повно, що у фільтраті повністю відсутні мікрочастинки і практично немає домішок розчинних речовин із великим розміром іонів і молекул. Розділення за допомогою напівпроникних мембран потребує витрат енергії тільки на протискування розчинника через мембрану, і тому цей процес є досить економічним. Використовуваний перепад тисків в установках мікрофільтрації для розділення сумішей складає $\Delta p = 2-10$ 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 треба 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 рис. 9.1.

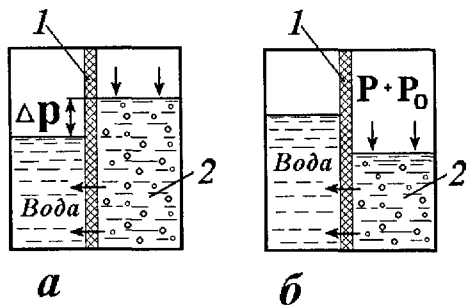


Рисунок 9.1 – Схема процесу ультрафільтрації та зворотного осмосу на напівпроникній мембрані:
 а - ультрафільтрування;
 б - зворотний осмос;
 1 - мембрана; 2 - розчин

Отже, **зворотний осмос** відбувається внаслідок спільної дії примусово створеного в розчині надлишкового тиску та осмотичного тиску, що залежить від концентрації і молекулярної маси розчиненої речовини та температури розчину і визначається за формулою Вант-Гоффа

$$P_0 = i \cdot R \cdot T \cdot x / M, \quad (9.1)$$

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.

При проведенні процесів ультрафільтрування та зворотного осмосу истий розчинник переноситься в напрямку, зворотному 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 однаковою мірою як пермеат, так і збагачений розчинними компонентами концентрат, що подається на подальшу переробку.

Процеси мембранного розділення розчинів характеризуються проникністю і селективністю мембран.

Проникність характеризує швидкість процесу мембранного розділення і дорівнює масовій (або об'ємній) витраті фільтрату через одиницю поверхні мембрани в одиницю часу, W , кг/(м²·г), при цьому

$$W = \frac{G}{F \cdot \tau} = \frac{\Delta P}{R_0} \quad (9.2)$$

Проникність мембран залежить від фізико-хімічних властивостей суміші, що розділяється, температури, тиску, властивостей і матеріалу самої мембрани, та в основному змінюється в межах $(2-50) \cdot 10^{-3}$ м³/г.

Селективність характеризує розподільну спроможність мембранного процесу і визначається коефіцієнтами селективності відносно концентрацій вилучених компонентів :

$$\varphi_a = (x_a - y_a) / x_a, \quad \varphi_b = (x_b - y_b) / x_b, \quad (9.3)$$

де x_a , x_b – мольна частка компонентів А і В у початковій суміші; y_a , y_b – мольна частка компонентів А і В у пермеаті.

Селективність залежить від багатьох факторів, що характеризують властивості розчину і домішок в ньому, властивості самих мембран, умов проведення процесу і здебільшого коливаються в межах 60-90%.

За мембрани використовують полімерні плівки, спеціальний папір, еталеву фольгу, металеві мікропористі пластини та трубки, керамічні пластини та трубки, мікропористе скло і склопластик та ін. Найбільш широко застосовуються мікропористі поліамідні, ацетилцелюлозні та олівінілхлоридні мембрани.

Треба зауважити, що досить часто мембрани поєднують з матеріалом несучої конструкції, що несе силове навантаження.

Напівпроникні мембрани повинні відповідати таким вимогам:

- а) мати високу розділювальну спроможність (селективність);
- б) мати високу продуктивність (проникність);
- в) вибірково пропускати одні компоненти і затримувати інші;
- г) мати постійні технічні характеристики і високу механічну міцність.

9.2 Принцип роботи апаратів та установок

При мембранному розділенні 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 рис. 9.2.

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.

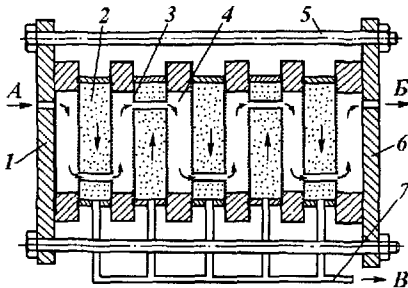


Рисунок 9.2 – Мембранний багатокамерний апарат з плоскими мембранними елементами:

А – подача 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

Пакети фільтрувальних елементів укладені між затискувальними плитами 1 і 6 за допомогою стягувальних шпильок 5. Розчин, що розділяється, подається під тиском у камери фільтра, при цьому фільтрат - пермеат проходить через мембрани, дренажні пористі пластини 2 і відводиться в колектор 7. Опорно-дренажні пластини 2 виготовляють пористими із пресованих порошоків – полімерів, металів, кераміки або суцільними (наприклад із вініпласта) з каналами для проходу концентрату. Полімерними мембранами є плівки, виготовлені із ацетатцелюлози, нітроцелюлози, найлону, полівінілхлориду та ін.

Апарат розглянутого типу має невелику продуктивність, тому що питома поверхня мембран у фільтрі складає всього 60 - 300 м²/м³.

У 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 з капілярними волоконними мембранами до 20000 м²/м³.

Широко застосовуються установки для отримання очищеної прісної та знесоленої води продуктивністю до 100 м³ на добу.

Ультрафільтрацію і зворотний осмос використовують для розділення стічних вод та маслоемульсійних стічних вод із вмістом масел менше ніж 10% (див. рис. 9.3).

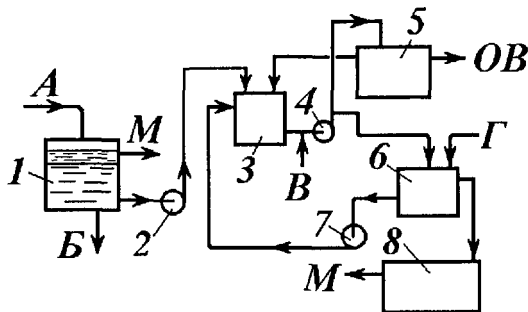


Рисунок 9.3 – Схема установки для очистки маслоемульсійних стічних вод методом ультрафільтрації:

А - стічна вода; Б - шлам; В - промивні води; Г – сірчана кислота; ОВ - очищена вода; М - масло;

1 - відстійник; 2, 4, 7 - насос; 3 – ємність; 5 - апарат ультрафільтрації; 6 - відстійник; 8 - маслосбірник

Установка з трубчастими модулями загальною поверхнею мембран 52 м² працює під тиском 0,14 - 0,42 МПа і забезпечує очищення стічних вод у кількості до 70 м³/добу. Виділене масло використовують як паливо або відправляють на рафінування.

Мембранні методи найбільш часто використовують для опріснення солоних вод завдяки їхній економічності – витрата енергії при такому способі очистки майже в 20 разів менша в порівнянні з методами багатоступінчастої дистиляції. На рис. 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 мембранної

очистки, де відбувається процес ультрафільтрації. Опріснена вода надходить в збірник 7 і насосом 8 відкачується споживачем. Концентрат надходить у рекупераційну турбіну 9, де при скиданні тиску частина енергії повертається, потім концентрат надходить у збірник 10 і насосом 11 відкачується на подальшу переробку.

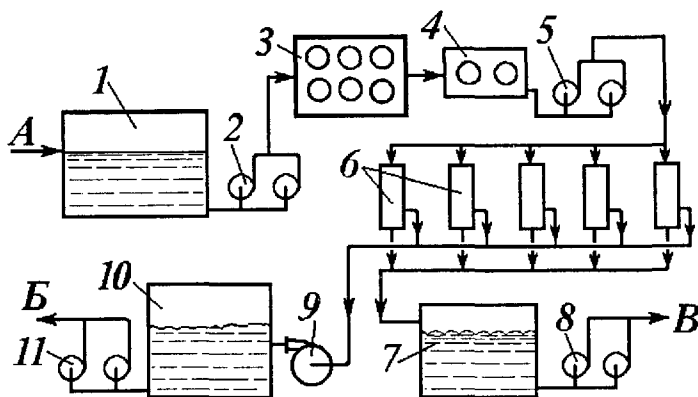


Рисунок 9.4 – Установа для опріснювання морської води:

A – морська вода; Б – ропа концентрована; В – опріснена вода;

1 - збірник; 2, 8, 11 - насоси; 3 – фільтр піщаний; 4 - деаератор; 5 - насос високого тиску; 7 - збірник опрісненої води; 9 – рекупераційна турбіна; 10 - збірник концентрату – ропи

Для більш високого ступеня очищення вод використовують дво-ступінчасту опріснювальну установку.

Мембранні процеси у сполученні з іншими способами розділення та очищення розчинів в майбутньому передбачається використовувати для видобування із морської води розчинених у ній рідкісних та розсі-аних 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 базатакамерний апарат для ультрафільтрації?
- 6 Намалюйте схему установки для процесу ультрафільтрації.

РОЗДІЛ 10

КОМБІНОВАНІ МЕТОДИ РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ

У цьому розділі ...

- ◆ *Як використати інерцію для очищення газів?*
- ◆ *Коли дрібний дощик не перешкода?*
- ◆ *Пінні апарати – так це ж ефективно!*
- ◆ *Тверді частинки і краплі вологи уловимо в сепараторі.*
- ◆ *Магнітне очищення - справі помічник!*
- ◆ *Нам електрика зробить все швиденько.*

Крім вищевикладених способів розділення неоднорідних систем із метою інтенсифікації основного процесу виділення дисперсних твердої і рідкої фаз у промисловості широко застосовують комбіновані та інші методи.

У цих способах використовують два або декілька видів силових полів, а також додаткові механічні і фізичні засоби впливу на тверді частинки, розподілені в газових або рідких середовищах. До таких засобів відносяться інерційне та мокре пилоочищення, акустичне і магнітне очищення, електроочищення та інше.

10.1 Інерційні методи очищення сухих запилених газів

При різкому відхиленні або зміні 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 і, отже, процес очищення запиленого газу.

На рис. 10.1 показані деякі конструкції інерційних апаратів із різноманітними способами подачі і 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 та додатково змінюється напрямком руху газу в той час, як частинки за інерцією продовжують рухатись вперед, потім сили інерції гаснуть, а частинки випадають із потоку та осаджуються в застійних зонах або в бункер.

Ступінь очищення сухих газів залежить від діаметра частинок і складає 45-60% для частинок діаметром більше ніж 30 мкм.

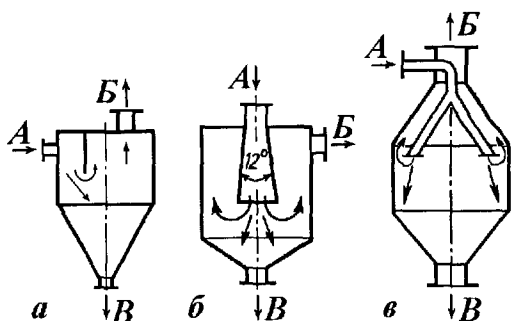


Рисунок 10.1 – Конструктивні схеми інерційних пиловловлювачів: а - камера з перегородкою; б - камера з конусом, що розширюється; в - камера із заглибленим бункером;

А - подача запиленого газу; Б - відведення очищеного газу; В - вивантаження пилу

Іншим різновидом інерційних апаратів є жалюзійні пиловловлювачі, у яких робоча частина апарата виконана у вигляді жалюзійної решітки, набраної із рядів нахилених пластин (див. рис. 10.2,а) або конічних круглих кілець (рис. 10.2,б).

Газ, що очищується, проходячи через жалюзійну решітку, робить різкі повороти у той час, як пилові частинки за інерцією продовжують рух в попередньому напрямку, що спричиняє до відділення їх від потоку, цьому ж сприяють і удари частинок із похилими елементами решітки, що призводить до погасання їх швидкості. Звичайно жалюзійні пиловловлювачі застосовують для відділення частинок більших за 20 мкм.

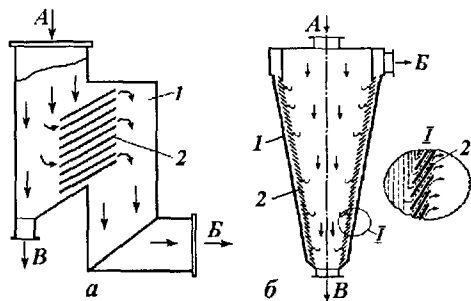


Рисунок 10.2 – Будова жалюзійних пиловловлювачів: а - пластинчастий у формі коробка; б - кільцевий конусний;

А - подача запиленого газу; Б - відведення очищеного газу; В - відведення пилу;

1 - корпус; 2 - жалюзійні елементи (пластини або кільця)

Перевагою інерційних пиловловлювачів є: а) компактність, відносна простота будови, надійність в роботі; б) відсутність частин, що рухаються; в) порівняно невеликі витрати металу. Основні недоліки: а) відокремлюються тільки порівняно великі частинки (більше ніж 30 мкм); б) мають підвищений гідравлічний опір.

10.2 Мокре пилоочищення газів і апаратура

При розприскуванні води в газовий потік (якщо це допустимо за технологією) ступінь очищення газу від пилу істотно підвищується за рахунок змочування, агломерації частинок, а також внаслідок захоплення їх краплями вологи і збільшення їх ваги. Якщо частинки, що уловлюються, не мають практичної цінності і припустиме охолодження та зволоження газу, застосовують мокре очищення газів – дрібнодисперсне розприскування води механічними або пневматичними форсунками в газовий потік, що проводять в порожнистих апаратах – скруберах. В інших випадках газовий потік в апараті пропускають через прошарки насадки, що зрошуються водою, використовуючи насадкові скрубери і пиловловлювачі. Часто газовий потік в колонному апараті пропускають через прошарки рідини, що знаходяться на контактних тарілках, використовуючи барботажні та пінні пиловловлювачі.

Перевагами таких апаратів є висока продуктивність при швидкостях газу в апараті 0,8-1,5 м/с, низький гідравлічний опір, малі експлуатаційні витрати. Одночасно в таких апаратах досягається висока ступінь очищення газу від пилу (до 90-95 % для порожнистих і барботажних скрубєрів та 95-99% для насадкових і пінних апаратів), можливість разом з пилом уловлювати пароподібні і газові шкідливі компоненти. Основним недоліком названих апаратів є утворення шламів, що додатково також потрібно розділяти.

На рис. 10.3 подані деякі типи поширених скрубєрів.

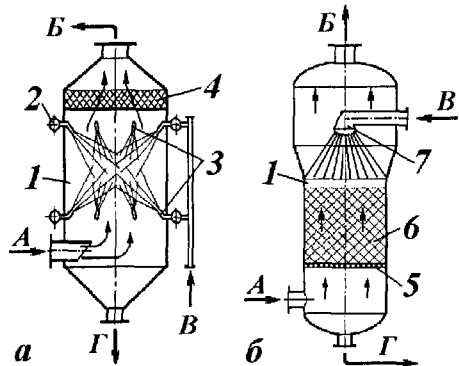


Рисунок 10.3 – Скрубєри:

а - порожнистий форсуночний;
б - насадковий;

А - запылений газ; Б - очищений газ; В - подача води; Г - відведення шламу;

1 - корпус; 2 - колектор;
3 - форсунки; 4 - бризкоуловлювач; 5 - решітка опорна;
6 - насадка; 7 - зрошувач

Порожнистий форсуночний скрубєр (рис. 10.3,а) являє собою вертикальну циліндричну колону 1, у якій в 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 м³ газу. Форсунки встановлюють у декілька рядів, щоб забезпечити рівномірне зрошення водою по всьому об'єму скрубєра.

У таких апаратах уловлюються частинки пилю розміром більше ніж 10 мкм, при цьому ступінь очищення газу складає більше ніж 90%.

Для зниження бризковиносу з газами, що відходять, у верхній частині скрубера встановлений бризкоуловлювач 4.

Насадковий скрубер заповнюється тілами спеціальної форми - насадкою 6, 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, при цьому відбувається диспергування газової фази і тісний контакт газових струмків з плівкою рідини та уловлювання частинок пилю. Забруднена вода стікає в нижню частину апарата й у вигляді шламу відводиться на додаткове розділення за методом відокремлення уловлених частинок, повернення і повторного використання води в циклі. Ступінь очищення газів в насадкових скруберах складає більше ніж 95%, при цьому уловлюються тверді частинки величиною більше ніж 5 мкм.

Високу ефективність мають скрубери з рухомою, псевдозрідженою та циркулюючою насадками, а також пінні барботажні пиловловлювачі (рис. 10.4).

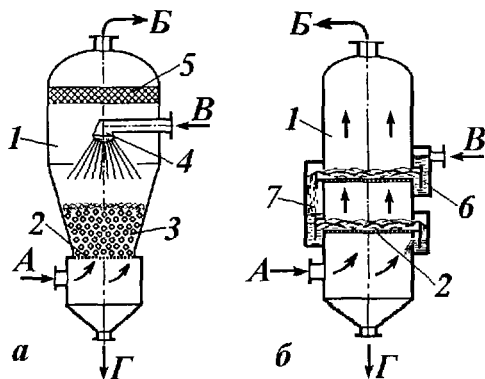


Рисунок 10.4 – Мокрі пінні пиловловлювачі:

а – із псевдозрідженою насадкою; б – двохсекційний пінний; А - запилений газ; Б - очищений газ; В - рідина; Г - шлам; 1 - корпус; 2 – газорозподільна решітка; 3 - кульова насадка; 4 – зрошувальний пристрій; 5 – краплеуловлювач; 6 – гідрозатор; 7 – переливний карман

У пиловловлювачах із рухомою насадкою як насадку використовують пустотілі кульки діаметром 20 - 40 мм з полімерних матеріалів або з гуми, насипна густина прошарків насадки складає 200 - 300 кг/м³. Мінімальна висота нерухомого прошарку насадки складає 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, при цьому утворюється пінний прошарок, в якому не тільки вловлюється пи́л, але і не відкладаються на прошарку рухомої насадкi солі жорсткості і продукти реакції при очищенні газів, що містять реагуючі і смолисті речовини.

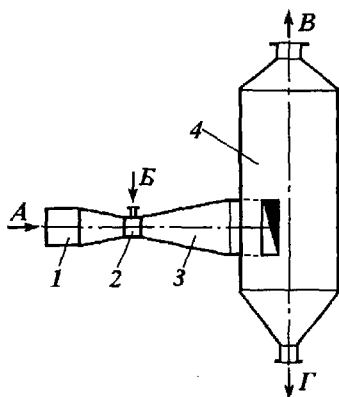
При пилоочищенні газів широко застосовують пінні тарілчасті апарати з переливними або провальними тарілками. Тарілки перфоровані отворами діаметром 3 - 8 мм і мають живий переріз 10 - 15 % для переливних та 15 - 30 % для провальних тарілок від площі перерізу колони. Близько 80 % мас. частинок пи́лу вловлюється в прошарку рухомої піни, що утворюється на тарілці при барботуванні газу через рідину, інший пи́л, в основному крупні 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 пи́лу до 99 % мас.

Серед інших високоефективних апаратів, що використовують для пиловловлювання, можна назвати скрубери ударно-інерційної дії, а саме швидкісні скрубери Вентурі ударно-відцентрової і 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. При контакті з газовим потоком вода розпорошується на дрібні краплі, що зіштовхуються з частинками пи́лу, поглинають їх і збільшуються.

Рисунок 10.5 - Схема скрубера Вентурі:

А - вхід запиленого газу; Б - подача рідини; В - відведення очищеного газу; Г - відведення шламу;

1 - конфузур; 2 - горловина; 3 - дифузур; 4 - корпус сепаратора



Газ проходить через дифузур 3, при цьому його швидкість знижується до 20-25 м/с, потім газовий потік входить тангенційно в циклонний сепаратор 4, де під дією відцентрових сил зволожені частинки і краплі рідини відокремлюються від газу та відводяться у відстійник.

У скрубери Вентурі, при його порівняно простій будові, ступінь очищення газів може досягати 99%, при цьому вловлюються частинки і краплі величиною 0,2-2 мкм. При очищенні великих об'ємів запиле-

них газів застосовують групові або батарейні компонування скруберів Вентурі. Недоліками апаратів цього типу є їх високий гідравлічний опір (1500 – 7500 Па).

10.3 Сепаратори для розділення газорідних потоків

У процесах переробки стиснутих газів, коли деякі з них частково конденсуються, а також з метою зниження краплевиносу з хімічних апаратів, часто виникає необхідність відокремити від газових потоків краплі вологи, що в них знаходяться. Для цих цілей використовують сепаратори і сепараційні пристрої, в яких застосовують різноманітні методи відділення крапель вологи від газової або парової фази, як-от: гравітаційні, інерційні, ударно-інерційні, вихрові і відцентрові.

За технологічним призначенням розрізняють газосепаратори, водо-віддільники, мастиловіддільники, трифазні розділювачі та ін.

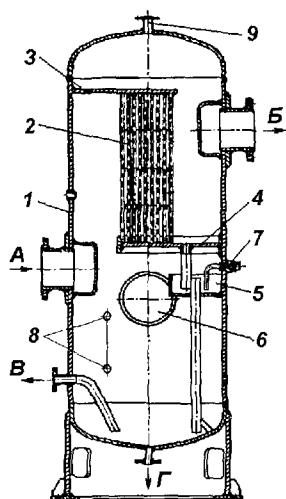


Рисунок 10.6 – Очисний сепаратор:

А – подача 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 заливки рідини; 8 – штуцери для покажчика рівня; 9 – штуцер для монтажу запобіжного клапана

Для відділення крапель чистої рідини з потоку газу найпростішим є сепараційний пристрій, встановлений у верхній частині апарата і зроблений 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 і контакту з вологою поверхнею насадки, відбувається злиття навіть дуже дрібних крапель в плівку рідини та їхнє уловлювання. Ефективним засобом також є установлення пакета дротяних або полімерних сіток, при цьому ступінь відділення крапель досягає 99,5% при швидкості газу в апараті 2,5 - 6 м/с.

За конструктивною ознакою розрізняють сепаратори горизонтальні, вертикальні і сферичні.

Типовий сепаратор (див. рис. 10.6) являє собою вертикальну ємність, оснащену технологічними патрубками і патрубком для установлення запобіжного клапана, внутрішніми змійовиками або труб-

чаткою для підігріву (на рис. 10.6 їх 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 і піску). Вертикальні сепаратори забезпечують більш повне відділення фаз, але вони дорожчі порівняно з горизонтальними.

Горизонтальні сепаратори мають дещо більшу пропускну спроможність при однаковому діаметрі з вертикальними, але вони займають більшу виробничу площу, в них утруднений контроль за рівнем рідини та їх сутужніше очищати від механічних домішок.

10.4 Магнітне очищення

У процесі експлуатації обладнання через знос і корозію устаткування можливе утворення окалини і залізвмісних 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. Цей метод при малих енергетичних витратах дозволяє відокремлювати частинки значно менших розмірів (менших ніж 0,5 мкм), чим при використанні 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 створюють неоднорідне магнітне поле, проходячи через яке феромагнітні частинки намагнічуються і можуть бути уловлені та виділені за допомогою магнітних вловлювачів - очисників. Крім того, при магнітному очищенні відбувається коагуляція, агрегування та збільшення блоків частинок, а також захоплення ними інших ненамагнічуваних частинок, що в цілому підвищує ступінь очищення забруднених середовищ. Нарешті, 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 рис. 10.7 показані варіанти застосування пакета постійних маг-

нітів на фільтрі – осаджувачі з використанням насадки з феромагнітних осаджуючих елементів, що періодично очищуються і регенеруються, а також використання соленоїдного фільтра. Як феромагнітну насадку якості 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.

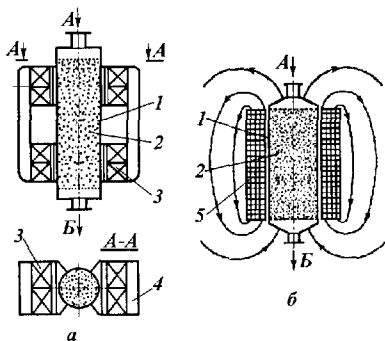


Рисунок 10.7 – Схема установки магнітних фільтрів – осаджувачів:

а - магнітний; б - соленоїдний;
А - вхід забрудненого середовища; Б - вивід очищеного середовища;

1 - корпус фільтра; 2 - насадка;
3 - пакет магнітів; 4 - елементи магнітопроводу; 5 - соленоїд

При установці магнітного очисника напрямком силових ліній магнітного поля варто організувати з 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

У окремих процесах для очищення забруднених газів і рідин використовують поле пружних акустичних коливань звукової та ультразвукової частоти, що утворюються низько – або високочастотними пристроями – механічними вібраторами, сиренами.

Акустичні коливання викликають інтенсивну вібрацію зважених в забруднених потоках дрібнодисперсних частинок і крапельок вологи, що збільшує частоту їхніх зіткнень і сприяє їх збільшенню – коагуляції, агрегуванню і конденсації. Все це разом прискорює процеси гравітаційного осідання і підвищує ступінь очищення забруднених

середовищ. Ультразвук змінює енергію дегідратації частинок, впливає на їхню енергетичну активність при хімічних реакціях, що також інтенсифікує процеси розділення та очищення.

Акустичну обробку природних і попутних нафтових газів проводять попередньо перед їхньою подальшою очисткою у гравітаційному полі або під дією інерційних сил у сепараторах, при цьому використовують ультразвук при рівні звуку не менше ніж 145-150 децибел і частоті 2-50 кГц.

При використанні 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 току.

У електрофільтрах неоднорідне електричне поле створюється за допомогою електродів різної форми, при цьому 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), при цьому якщо площі поверхні електродів сильно відрізняються, то між ними виникає неоднорідне поле, у якому силові лінії спрямовані від електрода з негативним до електрода з позитивним зарядом. При високій конкретно визначеній критичній різниці потенціалів у просторі між електродами відбувається іонізація молекул газового потоку, при цьому частинки, що знаходяться в ньому, також набувають зарядів та 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 уловлювання з газових потоків частинок пилу використовують сухі електрофільтри, для уловлювання дрібних крапель рідини і туманів кислот – мокрі електрофільтри, для уловлювання крапель вологи, очищення і знесолювання нафти і нафтопродуктів застосовують електродегідратори та електророзділювачі.

Електрофільтри широко застосовують на цементних та металургій-

них заводах, на теплових електростанціях, при цьому вловлюють десятки тисяч тон дрібного пилу, тим самим додатково отримують корисну продукцію і захищають повітряне навколишнє середовище від шкідливих викидів.

На рис. 10.8 схематично показана будова трубчастого і пластинчастого електрофільтрів.

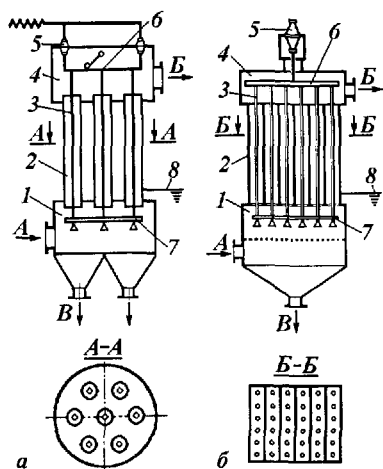


Рисунок 10.8 – Будова вертикальних електрофільтрів:

а – трубчастого; б – пластинчастого; А - вхід запиленого газу; Б – відведення очищеного газу; В – відведення пилу;

1 – корпус нижньої камери; 2 – осаджувальні електроди (трубчастий, пластинчастий); 3 – коронуєчі електроди; 4 - корпус верхньої камери; 5 – ізолятори; 6 - верхня рама підвіски електродів; 7 - нижня рама підвіски електродів; 8 – пристрій для заземлення

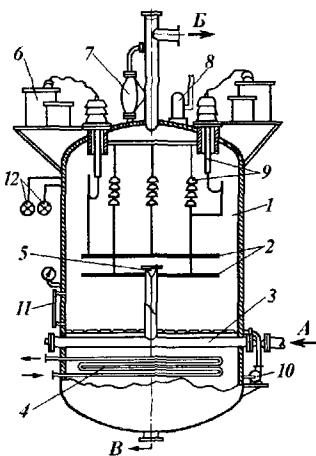
Запилений газ подається знизу в корпус 1 і рівномірно розподіляється в пучку вертикальних трубчастих електродів 2 довжиною 3-4 м і діаметром 150-300 мм. По центру труб розміщені коронуєчі електроди 3, що підвішені на верхній рамі 6. У корпусі верхньої камери 4 закріплені осаджувальні електроди і корпус заземлений.

У просторі між електродами газ рухається зі швидкістю 0,7-1,5 м/с, іонізується та очищається, 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 і часом перебування газу в апараті.

Для підвищення ступеня очищення газу та уловлювання частинок дрібного пилу іноді в запилений газовий потік впирскують воду, а потім для очистки використовують мокрий електрофільтр. Мокрі електрофільтри широко застосовують у виробництві сірчаної кислоти для уловлювання туману сірчаної кислоти.

Для проведення комплексних процесів зневоднювання і знесолювання сирової нафти використовують горизонтальні та вертикальні електродегідратори. На рис. 10.9 подано розріз вертикального електродегідратора.

Рисунок 10.9 – Схема вертикального електродегідратора:



А – підведення сирої нафти з водою; Б – відведення очищеної нафти; В – відведення води;

1 - корпус; 2 - електроди; 3 – труба підведення нафти; 4 - змійовик для підігріву; 5 – розподільна голівка; 6 – трансформатор; 7 – поплавковий 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, підключені до високовольтного трансформатора 6. Сира нафта з водою подається по трубопроводу 3, розприскується через розподільну голівку 5 у зоні між електродами 2 і рухається зі швидкістю 0,0006–0,0012 м/с, при цьому за час перебування рідини в апараті протягом 60–180 с відбувається процес розділення емульсії.

У промисловості також освоєні горизонтальні електродегідратори типів ЕГ діаметром 3400 мм та об'ємом 160 – 200 м³, що працюють при температурах 110 – 150 °С і під тиском 10 – 16 атм.

Продуктивність вертикальних і горизонтальних апаратів складає 25 – 550 м³/г сирої нафти. Апарати здебільшого працюють під тиском 4 – 10 атм при температурах 110 – 120 °С, для цього вони постачені вмонтованим підігрівачем 4. Вміст солі в очищеній нафті не перевищує 5 г/м³ нафти при високому ступені її зневоднювання, залишковий вміст води в нафті складає менше 0,1 %.

Для зневоднювання та очищення світлих нафтопродуктів (скрапленого газу, бензинів, гасу, дизельного палива та ін.) застосовують горизонтальні і вертикальні циліндричні та сферичні електророзділювачі, принцип дії яких подібний до попередніх апаратів.

У електророзділювачах 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 електророзділювача вертикального камерного, поданого на рис. 10.10.

Усередині циліндричного вертикального корпусу 1 змонтовані камери 2 квадратного перерізу, по центру яких розміщені стрижневі електроди 3. Верхні кінці електродів закріплені в решітці 4, підвішеній до кришки на ізоляторах 5, до цієї решітки підведена висока напруга. Нижні кінці електродів скріплені стрічками 7.

Усередині циліндричного вертикального корпусу 1 змонтовані камери 2 квадратного перерізу, по центру яких розміщені стрижневі електроди 3. Верхні кінці електродів закріплені в решітці 4, підвішеній до кришки на ізоляторах 5, до цієї решітки підведена висока напруга. Нижні кінці електродів скріплені стрічками 7.

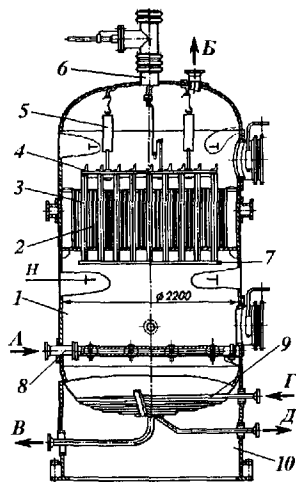


Рисунок 10.10 – Електророзділювач вертикальний камерний:

А – подача нафтопродукту; Б – відведення очищеного нафтопродукту; В - відведення дренажної води; Г – подача 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 – розподільча труба; 9 - зовнішній змійовик для обігріву; 10 - опора

Сировина, що підводиться до розподільчої - колекторної труби 8, рівномірно розподіляється по перерізу апарата і 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 електророзділювачі діаметром 2200, 2800 і 3400 мм та продуктивністю 50 - 150 м³/г нафтопродукту.

Широко використовують горизонтальні електророзділювачі типу ЕРГ-50 діаметром 3400 мм довжиною 7460 мм та об'ємом 50 м³, а також сферичні електродегідратори діаметром до 10500 мм і продуктивністю 300 – 500 м³ нафтопродукту за годину.

Контрольні запитання

- 1 У чому полягає фізична сутність процесів інерційного очищення?
- 2 Які методи інерційного очищення газів Ви знаєте?
- 3 Які апарати для інерційного очищення сухих газів Ви знаєте?
- 4 З якою метою використовують мокре очищення газів?
- 5 Які конструкції апаратів для мокрого очищення газів Ви знаєте?
- 6 Як улаштовані і працюють порожнисті і насадкові скрубери?
- 7 Як улаштовані і працюють апарати пінної очистки газів?
- 8 Як улаштовані і працюють сепаратори для очищення газів?
- 9 У яких випадках можна використовувати магнітну очистку середовищ і в чому полягає її фізична сутність?
- 10 Як улаштовані і працюють апарати для магнітної очистки рідких середовищ?
- 11 У чому полягає фізична сутність процесу акустичної очистки?
- 12 У чому полягає фізична сутність процесу електроочищення газів?
- 13 Як улаштовані і працюють трубчасті і пластинчасті електрофільтри?
- 14 З якою метою використовують електродегідратори і електророздільники?
- 15 Як улаштовані і працюють електродегідратори і електророздільники?

РОЗДІЛ 11

ПРОЦЕСИ І ТЕХНІКА ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ЗЕРНИСТОГО ШАРУ

У цьому розділі ...

- ◆ Кому потрібний завислий зернистий шар?
- ◆ Як одержати завислий шар і як управляти ним?
- ◆ Порізність – що це таке, навіщо і яка потрібна?
- ◆ Без розрахунків тут - ніяк не обійтися.
- ◆ Принцип роботи та будова апаратів.
- ◆ Апарат треба 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.

При малих швидкостях течії середовища через зернистий шар він залишається нерухомим, бо при цьому газ або рідина рухаються усередині каналів і проміжків між частинками. Ця течія проходить, як правило, у ламінарному режимі, властивому процесу фільтрації.

Опір, що чинить нерухомий зернистий шар течії середовища, може бути знайдений за рівнянням, подібним до формули опору течії в каналах складної форми (див. ф-лу 3.20):

$$\Delta p = \lambda \frac{h_0 \cdot \rho w^2}{d_3 \cdot 2}, \quad (11.1)$$

де λ - коефіцієнт опору, що залежить від режиму течії потоку, для ламінарного режиму $\lambda = (133/Re_0) - (220/Re_0)$; h_0 – висота нерухомого зернистого шару; d_3 – еквівалентний діаметр каналів і проміжків між частинками зернистого шару, $d_3 = 4\epsilon_0/\delta$; ϵ_0 – порозність нерухомого зернистого шару; δ – питома поверхня для шару монодисперсних зерен, m^2/m^3 ; w – середня фіктивна (віднесена до повного поперечного

перерізу апарата) швидкість течії середовища в апараті, м/с.

Підстановкою у формулу (11.1) усіх названих змінних отримана залежність опору в'язкісного тертя при течії рідини через нерухомий зернистий шар монодисперсних частинок, що відома як формула Козені – Кармана:

$$\Delta p = 150 \cdot \frac{\mu h_o w}{d_c^2} \cdot \frac{(1 - \epsilon_o)^2}{\epsilon_o^3} \cdot \varphi^2 = A \frac{\mu h_o w}{d_c^2} \cdot \Phi, \quad (11.2)$$

де μ – в'язкість середовища, Па·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 і щільність укладення частинок у зернистому шарі.

З рівняння (11.2) випливає, що опір рухові середовища через нерухомий зернистий шар залежить прямо пропорційно від висоти шару, в'язкості середовища і швидкості течії потоку та обернено пропорційно квадрата діаметра зерен. Опір зернистого шару збільшується лінійно відносно швидкості руху потоку доти, поки залишаються незмінними його об'єм, висота і порозність.

Таким чином, першою стадією висхідної течії потоку через нерухомий зернистий шар є **течія в режимі фільтрації**.

При збільшенні швидкості потоку вище від 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 і висоти шару, відповідно збільшується і порозність шару.

Швидкість течії потоку, при якій зернистий шар починає змінювати свої характеристики, називається **першою критичною швидкістю** або **швидкістю початку переходу в завислий (псевдозріджений) стан**. При швидкостях течії потоку середовища більших від першої критичної зернистий шар переходить в завислий (псевдозріджений) стан, що характеризується особливими його властивостями, причому останні повною мірою залежать від форми і величини зерен, від фізико-хімічних властивостей і агрегатного стану середовища, що проходить через зернистий шар. У технічній літературі для характеристики стану завислого зернистого шару використовують декілька назв, а саме: киплячий шар, псевдозріджений шар, змулений шар, бо такі назви певною мірою відображають фізичну картину поведінки зернистого шару в різних умовах проведення процесів.

У тонкому прошарку при газовому псевдозрідженні газ рівномірно проходить через всю газорозподільну решітку, і 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 пухирцями або окремими струмками, такий стан отримав назву барботажного або поршневого псевдозрідження.

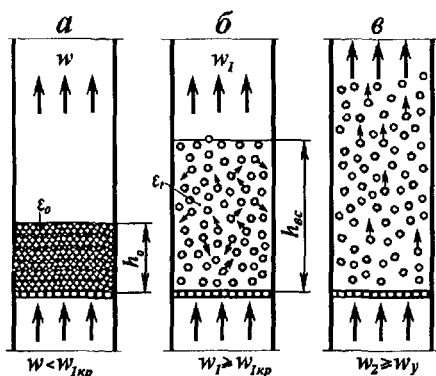
У зернистому шарі, переведеному в завислий стан рідиною, частинки на дуже коротких відстанях роз'єднуються між собою тонкими прошарками рідини в усьому об'ємі, шар розширюється рівномірно, і тому такий стан отримав назву однорідного псевдозрідження, найбільш подібного до завислого шару.

Як уже згадувалось раніше у розділі 2, важливими характеристиками зернистого нерухомого і завислого шару є порізність та об'ємна частка твердої фази в одиниці об'єму шару.

При порізностях нерухомого зернистого шару $\epsilon_0 = 0,40-0,50$ концентрація твердої фази – об'ємна частка – залишається порівняно високою і дорівнює

$$\gamma = 1 - \epsilon_0 = 0,6 - 0,5,$$

при цьому 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 рис. 11.1 показано різний стан зернистого шару частинок у залежності від швидкості руху потоку середовища.

Рисунок 11.1 – Різний стан зернистого шару:

а – вільно засипаний нерухомий шар; б – псевдозріджений – завислий стан з фіксованим верхнім рівнем; в – завислий стан в режимі винесення – пневмотранспорту

При переході зернистого шару в завислий стан зі збільшенням швидкості руху потоку середовища зростають порізність і висота шару, при цьому знижується об'ємна концентрація твердої фази в ньому, збільшується відстань між окремими частинками, посилюється вплив на шар гідродинаміки потоку.

У режимі розвинутого псевдозрідження при порізностях $0,6 < \epsilon < 0,80$ завислий шар характеризується найбільшою гідродинамічною активністю взаємодіючих дисперсної і суцільної фаз, при цьому на частинки впливають не тільки масові і в'язкісні, але 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 для потоків, що значно сприяє протіканню процесів тепло- та масообміну з високою інтенсивністю.

При порізностях $0,80 < \epsilon < 0,9$ псевдозріджений шар стає достатньо розрідженим, тобто характеризується малою часткою твердої фази в потоці, у ньому спостерігаються висхідні і спадні потоки твердих частинок і таким чином виникає достатньо помітна циркуляція частинок в об'ємі шару. При порізностях $\epsilon > 0,9$ з псевдозрідженого шару починають виноситися потоком частинки менших розмірів, тобто в шарі починає розвиватися **режим винесення частинок**.

Швидкість потоку середовища, при якій в псевдозрідженому шарі виникає явище масового винесення частинок середньої величини, називається **другою критичною швидкістю псевдозрідження** або **швидкістю винесення частинок**.

До основних переваг псевдозрідженого стану відносять: 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 в шарі в залежності від величини частинок і їх густини; г) високорозвинена поверхня контакту фаз; д) високі інтенсивності міжфазового тепло- і масообміну.

Ці переваги псевдозрідженого зернистого шару широко використовуються в промисловості як прогресивного технологічного засобу, що забезпечує безперервне протікання різних процесів в умовах вирівнювання полів температур і концентрацій.

Метод псевдозрідженого шару широко використовується в хімічній та багатьох інших галузях промисловості при розчиненні солей, висушуванні різних кристалічних солей, вологих кам'яного вугілля і руд, при адсорбції пари летких розчинників, при випалюванні руд кольорових металів, при каталітичному окислюванні продуктів нафтооргсинтезу.

11.2 Опір, порізність і висота псевдозрідженого шару

Умовою переходу шару твердих частинок у завислий стан є рівність піднімальної сили потоку силам тяжіння – ваги частинок:

$$P_n = \Delta\rho_{nc} \cdot S_a = F_T, \quad (11.3)$$

де F_T – сила тяжіння – вага всіх частинок у шарі; $\Delta\rho_{nc}$ – опір, що чинить зернистий шар при 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 тільки сили ваги частинок, при цьому

$$F_T = V_q \cdot \rho_T \cdot g. \quad (11.4)$$

З огляду на те, що порізність являє собою відношення об'єму порожнин і каналів у зернистому шарі до повного його об'єму, знайдено

$$\varepsilon_0 = \frac{V_q}{V_{\text{сл}}} = \frac{V_{\text{сл}} - V_q}{V_{\text{сл}}} = 1 - \frac{V_q}{V_{\text{сл}}} = 1 - \frac{\rho_H}{\rho_T}, \quad (11.5)$$

де V_q – об'єм власне всіх частинок у шарі, $V_q = \frac{\pi}{6} d_{\text{ч}}^3 \cdot \rho_T$; $V_{\text{сл}}$ – повний об'єм зернистого шару в апараті; ε_0 – порізність вільно засипаного нерухомого зернистого шару; ρ_T , ρ_H – густина істинна та насипна для частинок твердої фази відповідно, кг/м^3 .

З рівняння (11.5) випливає таке:

$$V_q = V_{\text{сл}}(1 - \varepsilon_0). \quad (11.6)$$

Підставивши в рівняння (11.3) залежності (11.4) і (11.6), отримали формулу

$$\Delta p S_a = V_q \cdot \rho_T \cdot g = V_{\text{сл}}(1 - \varepsilon_0) \rho_T \cdot g, \quad (11.7)$$

з якої, для випадку псевдозрідження частинок газом і для апаратів постійного поперечного перерізу, знайдено

$$\Delta p_{\text{пс}} = (1 - \varepsilon_0) \rho_T h_0 \cdot g. \quad (11.8)$$

Якщо середовищем, що псевдозріджує зернистий шар, є рідина і при цьому впливом виштовхувальних сил знехтувати не можна, на основі рівняння (11.3) отримали

$$\Delta p_{\text{пс}} = (\rho_T - \rho_c)(1 - \varepsilon_0)h_0 \cdot g. \quad (11.9)$$

Формула (11.9) є подібною до основного рівняння гідростатики і свідчить про аналогію між рідиною і псевдозрідженим шаром.

Однією з важливих властивостей псевдозрідженого шару є та, що його опір залишається сталим у всьому діапазоні робочих швидкостей потоку від першої до другої критичної (див. рис. 11.2).

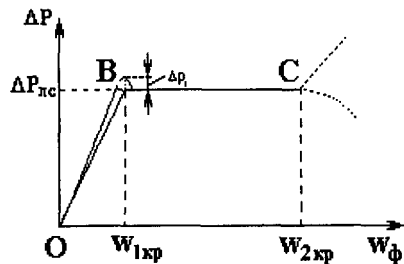


Рисунок 11.2 - Зміни втрат тиску (ΔP) у нерухомому (НШ) і псевдозрідженому (ПШ) шарі в залежності від швидкості руху потоку середовища W_{ϕ} :

$W_{1кр}$ - 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

$$\Delta p_{\text{пс}} = \rho_T(1 - \varepsilon_0) h_0 \cdot g = \rho_T(1 - \varepsilon_1) h_1 \cdot g = \rho_T(1 - \varepsilon_i) h_i \cdot g, \quad (11.10)$$

з якої випливає таке:

$$h_0(1 - \varepsilon_0) = h_i(1 - \varepsilon_i). \quad (11.11)$$

Залежність (11.11) дозволяє визначити порізність псевдозрідженого зернистого шару в робочих умовах, вимірюючи в дослідах висоту нерухомого і псевдозрідженого шару, при цьому

$$\varepsilon_i = 1 - (1 - \varepsilon_0) \cdot h_0 / h_i, \quad (11.12)$$

або за відомими значеннями порізностей завислого шару для двох його різних станів розрахувати висоту псевдозрідженого шару

$$h_i = h_0 \frac{(1 - \varepsilon_0)}{(1 - \varepsilon_i)}. \quad (11.13)$$

11.3 Залежність порізності шару від швидкості потоку

Порізність псевдозрідженого шару перебуває у складній залежності від швидкості руху потоку середовища. Для зернистого шару із монодисперсних частинок швидкість руху потоку середовища і порізність 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 $w_{1к}$ до $w_{2к}$ показник z змінюється в інтервалі чисел від 4,75 до 2,40 [5, 11].

Для умов однорідного псевдозрідження рідиною твердих частинок в діапазоні чисел Архімеда $36 < Ar < 10^5$ показник z із достатньою точністю можна розрахувати за залежністю

$$z = 5,2 / Ar^{0,06}. \quad (11.15)$$

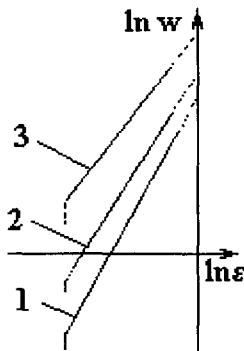


Рисунок 11.3 – Залежність порізності однорідного псевдозрідженого шару від швидкості потоку і діаметра зерен:

1 - для дрібних частинок; 2, 3 - для середніх і великих частинок відповідно

Рівняння (11.14) у логарифмічних координатах можна подати у вигляді прямих ліній (див. рис. 11.3), кут нахилу і положення яких залежать від величини зерен і властивостей псевдозрідженої системи.

Залежність (11.14) дозволяє для зерен різних матеріалів, розмірів і форми на основі експериментів визначити швидкість вільного осідання зерен u_0 і величину показника z .

11.4 Робочі швидкості псевдозрідження та їхній розрахунок

Швидкість початку псевдозрідження (першу критичну) сферичних частинок можна розрахувати, привівнявши рівняння (11.2) і (11.8):

$$\frac{150\mu w_{1k} h_0}{d_c^2} \cdot \frac{(1-\epsilon_0)^2}{\epsilon_0^3} = \rho_c(1-\epsilon_0) h_{0g}$$

та вирішивши їх спільно щодо w_{1k} :

$$w_{1k} = \frac{d_c^2 g \rho_c}{150\mu} \cdot \frac{\epsilon_0}{(1-\epsilon_0)} \quad (11.16)$$

Домноживши обидві частини рівняння (11.16) на комплекс $d_c \rho_c / \mu$, отримали залежність

$$\frac{w_{1k} \cdot d_c \cdot \rho_c}{\mu} = \frac{d_c^3 \cdot g \cdot \rho_c \cdot \rho_c}{\mu^2} \cdot \frac{\epsilon_0^3}{150(1-\epsilon_0)},$$

яку можна подати в критеріальному вигляді

$$Re_{1k} = 0,0067 Ar \cdot \frac{\epsilon_0^3}{(1-\epsilon_0)}, \quad (11.17)$$

де Ar – критерій Архімеда для частинок, псевдозріджених газом, $Ar = d^3 g \rho_c \rho / \mu^2$.

Припустивши середню порізність нерухомого шару із сферичних частинок $\epsilon_0 = 0,4$ і підставивши її в рівняння (11.17), отримаємо

$$Re_{1k} = 7,1 \cdot 10^{-4} Ar. \quad (11.18)$$

Для розрахунків робочих швидкостей руху потоку середовища в процесах псевдозрідження запропонована велика кількість критеріальних рівнянь вигляду $Re = f(Ar, \epsilon)$, але найчастіше у вітчизняній літературі використовують узагальнене універсальне критеріальне рівняння Тодеса і співавторів [5, 10, 11, 15]:

$$Re = \frac{Ar \cdot \epsilon^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{Ar \cdot \epsilon^{4,75}}}, \quad (11.19)$$

яке дозволяє розрахувати не тільки робочі швидкості потоку середовища для одержання заданої порізності шару, але і критичні швидкості початку псевдозрідження та винесення частинок.

Якщо з умов процесу відомі числа Рейнольдса та Архімеда, то з формули (11.19) можна розрахувати порізність шару за формулою

$$\epsilon = (18 Re + 0,36 Re^2 / Ar)^{0,21}. \quad (11.20)$$

З рівняння (11.19), розрахованого щодо числа Рейнольдса, знаходимо робочу швидкість руху середовища, а саме

$$w = Re \cdot \mu / d_c \cdot \rho_c. \quad (11.21)$$

Якщо зернистий шар складений із полідисперсних частинок, то середній еквівалентний діаметр зерен визначають за формулою (2.51):

$$d_{3c} = \sum_1^n d_i \cdot m_i ,$$

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 при заданій порізності 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 Ляшенка

$$L_y = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{w^3 d_q^3 \rho_c^3}{\mu^3} \cdot \frac{d_q^3 g \cdot \rho_c \rho_q}{\mu^2} = \frac{w^3 \cdot \rho_c^2}{\rho_q \cdot \mu \cdot g} , \quad (11.22)$$

з якого можна визначити фіктивну швидкість руху потоку

$$w = \left[L_y \cdot \rho_q \cdot \mu \cdot g / \rho_c^2 \right]^{0,33} . \quad (11.23)$$

Для наближених розрахунків із похибкою, що не перевищує 20%, рекомендовано [15, 25] використовувати номограму, побудовану на основі рівнянь (11.19) і (11.22) та подану нижче на рис. 11.4.

За допомогою рис. 11.4 можна визначити робочу швидкість руху потоку середовища для заданої порізності псевдозрідженого шару та за числом Архімеда. Рис. 11.4 дозволяє також знайти порізність шару за заданою швидкістю руху потоку (за числом L_y) та відомій величині діаметра зерен (за числом Ar) і, нарешті, середній діаметр зерен, що псевдозріджені за заданої порізності псевдозрідженого шару.

11.5 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 L_y) та графіка (рис. 11.4). За обчисленою величиною числа Ляшенка при порізності шару $\epsilon_y=1,0$ за допомогою графіка визначають число Архімеда та розраховують діаметр винесених частинок:

$$d_q = \sqrt[3]{Ar \cdot \mu^2 / g \cdot \rho_c (\rho_T - \rho_c)} . \quad (11.24)$$

Для газового середовища, нехтуючи виштовхувальною силою, враховуючи для турбулентного режиму коефіцієнт опору $\lambda=0,44$ та використовуючи формулу $Re = \sqrt{3} Ar$, знайдено

$$d_q = w^2 \rho_c / 3(\rho_T - \rho_c) g . \quad (11.25)$$

Для ламінарного режиму обтікання зерен газовим потоком відповідно маємо формули $\lambda=24/Re$ та $Re=Ar/18$, звідки

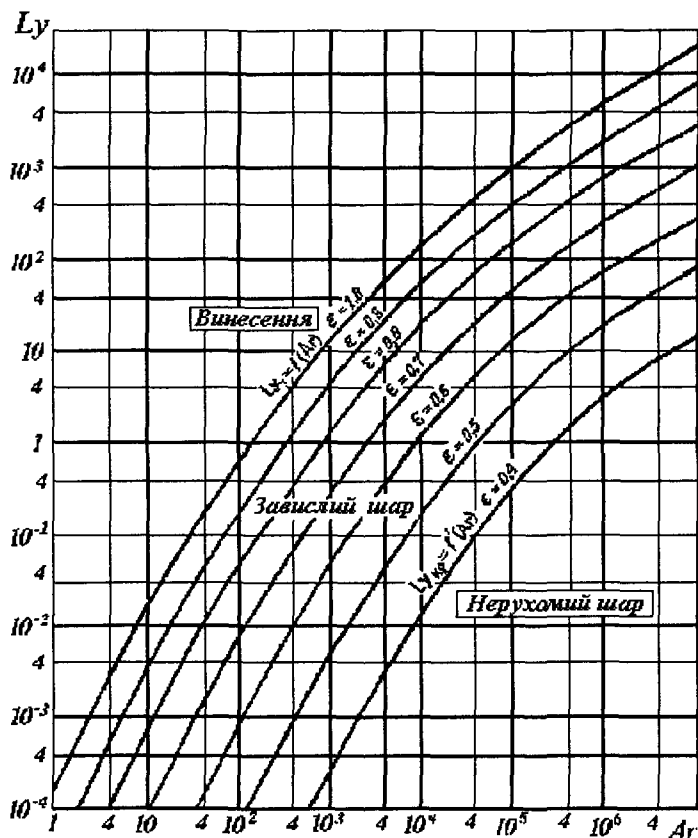
$$d_q=1,35(w \cdot \mu / \rho_T)^{0,5} . \quad (11.26)$$


Рисунок 11.4 – Залежність критерію Ляшенка (Ly) від порізності псевдозрідженого шару (ϵ) і критерію Архімеда (Ar)

11.6 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 із прямокутною камерою, вертикальні і горизонтальні та інші. Не маючи змоги розглянути тут поширені конструкції апаратів, зупинимось на одній, що містить майже всі типові пристрої для даного типу обладнання.

На рис. 11.5 показаний вертикальний апарат для регенерації адсор-

бенту в установці каталітичного крекінга нафтопродуктів. Типовий апарат псевдозрідженого шару складається із 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. Подача забрудненого вуглецем каталізатора в апарат здійснюється через патрубок Б, безперервне розвантаження регенованого каталізатора проводиться через патрубок Д.

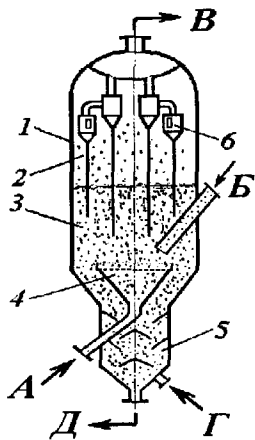


Рисунок 11.5 – Будова апарату псевдозрідженого шару для регенерації адсорбенту:

А – подача нагрітого повітря; Б – подача завуглецьованого адсорбенту; В – відведення газів; Г – підведення повітря; Д – відведення регенованого адсорбенту;

1 – корпус; 2 – сепараційна камера; 3 – робоча секція киплячого шару; 4 – розподільна решітка; 5 – охолоджувальна секція; 6 – група циклонів – пиловловлювачів

Гаряче повітря, що подається через патрубок А, проходить через газорозподільну решітку 4, рівномірно розподіляється по перерізу робочої секції і переводить у псевдозріджений стан зернистий, забруднений сажею каталізатор, при цьому в псевдозрідженому шарі відбувається інтенсивне вигорання сажі з поверхні зерен. Запилене повітря в надшаровому просторі очищається 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 у багатьох інших випадках, де необхідно створити високорозвинену поверхню контакту фаз і забезпечити високу інтенсивність процесів.

11.7 Пневмо- і гідротранспортні установки

Пневмо- та гідротранспортом називають процес переміщення різноманітних сипучих зернистих і грудкових матеріалів потоками повітря (газу) або рідини за рахунок передачі несучої енергії завислим у потоках частинкам від середовища, що переміщується.

За допомогою пневмо- і гідротранспортних установок переміщуються великі маси зернистих матеріалів у хімічній технології, будів-

ництві, енергетиці, вуглевидобувних, гірничо-видобувних і гірничо-збагачувальних галузях промисловості. Пневмотранспортні установки широко використовують також у системах пилозбирання і збирання розсипаних зернистих і грудкових матеріалів на переробних установках і цехах.

Пневно- і гідротранспорт використовуються також як складова частина технологічних установок на зернопереробних і борошномельних підприємствах, що у нафтохімічній промисловості для переміщення сипучих порошкоподібних матеріалів та для циркуляції каталізаторних і контактних мас.

При впровадженні пневмо- і гідротранспортних систем використовують 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 при його порізностях $\varepsilon=0,7-0,9$ і швидкостях робочого середовища значно більших від першої критичної швидкості, але менших від швидкостей винесення частинок, тобто коли $w_p < w_{2кр}$;

2) у розрідженому шарі при його порізностях $\varepsilon=0,95-0,98$ та швидкостях газу або рідини, що дорівнює або вища від 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 використовуються похилі та вертикальні пневмотранспортні стояки діаметром 50-500 мм, продуктивністю до 1000 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 складає 0,05-0,20 м³ твердої фази на м³ рідини.

За способом створення перепаду тисків пневмотранспортні установки бувають всмоктувальні – вакуумні (низьконапірні), нагнітальні (високонапірні) і комбіновані (всмоктувально-нагнітальні).

На рис. 11.6 подана схема всмоктувальної пневмотранспортної установки, що дозволяє переміщати тонкодисперсні матеріали на відстань до 100 м при використанні розрідження до (5-6)10⁴ Па. При збільшенні розрідження в системі зменшується густина повітря, внаслідок чого знижується його транспортуюча спроможність.

За допомогою вакуум-насоса 7 в апаратах установки і транспортних трубопроводах створюється розрідження. Сипучий матеріал через пневмоприймальне сопло 1 разом із повітрям всмоктується в трубо-

провід і транспортується в бункер 2, де матеріал осаджується і 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.

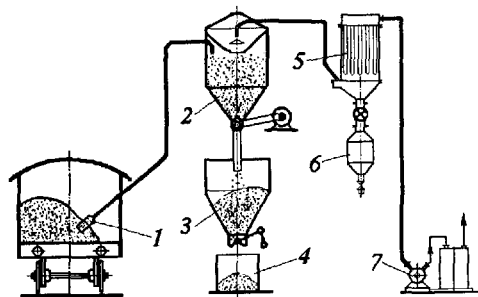


Рисунок 11.6 – Пневмотранспортна вакуумна установка :

- 1 – пневмоприймальне сопло;
- 2 – бункер розвантажувальний;
- 3 – бункер приймальний;
- 4 – збірник;
- 5 – рукавний фільтр;
- 6 – збірник пилу;
- 7 – вакуум-насос

На рис.11.7 подана схема нагнітальної установки, яка може переміщати тонко- і грубодисперсні сухі матеріали на відстані до 2000 м при перепаді тисків повітря 0,5 -1,4 МПа.

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 і в рукавному фільтрі 9, уловлені частинки вивантажуються в збірник пилу 10.

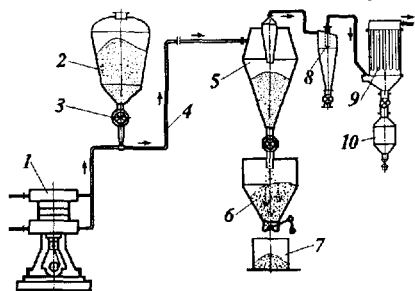


Рисунок 11.7 – Пневмотранспортна нагнітальна установка:

- 1 – компресор;
- 2 – бункер - сховище;
- 3 - живильник;
- 4 – напірний трубопровід;
- 5 – бункер розвантажувальний;
- 6 – приймальний бункер;
- 7 – збірник;
- 8 – циклон;
- 9 – рукавний фільтр;
- 10 – збірник пилу

Звичайно, тиск повітря в напірних пневмотранспортних установках значно більший, ніж у всмоктувальних установках, і складає (0,3 – 0,6) МПа при висоті піднімання пневмосуміші до 100 м і концентрації твердої фази в ній 10-50 кг на 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 рис. 11.8 подана технологічна схема напірної гідротранспортної установки для переміщення золошлакових відходів теплової електростанції (ТЕЦ) на завод залізобетонних виробів (ЗБВ).

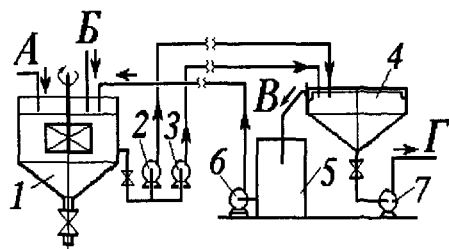


Рисунок 11.8 – Схема гідротранспортної установки:

А – подача золи та шлаків;
 Б – подача води; В – злив освітленої води; Г – золошлакова пульпа у виробництво; 1 – бункер-змішувач; 2, 3, 7 – насос відцентровий шламований; 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 установлений відстійник-згущувач 4, із якого гідросуміш відкачується шламовим насосом 7 і подається в технологічний цикл виробництва.

Освітлена вода із 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 складає до 8 м³ на тонну твердого.

Відома система магістрального гідротранспортування кам'яного вугілля від м.Белово до ТЕЦ м. Новосибірська на відстань більшу ніж 260 км і пропускною продуктивністю до 3 млн. тонн вугілля на 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.

11.8 Розрахунок пневмо- або гідротранспортної установки

Об'ємну продуктивність пневмо- або гідротранспортної установки стосовно середовища, що транспортується, обчислюють за формулою

$$Q_v = 3600 w_c \cdot S_T, \quad (11.27)$$

де Q_v - об'ємна продуктивність установки, м³/г; w_c - швидкість руху середовища, м/с; S_T - площа поперечного перерізу трубопроводу.

Швидкість руху транспортуючого потоку розраховують стосовно швидкості винесення великих частинок твердого матеріалу, використавши критеріальне рівняння (11.19) за умови $\epsilon = 0,98$.

Вміст твердої фази у газовій або гідросуміші оцінюється відносною масовою концентрацією, що дорівнює

$$m_{\tau} = \frac{G_{\tau}}{G_c} = \frac{V_{\tau} \cdot \rho_{\tau}}{V_c \cdot \rho_c} = (1 - \epsilon) \cdot \frac{\rho_{\tau}}{\rho_c} = \lambda \cdot \frac{\rho_{\tau}}{\rho_c}, \quad (11.28)$$

де m_{τ} – масова концентрація твердих частинок у потоці, кг/кг; G_{τ} , G_c – маса твердої фази та суміші відповідно в одиниці об'єму; ρ_c , ρ_c – густина твердої фази і транспортуючого середовища відповідно; λ – коефіцієнт подачі ($\text{м}^3/\text{м}^3$ суміші), для газових сумішей $\lambda_{\tau} = 0,03 - 0,1$ (у середньому 0,07), для гідросумішей $\lambda_{\tau} = 0,15 - 0,2$.

Масова продуктивність пневмо- або гідротранспортної установки з урахуванням формул (11.27) та (11.28) дорівнює

$$Q_{\tau} = Q_c \cdot m_{\tau} = 3600 \lambda \rho_{\tau} \cdot w_c (\pi d^2 / 4) / \rho_c. \quad (11.29)$$

З рівняння (11.29) можна визначити розрахунковий діаметр транспортного трубопроводу, а саме

$$d_p = \sqrt{\frac{4 Q_{\tau} \rho_c}{3600 \lambda \rho_{\tau} w_c \pi}}, \quad (11.30)$$

де Q_{τ} – 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 і недоліки властиві псевдозрідженому шару?

4 Сформулюйте і запишіть умову переходу зернистого шару у псевдозріджений стан.

5 В яких межах змінюється порізність псевдозрідженого шару, від чого і як вона залежить?

6 Як розрахувати опір псевдозрідженого зернистого шару, від яких параметрів він залежить?

7 Як взаємно пов'язані між собою висоти і порізності нерухомого і 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 нарисуйте одну із схем установок, яку Ви знаєте.

12 Як розрахувати діаметр пневмотранспортного стояка?

РОЗДІЛ 12

МЕХАНІЧНЕ ПЕРЕМІШУВАННЯ І КОНСТРУКЦІЇ МІШАЛОК

У цьому розділі ...

- ◆ *Коли мішати та перемішувати не шкідливо, а навіть навпаки?*
- ◆ *Як багато засобів гарних.*
- ◆ *Якщо перемішувати - так ефективно та в міру.*
- ◆ *Скільки треба сплачувати за перемішування?*
- ◆ *Коли не шкідливо тихо перемішувати?*
- ◆ *Навіщо, що і як перемішувати швидко?*
- ◆ *Будова і принцип роботи різних мішалок.*

12.1 Призначення процесу

Як основний та допоміжний технологічний процес в 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 певної кількості розчинних солей, мінералів або іншої розчинної рідини; для приготування емульсій – змішування різних об'ємів розчинної і нерозчинної рідини, диспергування останньої на краплі і рівномірний розподіл їх в отриманій системі; для проведення процесів барботування потоку повітря, водяної пари або газів через рідину і розчинення в ній компонентів газової суміші; для інтенсифікації процесів теплопередачі при нагріванні та охолодженні середовищ, що обробляються; для інтенсифікації хімічних і масообмінних процесів – абсорбції, розчинення, кристалізації, екстракції та інших.

12.2 Способи перемішування

У залежності від методу підведення енергії в середовища, що перемішуються, розрізняють такі основні способи перемішування: механічне, циркуляційне, пневматичне і гідравлічне (інерційне) у

потоці. Ці способи застосовують в залежності від основного призначення процесу і 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 в 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 і масопереносу або підтримувати частинки твердої фази в завислому стані.

Пневматичне (барботажне) перемішування здійснюють за допомогою продування через шар середовища, що перемішується, потоків стислого повітря, газу або водяної пари, диспергованих на дрібні пухирці та струмені. Застосування цього способу доцільно в тих випадках, 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 і швидкості потоків при їхньому спільному русі, а також при організації штучної турбулізації взаємодіючих фаз. Застосування цього способу пов'язане зі значними втратами енергії на тертя та гідравлічний опір.

Крім вищеназваних, використовують також вібраційні, пульсаційні, акустичні (ультразвукові) та інші спеціальні способи перемішування.

12.3 Інтенсивність і ефективність перемішування

Основними показниками, що характеризують швидкість процесу перемішування і рішуче впливають на тривалість процесу і на витрату енергії, є однорідність, інтенсивність і ефективність перемішування.

Ступінь (однорідність) перемішування визначає взаємний розподіл фаз у системі після завершення процесу і характеризує якість

перемішування. Зокрема, для суспензій цей показник можна подати через об'ємну концентрацію твердої дисперсної фази в різних місцях перемішаного об'єму та у 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 звичайно характеризують режимом течії потоку відносно його середньої швидкості, визначеного за допомогою модифікованого числа Рейнольдса

$$Re_M = W_{cp} d_M \rho_c / \mu_c = n \cdot d_M^2 \rho_c / \mu_c, \quad (12.1)$$

де W_{cp} – середня швидкість руху потоку середовища, $W_{cp} = \pi d_M n$; d_M – діаметр лопаті мішалки, n – частота обертання лопаті мішалки, $1/c$; 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 при числах $Re_M < (35-70)$. При перемішуванні 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 униз 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 одиниці об'єму середовища, що перемішується, при цьому

$$q_N = N/V. \quad (12.2)$$

Зазначимо, що для кожного типу мішалки існує область оптимальних значень об'ємної потужності, у межах якої швидко досягається висока якість перемішування.

Ефективність перемішування – якісний показник, що характеризує досягнутий технологічний ефект в результаті використання перемішування. Ефективність перемішування часто оцінюється в залежності від досягнутої мети, зокрема, при розчиненні солей її оцінюють відношенням проміжків часу у процесі без використання мішалки та з

її використанням, а при нагріванні 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 при мінімальних витратах енергії.

Характер залежності ефективності перемішування від питомої витрати потужності показаний на рис. 12.1.

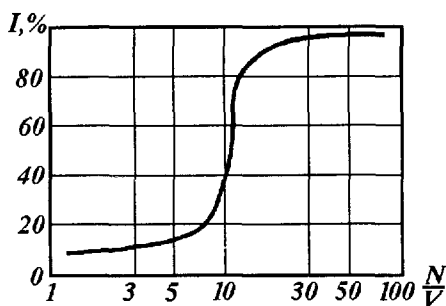


Рисунок 12.1 – Залежність ефективності перемішування від питомої витрати потужності

При малій питомій витраті потужності якість – індекс перемішування ($I, \%$) є невисокою, при деякій оптимальній питомій витраті потужності цей показник швидко підвищується і

досягає високого значення (більше ніж 90 %), надалі цей показник мало змінюється зі збільшенням питомої витрати потужності, отже, процес стає енергозатратним.

Мірою ефективності передачі енергії від приводу до пристроїв для перемішування та до перемішуваного середовища в мішалках є коефіцієнт корисної дії, що визначається співвідношенням

$$\eta_m = N_r / N_m, \quad (12.3)$$

де N_r, N_m – гідравлічна (корисна) і споживана мішалкою потужність відповідно.

Гідравлічна потужність мішалки залежить від багатьох факторів, що включають тип, розміри і частоту обертання мішалки, а також фізико-хімічні властивості перемішуваного середовища.

12.4 Витрати потужності на перемішування

Основними орієнтирами при виборі типу і конструкції мішалки є об'ємна витрата, густина і в'язкість середовища, що перемішується. Саме вони здебільшого визначають частоту обертання мішалки, насосний ефект та 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, при цьому насосний ефект знижується зі збільшенням в'язкості переміщуваного середовища.

Найбільш розповсюдженою залежністю для визначення насосного ефекту мішалок є формула

$$V_n = Cnd^3,$$

де C – характеристична константа для даного типу мішалки; n – частота обертання, $1/c$; d – діаметр лопаті (робочого колеса).

Визначальною є така частота обертання, при якій досягається стійке перемішування, тобто таке, при якому висхідний потік середовища, що переміщується, утримує в завислому стані частинки або краплі дисперсної фази.

Для суспензій визначальна частота обертання мішалки може бути розрахована за формулою

$$n_m = c_1 [d_c (\rho_c - \rho_s) / \rho_s]^{0,5} (D_a / d_m^2), \quad (12.4)$$

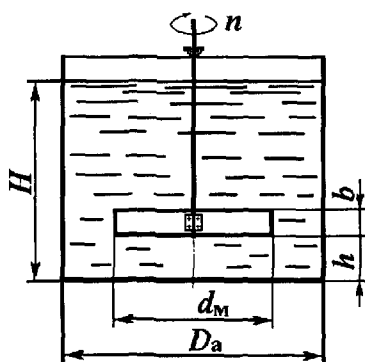
відповідно для емульсій формула має вигляд

$$n_m = c_2 [(\rho_c - \rho_s)^{0,31} / \rho_s^{0,5}] \times \sigma^{0,18} D_a^{0,67} / d_m^{1,54}, \quad (12.5)$$

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 і частоти обертання мішалки, розмірів апарата (діаметра посудини, висоти шару рідини в ній та ін.).

Існує декілька підходів щодо розрахунку енергії, що витрачається при роботі механічної мішалки. Зокрема, можна розрахувати силу опору, що діє на лопаті мішалки при переміщенні 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 і діаметром, що дорівнює діаметру лопаті мішалки d_m (див. рис. 12.2).

Рисунок 12.2 - До розрахунку потужності лопатевої мішалки

З кінця лопаті мішалки стікає потік рідини зі швидкістю, що дорівнює коловій швидкості руху мішалки, та під напором, що дорівнює утворюваному при русі 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:

$$V_c = \pi d_m b \cdot w_o = \pi d_m a d_m \cdot \pi d_m n = A_1 n d_m^3, \quad (12.6)$$

де b – ширина лопаті мішалки, яку можна виразити через її діаметр $b = a d_m$; n – частота обертання мішалки, 1/с; A_1 – стала для конкретного типу мішалки.

Напір, утворюваний мішалкою, є пропорційним динамічному тиску і гідродинамічному опору потоку, що набігає на лопаті мішалки, при цьому він дорівнює

$$\Delta p_m \approx \lambda \cdot \rho_c w_o^2 \approx \lambda \cdot \rho_c n^2 d_m^2, \quad (12.7)$$

де λ – коефіцієнт опору, величина якого залежить від геометричних розмірів мішалки і 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, маємо

$$N = A_1 n d_m^3 [\lambda \cdot \rho_c n^2 d_m^2] = K_N (\rho_c n^3 d_m^5), \quad (12.9)$$

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 , отримали

$$K_N = \frac{N}{\rho_c n^3 d_m^5}, \quad (12.10)$$

при цьому константу K_N називають **критерієм потужності** мішалки.

Раніше (у розділі 4) було показано, що для всього класу стаціонарних гідродинамічних процесів примусової течії в'язкої рідини, можна застосовувати узагальнене критеріальне рівняння вигляду (4.23), при цьому

$$Eu = \varphi(Re, Fr, \Gamma),$$

де Eu – критерій Ейлера, $Eu = \Delta p / (\rho_c W^2)$; Re – критерій Рейнольдса; Fr – критерій Фруда; Γ – параметричний критерій, що враховує геометричні розміри об'єкта, у якому проходить процес.

Стосовно механічних мішалок після підстановки геометричних розмірів, що входять у критерій Ейлера, одержимо модифікований критерій щодо мішалок

$$Eu_M = \frac{\Delta p_M}{\rho_c n^2 d_M^2} \quad (12.11)$$

Підставивши у формулу вираз щодо Δp_M і зіставивши отриману залежність із формулою (12.10), бачимо, що вони ідентичні і, отже, взаємозамінні, тобто можна записати

$$K_N = Eu_M = \frac{N}{\rho_c n^3 d_M^5} \quad (12.12)$$

Для розрахунку потужності, споживаною механічними мішалками, рекомендують застосовувати критеріальне рівняння такого вигляду:

$$K_N = C/Re_m^m, \quad (12.13)$$

де C та m – коефіцієнт та показник, величина яких залежить від типу і конструкції мішалки, від режиму перемішування, а також відношення геометричних розмірів пристрою, що перемішує.

Експериментальні дані для мішалок деяких типів узагальнені залежністю (12.13) і наведені на рис. 12.3.

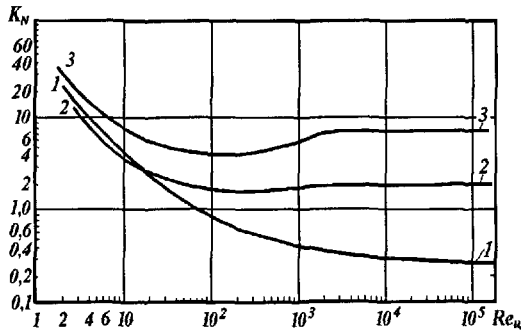


Рисунок 12.3 – Залежність критерію потужності мішалки K_N від критерію Рейнольдса для деяких типів мішалок при $D_a/d_m = 3$:
 1 - трилопатева пропелерна;
 2 - восьмилопатева з прямими лопатями під кутом 45° ;
 3 - відкрита турбінна із шістьма прямими лопатями

Алгоритм розрахунку витрат потужності на перемішування в механічних мішалках складається з таких етапів:

- 1) визначення фізико-хімічних параметрів властивостей середовища, що перемішується;
- 2) попередній вибір типу, розмірів і частоти обертання мішалки за формулами (12.4) - (12.5) з урахуванням властивостей і в'язкості середовища, що перемішується (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. VII [12, с.558]);
- 5) обчислення витрат потужності мішалки за формулою (12.12);

б) повторення розрахунку за пп. 1-5 для мішалок інших розмірів і типів та вибір оптимальної (з найменшою витратою потужності);

7) розрахунок потужності встановлюваного електродвигуна з урахуванням коефіцієнта запасу потужності на випадок його перевантаження при пуску та коефіцієнта корисної дії приводу.

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 та вибрати тип і розміри мішалки, для якої витрата енергії буде мінімальною при високій інтенсивності та ефективності перемішування.

12.5 Будова і принцип роботи мішалок

Механічні мішалки, що використовуються в промисловості, класифікують за такими класифікаційними ознаками:

- за характером виробництва: а) для нетоксичних вибухо – та пожаробезпечних середовищ; б) для токсичних вибухо – і пожаронебезпечних 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 та методами виготовлення корпусу: а) сталеві (зварні); б) відлиті; в) зі змінною кришкою; г) із незмінною кришкою; д) гумовані; е) емальовані; ж) з кольорових металів;

- за конструкцією внутрішніх пристроїв: а) гладкостінні; б) з відбивальними перегородками; в) з циркуляційною трубою; г) секційні; д) нестандартні.

Найбільш поширеними є сталеві вертикальні апарати, що виготовлялись у 23 модифікаціях відповідно до ГОСТ 20680 – 75.

За конструктивними особливостями механізму перемішування механічні мішалки поділяють на лопатеві, рамні, якірні, пропелерні, турбінні і спеціальні (гвинтові, шнекові, поршневі та ін.) із вертикальним, горизонтальним або похилим розміщенням вала.

За режимом перемішування та частотою обертання перемішуючого пристрою розрізняють тихо – та швидкохідні мішалки, при цьому тихохідні мішалки перемішують в ламінарному режимі, а швидкохідні – переважно в турбулентному режимі.

Будова типової тихохідної мішалки показана на рис. 12.4.

Основними конструктивними елементами мішалок є такі: корпус, перемішувальні пристрої різних типів та механізм приводу. Як привід

з тихохідних мішалках використовують агрегат мотор – редуктор (електродвигун із редуктором). Привід мішалки в основному установлюють на кришці, у ряді випадків – на окремих монтажних конструкціях.

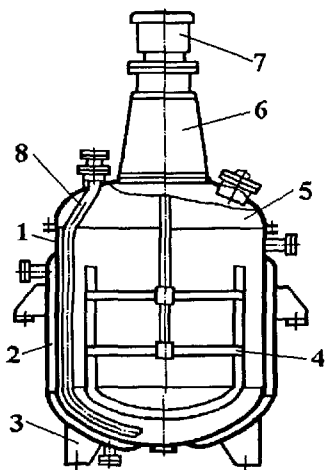


Рисунок 12.4 – Будова типової тихохідної рамної мішалки:

1 – корпус; 2 – сорочка; 3 – опора; 4 – мішалка рамна; 5 – кришка знімна; 6 – редуктор; 7 – електродвигун; 8 – труба для передавлювання середовища

У зоні введення вала в корпус апарата встановлюють ущільнення.

Як корпус переважно використовують посудини циліндричної форми, у деяких випадках – прямокутної форми.

Корпус циліндричної посудини може мати сорочку або приварені до корпусу змійовики, у корпусі можуть установлюватися різноманітні внутрішні пристрої – відбивальні перегородки, барботери, передавлювальні труби та інші.

Тихохідні мішалки. До групи тихохідних мішалок із частотою обертання перемішувального пристрою у межах 0,1 – 2,08 1/с відносять лопатеві, рамні, якірні, шнекові, стрічкові та інші мішалки, що переважно застосовують для перемішування високов'язких рідин із в'язкістю в інтервалі 100 – 10000 Па·с або суспензій, що перемішуються в ламінарному режимі.

На рис. 12.5 показані основні типи тихохідних мішалок.

У лопатевих мішалках кількість лопатей складає 2 - 4 і вони можуть бути встановлені в один або два ряди, перпендикулярно або під кутом до вала і площини їхнього обертання.

Рамні перемішувальні пристрої складаються з декількох жорстко скріплених між собою горизонтальних, вертикальних та похилих лопатей, колова швидкість руху щодо діаметра лопаті для таких мішалок складає 0,5 - 3 м/с, відношення $D_a/d_m = 1,05 - 1,3$.

У якірних мішалках профіль лопатей повторює внутрішній профіль корпусу апарата і лопаті розміщуються на короткій відстані від корпусу з метою виключення відкладення осаду на поверхні стінок.

До конструкції шнекової мішалки входить шнек та вал, до зовніш-

ньої поверхні якого приварена по гвинтовій лінії з визначеним кроком широка стрічка, відношення складає 1,8 – 5,0.

Стрічкова мішалка складається з вала і радіальних траверс, до кінців яких приварена спіральна одно- або двозахідна вузька стрічка, при цьому відношення $D_a/d_m = 1,04 - 1,1$.

Стрічкові мішалки застосовують для перемішування порівняно в'язких середовищ з наявними в них дисперсними частинками.

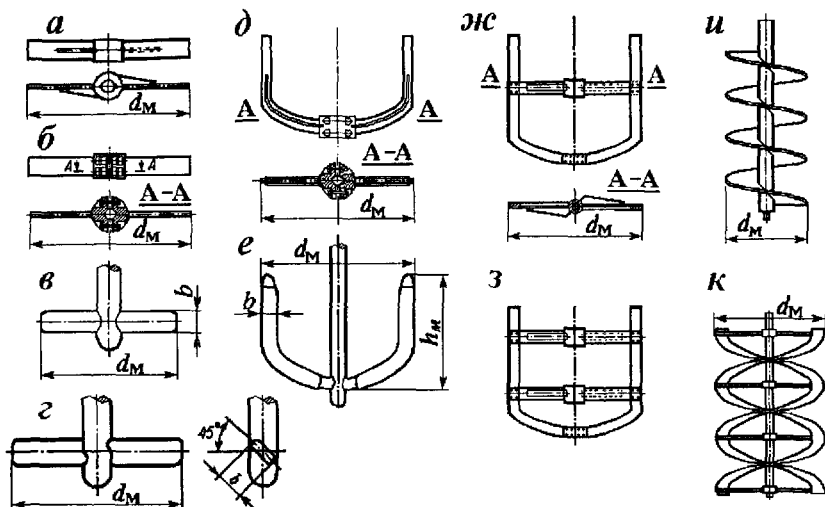


Рисунок 12.5 – Перемішувальні пристрої тихохідних мішалок:

а – г – лопатеві: а - нерознімна; б - рознімна; в – емальована кругла; г – емальована із похилими робочими лопатками; д – якірна зварна; е – якірна емальована; ж – рамна зварна з однією маточиною; з – рамна з двома маточинами; и – шнекова; к – стрічкова двозахідна

Швидкохідні мішалки застосовують для перемішування малов'язких рідин при турбулентному режимі обтікання лопатей. Частота обертання робочого пристрою швидкохідних мішалок вибирається в залежності від в'язкості середовища, що перемішується, та геометричних розмірів апарата і приймається в межах 2,67-25 1/с, при цьому використовують сальникові та торцеві ущільнення вала.

Основні типи швидкохідних мішалок показані на рис. 12.6, розміри мішалок стандартизовані відповідно до ГОСТ 20680-75.

На одному валу швидкохідної мішалки можуть бути встановлені на різній висоті два, три і більше однакових пристроїв для перемішування. Вони можуть бути використані в гладкостінних апаратах та в апаратах, обладнаних різноманітними внутрішніми пристроями –

вертикальними перегородками, дифузорами, змійовиками, що нагрівають або охолоджують середовище та ін.

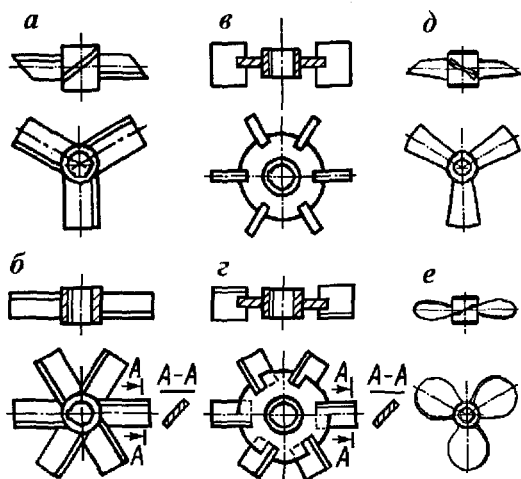


Рисунок 12.6 – Перемішувальні пристрої швидкохідних мішалок:

а, б – трьох- і шестилопатева з похилими лопатями; в, г – турбінна відкрита з прямими і похилими лопатями; д – трилопатева (зварна) з похилими лопатями; е – гвинтова - пропелерна (відлита)

Контрольні запитання

1 З якою метою використовують процеси перемішування та у чому полягає їхня 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 характеризується?

7 Які режими перемішування і в яких випадках їх використовують, назвіть критичні числа для режимів перемішування.

8 Якими показниками оцінюють ефективність перемішування?

9 Які чинники впливають на витрату потужності при механічному перемішуванні?

10 Запишіть загальний вигляд критеріального рівняння для розрахунку потужності, що витрачається на перемішування.

11 Запишіть і дайте характеристику критеріїв подоби, що використовуються для процесів перемішування.

12 Напишіть алгоритм розрахунку потужності мішалки при використанні критеріальних рівнянь.

13 За якими показниками класифікують механічні мішалки?

14 Як улаштовані і працюють тихохідні лопатеві, рамні і якірні мішалки, в яких випадках їх використовують?

15 Як улаштовані і працюють швидкохідні мішалки (пропелерна і турбінна), в яких випадках їх використовують?

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Бретшнайдер С. Свойства газов и жидкостей. Инженерные методы расчета / Пер. с польск. – М. - Л.: Химия, 1966. – 566 с.
2. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – М.: Физматгиз, 1963. – 708 с.
3. Васильцов Э.А., Ушаков В.Г. Аппараты для перемешивания жидких сред: Справочное пособие. – Л.: Машиностроение, 1979. – 271 с.
4. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Книга первая. – М.: Химия, 1981. – 384 с.
5. Гельперин Н.И., Айнштейн В.Г., Кваша В.Б. Основы техники псевдооживления. – М.: Химия, 1967. – 664 с.
6. Гордон Г.М., Пейсахов И.Л. Пылеулавливание и очистка газов в цветной металлургии. - 3-е изд. – М.: Металлургия, 1977. – 456 с.
7. Зайцев И.Д., Зозуля А.Ф., Асеев Г.Г. Машинный расчет физико-химических параметров неорганических веществ. – М.: Химия, 1983. – 256 с.
8. Зайцев И.Д., Асеев Г.Г. Физико-химические свойства бинарных и многокомпонентных растворов неорганических веществ. – М.: Химия, 1988. – 416 с.
9. Жужиков В.А. Фильтрование. Теория и практика разделения суспензий. - 2-е изд., перераб. – М.: Химия, 1968. – 412 с.
10. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - 9-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1973. – 754 с.
11. Коган В.Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии. – Л.: Химия, 1977. – 592 с.
12. Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. – Л.: Химия, 1974. – 344 с.
13. Лукьяненко В.М., Таранец А.В. Промышленные центрифуги. – М.: Химия, 1974. – 376 с.
14. Машины и аппараты химических производств / И.И.Чернобыльский, А.Г.Бондарь, Б.А.Гаевский и др.; Под ред. И.И.Чернобыльского. - 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Машиностроение, 1975. – 454 с.
15. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. - 10-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.

16. Перри Дж. Справочник инженера-химика /Пер. с англ.; Под ред. Н.М.Жаворонкова, П.Г. Романкова. – Л.: Химия, 1964. – Т.1. – 504 с.
17. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. - 5-е изд., стереотип. – М.: Химия, 1968. – 848 с.
18. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. - 3-е изд., пер. и доп. –М.: Химия, 1987. – 540 с.
19. Разумов И.М. Пневмо- и гидротранспорт в химической технологии. – М.: Химия, 1979. – 245 с.
20. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник /Рабинович Г.Г., Рябых П.М., Хохряков П.А. и др.; Под ред. Е.Н.Судакова. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1979. – 568 с.
21. Рид Д., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей: Справочное пособие. - 3-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1982. – 592 с.
22. Романков П.Г., Курочкина М.И. Гидромеханические процессы химической технологии. - 3-е изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1982. – 288 с.
23. Скоблю А.И., Трегубова И.А., Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. - 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1982. – 584 с.
24. Справочник химика /Под ред. Б.Н.Никольского. - 2-е изд., перераб. и доп. – М.-Л.: Химия, 1964. – Т.2. – 1168 с.
25. Справочник химика /Под ред. Б.Н.Никольского. - 2-е изд. – М.- Л.: Химия, 1964. – Т. 5. – С. 354 – 804.
26. Столяров Е.А., Орлова Н.Г. Расчет физико-химических свойств жидкостей: Справочник. – Л.: Химия, 1976. – 112 с.
27. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками. – Л.: Химия, 1975. – 384 с.
28. Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю. Очистка газов мокрыми фильтрами. – М.: Химия, 1972. – 248 с.
29. Циборовский Я. Процессы химической технологии / Пер. с польск.; Под ред. проф. П.Г.Романкова. – Л.: Госхимиздат, 1958. – 932 с.
30. Шервуд Т., Пигфорд Р., Уилки Ч. Массопередача / Пер. с англ.; Под ред. чл.-корр. АН СССР В.А.Малюсова. – М.: Химия, 1982. – 696 с.

ДОДАТОК А

(довідковий)

Таблиця А.1 – Атомні маси деяких хімічних елементів

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	2300	1300	Поташ	2260	800
Азбест	2500	600	Селітра калійна	2100	1120
Гіпс кристалічний	2240	1300	Селітра амонійна	1730	1050
Глина суха	2000	1380	Сірка мелена	1960	980
Земля суха	1800	1300	Слюда	2850	1200
Зола	2200	680	Сода кальцинована	2460	1100
Вапняк	2650	1800	Сульфат амонію	1770	710
Льменіт	4700	1800	Сульфат калію	2660	1250
Корунд	3950	1700	Суперфосфат	2220	880
Мідь порошок	8920	2500	Тальк сухий	2700	620
Крейда кускова	2200	1300	Шамот (крихта)	2680	1400
Мармур (крихта)	2600	1400	Шлаковата	-	300

Таблиця А.3 - Властивості твердих тіл і порошків деяких матеріалів при $T=20^{\circ}\text{C}$ і $P=1\text{атм}$.

Матеріал, речовина	Густина, $\text{кг}/\text{м}^3$		Теплоємність, $\text{Дж}/\text{кг}\cdot\text{K}$	Теплопровідність, $\text{Вт}/(\text{м}\cdot\text{K})$	Температура плавлення, $^{\circ}\text{C}$	Розмір зерен, мм	Питома поверхня, $\text{м}^2/\text{кг}$
	істинна	насищена					
Алюмінію окис	3970	2400	770	0,6-0,8	2050	0,15-0,2	8,7
Апатит	3190	1850	1000	1,76	1560	0,2 - 1,2	3,8
Калій сульфат	2660	1500	784	-	1070	0,5 - 0,8	3,56
Калій хлорид	1980	950	690	0,19	772	0,45	6,75
Кварц	2650	1500	741	0,62	1720	1,2 -2,5	1,3
Кокс подрібнен.	1300	450	1575	0,19	-	0,5 - 1,0	6,6
Магнію окис	3560	1850	1170	0,07 - 0,1	2800	0,1 - 0,2	11,9
Натрій хлорид	2170	1150	852	0,23	750	0,2 - 0,3	11,3
Пісок сухий	2200	1300	820	0,55-0,81	1610	0,3 - 0,6	6,43
Вугілля кам'яне	1350	800	1300	0,21-0,23	-	0,5 - 3,0	3,6
Вугілля активов.	600	380	690	0,2-0,3	-	1,5 - 2,0	5,77*
Цемент	2900	1300	1090	0,35	-	0,05-0,2	20,7

* Не врахована внутрішня поверхня мікропор

Таблиця А.4 – Густина деяких рідин і водних розчинів у залежності від температури

РЕЧОВИНА	Г у с т и н а, кг/м ³						
	0°С	20 °С	40 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С
Азотна кислота (50 %)	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аміачна вода (25 %)	918	907	897	887	876	866	856
Анілін	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	813	791	768	746	719	693	665
Бензин	767	751	735	717	699	681	660
Бензол	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловий спирт	824	810	795	781	766	751	735
Вода	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	677	660	641	622	602	581	559
Дизельне паливо		860					
Кальцій хлорид (25 % р-н)	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
Гас	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 % р-н)	1157	1148	1139	1130	1120	1110	1100
Пропіловий спирт	819	804	788	770	752	733	711
Сірчана кислота (75 %)	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
Сірковуглець	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Толуол	884	866	847	828	808	788	766
Хлороформ	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Чотирихлористий вуглець	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Етилацетат	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

Таблиця А.5 - Основні фізико-хімічні властивості деяких газів і парів при нормальних умовах (T₀=273 К, P₀=101,3 кПа=760 мм рт. ст.)

Порядковий номер	Газ	Формула	Молекулярна маса, кг/кмоль	Густина, кг/м ³	Питома теплосмність, кДж/(кг·град)	
					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	Диоксид азоту	NO ₂	46,0	-	0,804	0,62
15	Диоксид сірки	SO ₂	64,1	2,93	0,633	0,503
16	Диоксид 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 табл. А.5

Критичні точки		Темпе- ратура кипіння, $T_{\text{кип}}, ^\circ\text{C}$	Питома теплота випарюв., $r_{\text{вип}},$ кДж/кг	В'язкість при 0°C і $P_{\text{абс}}=1 \text{ атм},$ $\mu \cdot 10^6, \text{ Па}\cdot\text{с}$	Констан- та C в рівнянні (2.18)	Поряд- ковий номер
$T_{\text{кр}}, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{кр}}, \text{ атм}$					
-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

ДОДАТОК Б (інформаційний)

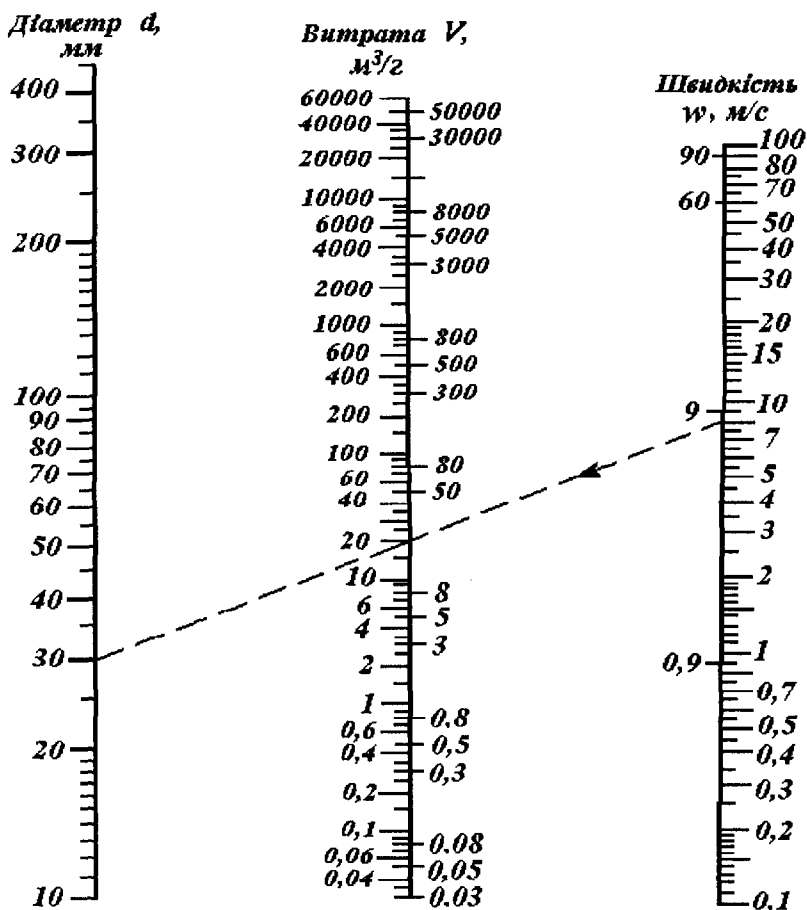


Рисунок Б.1 – Номограма для розрахунку діаметра трубопроводу або об'ємної витрати середовища

Користування номограмою. 1 З'єднати прямою лінією точки, що визначають допустиму швидкість течії потоку в трубопроводі та об'ємну витрату середовища, подовжити пряму лінію до перетину її зі шкалою зліва. На перетині прямої лінії зі шкалою знайти діаметр трубопроводу. 2 Задати середню швидкість течії потоку середовища, вибрати діаметр трубопроводу і з'єднати точки прямою лінією. На перетині прямої із середньою шкалою визначити об'ємну витрату середовища. 3 Вибрати бажаний найближчий діаметр стандартної труби, поставити крапку і з'єднати її прямою лінією із об'ємною витратою середовища, на перетині прямої лінії із правою шкалою визначити середню швидкість течії потоку в трубопроводі.

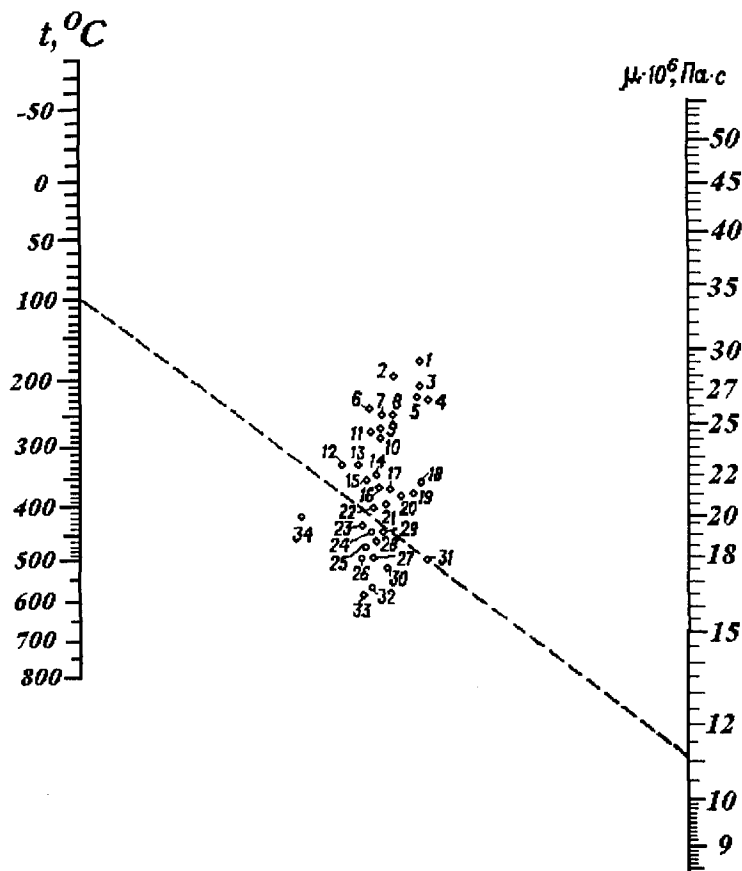


Рисунок Б.2 - Номограма для визначення в'язкості газів і пари

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	Чотирехлористий 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				

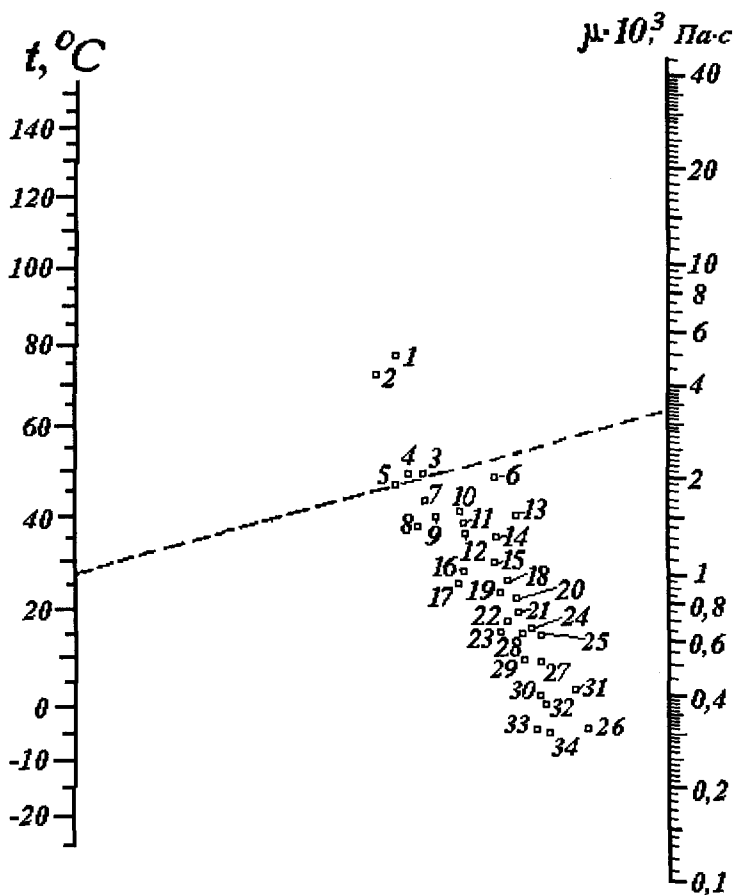


Рисунок Б.3 – Номограма для визначення в'язкості деяких рідин

Речовина	Номер точки	Речовина	Номер точки	Речовина	Номер точки
Аміловий спирт	4	Ізобутиловий спирт	5	Толуол	28
Аміак 25% р-р	12	Гас	10	Оцтова кислота	15
Анілін	3	М-ксилол	24	Фреон -12	35
Ацетон	30	Масляна кислота	14	Хлорбензол	19
Бензол	22	Метилловий спирт	23	Хлороформ	25
Бутиловий спирт	7	Нітробензол	11	Чотирихлористий вуглець	18
Вода	17	Пентан	34	Етиленгліколь	2
Гексан	32	Пропіловий спирт	9	Етилацетат	29
Дифеніл	6	Сірчана кислота 98%	1	Етилбензол	21
Дихлоретан	20	Сірковуглець	31	Етиловий спирт	16
Ізопропіловий спирт	8	Соляна кислота 30%	13		

ПРЕДМЕТНИЙ ПОКАЖЧИК

- Абсорбери 30
Абсорбент 32
– витрата 32
Абсорбція 30
Адсорбери 30
Адсорбція 30
Аерація 30
Аератори 30
Азот властивості 219, 222, 225
Акустична коагуляція 187
Алгоритм розрахунку 98, 127, 199, 212
Аллена формула 96
Аміак 20, 225, 226
Апарати 30, 134
– для нейтралізації 22
– для очищення газів 109, 135, 182
– для розділення суспензій 105, 163
– комбіновані 180
– флотажні 30, 120
Аргон властивості 222
Архімеда критерій 79, 98, 198
- Баланс
– енергетичний 22, 23, 64
– матеріальний 19, 20, 93
– тепловий 23, 31
Барабанні фільтри 169, 171, 173
Батарейний цикл 30, 136
Бернуллі рівняння 63, 64
Бутан властивості 222, 225
- Вакуумні фільтри 163, 169
– безперервної дії 167
– періодичної дії 163
Відстоювання процес 30, 101, 103
Відстійники 10, 30, 93, 101, 105
Випарювання 30
Витрата середовища 57
– масова 19, 21, 23, 32, 57, 134
– об'ємна 57, 211
Вода 23, 47, 178, 221, 226
Водяна пара 58, 225
В'язкість 40
– газів 40, 222, 225
– рідин 44, 45, 226
– розчинів 45
- Газ ідеальний 37, 41
Газ(и) 36
– властивості 37, 222
– вплив температури 37, 39
– вплив тиску 37, 39
– в'язкість 40, 222, 225
– густина 38, 222
– очищення 109, 135, 159, 180, 182
– рівняння стану 37
Газова суміш 37
– густина 38
– в'язкість 41
Галілея критерій 79
Газоочисний апарат
– електроочисний 188
– інерційний 180, 181
– пінний 183
– пилоочисний 109, 135, 159, 181
– скрубєрний 30, 59, 182
Гексан властивості 47, 222, 226
Геометрична подібність 71
Гідравліка 54
Гідравлічний опір 68
– в трубопроводах 65
– в зернистому шарі 66
– фільтрувальних перегородок 149, 151
Гідротранспорт 201, 204
Гідродинаміка 56, 192
– потоку 56
– псевдозрідженого шару 192
Гідродинамічна подібність 76, 80
Гідромеханічні процеси 28, 30
Гідростатика 54
Гідростатичний тиск 55, 107
Гідроциклони 136
Гравітаційне очищення 109
Гранулометричний склад 51, 90
- Дальтона закон 18, 21
Десорбція 30

- Діаметр еквівалентний
 - каналів 57, 60
 - суміші частинок 50
- Дробарка 30
- Ейлера критерій 77, 79
- Електроочищення 188
 - газів 188
 - нафтопродуктів 190
- Електрофільтр 30, 188
 - пластинчастий 189
 - трубчастий 189
- Емульсія 89
 - розділення у відстійниках 107
 - розділення в сепараторах 123, 145
- Енергетичний баланс 21, 23, 64
- Енергія 21
- Ентальпія 22, 41
- Ефективність
 - перемішування 208
 - процесу 14
- Екони
 - Дальтона 18, 21
 - енергетичного балансу 21
 - матеріального балансу 19, 20
 - основний кінетичний 18, 28
- Ефекс
 - перемішування 209
 - продуктивності 130
- Ерційна очистка 30
- Етенсивність апарата
 - апарата 13
 - перемішування 207, 208
 - питома процесу 13
- Енообмін 30
- Енообмінники 30
- Енетика 24
 - осідання 95
- Енетичні рівняння 27, 149
 - гідромеханічних процесів 28
 - масообмінних процесів 29
 - теплових процесів 28
 - хімічних процесів 29
- Киплячий шар 193
- Кисень властивості 222, 225
- Клапейрона-Менделєєва рівняння 38
- Коефіцієнт
 - корисної дії мішалки 209
 - масопередачі 29, 33
 - опору (тертя) 65, 96, 211
 - сферичності 52, 91, 99
 - теплопередачі 29
 - швидкості процесу 29
- Колона абсорбційна 20
- Конденсатор 30
- Кристалізатор 30
- Критерій
 - Архімеда 79, 80, 98
 - визначений 78
 - Галілея 79
 - Ейлера 77, 79, 80
 - Ляценка 79, 99
 - модифікований 78
 - Ньютона 74, 79
 - основний 78
 - похідний 78
 - Рейнольдса 78, 79
 - Фруда 77, 79
- Ламінарний режим течії 60, 65
- Лопатева мішалка 210, 213, 215
- Ляценка критерій 79, 99
- Магнітне очищення 180, 186
- Масова витрата 19, 21, 23, 32, 57
- Масообмінні процеси 29, 30
- Масопередача 32
- Матеріальний баланс 19, 20, 93
 - потоків 20, 58
 - розділення неоднорідних систем 94
- Машина 11
- Механізм 10
- Механічне перемішування 71, 206
- Механічні процеси 30, 31
- Мішалки 30
 - гвинтові 213
 - лопатеві 210, 215
 - пропелерні 120, 215
 - рамні 214, 215

- турбінні 213, 216
- шнекові 213, 215
- якірні 213, 215
- Моделювання 67
 - математичне 68
 - фізичне 68
- Модифіковані критерії 78
 - Ейлера 212
 - Рейнольдса 79, 98, 208
- Мокре очищення газів 182
- Мокрий електрофільтр 189

- Нав'є-Стокса рівняння 61, 63, 77
- Насадкові апарати
 - абсорбери 32
 - скрубери 59, 182
 - нафтовловлювач 108
- Неоднорідні системи 88
 - пілогозові 89, 109, 159, 181
 - рідинні 89
- Нерозривності потоку рівняння 58
- Нестаціонарний рух 56
- Нутч-фільтр 150, 154, 156, 164
- Ньютона
 - критерій подібності 74, 79, 80
 - рівняння 40
 - теорема подібності 74

- Об'єм апарата 13, 29
- Об'єм газів 37
- Об'ємна
 - витрата середовища 33, 57, 211
 - продуктивність 101, 128, 158
- Осідання 92, 95, 93
 - вільне частинок 95
 - в стислих умовах 97
- Освітлення неоднорідних систем 103, 105
- Очищення газів
 - акустичне 92, 187
 - відцентрове 123, 135
 - гравітаційне 92, 109
 - інерційне 92, 180
 - мокре 92, 182
 - фільтруванням 92, 159
 - електричне 92, 188

- Паливо 190
 - гас властивості 221, 226
 - дизельне властивості 221
- Пара водяна 58, 225
- Парціальний тиск 29
- Перемішування 30, 206
 - барботажне 207
 - ефективність 208
 - інтенсивність 207
 - механічне 71, 207
 - режими 208, 212
 - циркуляційне 207
- Перехідний режим течії 60
- Періодичний процес 15
- Піна 89, 116
- Пінний апарат 121, 183
- Пилоосаджувальний апарат
 - акустичний 187
 - відцентровий 134
 - гравітаційний 109
 - електричний 189
 - жалюзійний 30, 181
 - інерційний 181
 - насадковий 59, 182
 - поличного типу 109, 110
 - фільтраційний 160

- Питома
 - густина 42
 - поверхня 33, 51, 52
- Питомий об'єм 38, 39, 42
- Пневмотранспорт 194, 201, 203
- Подібності
 - індикатор 73
 - константи 71, 73
 - критерії 73, 79
 - теореми 72, 74
- Поличний апарат
 - відстійник 106, 109
 - сепаратор 108
- Порізність зернистого шару 50, 197
- Пористість матеріалу 161
- Потужність мішалки 211
- Продуктивність апаратів і машин 13
 - відстійників 101
 - фільтрів 154, 156, 158
 - центрифуг 128

- Ірощеси 10
 - гідромеханічні 28, 30
 - масообмінні 29, 30
 - механічні 30, 31
 - неперервні 16
 - періодичні 15
 - теплові 28, 30
 - хімічні 29, 30
- Ісєвдозріджений шар 192, 194
- Ісєвдозрідження
 - однорідне 197
 - розрахунок швидкості 193, 198
- амні мішалки 213, 214
- єжими течії потоків 60
- єйнольдса критерій 77, 79
- єктифікація 29, 30
- єктифікаційні колони 30
- єбота 21, 22
- євновага 18, 24
 - динамічна 18, 25
 - фазова 24, 26
- євняння
 - Бернуллі 63
 - Ван-дер-Ваальса 39
 - критеріальні 80
 - матеріального балансу потоку 58
 - Клапейрона-Менделєєва 38
 - Нав'є–Стокса 63, 77
 - нерозривності потоку 58, 59
 - стану ідеальних газів 37
 - теплового балансу 22, 23
 - фільтрування 149
 - швидкості процесів 28
- єздїлення неоднорідних систем 92
 - газових 109, 135, 159, 180
 - рідинних 92, 105, 137, 163
- єзчини 26,
- єзрахунок
 - гідравлічного опору 65
 - діаметра апарата 32, 57, 105
 - площі відстійника 103, 105
 - швидкості осідання 96, 98, 124
 - швидкості потоку 56, 59
- єквнї фільтри 160
- єшїйна сила 17, 26, 28
- Сєпаратори 30, 185
- Сєпарація 185
- Сїстєми 24, 88
 - газові 89
 - газо-рїдинні 89
 - неоднорідні 89
 - рїдина –тєвєрде тїло 89
- Сїта 51, 91
- Сїтовий аналіз 51, 90
- Скрєбєри 30, 31, 182
 - барботажний 207
 - насадковий 182
 - зрощувальний 182
 - пїнний 183
 - порожнистий 182
 - форсуночний 182
- Статика процесу 24
- Стїсле осїдання 97
- Ступїнь
 - вїдобування 14
 - поглинання 20
- Суспєнзія 89
 - густина 90
 - роздїлення у вїдстїйниках 92, 105
 - у центрифугах 92, 138
 - у фільтрах 92, 163
- Сушарки 11, 30
- Тємпєратура 15
 - вплив на гази 37, 38
- Тєорєми подїбності 72, 74
- Тєорїя подїбності 68, 75
- Тєпловий баланс 22, 23
- Тєплові процеси 28, 30
- Тєплообмінники 30
- Тєлопєредача 28, 206
- Тєплота фазових переходів 47
- Тїск 15
 - вплив на гази 37, 38
- Трубопроводи
 - змочений периметр 57
 - єквївалєнтний діаметр 57
 - опїр тєртя 65
- Трубчастий електрорїльтр 189
- Туман 89
- Турбїнні мішалки 210, 16
- Турбулєнтний рєжим 60

- Умови
 - однозначності 69
 - нормальні 37, 40
 - рівноваги 18, 24
- Установка 11, 117, 201
 - визначення розмірів 31
 - неперервної дії 16
 - періодичної дії 15
 - циклічної дії 16
- Фаза(и) 25
 - газова 36
 - складна 25
 - рідка 36, 97, 189
 - тверда 36, 189
- Газова рівновага 24, 26
- Фізичне моделювання 68
- Фіктивна швидкість середовища 197
- Фільтрат 147, 152
- Фільтри
 - барабанні 169, 171
 - безперервної дії 167
 - вакуумні 163, 168
 - дискові 172, 173
 - періодичної дії 163
 - приклад розрахунку 156, 158
 - рукавні 160
 - стрічкові 168
- Фільтр-прес
 - камерний 166
 - рамний 164
- Фільтрувальні перегородки 148
 - зв'язані 148
 - незв'язані 147
 - волокнисті 148
 - керамічні 148
- Флокулянти 149
- Флотажні
 - машини 119
 - установки 117
- Флотажія 112
 - хвосты 117, 120
- Фруда критерій 77, 79
- Фугат 127
- Хімічні процеси, швидкість 26, 29, 30
- Центрифуга(и) 123
 - безперервної дії 129, 141
 - відстійна 123
 - періодичної дії 128, 138
 - підвісна 140
 - продуктивність 128, 131
 - сепараційна 146
 - триколонна 139
 - трубчаста 145
 - фільтрувальна 123
 - шнекова 144
- Центрифугування 123
 - відстійне 123
 - фільтраційне 123
- Циклон
 - батарейний 136
 - груповий 136
 - звичайний 135
 - одиночний 135
- Циклонний процес 134
- Час
 - осадження 102, 110
 - перебування 102, 110
 - фільтрування 154, 157
 - фугування 128
- Швидкість 26, 56
 - винесення частинок 195, 198
 - газів в апаратах 57
 - в трубопроводах 57
 - осідання 96, 99, 125, 127
 - процесу 26
 - руху рідин в апаратах 57
 - фільтрування 149
- Якірні мішалки 215

Навчальне видання

Врагов Анатолій Петрович

**Гідромеханічні процеси та обладнання
хімічних і нафтопереробних виробництв**

Рекомендовано Міністерством освіти і науки України як навчальний посібник для студентів вищих навчальних закладів, що навчаються за спеціальністю «Обладнання хімічних виробництв та підприємств будівельних матеріалів»

Відповідальний редактор
Редактор
Комп'ютерна верстка

М.Я.Сагун
Н.З.Козак
І.В.Баранова



Підп. до друку 12.12.2002.
Умовн. друк. арк. 13,42.
Вид.№1.
Умовн.фарбовідб. 14,43.

Формат 60x84/16.
Обл.-вид.арк.15,9.
Замовл. № 94.
Папір офсетний.

Гарнітура Times.
Друк офсетний.
Наклад 700 прим.

Видавництво Алан-Екс.

Свідоцтво про внесення до державного реєстру України
серія ДК № 857 від 19.03.2002 р.
40030, м.Суми, вул.Кірова, 4/76.

Віддруковано в друкарні ПВКФ «Видавництво «МакДен».
40022, м.Суми, вул.Тополянська, 16. Тел.25-10-54.