



МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ГЛИБОКОЇ ПЕРЕРОБКИ ОРАГНІЧНОЇ СИРОВИНИ: КОНСПЕКТ ЛЕКЦІЙ НАВЧАЛЬНИЙ ПОСІБНИК

*Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
як навчальний посібник для студентів,
які навчаються за спеціальністю спеціальності
133 Галузеве машинобудування,
спеціалізації «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання
хімічної інженерії»*

Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2020

Процеси та обладнання глибокої переробки органічної сировини: конспект лекцій [Електронний ресурс] : навч. посіб. для студ. спеціальності 133 Галузеве машинобудування, спеціалізації «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання хімічної інженерії» / КПІ ім. Ігоря Сікорського; уклад.: Г.К. Іваницький, А.Р. Степаннюк – Електронні текстові дані (1 файл: хох Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2020. – 291 с.

*Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
(протокол № 8 від 24.06.2021 р.)
за поданням Вченої ради інженерно-хімічного факультету
(протокол № 5 від 24.05.2021 р.)*

Електронне мережне навчальне видання

ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ГЛИБОКОЇ ПЕРЕРОБКИ ОРГАНІЧНОЇ СИРОВИНИ: КОНСПЕКТ ЛЕКЦІЙ НАВЧАЛЬНИЙ ПОСІБНИК

Укладачі: *Іваницький Георгій Костянтинович*, докт. техн. наук, професор
Степаннюк Андрій Романович, канд. техн. наук, доцент

Відповідальний редактор *Корнієнко Я.М.* докт. техн. наук, професор

Рецензент: *Сокольський О.Л.*, канд.тех. наук, доц.

У збірнику коротко викладено матеріали для проведення десяти лабораторних робіт дослідження режимів течії рідини, дослідження кінетики процесу осадження, дослідження роботи фільтраційної центрифуги, дослідження роботи мішалок для перемішування рідин, дослідження гідродинаміки псевдозрідженого шару, дослідження роботи шоквої дробарки, дослідження роботи валкової дробарки, дослідження гідродинаміки насадкової колони, дослідження масопередачі при десорбції у насадкових колон, дослідження процесів масопередачі у ректифікаційній колоні,. До кожної лабораторної роботи наведено теоретичні відомості, опис експериментальної установки, методику проведення експерименту, відомості про обробку результатів експериментів, контрольні запитання та перелік посилань.

КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2020

Зміст

1. ОСНОВНІ НАПРЯМИ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ У ДИСПЕРСНИХ СЕРЕДОВИЩАХ	8
1.1. Шляхи пошуку нетрадиційних методів інтенсифікації	8
1.2 Особливості інтенсифікації гідромеханічних і тепломасообмінних процесів	14
1.3 Інтенсифікація технологічних процесів. Непродуктивні енерговитрати	21
1.4 Контрольні запитання	25
2 ОСНОВНІ ФАКТОРИ, ЩО ВИЗНАЧАЮТЬ РІВЕНЬ ІНТЕНСИФІКАЦІЙ МАСООБМІННИХ І ГІДРОМЕХАНІЧНИХ ПРОЦЕСІВ	26
2.1 Взаємний рух фаз. Відносна швидкість дисперсії в потоці	26
2.2 Вплив масових сил та прискорення потоку на величину відносної швидкості дисперсій	27
2.3 Методи прискорення потоку в одномірних течіях в каналі	28
2.4. Трансформація енергії в процесах прискорення потоку. Величина питомої потужності	32
2.5. Альтернативні способи збільшення величини введеної потужності	36
2.6 Переваги імпульсного і дискретного введення енергії в апарат	38
2.7 Моделювання відносного руху дисперсій	39
2.8 Основні рівняння моделі	49
2.9 Контрольні запитання	50
3 АЛЬТЕРНАТИВНІ ПІДХОДИ ДО ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ТЕПЛОМАСООБМІННИХ І ГІДРОДИНАМІЧНИХ ПРОЦЕСІВ В ДИСПЕРСНИХ СЕРЕДОВИЩАХ	51
3.1 Концепція локальної ізотропної турбулентності	51
3.2 Концепція дискретно-імпульсного введення енергії	55
3.3 Реалізація принципу ДІВЕ на основі динаміки парогазових бульбашок	57
3.4 Трансформація енергії у механізмах ДІВЕ	60
3.5 Контрольні запитання	61

4 ОСНОВНІ МЕХАНІЗМИ ДИСКРЕТНО-ІМПУЛЬСНОГО

ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ (ДІВЕ).....	63
4.1 Ефекти, пов'язані з прискоренням (гальмуванням) безперервної фази.....	64
4.2 Дія зсувних напружень	67
4.3 Збурення міжфазної поверхні у газорідних бульбашкових середовищах.....	70
4.4 Механізм вибухового закипання	74
4.5 Колективні ефекти у бульбашковому ансамблі.....	78
4.6 Кавітаційні механізми.....	80
4.7 Контрольні запитання.....	82

5 ЗАСТОСУВАННЯ ПРИНЦИПУ ДІВЕ ПРИ СТВОРЕННІ

НОВИХ ЕФЕКТИВНИХ ЕНЕРГОСБЕРІГАЮЧИХ ТЕХНОЛОГІЙ.....	83
5.1 Пульсаційні апарати (диспрегатори, екстрактори, ферментери).....	83
5.2 Апарати адіабатичного скипання	92
5.3 Роторно-пульсаційні апарати.....	93
5.4 Апарати пульсаційного мікродозування	99
5.5 Контрольні запитання.....	101

6 ТЕПЛОФІЗИЧНІ ОСНОВИ ПРИНЦИПУ ДИСКРЕТНО –

ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ (ДІВЕ)	102
6.1 Термодинамічне обґрунтування принципу ДІВЕ.....	102
6.2 Критерії ефективності механізмів ДІВЕ.....	109
6.3 Контрольні запитання.....	116

7 КАВІТАЦІЯ. МІКРОМАСШТАБНІ ПРОЦЕСИ

ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ.....	117
7.1 Умови ініціювання кавітаційних процесів.....	118
7.2 Кавітаційні реактори.....	122
7.3 Термодинамічний аналіз процесу скипання рідини.....	128
7.4 Контрольні запитання.....	133

8 КАВІТАЦІЙНЕ СКИПАННЯ РІДИНИ.....

8.1 Умови порушення рівноваги в системі «парогазові бульбашки-рідина»	134
---	-----

в процесі кавітаційного скипання в ізотермічному режимі	134
8.2 Активація мікро-бульбашок.....	136
8.2 Умови порушення рівноваги в системі «бульбашки - рідина» в процесі скипання рідини в ізобаричному режимі	144
8.5 Контрольні запитання	148
9 КАВІТАЦІЙНЕ СКИПАННЯ РІДИНИ (ПРОДОВЖЕННЯ)	149
9.1. Аналогія між процесами термічного і кавітаційного скипання.....	149
9.2 Зростання сукупності бульбашок в процесі кавітаційного скипання	151
9.3 Застосування методів математичного моделювання для дослідження кавітаційних процесів	152
9.4 Початкова стадія зростання кавітаційного кластера.....	154
9.5 Контрольні запитання	158
10 ПРИНЦИПИ ЧИСЕЛЬНОГО МОДЕЛЮВАННЯ ПОВЕДІНКИ БУЛЬБАШКОВОГО КЛАСТЕРА В ПРОЦЕСАХ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ	160
10.1 Основні положення	160
10.2 Перехід речовини в кавітаційній зоні до стану надкритичного флюїду..	162
10.3 Моделювання динаміки кавітаційного кластера	164
10.4 Контрольні запитання	170
11 ПЕРЕРОБКА НАФТОВИХ ГАЗІВ	171
11.1 Газофракціювання	171
11.2 Технологічна схема установки конденсаційно-компресійного типу для насичених вуглеводнів.....	174
11.3 Технологічна схема газофракціювання ненасичених вуглеводнів.....	176
11.4 Контрольні запитання	180
12 ТЕРМІЧНИЙ КРЕКІНГ	181
12.1 Призначення процесу термічного крекінгу.....	181
12.2 Технологічна схема крекінг-установки з виносною реакційною камерою	182
12.3 Контрольні запитання	185

13 КОКСУВАННЯ	186
13.1 Призначення процесу.....	186
13.2 Технологічна схема коксування	187
13.3 Контрольні запитання.....	189
14 ТЕРМОКАТАЛІТИЧНИ КРЕКІНГ	190
14.1 Призначення процесу термокаталітичного крекінгу	190
14.2 Технологічна схема процесу термокаталітичного крекінгу.....	193
14.3 Контрольні запитання.....	195
15 КАТАЛІТИЧНИЙ РИФОРМІНГ	196
15.1 Призначення процесу каталітичного риформінгу	196
15.2 Технологічна схема каталітичного риформінгу	200
15.3 Контрольні запитання.....	202
16 ПРОЦЕСИ ГІДРООЧИЩЕННЯ І ГІДРОЗНЕСІРЧЕННЯ	203
16.1 Призначення процесів гідроочищення і гідрознесірчення.....	203
16.2 Технологічна схема гідроочистки дистилятів дизельного палива	205
16.3 Технологічна схема гідрокрекінгу в стаціонарному шарі каталізатора ..	207
16.4 Технологічна схема гідрокрекінгу з псевдозрідженим шаром каталізатора.....	213
16.5 Технологічна схема гідродоочистки нафтових мастил	217
16.7 Гідроочистка важких та вакуумних газойлів	226
16.8 Технологічна схема каталітичної демеркаптанізації	238
16.8 Контрольні запитання.....	239
17 ВИРОБНИЦТВО АЛКІЛЬОВАНИХ БЕНЗИНІВ	241
17.1 Сірчано - кисле алкілювання	241
17.2 Технологічна схема – установка сірчаноокислого алкілювання	242
17.3 Фтороводневе алкілювання.....	244
17.4 Виробництво полімер-бензинів.....	246
17.5 Установка полімеризації ББФ каталітичного крекінгу на фосфорнокислотному каталізаторі	247
17.6 Установка Селектопол.....	248

17.7	Схема олігомеризації ізобутиленів фірми Бауер	249
17.8	Отримання метил – третбутилового етеру	250
17.9	Контрольні запитання	251
18.	ВИРОБНИЦТВО МАСТИЛ	253
18.1	Загальні відомості	253
18.2	Технологічна схема виробництва базових мастил	254
18.5	Виробництво пластичних мастил	262
18.4	Установка періодичного виробництва мильних і вуглеводневих мастил	269
18.5	Установка періодичного виробництва мильних мастил із застосуванням контактора	273
18.6	Установка напівбезперервного виробництва мастил на сухих милах	275
18.7	Установка виробництва мастил на неорганічних загущувачах	277
18.8	Контрольні запитання	278
19	ВИРОБНИЦТВО БІТУМУ	280
19.1	Властивості бітумів	280
19.2	Бітумна установка безперервної дії колонного типу	282
19.3	Бітумна установка з реактором змієвикового типу	286
19.4	Контрольні запитання	288
	ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ	290

1. ОСНОВНІ НАПРЯМИ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ У ДИСПЕРСНИХ СЕРЕДОВИЩАХ

1.1. Шляхи пошуку нетрадиційних методів інтенсифікації

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Вирішення загальної задачі інтенсифікації технологічних процесів зводиться до пошуку ефективних методів впливу на систему різноманітних зовнішніх фізичних факторів, які дозволяють змінити в потрібному напрямку стан системи і швидкість протікання в ній процесів переносу. Метою такого впливу є, перш за все, підвищення продуктивності технологічного устаткування, поліпшення якості продукції, зниження матеріальних і енергетичних витрат. У цьому переліку завдань інтенсифікації насамперед слід акцентувати увагу на проблемі енергозбереження, яка на сьогоднішній день є актуальною не тільки в Україні, але й у всіх розвинених країнах. Наукове обґрунтування ефективних способів інтенсифікуючої дії потребують *чіткого розуміння всіх фізичних механізмів і явищ*, що визначають перебіг досліджуваного процесу, а також детальне урахування основних діючих факторів. А це передбачає вміння адекватно моделювати даний процес і прогнозувати реакцію системи на зовнішні впливи.

Слід торкнутися ще одного аспекту застосування ефективних методів інтенсифікації в сучасних технологіях. Бурхливий розвиток в останні роки нано- та біотехнологій і розробка інноваційних проектів і технологій цих сферах науки та інженерії змушує науковців і фахівців в цих галузях відшукувати нові, невідомі раніше можливості керування процесами на мікро- та нанорівнях, а також застосовувати принципово нові нетрадиційні методи інтенсифікації таких процесів.

Сьогодні, питання пошуку, наукового та інженерного обґрунтування ефективних методів впливу на динамічні, термічні, хімічні та біофізичні процеси, які відбуваються на молекулярному рівні в супрамолекулярних та біологічних структурах стають насущною проблемою в багатьох галузях науки і

виробництва. Тому бажано чітко усвідомлювати, що ми вступаємо в нову, практично незнану царину мікросвіту. У цьому світі розміри об'єктів і характерний час протікання в них різноманітних взаємопов'язаних процесів оцінюється в просторовому і часовому наномасштабі, і пряме застосування класичних законів тепломасообміну або гідродинаміки в цій області може виявитися некоректним або безцільним.

Проблема пошуку нетрадиційних ефективних методів інтенсифікації хіміко-технологічних процесів постійно знаходиться в центрі уваги фахівців і вчених. Щорічно в світі зростає кількість наукових публікацій, присвячених дослідженню впливу на гідромеханічні, хімічні і тепломасообмінні процеси потужних фізичних впливів, які часто дозволяють отримати результат, недосяжний при використанні традиційної технології.

Так, наприклад, аномально сильні динамічні ефекти, що виникають в результаті інтенсивного розвитку бульбашкових систем у *явищах кипіння і кавітації*, а також можливості раціонального застосування цих ефектів для інтенсифікації технологічних процесів в різних сферах виробництва привертають пильну увагу дослідників. До недавнього часу природа більшості з цих ефектів і фізичні механізми, відповідальні за їх виникнення, вивчалися, головним чином, стосовно до вирішення практичних завдань запобігання або ослаблення їх руйнівної дії.

Особлива увага в останні роки приділяється вивченню динамічних ефектів при вибуховому скипанні сильно перегрітої рідини. Це пов'язано, зокрема, з проблемою прогнозування і запобігання аварійних ситуацій, що виникають при раптової розгерметизації контуру високого тиску з високотемпературним теплоносієм в системах інтенсивного охолодження на АЕС. Різке падіння тиску через непередбаченого порушення цілісності оболонки контуру призводить до вибухового закипання перегрітої рідини, що супроводжується надзвичайно швидким перетворенням акумульованої в рідині теплоти в механічну енергію і випромінюванням в невеликому локальному обсязі потужного імпульсу тиску великої руйнівної сили.

Відомо також, яку шкоду приносить ерозійне пошкодження лопатей гребних гвинтів суден, водяних турбін, насосів, іншого гідравлічного обладнання внаслідок кавітаційних ефектів, які виникають при локальному перепаді тиску в потоці рідини.

Стає очевидним, що ці негативні руйнівні ефекти, пов'язані з явищами кавітації або вибухового скипання, можна було б корисно використовувати для інтенсифікації різних технологічних процесів.

Зазначені явища, незважаючи на відмінності форми їх виявлення, об'єднує загальна закономірність. Вони виникають в рідких середовищах внаслідок різкої зміни тиску і супроводжуються, формуванням, інтенсивним зростанням, стисненням і захоплення парових бульбашок, які, здійснюють динамічний вплив на тверді поверхні або на дисперсні частинки що присутні в рідині. Всі ці явища *супроводжуються швидким перетворенням енергії з однієї форми в іншу*, а локалізована енергетична дія на проявляється у вигляді *короткочасних дискретних імпульсів високої потужності*. І, нарешті, для ініціювання подібних ефектів потрібно *дуже малі витрати зовнішньої енергії* (наприклад, перекриття клапана на шляху потоку рідини в трубопроводі).

Курс лекцій, який ми розпочинаємо, пов'язаний в значній мірі, з вивченням (або краще сказати, з *ознайомленням*) *фізичних механізмів кавітації*, природи кавітаційних ефектів, а також питанням практичного і ефективного застосування кавітаційних методів в різних галузях виробництва.

Другою темою, цього курсу лекцій, буде ознайомлення з *науковими основами нової галузі теплофізики, або концепції*, яка теоретично обґрунтовує використання найбільш раціональних та ефективних методів інтенсифікації гідродинамічних та масообмінних процесів в гетерогенних дисперсних середовищах зокрема, на мікро- та наномасштабному рівнях. Знайомство з основними положеннями цієї концепції полегшує вибір та обґрунтування *оптимальні режими ведення технологічних процесів і шляхів зменшення непродуктивних енерговитрат* .

В Інституті технічної теплофізики НАН України на основі узагальнення багаторічного наукового та практичного досвіду було висунуто концепцію нового підходу до інтенсифікації гідродинамічних та тепломасообмінних процесів у гетерогенних дисперсних середовищах. Цей підхід, відомий в Україні і за її межами під назвою **принципу дискретно-імпульсного введення енергії (принципу ДІВЕ)**, базується на засадах раціонального використання енергії шляхом спрямування її на виконання корисної роботи і запобігання непродуктивної витрати енергії.

Практично всі операції хімічної технології, пов'язані з обробкою дисперсних систем, є сукупністю кількох типових процесів: механічних, гідромеханічних, теплових, масообмінних і хімічних. Залежно від цільового використання технологічної операції один або деякі з цих процесів можуть бути визначальними.

Так, у технологічних операціях емульгування, гомогенізації, розпилення і т. п., які **пов'язані з руйнуванням дисперсної фази**, визначальними є **механічні та гідромеханічні процеси**, тому що саме вони відповзають за роздрібнення дисперсій.

А в таких технологічних операціях, як розчинення, кристалізація, екстракція, сорбція, аерація, випаровування крапель розпиленої рідин тощо, визначальну роль відіграють **процеси тепло- та масообміну**. Ці базові операції хімічної технології, що проводяться в багатофазних дисперсних середовищах, і в основі яких лежить перенос речовини або енергії через розвинену поверхню контакту фаз широко застосовуються в різних галузях промисловості.

Стосовно гетерогенних середовищ інтенсифікація тепломасообмінних процесів визначається, в значній мірі, можливістю початкового збільшення питомої міжфазної поверхні S (тобто, загальної площі поверхні дисперсних часток в одиниці об'єму дисперсної суміші) за рахунок диспергування однієї з фаз. Разом з цим, вагомий внесок у прискорення міжфазного тепло- або масообміну вносить збільшення коефіцієнтів переносу k , наприклад, за рахунок підвищення **конвективної складової** перенесення або внаслідок **періодичного**

збурення міжфазної поверхні. І, нарешті, інтенсифікація процесів в дисперсних середовищах пов'язана з можливістю підтримки високої різниці потенціалів переносу ΔU з обох сторін міжфазної поверхні.

Кількість речовини або енергії, що переноситься через міжфазну поверхню в одиницю часу в одиниці об'єму дисперсної суміші, є функцією всіх трьох зазначених чинників і може бути представлена узагальненою формулою.

$$I = k \cdot S \cdot \Delta U \quad (1.1)$$

З цієї формули випливає, що в технологічних операціях, де ключову роль відіграють процеси тепло- та масообміну, попереднє подрібнення дисперсій для збільшення площі поверхні контакту S забезпечує прискорення процесів переносу і веде до збільшення рівня інтенсифікації.

Але в технологічних операціях, що пов'язані з руйнування дисперсних частинок, виконання таких операцій спрямовано лише на збільшення параметру S у формулі (1.1). При проведенні операцій, пов'язаних з руйнуванням або роздрібненням дисперсій, не треба використовувати ні коефіцієнт переносу k , ні потенціал переносу ΔC , що входять до формули (1). Тому збільшення питомої міжфазної поверхні S є не інтенсифікуючим, а, скоріше, **стимулюючим фактором**, оскільки в цих випадках збільшення питомої поверхні контакту фаз не прискорює процеси роздрібнення та руйнування дисперсії, але забезпечує можливість взагалі здійснити дану операцію.

Отже, формула (1.1) застосовується насамперед при вирішенні задач інтенсифікації масообмінних та теплообмінних процесів.

В **процесах масообміну** ця формула застосовується у вигляді відомого рівняння масовіддачі при перенесенні речовини із фази 1 у фазу 2.

$$J = \beta_{12} S_{12} (c_1 - c_2),$$

де β_{12} - поверхневий коефіцієнт масовіддачі, який виступає як аналог коефіцієнту переносу k в рівнянні (1.1). Потенціал переносу ΔC визначає різницю концентрацій компонента що переноситься з фази 1 у фазу 2.

В *процесах теплообміну* формула (1.1) використовується у вигляді рівняння тепловіддачі при перенесенні теплоти із фази 1 у фазу 2

$$Q = \alpha_{12} S_{12} (T_1 - T_2),$$

де α_{12} - поверхневий коефіцієнт тепловіддачі, який є аналогом коефіцієнту переносу k в рівнянні (1.1). Потенціал переносу ΔC в цьому випадку визначає різницю температури речовини у фазі 1 та фазі 2.

Зауважимо, що коефіцієнти масообміну і коефіцієнти теплообміну, які враховують вплив багатьох факторів, що зумовлюють закономірності процесів масовіддачі та тепловіддачі к кожній конкретній задачі, визначити досить важко.

1.1.1. Коротка характеристик традиційних методів введення енергії

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Інтенсифікація гідромеханічних, тепло - і масообмінних, хімічних процесів в дисперсних середовищах здійснюється за рахунок підведення зовнішньої енергії, тобто обов'язково пов'язана із споживанням енергії. Енергію можна вводити в апарат за допомогою механічного перемішування, ежектування струменів, ініціювання механічних вібрацій, використання відцентрових сил, акустичних або імпульсних впливів, потужних електричних розрядів і т.п.

Незважаючи на відмінність методів введення енергії, всі вони виконують практично однакові функції:

1. Здійснюють рівномірний розподіл сукупності дисперсій фази в безперервному середовищі. (*Вплив на потенціал переносу ΔC*).
2. Сприяють підвищенню швидкості руху дисперсій відносно оточуючої безперервної фази. (*Вплив на коефіцієнт переносу k*).
3. Забезпечують деформацію і дроблення дисперсних частинок. (*Вплив на питому міжфазну поверхню S*)
4. Зменшують час проведення технологічної операції. (*Вплив на k , S та ΔC*).

Усім традиційним методам інтенсифікації, попри їх різноманітність, властиві і деякі загальні недоліки, що обмежують їх ефективність і границі їх застосування.

По-перше, ефективне дроблення частинок здійснюється переважно в області введення енергії - на краю лопатей мішалки, на диску ротора, безпосередньо на механічних частинах вібратора, в зоні введення струменя і т.д.

По-друге, незважаючи на інтенсивне перемішування рідкої суміші, в робочому обсязі апарату безперервна середовище та дисперсні включення переміщуються як одне ціле. Тому відносний рух фаз незначно і конвективний перенос у міжфазній поверхні ініціюється слабо. Основний вплив на швидкість процесів перенесення тепла і речовини відбувається знову-таки в порівняно невеликому локальному обсязі поблизу зони введення енергії.

По-третє, значна частина введеної енергії непродуктивно витрачається на подолання в'язких сил і сил тертя, і безповоротно дисипується, тобто розсіюється, і тільки менша її частина використовується безпосередньо для інтенсифікації.

В наступних підрозділах роль цих факторів розглядається більш детально

1.2 Особливості інтенсифікації гідромеханічних і тепломасообмінних процесів

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Існує принципова відмінність у використанні методів впливу на дисперсну систему з метою подрібнення дисперсної фази і з метою інтенсифікації процесів переносу. Дроблення дисперсії - це одноступінчатий акт, який може або здійснитися миттєво, якщо рівень інтенсифікації досить високий, або не відбудеться взагалі, навіть при нескінченно тривалому впливі, якщо рівень впливу нижче деякого критичного значення. Процеси переносу теплоти і речовини в системі, навпаки, протікають навіть при вкрай малих рівнях

інтенсифікації, і будь-яке збільшення зовнішнього впливу лише пропорційно збільшує швидкість цих процесів.

1.2.1. Гідромеханічні процеси

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Розглянемо на конкретному прикладі особливості інтенсифікації гідромеханічних процесів у технологічних операціях, пов'язаних з руйнуванням частинок дисперсної фази, приміром, в операціях емульгування

Нехай ставиться задача - за допомогою перемішуючого пристрою, (наприклад, міксер) створити в невеликій ємності полідисперсну емульсію «масло-вода», діаметр крапель в якій не повинен перевищувати заданого граничного значення d_{zp1} . В такій емульсії безперервною дисперсійною фазою є вода, а дисперсною («масляною») фазою - краплі будь-якої рідини, яка не розчинна у воді, наприклад, рослинна олія, бензин. В полідисперсійній емульсії діаметри присутніх в ній крапель знаходяться в дуже широкому інтервалі ($d_{max} > d > d_{min}$), причому $d_{max} \gg d_{min}$, але поставлена задача буде вирішена лише при умові, що $d_{max} < d_{zp1}$.

1.2.1.1. Граничний рівень потужності в операціях руйнування дисперсій

Для створення емульсії, яка відповідає поставленій задачі, необхідно, щоб величина потужності на перемішування W_0 , що вводиться за допомогою міксеру в об'єм суміші, перевищувала певне граничне значення W_{ef} , яке забезпечує потрібний рівень диспергування, відповідно умові $d_{max} < d_{zp1}$.

Якщо число обертів міксеру i , відповідно, рівень введеної потужності недостатньо великі ($W < W_{ef}$), потрібну емульсію взагалі не буде створено на протязі як завгодно довгого часу перемішування Δt . Зрозуміло, що зі

збільшенням тривалості роботи міксера ($\Delta\tau \rightarrow \infty$) пропорційно зростатимуть витрати енергії ($E = W\Delta\tau \rightarrow \infty$), які в даному випадку залишаються непродуктивними.

Але досить лише трохи збільшити число обертів, щоб забезпечити необхідний рівень потужності $W \geq W_{ef}$, і емульсію з потрібним розміром краплин буде створено за достатньо короткий час $\Delta\tau_{min}$ при невеликих витратах енергії $E = W_{ef} \cdot \Delta\tau_{min}$. У цьому прикладі досягнення результату пов'язано з обов'язковим досягненням певного ефективного рівня потужності, причому W_{ef} і $\Delta\tau_{min}$ - взаємно незалежні параметри. Вищесказане ілюструється схематично на рисунку 1.1.

Очевидно, що наведений приклад стосується умов одержання будь-яких емульсій, в тому числі емульсій типу «вода-масло», в яких дисперсна фаза – краплі води, а безперервна «масляна» фаза – це взаємонерозчинна з водою рідина, найчастіше органічна сполука. Емульсіями такого типу є, наприклад, водо-паливні емульсії, зокрема, водо-битумні або водо-мазутні емульсії, які застосовуються в промисловості в якості альтернативного палива з метою зменшення енерговитрат.

З розглянутих вище особливостей зовнішньої енергетичного впливу на процеси емульгування стає зрозумілим, що стосовно операцій, пов'язаних з руйнуванням дисперсної фази, застосовувати термін «інтенсифікація» було б не зовсім коректно. ***В хімічній технології відносно операцій емульгування, диспергування, гомогенізації прийнято замість терміну «інтенсифікація» прийнято застосовувати термін «стимуляція».***

Мається на увазі, що гідромеханічні процеси ***не прискорюють, а стимулюють*** здійснення таких операцій.

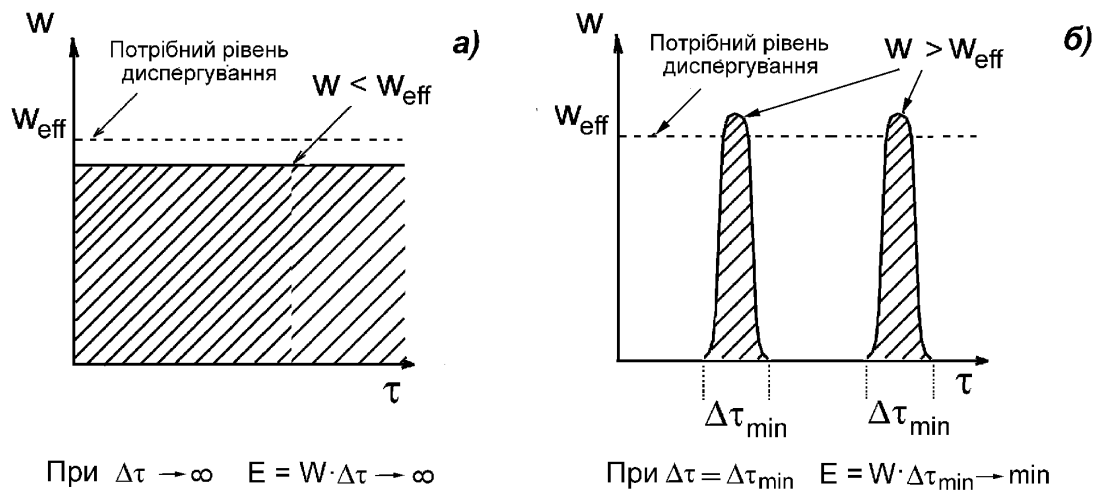


Рисунок 1.1 - Ілюстрація переваги імпульсного введення енергії з точки зору зниження енерговитрат при інтенсифікації гідромеханічних процесів в дисперсних середовищах.

а) При неперервному введенні енергії з питомою потужністю $W < W_{eff}$ необхідний рівень інтенсифікації не може бути досягнутий взагалі навіть при як завгодно великих витратах енергії.

б) При імпульсному введенні енергії з питомою потужністю $W \geq W_{eff}$ необхідний рівень інтенсифікації досягнуто за дуже короткий проміжок часу при мінімальних витратах енергії.

1.2.2 Масообмінні процеси

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Розглянемо тепер особливості застосування гідромеханічної дії в технологічних операціях, пов'язаних з процесами міжфазного тепло- або масообміну.

Нехай той самий перемішувачий пристрій (міксер) використовується для прискорення будь-якого масообмінного процесу, наприклад, розчинення кристалічної солі у воді. Очевидно, що розчинення кристалів (або насичення розчину) завершиться за кінцевий час W при будь-якій швидкості

перемішування або взагалі без перемішування. Операції розчинення, екстракції та інші операції, пов'язані з між фазним масообміном в дисперсних системах можна провести і завершити взагалі без споживання зовнішньої енергії задовгий але кінцевий проміжок часу. Це дає найбільшу економію споживання енергії, однак дуже низька продуктивність (об'єм випущеної продукції за одиницю часу) не відповідає вимогам сучасних виробництв. Особливості інтенсифікації процесів масообміну ілюструється на рисунках 1.2.

Прискорити процес масообміну можна знову-таки шляхом підвищення числа обертів міксера і, відповідно, збільшенням введеної потужності W . Із зростанням потужності W тривалість операції розчинення W буде зменшуватися і, відповідно, буде зростати продуктивність. Енергія, яка витрачається при цьому визначається, як і раніше, із співвідношення $E = W\Delta\tau$, але тепер, на відміну від операцій, пов'язаних із руйнуванням дисперсій, при будь-якому значенні введеної потужності W витрати енергії будуть продуктивними. В таких операціях задача інтенсивності полягає в у виборі оптимальних режимів роботи масообмінного апарата по критеріям продуктивності і енергозбереження.

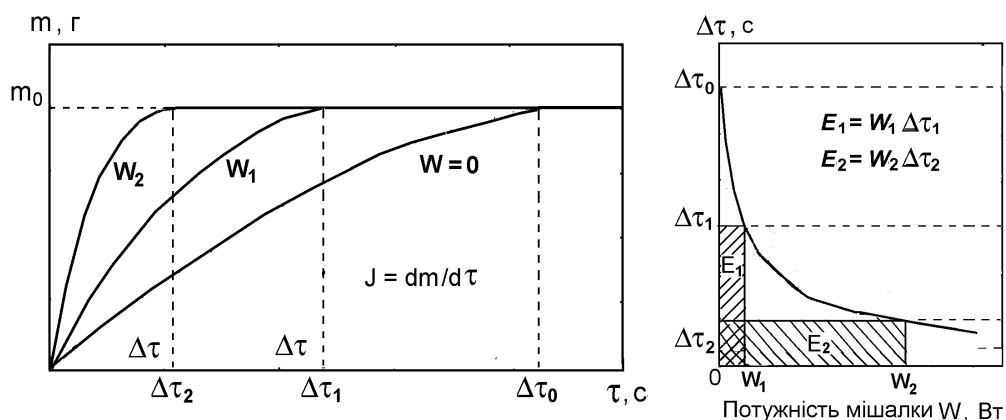


Рисунок 1.2 - Схема процедури вибору оптимальних режимів по критеріям продуктивності та мінімізації енерговитрат в процесах масообміну

а) Залежність від часу τ маси m речовини, що перейшла в процесі розчинення із кристалічної дисперсної фази в оточуючу безперервну рідинну фазу, при різних величинах потужності W мішалки. m_0 - маса розчиненої

речовини по завершенні операції розчинення. W - потужність перемішуючого пристрою;; Δt тривалість процесу масообміну до повного завершення процесу. Нахил кривих на рисунку визначає швидкість масопереносу $J = dm/dt$, або масу речовини, що переходить із дисперсної в дисперсійну фазу в одиницю часу.

б) Тривалість операції розчинення Δt до повного завершення в залежності від потужності міксеру W .

Δt_0 - тривалість операції розчинення без введення зовнішньої енергії.

Заштриховані прямокутники визначають кількість споживаної енергії на проведення операції $E = W \cdot \Delta t$ для двох значень потужності перемішуючого пристрою.

1.2.2.1. Граничний рівень потужності в операціях масообміну

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Тривалість роботи міксеру до завершення процесу Δt_k тим коротша, чим вище величина введеної потужності W , але тільки до певної межі.

При досягненні певного рівня інтенсифікації, коли конвективний масоперенос вже не лімітує швидкість розчинення, подальше збільшення потужності апарату не сприятиме подальшому прискоренню процесу. Таким чином, при інтенсифікації масообмінних процесів теж існує величина граничної потужності E_{ef} , яка, на відміну від попереднього випадку, буде визначатимуть не нижній, а верхня межа. Подальше збільшення введеної потужності призведе лише до збільшення непродуктивних витрат енергії.

На відміну від попереднього прикладу, де йшлося про вплив гідромеханічної дій на процеси диспергування, при застосуванні гідромеханічного впливу на процеси масообміну величина введеної потужності W і час здійснення операції - взаємозалежні параметри.

Отже, при використанні методів інтенсифікації з метою руйнування дисперсій, рівень питомої потужності W обов'язково має перевищувати певну для даних умов граничну величину, W_{ef} щоб забезпечити позитивний ефект операції, але це перевищення не повинно бути занадто великим, щоб уникнути зайвих витрат енергії.

При інтенсифікації масообмінних процесів в дисперсних середовищах такого жорсткого обмеження не існує, якщо $W \leq W_{ef}$, але і в цьому випадку непродуктивні витрати енергії будуть зростати, якщо $W > W_{ef}$. З огляду на те, що в сучасних технологіях підвищення продуктивності і зменшення енерговитрат за рахунок скорочення часу проведення операції є одним з головних вимог, виконання умов $W \rightarrow W_{ef}$ та $\Delta\tau \rightarrow \Delta\tau_{\min}$ стає очевидним.

Як було показано вище (див. Рисунок1.1), в операціях, пов'язаних з руйнуванням дисперсій, позитивний результат не може бути досягнутий навіть при надмірних енергвитратах, якщо $W < W_{ef}$. Але достатньо на протязі короткого часу $\Delta\tau_{\min}$ перемішувати дисперсну суміш з питомою потужністю $W \geq W_{ef}$ і потрібний результат буде одержано при мінімальних витратах енергії.

Щоб домогтися бажаного результату з мінімальними витратами енергії необхідно забезпечити протягом короткого часу ($\Delta\tau \rightarrow \Delta\tau_{\min}$) певний рівень потужності ($W \geq W_{ef}$) або, іншими словами, трансформувати введену енергію в форму короткочасних потужних імпульсів.

В даний час найбільш ефективний вплив на стимулювання та прискорення процесів в дисперсних середовищах пов'язано із застосуванням саме імпульсних способів впливу (ультразвукові генератори, електрогідравлічні генератори, механічні вібратори). Широке застосування в промисловості таких високопродуктивних методів обмежена, як правило, недостатньо високим ККД існуючих апаратів

1.3 Інтенсифікація технологічних процесів. Непродуктивні енерговитрати

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Розглянемо поняття введеної і витраченої енергії стосовно інтенсифікації гідромеханічних або масообмінних процесів в дисперсних середовищах в реальних технологічних процесах.

Тільки мала частина введеної в апарат енергії йде на виконання корисної роботи, пов'язаної безпосередньо з руйнуванням дисперсних частинок або з прискоренням масообмінних процесів. Більша її частина витрачається на приведення в рух і макроперемішування всієї маси рідкої суміші, можна сказати, - на перелопачення суміші. Це веде до необоротної дисипації енергії внаслідок подолання внутрішнього тертя і втрат на різних гідравлічних опорах.

1.3.1. Непродуктивні енерговитрати в операціях руйнування дисперсій

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Повернемося до прикладу приготування емульсії із заданим розміром частинок в апараті з мішалкою. Якщо збільшувати ємність апарату і, відповідно, об'єм оброблюваної суміші, то для досягнення того ж ступеня диспергування не обов'язково підвищувати швидкість обертів мішалки і тим самим збільшити величину введеної в апарат потужності W_0 . Рівень питомої потужності, потрібний для руйнування дисперсії $\tilde{W}_{ef} = W_0/V_{act}$, забезпечується лише в невеликій активній зоні поблизу мішалки (безпосередньо в зоні введення енергії).

Об'єм цієї локальної активної зони не залежить від загального об'єму рідини в апараті, а збільшення швидкості обертів мішалки лише незначно підвищує об'єм активної зони. Збільшення робочого об'єму апарата призводить до збільшення часу приготування емульсії, тому що потрібен додатковий час на багаторазову рециркуляцію рідини з пасивної зони апарату з низьким рівнем

інтенсифікації ($\tilde{W}_{pas} \ll \tilde{W}_{ef}$) в локальну активну зону, де $\tilde{W}_{act} \geq \tilde{W}_{ef}$. Рециркуляція оброблюваної гетерогенної суміші з пасивної в активну зону пов'язана з макропереміщенням великих об'ємів рідини всередині ємності апарату і, відповідно, з великими непродуктивними втратами енергії. Саме з цієї причини доводиться додатково збільшувати величину введеної потужності.

Таким чином, тільки менша частина введеної енергії продуктивно використовується в активній зоні з об'ємом V_{act} на руйнування частинок емульсії. Більша частина енергії витрачається непродуктивно без здійснення корисної роботи в пасивній зоні з об'ємом $V_{pas} \gg V_{act}$, де $\tilde{W}_{pas} \ll \tilde{W}_{ef}$. І, нарешті, найбільша частина енергії витрачається на подолання сил тертя при рециркуляції суміші з пасивної зони в активну. Загальні витрати енергії можна оцінити за формулою

$$E = (\tilde{W}_{act}V_{act} + \tilde{W}_{pas}V_{pas}) \cdot \Delta\tau + E_{rec} \quad (1.2)$$

Тут треба ще раз нагадати, що дроблення дисперсій в локальній активній зоні – це одноступінчастий процес, Тому доцільно було б відразу відводити з апарата вже роздрібнені краплі емульсії, щоб виключити їх повторну рециркуляцію з пасивної в активну зону. Для цього робочий об'єм апарата не повинен занадто перевищувати об'єм активної зони. Іншими словами, добре було б зменшити величину пасивного об'єму до мінімуму ($V_{pas} \rightarrow 0$). Разом з тим, це практично виключає великі витрати енергії на рециркуляцію з пасивної зони в активну в рівнянні 1.2 ($E_{rec} \rightarrow 0$).

Зрозуміло, що в інтересах зменшення загальних енерговитрат, операції, пов'язані з подрібненням дисперсної фази (емульгування, гомогенізація та інші), доцільно проводити в апаратах проточного типу з короткочасним перебуванням оброблюваної суміші в компактній активній зоні. Це забезпечує скорочення загальної тривалості обробки великих об'ємів суміші і, відповідно, зниження втрат енергії на багаторазову рециркуляцію. Для апаратів проточного типу

питання інтенсифікації зводиться до того, щоб домогтися максимально високого впливу тільки в локальній активній зоні.

Сьогодні в виробництвах, пов'язаних з отриманням тонкодисперсних емульсій або суспензій (водо-паливні емульсії, гомогенізовані харчові суміші і т.п.) на зміну апаратам з мішалками прийшли високопродуктивні апарати проточного типу, такі, наприклад, як клапанні гомогенізатори, що забезпечують високу продуктивність і високу якість продукції, але характеризуються порівняно невисокою енергоємністю.

Підвищити продуктивність роботи традиційних диспергируючих пристроїв можна за рахунок підвищення введеної потужності (наприклад, підняти тиск на вході клапанного гомогенізатора або збільшити число обертів мішалки), що пов'язано з додатковими витратами енергії. Підвищити продуктивність можна також за рахунок зменшення відносного об'єму локальної активної зони, в якій $\tilde{W}_{act} > \tilde{W}_{ef}$. Але це призводить до необхідності додаткової рециркуляції рідини з пасивної зони в активну і, отже, до додаткових витрат енергії. Оптимальним альтернативним рішенням могло б бути створення великого числа локальних активних зон з питомою потужністю по всьому робочому об'єму апарату і повне виключення пасивної зони.

1.3.2. Непродуктивні енерговитрати в операціях масообміну

Матеріал викладено за авторами [1...15].

При прискоренні тепломасообмінних процесів за допомогою перемішувачих пристроїв найбільший вплив на швидкість переносу енергії або речовини через міжфазну поверхню відбувається знову-таки в локальній активній зоні введення енергії. Але, на відміну від процесів диспергування, масообмінні процеси відбуваються також і в пасивній зоні об'єму апарата, хоча і з меншою швидкістю. Тому багаторазова рециркуляція суміші в активну зону в цьому випадку лише скорочує час проведення операції і сприяє підвищенню

потенціалу переносу. Застосування апаратів проточного типу для інтенсифікації процесів масообміну було б недоцільним, тому що масообмінні процеси протікають доволі повільно в порівнянні з майже миттєвим руйнуванням дисперсних частинок. Для прискорення гідродинамічних та/або масообмінних процесів в багатокомпонентних дисперсних середовищах бажано забезпечити сприятливі, гідродинамічні умови безпосередньо в околиці кожної дисперсної частинки, причому одночасно.

Ідеальним варіантом було б розбити робочий об'єм апарата на велику кількість активних зон (порівнянне за кількістю з числом дисперсних чаток в цьому об'ємі) і створити в кожній з цих зон оптимальний рівень питомої потужності. Відповідно до (1.1), це сприяло б найбільш ефективному використанню введеної енергії. Якщо забезпечити такий оптимальний рівень потужності, тривалість обробки дисперсної системи буде мінімальною, а це досягається введенням енергії в кожну з активних дискретних зон в формі потужних короткочасних імпульсів, тобто дискретно в часі. Принцип дискретизації введеної енергії схематично представлено на рисунку 1.3.

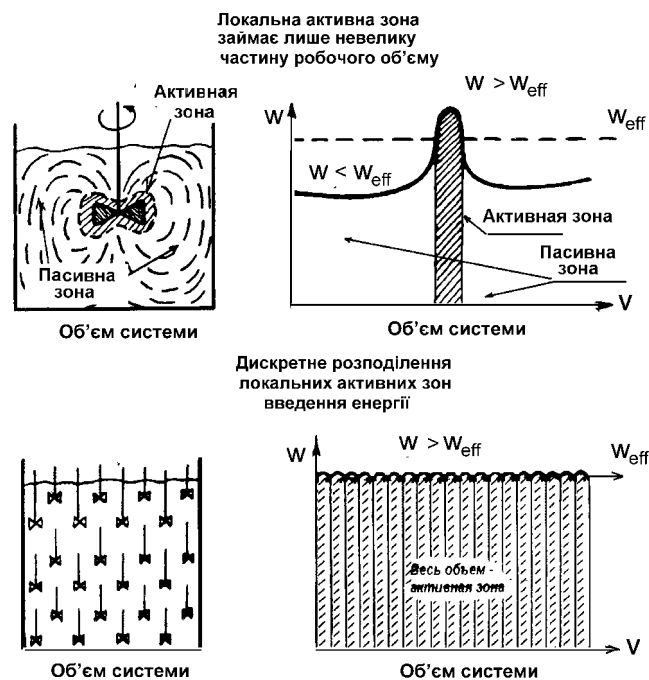


Рисунок 1.3 - Схематичне представлення принципу дискретизації введеної енергії в робочому об'ємі апарата.

1.4 Контрольні запитання

1. Застосування масообмінних та гідромеханічних в базових операція хімічної технології. Навести приклади.

2. Проаналізувати базове рівняння інтенсифікації тепло- та масообмінних процесів в дисперсних середовищах.. Пояснити роль кожного члена в правій частині (1.1) в інтенсифікації процесів масообміну.

3. Особливості інтенсифікації і масообмінних процесів і стимуляції гідромеханічних процесів в дисперсних середовищах. Пояснити принципову відмінність у застосуванні методів впливу на дисперсну систему для подрібнення дисперсної фази і з метою інтенсифікації процесів переносу.

4. Застосування гідромеханічних процесів для руйнування дисперсної фази. Що означає граничний рівень потужності W_{ef} в руйнуванні дисперсій. Пояснити на прикладі створення дрібнодисперсної емульсії із заданим максимальним діаметром d_{max} .

5. Показати, що процеси масообміну в дисперсних системах відбуваються при будь-якій потужності W введеної (або навіть взагалі без введення енергій в апарат).

6. Продуктивні та непродуктивні витрати введеної енергії. Як визначаються непродуктивні витрати енергії при в операціях пов'язаних з масообміном, і в операціях, пов'язаних руйнуванням дисперсної фази.

2 ОСНОВНІ ФАКТОРИ, ЩО ВИЗНАЧАЮТЬ РІВЕНЬ ІНТЕНСИФІКАЦІЙ МАСООБМІННИХ І ГІДРОМЕХАНІЧНИХ ПРОЦЕСІВ

2.1 Взаємний рух фаз. Відносна швидкість дисперсії в потоці

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Незалежно від способу стимулюючого або інтенсифікуючого гідродинамічного впливу на дисперсні середовища, необхідною умовою, яка забезпечує можливість прискорити протікання тепло - і масообмінних процесів або зруйнувати дисперсні частинки, є **наявність взаємного руху фаз**. Підвищення швидкості відносного руху дисперсної фази $w_{rel} = v_d - v_c$ **сприяє, в кінцевому підсумку, збільшення кожного з параметрів в правій частині рівняння** (1.1) – величину питомої міжфазної поверхні S , величину коефіцієнту переносу k і різницю потенціалу переносу ΔU .

Тому в будь-яких операціях підвищення відносної швидкості w_{rel} є тим **первісним фактором**, який забезпечує інтенсифікацію в дисперсних середовищах.

Тут параметри v_d і v_c визначають, відповідно, швидкість часток дисперсної фази і швидкість потоку безперервної фази відносно нерухомої поверхні стінки ємності або трубопроводу. Індекс d відноситься до дисперсної фази (*disperse phase*), а індекс c відноситься до безперервної фази (*continuous phase*). Нижній індекс *rel* в параметрі w_{rel} стосовно дисперсного середовища відносно (*relative*) швидкість однієї фази по відношенню до другої фази. Це практично загально прийняті позначення при моделюванні процесів в дисперсних системах. Далі в тексті, для спрощення, будемо визначати відносну швидкість параметром w_{rel} без застосування нижнього індекса ($w \equiv w_{rel}$).

2.2 Вплив масових сил та прискорення потоку на величину відносної швидкості дисперсій

Матеріал викладено за авторами [1...15].

У відсутності зовнішніх масових сил (гравітаційних, відцентрових тощо) *відносний рух фаз можливий лише за умови, що безперервна фаза рухається з прискоренням*, тобто $g_c = |dv_c/d\tau| \neq 0$. Рівень динамічного впливу на дисперсію буде тим вищий чим вище абсолютна величина прискорення g_c поблизу дисперсії.

Якщо одномірний потік безперервної фази (рідини або газу) рухається стаціонарно в каналі з постійною площею поперечного перерізу, так що в будь-який момент часу в будь-якому перерізі каналу швидкість течії v_c однакова, швидкість переміщення будь-яких дисперсій (твердих частинок, крапель, або газових бульбашок) дорівнює швидкості безперервної фази, тобто $v_d = v_c$. Отже, за таких умов відносна швидкість дисперсної фази $w = 0$. Ця ситуація схематично представлена на рисунку 4-а.

Важливо зазначити, що характер руху дисперсної частки (тверда часинка, крапля, бульбашка) відносно оточуючого безперервного середовища (рідини або газу) *не залежить від того*, ініційовано цей рух *гравітаційним прискоренням* g_0 або рівним йому за величиною *прискоренням безперервної фази* $g_c = dv_c/d\tau$.

Важливо також зазначити, що в рівняння $g_c = |dv_c/d\tau| \neq 0$ входить *абсолютна величина прискорення потоку*. Це означає, що рівень динамічного впливу на дисперсію не залежить від того, чи *потік рідини дійсно прискорюється* і його швидкість зростає з часом ($dv_c/d\tau > 0$), чи потік *гальмується* і його швидкість зменшується з часом ($dv_c/d\tau < 0$). В обох випадках динамічна дія потоку на дисперсію буде однаковою, якщо значення прискорення або гальмування будуть однаковими за абсолютною величиною. Тому термін «прискорення» безперервної фази буде далі застосовуватися і для

потoku рідини (або газу), який раптово прискорюється з будь-яких причин, і для потоку, що раптово гальмується.

Але при моделюванні процесу руху дисперсної суміші будемо застосовувати додатні значення величини $dv_c/d\tau$, якщо потік прискорюється, або від'ємні значення, якщо потік гальмується. Від цього залежить **напрямок** відносної швидкості дисперсій, але **не величина** відносної швидкості.

Треба зробити ще одне принципове зауваження. Відносну швидкість дисперсії, як різницю швидкостей дисперсної фази v_d і безперервної фази v_c відносно нерухомих стінок каналу **треба визначати у векторній формі** $\vec{w} = \vec{v}_d - \vec{v}_c$. Це необхідно, коли рух потоку відносно стінки і рух дисперсної частки відносно стінки не співпадають за напрямом. Наприклад, потік рідини в горизонтальній трубі переміщується в горизонтальному напрямі, але дисперсія може під дією гравітаційної сили переміщуватися ще й у вертикальному напрямі. В цих випадках напрямок відносної швидкості дисперсії w слід визначати з рівняння у векторній формі.

Але тут і далі будемо розглядати переважно одномірний рух, коли потік рідини (або газу) і присутні в ньому дисперсії рухаються в одному напрямі, наприклад, вздовж координати x . Якщо на дисперсії діють ще й масові сили, приміром гравітаційні, в рівняннях одномірного руху будемо враховувати лише складову цих сил у напрямі x .

2.3 Методи прискорення потоку в одномірних течіях в каналі

Матеріал викладено за авторами [1...15]. Зміна швидкості потоку $dv_c/d\tau$ рівнозначна перетворенню механічної енергії з однієї форми в іншу. Величина прискорення потоку g_c пропорційна швидкості зміни питомої кінетичної енергії ε_k , або величині питомої потужності $\tilde{W} = d\varepsilon_k/d\tau$, і цей параметр може служити кількісним показником інтенсифікуючого впливу на процеси в дисперсних середовищах. Розглянемо **нестационарний** одномірний рух

нестисливої рідини в каналі в напрямку координати x у відсутності зовнішніх сил.

Для такої одномірної течії вектор швидкості \vec{v}_c матиме лише одну складову – у напрямку x . Рівняння *нестационарного одномірного руху потоку рідини* в каналі можна записати у вигляді

$$\frac{dv_c}{d\tau} = \frac{\partial v_c}{\partial \tau} + v_c \frac{\partial v_c}{\partial x} \quad (2.1)$$

Перший член в правій частині (2.1), представлений частинною похідною $\partial v_c / \partial \tau$, характеризує зміну швидкості v_c , пов'язану із *нестационарністю потоку*. Такий характер «прискорення» потоку схематично проілюстровано на рисунку 2.1-б та рисунку 2.1-в.

На рисунку 2.1-а показано, що в стаціонарному режимі течії, коли швидкість потоку v_c і масова витрата потоку $Q_m = \rho_c v_c S$ не змінюються з часом, дисперсна частка переміщується вздовж каналу зі швидкістю потоку ($v_d = v_c$) і відносна швидкість дисперсії $w = v_d - v_c = 0$. Зміна швидкості зумовлена зовнішнім впливом, який обов'язково супроводжується зміною в часі масової витрати потоку $Q_m = \rho_c v_c S$ в каналі з фіксованою площею поперечного перерізу S . Така ситуація реалізується в випадках, коли швидкість потоку в каналі різко змінюється внаслідок раптової зміни тиску на вході в канал, або при ініціюванні ефекту гідравлічного удару, або під дією періодично пульсуючого поршня.

На рисунку 2.1-б, в якості прикладу, схематично показано зростання швидкості потоку в каналі v_c завдяки раптовій імпульсній дії поршня на вході в канал. При цьому має зростати з часом і витрати рідини через будь-який переріз каналу. З рисунка видно, що при прискоренні потоку ($dv_c/d\tau > 0$), наприклад, під раптовою дією поршня, дисперсна частка відстає від потоку ($v_d < v_c$) і її відносна швидкість ($w = v_d - v_c < 0$) спрямована назустріч потоку в напрямку вхідного перерізу каналу.

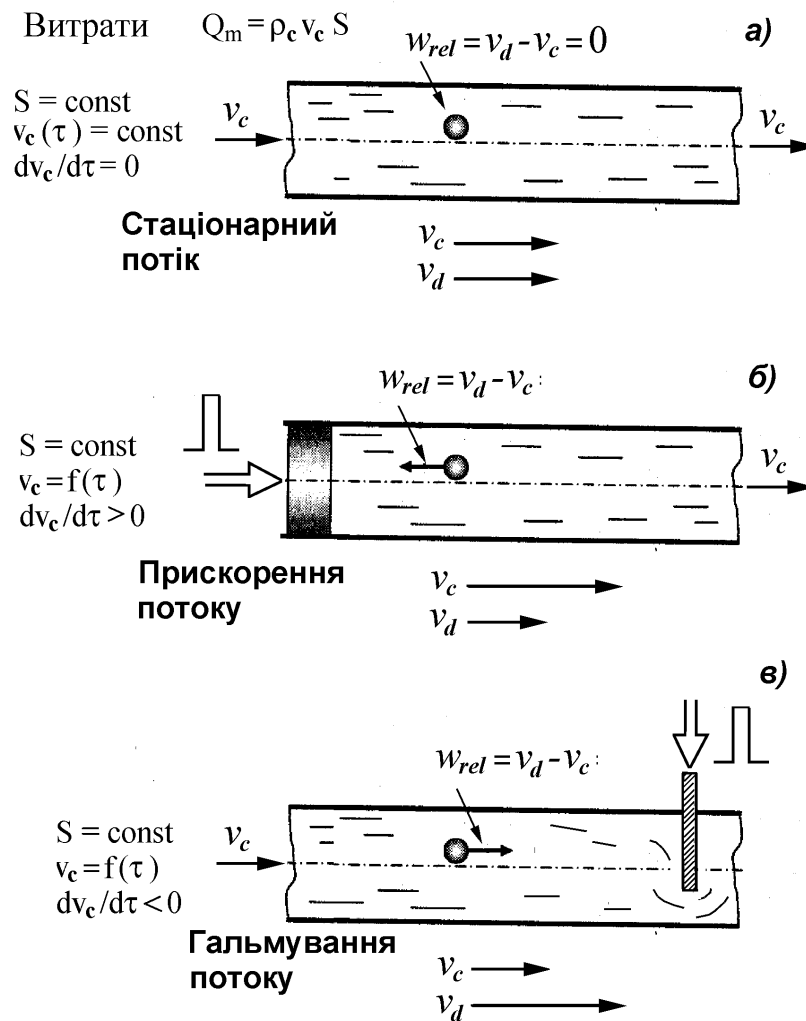


Рисунок 2.1 - Схематичне представлення зміни напрямку відносної швидкості дисперсної частки в потоці рідини внаслідок різкого прискорення або гальмування потоку в каналах з постійною площею поперечного перерізу S .

На рисунку 2.1-в схематично представлено випадок зменшення швидкості потоку в часі внаслідок раптового гальмування потоку через часткове (або повне) перекриття заслінкою чи діафрагмою вихідного перерізу каналу. В цьому випадку різко зменшується і величина витрати рідини через канал. Рисунок 2.1-в ілюструє той факт, що при гальмуванні потоку ($dv_c/d\tau < 0$), наприклад, завдяки частковому перекриттю вихідного перерізу каналу заслінкою, дисперсна частка випереджує потік ($v_d > v_c$) і в цьому випадку її відносна швидкість ($w = v_d - v_c > 0$) спрямована в напрямку вихідного перерізу.

Другий член в рівнянні (2.1), представлений частинною похідною $\partial v_c / \partial x$, характеризує зміну швидкості, пов'язану з плавною зміною площі поперечного перерізу каналу вздовж координати x (рисунку 2.2). Подібний механізм локального прискорення потоку $g_c = v_x (\partial v_x / \partial x)$ реалізується, наприклад, при **стаціонарній течії** рідини через конфузор, дифузор, а також в соплах різного профілю, приміром, в соплах Вентурі або Лавалю, як це схематично показано на рисунку 2.2.

На рисунок 2.1 також будемо посылатися далі, при аналізі напрямку відносного руху дисперсних часток за таких умов «прискорення» потоку.

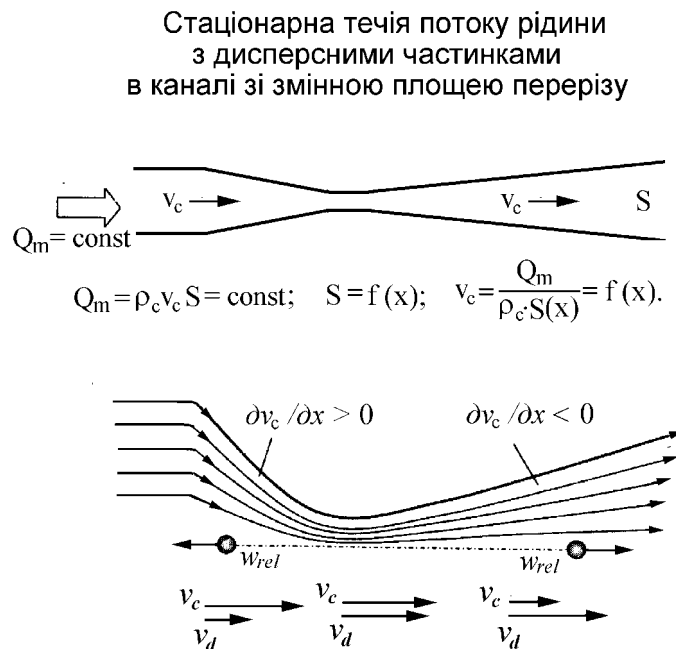


Рисунок 2.2 - Схематичне представлення зміни напрямку відносної швидкості дисперсної частки в стаціонарному потоці рідини в каналах складної геометрії при різкому прискоренні або гальмуванні потоку внаслідок плавної зміни площі поперечного перерізу S по довжині каналу.

2.4. Трансформація енергії в процесах прискорення потоку. Величина питомої потужності

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Повернемося до рівняння (2.1).

Враховуючи, що кінетична енергію потоку ε_k пов'язана зі швидкістю потоку співвідношенням $\varepsilon_k = \rho_c v_c^2 / 2$, рівняння (2.1) можна представити у вигляді

$$\begin{aligned} \frac{dv_c}{d\tau} &= \frac{1}{\rho_c v_c} \left[\frac{\partial(\rho_c v_c^2 / 2)}{\partial \tau} + v_c \frac{\partial(\rho_c v_c^2 / 2)}{\partial x} \right] = \\ &= \frac{1}{\rho_c v_{cx}} \left(\frac{\partial \varepsilon_k}{\partial \tau} + v_c \frac{\partial \varepsilon_k}{\partial x} \right) = \frac{1}{\rho_c v_c} \cdot \frac{d\varepsilon_k}{d\tau} = \frac{\tilde{W}}{\rho_c v_{cx}} \end{aligned} \quad (2.2)$$

В рівнянні (2.2) параметр $\tilde{W} \propto d(v_c^2)/d\tau$ - це питома потужність, що виникає в перерізі каналу або в локальній зоні потоку рідини внаслідок швидкої зміни швидкості рідини v_c в цій зоні.

Отже, рівняння (2.2) приводить до важливого висновку.

1) Зміна швидкості потоку $dv_c/d\tau$ рівнозначна перетворенню механічної енергії з однієї форми в іншу.

2) Величина прискорення потоку g_c пропорційна швидкості зміни питомої кінетичної енергії ε_k , або величині питомої потужності $\tilde{W} = d\varepsilon_k/d\tau$, і цей параметр може служити кількісною характеристикою інтенсифікуючого впливу на процеси в дисперсних середовищах.

Можна стверджувати, що будь-яке «**прискорення**» потоку», або зміннення з часом швидкості безперервної фази v_c в будь-якій локальній зоні робочого об'єму апарата *супроводжується трансформацією кінетичної енергії* і, як наслідок, утворенням і зростанням в цій зоні величини енергетичної потужності.

2.4.1 Дія зсувних напружень

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Ще одна можливість впливу на дисперсну частку з метою її розрібнення пов'язана з дією зсувних напружень. Зсувне напруження виникає, коли в одномірному потоці рідини, що тече через вузький канал в напрямку x існує градієнт швидкості dv_{cx}/dy в напрямку осі y , перпендикулярної напрямку потоку x (**рисунку 6**). Така ситуація створюється, наприклад, при тангенціальній течії в'язкої рідини в кільцевому каналі між двома коаксиальними циліндрами, один з яких обертається із заданою кутовою швидкістю (так звана течія Куетта). За таким принципом працюють ротаційні віскозиметри для вимірювання реологічних характеристик ньютонівських та не ньютонівських рідин.

На **рисунку 6** схематично зображені особливості руху рідини між двома паралельними горизонтальними пластинами, з яких нижня пластина нерухома, а верхня переміщується в напрямку x з постійною швидкістю v_{x0} під дією постійно діючої дотичної сили.

Оскільки в'язка рідина між пластинами чинить опір переміщенню пластини, в об'ємі рідини виникають і існують дотичні напруження між сусідніми елементарними шарами внаслідок тертя між ними вздовж поверхні зіткнення. Сили тертя між елементарними шарами пропорційна різниці швидкостей між ними і величині в'язкості рідини.

На **рисунку 2.3-а** показано, що зсувна течія в зазорі між двома коаксиальними циліндрами, один з яких обертається із постійною заданою кутовою швидкістю, а інший – нерухомий (так звана течія Куетта)

Як видно з **рисунку 2.3-б**, взаємодія сферичної краплі емульсії з радіусом R з оточуючою рідиною в зсувних течіях. Краплина переміщуються разом з потоком рідини із швидкістю v_{c0} , яка відповідає положенню центра маси краплі на осі координати y . Швидкість переміщення дисперсії $v_d(y) = v_{c0}$. Верхню поверхню краплі обтікає потік рідини із швидкістю $v_{c1} > v_d$, а нижню поверхню

– потік рідини із швидкістю $v_{c2} > v_d$. Відповідно, швидкості переміщення верхньої та нижньої поверхні краплі відносно її центра спрямовані в протилежних напрямках. Внаслідок цього виникає момент сил, що розтягує і веде до її руйнування, як показано в нижній частині рисунку. Силова дія на дисперсію тим більша, чим вище величина відносної швидкості, що розраховується за формулою $w = GR = v_{x0}R/\delta$, де

G - швидкість зсуву; δ = ширина зазору; R - радіус краплі.

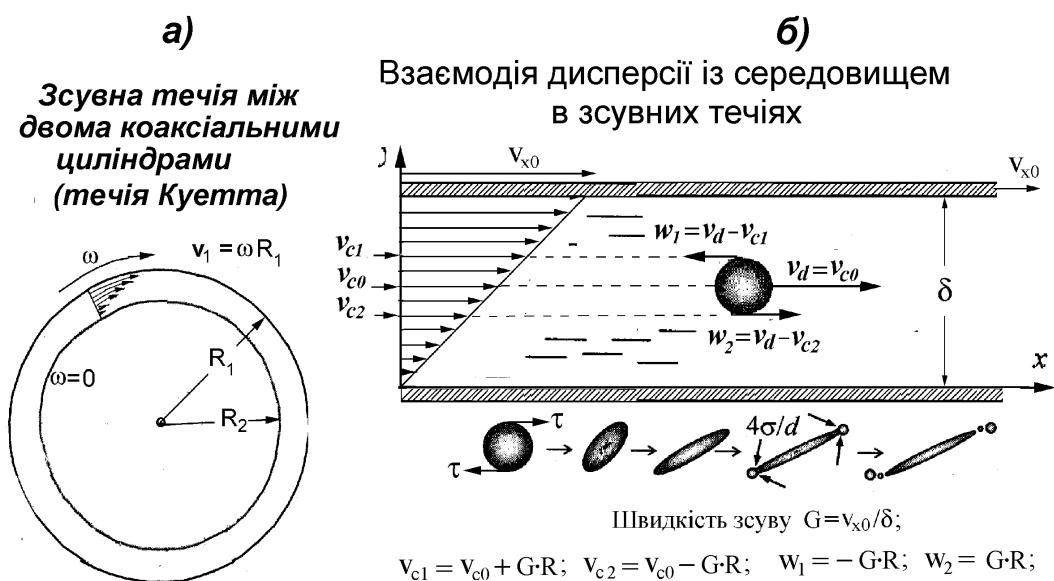


Рисунок 2.3 - Характер зсувної течії рідини у вузькому зазорі між двома поверхнями, одна з яких (верхня) рухається з постійною заданою лінійною швидкістю v_{x0} , а друга (нижня) нерухома

Величина дотичного напруження τ_{yx} , яке називають **напруженням зсуву**, в будь-якій точці в об'ємі рідини між пластинами пропорційна градієнту швидкості рідини в цій точці v_{cx} вздовж координати y . Градієнт швидкості dc_{cx}/dy в зсувних течіях зазвичай називають **швидкістю зсуву**.

Швидкість зсуву, яку надалі будемо позначати G , фактично визначається, як відношення різниці швидкості між двома елементарним шарами рідини Δv_{cx} до відстані між цими шарами Δy .

Очевидно, що для схеми зсувної течії між паралельними пластинами, що зображена на рисунку 6, швидкість зсуву однакова в будь-якій точці об'єму рідини між пластинами. Якщо відстань між цими паралельними пластинами δ і швидкість руху пластини v_{x0} є заданими величинами, то швидкість зсуву можна визначити, як

$$G_{\mu} = dv_{cx}/dy = v_{x0}/\delta$$

Для ньютонівських рідин залежність величини напруження зсуву τ_{yx} від швидкості зсуву dv_{cx}/dy описується законом в'язкості Ньютона

$$\tau_{yx} = \mu_c \frac{dv_{cx}}{dy}, \quad (2.3)$$

де μ_c - динамічна в'язкість рідини.

В зсувних течіях дисперсної суміші сила гідродинамічної взаємодії частинки з середовищем пропорційна величині градієнту швидкості dv_c/dy . Отже, і в цьому випадку можливість руйнування частки визначається тим, наскільки сильно змінюється швидкість руху несучої фази уздовж просторової координати y . Енергетичним показником ефективності цього механізму є швидкість зміни потоку кінетичної енергії ε_k в напрямку осі y , тобто величина

$$\frac{d\varepsilon_k}{dy} = \frac{d(\rho_l v_c^2/2)}{dy} = \rho_l v_{cx} \frac{dv_c}{dy}. \quad (2.4)$$

Очевидно, що такі параметри як питома потужність $\tilde{W} = d\varepsilon_k/d\tau$, або градієнти кінетичної енергії $d\varepsilon_k/dx$ та $d\varepsilon_k/dy$ поблизу окремої дисперсної частинки, які пов'язані з різними формами трансформації кінетичної енергії можуть служити кількісними показниками ступеня впливу на дисперсію. Питання полягає в тому, **як домогтися високих значень швидкості трансформації кінетичної енергії** при мінімальних витратах введеної в апарат енергії.

2.5. Альтернативні способи збільшення величини введеної потужності

Матеріал викладено за авторами [1...15].

З рівняння (2.2) випливає, що величина питомої потужності $\tilde{W} = \Delta\varepsilon_k / \Delta\tau$, яка служить мірою динамічного впливу на дисперсну частку з боку рідини, визначається швидкістю трансформації механічної енергії в околиці цієї частки.

Існує дві очевидні можливості підвищити величину $\Delta\varepsilon_k / \Delta\tau$ до такого рівня, щоб питома потужність \tilde{W}_k перевищила критичне значення \tilde{W}_{ef} . Можна збільшити $\Delta\varepsilon_k$, зберігаючи незмінним час трансформації $\Delta\tau$, або, навпаки, - зменшити $\Delta\tau$, не змінюючи величини $\Delta\varepsilon_k$. В обох варіантах рівень потужності \tilde{W}_{ef} буде досягнутий, але витрати енергії в кожному з варіантів можуть бути істотно різними.

Як приклад, розглянемо стаціонарну течію рідинної дисперсної суміші в довгому каналі. Нехай у фіксованому перетині каналу швидкість потоку v_{c1} , а питома кінетична енергія потоку $\varepsilon_1 = \rho_l v_{c1}^2 / 2$. У відповідності із сказаним вище, для руйнування дисперсної фази необхідно змінити швидкість потоку за короткий проміжок часу $\Delta\tau$. Припустимо, що швидкість можна змінити за рахунок різкого гальмування потоку шляхом часткового перекриття вихідного перетину каналу за час $\Delta\tau_1$. В результаті, швидкість потоку знизиться до значення $v_{c0} \ll v_{c1}$, а величина питомої кінетичної енергії зменшиться до величини $\varepsilon_0 = \rho_l v_{c0}^2 / 2$,

Якщо в результаті гальмування потоку досягнутий рівень питомої потужності в фіксованому перетині $\tilde{W}_1 = (\varepsilon_1 - \varepsilon_0) / \Delta\tau$ виявиться недостатньо високим, щоб забезпечити необхідний ступінь диспергування ($\tilde{W}_1 < \tilde{W}_{ef}$), необхідно провести більш ефективну енергетичну дію.

Можна підвищити початкову швидкість течії до величини $v_{c2} \gg v_{c1}$ і підняти рівень питомої кінетичної енергії до величини $\varepsilon_2 = \rho_l v_{c2}^2 / 2 \gg \varepsilon_1$. Тоді внаслідок гальмування потоку і зменшення його швидкості в фіксованому перетині від v_{c2} до v_{c0} за той же час $\Delta\tau$ рівень питомої потужності $\tilde{W}_2 = (\varepsilon_2 - \varepsilon_0) / \Delta\tau > \tilde{W}_{ef}$ виявиться достатньо високим для досягнення результату.

Однак такий спосіб інтенсифікації *не достатньо ефективний* з точки зору невиправдано *великих енерговитрат*. Перш за все, це пов'язано з необхідністю введення додаткової кількості енергії $\Delta E = E_2 - E_1$, еквівалентної приросту кінетичної енергії потоку $\varepsilon_{k2} - \varepsilon_{k1}$. Крім того, оскільки падіння напору потоку на гідравлічних опорах пропорційно $\varepsilon_k = \rho_c v_c^2 / 2$, підвищення величини ε_k і, відповідно, E_k приведе до *додаткової дисипації енергії* на цих опорах. Отже, такий метод інтенсифікації неминуче спричинить зниження ККД.

Альтернативний спосіб інтенсифікації полягає у підвищенні питомої потужності до значення $\tilde{W}_2 \geq \tilde{W}_{ef}$ не за рахунок збільшення енергії на вході в апарат від E_{k1} до E_{k2} , а за рахунок скорочення часу трансформації $\Delta\tau$, наприклад, шляхом більш швидкого перекриття вихідного перетину каналу - дозволяє виключити енергетичні втрати такого роду. Рисунок 2.4 наглядно ілюструє можливість економії енергії при здійсненні другого способу інтенсифікації.

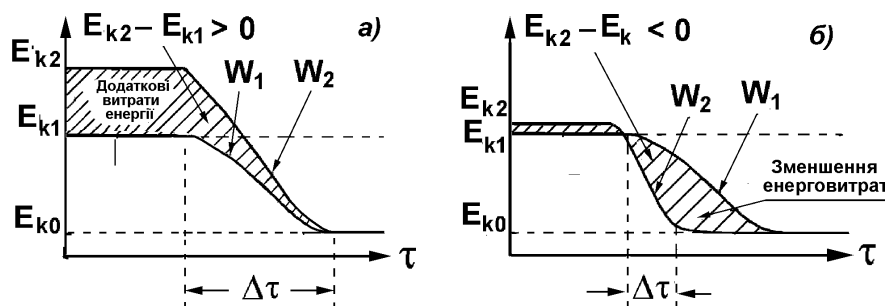


Рисунок 2.4 – Схематичне представлення альтернативних способів підвищення рівня потужності в апараті $W = \Delta E_k / \Delta\tau$. Величина введеної потужності визначається кутом нахилом кривих на графіку

- а) Підвищення потужності за рахунок збільшення кінетичної енергії на вході $\Delta E_k = E_{k2} - E_{k1}$ веде до додаткової втрати енергії.
- б) Підвищення потужності за рахунок скорочення тривалості дії Δt забезпечує скорочення енерговитрат

2.6 Переваги імпульсного і дискретного введення енергії в апарат

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Таким чином, в інтересах економії енергії інтенсифікуючий вплив доцільно здійснювати у формі *потужних, але коротких імпульсів*. Імпульсний введення енергії найбільш ефективний в процесах подрібнення дисперсної фази, оскільки дроблення частки - *це одноступінчатий акт*, для здійснення якого потрібно досить потужний вплив протягом дуже короткого часу.

Точно так же при використанні механізму зсувних напружень, наприклад, у вузьких зазорах роторно-пульсаційних апаратів (*РПА*), високий рівень інтенсифікації, який визначається параметром $d\varepsilon_k/du$, доцільно підтримувати не стільки за рахунок підвищення кутової швидкості ротора, і відповідно, збільшення робочої потужності роторного апарату і додаткових енерговитрат (що забезпечує високий ступінь диспергування), скільки за рахунок зменшення товщини зазору.

Існує *ще один аспект проблеми зниження енерговитрат* при проведенні технологічних операцій в дисперсних середовищах. Як уже зазначалося, традиційні способи введення енергії (пропелерні, турбінні, струменеві мішалки і т.п.) забезпечують високу питому потужність тільки в малій активній зоні введення енергії з об'ємом V_{act} . У пасивній зоні з об'ємом V_{oas} , що займає іншу частину робочого об'єму, питома потужність невелика. Для швидкого трансформування кінетичної енергії в пасивній зоні всередині апарату зазвичай встановлюють різного роду перегородки і заслінки, що сприяє гальмуванню потоку і збільшенню відносної швидкості. Це прискорює процеси

перемішування гомогенізації суміші, що підвищує ефективність апарату, але *за рахунок додаткової дисипації енергії* на цих опорах і, отже, за рахунок зниження ККД апарату. З точки зору економії енергії більш раціональним уявляється можливість досягнення високого рівня трансформації енергії в всьому об'ємі апарата за рахунок дискретного розподілу в робочому об'ємі великої кількості активних зон.

При розробці нових методів інтенсифікації технологічних процесів в гетерогенних середовищах і створення на цій основі ефективних апаратів *часова і просторова дискретизації введеної енергії є необхідною умовою*, якщо питання енерго- і ресурсозбереження ставити на перше місце.

2.7 Моделювання відносного руху дисперсій

2.7.1. Постановка задачі

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Проаналізуємо закономірності переміщення дисперсних часток різної природи в безперервному рідинному або газовому середовищі внаслідок динамічної дії з боку оточуючої безперервної фази та/або внаслідок дії зовнішніх сил.

Якщо безперервною фазою виступає *рідина*, вона може містити тверді, рідинні або газові дисперсії – частинки, краплі іншої рідини, газові або парові бульбашки.

Якщо безперервною фазою є *газ*, дисперсіями можуть бути тверді частинки або краплі рідини. В окремих випадках дисперсною та безперервною фазою може бути та ж сама речовина, але в різному агрегатному стані. В якості прикладу можна навести дисперсну суміш води з бульбашками водяної пари або з частинки льоду. Іншим прикладом може бути водяна пара, яка містить сконденсовані краплі води.

Для кількісного аналізу згаданих процесів розглянемо фізичну та математичну моделі, які описують в одновимірній постановці стаціонарні та нестаціонарні течії дисперсних сумішей в каналах складної геометрії.

Потік рідини або газу, в якому містяться дисперсні частинки з об'ємною концентрацією α_d , тече в каналі в напрямку x з постійною швидкістю v_c , або з прискоренням $dv_c/d\tau$. В залежності величини $|dv_c/d\tau|$ і напрямку прискорення неперервної фази ($dv_c/d\tau > 0$ або $dv_c/d\tau < 0$), а також від співвідношення густин обох фаз швидкість дисперсій **відносно стінок каналу** v_d може дорівнювати швидкості потоку ($v_d = v_c$), бути більшим ($v_d > v_c$) або меншим ($v_d < v_c$) за нього. Відповідно, швидкість дисперсної частки відносно суцільного середовища $\hat{w} = v_d - v_c$ може бути нульовою ($\hat{w} = 0$), спрямованою в позитивному напрямку x ($\hat{w} > 0$) або в протилежному напрямі ($\hat{w} < 0$).

Одновимірність задачі передбачає що вектори швидкості фаз - \vec{v}_d та \vec{v}_c - мають лише складові в напрямку x

Незалежно від природи дисперсної і суцільної фази в моделі застосовано такі загальні **припущення**.

1. Частинки дисперсної фази (краплі, бульбашки, тверді включення) мають форму сфери з радіусом R .
2. Об'ємна концентрація дисперсної фази α_d не дуже велика ($\alpha_d \ll 1$).
3. Можна знехтувати безпосередньою взаємодією сусідніх дисперсій або їх зіткненням.
4. Процеси коагуляції або утворення нових часток не мають місця.

Ці припущення при аналізі гідродинаміки сукупності дисперсних частинок дозволяють розглядати лише окрему **«пробну» частинку**. Кількісний розрахунок швидкості та прискорення цієї частинки як відносно стінок каналу, так і відносно безперервного середовища, а також оцінка силової взаємодії цієї частинки з оточуючим середовищем дають повну інформацію про поведінку усієї сукупності дисперсної фази в даній конкретній задачі.

Густина дисперсій позначається ρ_d а густина суцільного середовища - ρ_c .

В залежності від речовин, які входять до складу суміші, а також від агрегатного стану цих речовин можливі такі варіанти співвідношення густин обох фаз:

- 1) $\rho_d > \rho_c$, тобто $(\rho_d/\rho_c > 1)$;
- 2) $\rho_d < \rho_c$, тобто $(\rho_d/\rho_c < 1)$;
- 3), тобто $\rho_d = \rho_c$ ($\rho_d/\rho_c = 1$).

Як буде показано нижче, співвідношення густин обох фаз суттєво впливає на величину швидкості і напрямок руху дисперсної фази відносно безперервної фази.

2.7.2. Рівняння руху дисперсних частинок у безперервному середовищі

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Розглянемо *одновимірну* течію дисперсної суміші в каналі в напрямі x . Згідно *припущенню 1* моделі частинки дисперсної фази мають форму сфери з радіусом R .

Рівняння руху окремої дисперсної частинки відносно нерухомої системи координат, зв'язаної зі стінками каналу, має вигляд

$$m_d \frac{dv_d}{d\tau} = F_\zeta + F_g - F_m, \quad (2.5)$$

де m_d - маса дисперсної частинки; F_ζ - сила *гідродинамічного або аеродинамічного опору*; $F_g = (m_d - m_c)g_{0x}$ - складова *сили гравітації*, що діє на дисперсію в напрямку x ; F_m - сила, пов'язана з подоланням інерції *приєднаної маси* оточуючої рідини m_{add} . Сила F_m розраховується з рівняння.

$$F_m = m_{add} \cdot \frac{d(v_d - v_c)}{d\tau} = m_{add} \cdot \frac{dw}{d\tau}.$$

Величина *приєднаної маси* $m_{add} = k_m \cdot \rho_c V_d$ - це *маса рідини*, що займає об'єм дисперсії $V_d = 4/3 \pi R^3$, помножений на певний коефіцієнт k_m . Для дисперсних частинок складної форми коефіцієнт k_m оцінюється емпіричним шляхом, з досліду. Для тіла сферичної форми $k_m = 0,5$, і тоді, відповідно,

$$m_{add} = 0,5 \cdot 4/3 \pi R^3 \rho_c = 2/3 \pi R^3 \rho_c$$

Величина сили F_m для частинок сферичної форми визначається за формулою

$$F_m = 2/3 \pi R^3 \rho_c \cdot \frac{d(v_d - v_c)}{d\tau} = 2/3 \pi R^3 \rho_c \cdot \frac{dw}{d\tau}. \quad (2.6)$$

Сила *опору суцільного середовища* частинці, яка рухається в ньому з відносною швидкістю $w = v_d - v_c$, описується формулою

$$F_\zeta = -S_m \cdot \zeta \cdot \rho_c \left| \frac{v_d - v_c}{2} \right| \cdot (v_d - v_c) = \pi R^2 \zeta \cdot \rho_c \left| \frac{w}{2} \right| \cdot w, \quad (2.7)$$

де $S_m = \pi R^2$ - площа *міделєвого (поперечного) перерізу* сферичної частинки, перпендикулярного напрямку потоку, а ζ - коефіцієнт гідро- (аеро) динамічного опору, величина якого залежить від числа Рейнольдса для частинки.

Дію *гравітаційної сили* на сферичну дисперсію в оточуючій суцільній фазі визначаємо, з урахуванням сили Архімеда, із співвідношення

$$F_g = \frac{4}{3} \pi R^3 (\rho_d - \rho_c) \cdot g_{0x}. \quad (2.8)$$

Підставляючи в рівняння (2.5) значення сил F_m , F_ζ та F_g з рівнянь (2.6), (2.7) та (2.8), і розділивши обидві частини одержаного рівняння на величину маси дисперсії $m_d = 4/3 \cdot \pi R^3 \rho_d$, представимо рівняння руху дисперсії у вигляді

$$\frac{dv_d}{d\tau} = -\frac{3}{8R} \frac{\rho_c}{\rho_d} \zeta |v_d - v_c| (v_d - v_c) + \frac{(\rho_d - \rho_c)}{\rho_d} g_{x0} - \frac{1}{2} \frac{\rho_c}{\rho_d} \frac{d(v_d - v_c)}{d\tau}. \quad (2.9)$$

Після перенесення члена прискорення дисперсії $dv_d/d\tau$ з правої частини рівняння в ліву одержимо остаточно рівняння швидкості дисперсій відносно стінки каналу у вигляді звичайного диференційного рівняння

$$\begin{aligned} \frac{dv_d}{d\tau} = & \\ = -\frac{3}{8R} \frac{2\rho_c}{(2\rho_d + \rho_c)} \zeta \cdot |v_d - v_c| (v_d - v_c) + \frac{2(\rho_d - \rho_c)}{(2\rho_d + \rho_c)} g_{x0} + \frac{\rho_c}{(2\rho_d + \rho_c)} \frac{dv_c}{d\tau}. \end{aligned} \quad (2.10)$$

Рівняння (2.10) є загальним рівнянням руху дисперсії, яке визначає швидкість будь-яких дисперсних часток, які переміщуються у суцільному середовищі **в системі координат, що пов'язані з нерухомою стінкою каналу** або ємності.

Якщо суцільною фазою є газ ($\rho_c \ll \rho_d$), членом F_m взагалі можна знехтувати. Так само цим членом можна знехтувати коли розглядається спливання газових бульбашок у нерухомій рідині. Тоді рівняння руху спрощується до вигляду

$$\frac{dv_d}{d\tau} = \frac{3}{8R} \frac{\rho_c}{\rho_d} \zeta \cdot |v_d - v_c| \cdot (v_d - v_c) + g_{x0}. \quad (2.11)$$

Тепер запишемо рівняння руху дисперсії **в неінерційній системі координат, яка жорстко прив'язана до безперервної фази** і переміщується зі швидкістю і з прискоренням потоку. В цій системі координат безперервна фаза завжди є нерухомою, а дисперсна частка рухається відносно неї із швидкістю $w = v_d - v_c$ і прискоренням $dw/d\tau$. Для того, щоб записати рівняння руху в неінерційній системі координат, в рівнянні (2.5) в число зовнішніх масових сил, окрім гравітаційної сили F_g , слід включити ще й **інерційний член** $F_{in} = 4/3 \cdot \pi R^3 \rho_c (dv_c/d\tau - g_0)$ – силу інерції, що зумовлює дію на дисперсію сили Архімеда, яка пов'язана з прискоренням безперервної фази.

Рівняння руху дисперсії в неінерційній системі координат одержимо у вигляді

$$\frac{4}{3}\pi R^3 \rho_d \frac{dv_d}{d\tau} = -\pi R^2 \zeta \cdot \rho_c \left| \frac{w}{2} \right| \cdot w + \frac{4}{3}\pi R^3 (\rho_d - \rho_c) g_{x0} - \frac{2}{3}\pi R^3 \rho_c \frac{d(v_d - v_c)}{d\tau} + \frac{4}{3}\pi R^3 \rho_c \frac{dv_c}{d\tau}. \quad (2.12)$$

Зробимо *наступні перетворення* в цьому рівнянні. Віднімемо з кожної частини рівняння (2.12) член $4/3 \cdot \pi R^3 \rho_d \cdot dv_c/d\tau$, а потім розділимо обидві частини рівняння на величину $m_d = 4/3 \cdot \pi R^3 \rho_d$. Далі, після очевидних перетворень *рівняння руху дисперсії в неінерційній системі координат* можна представити в простій формі.

Це загальне рівняння руху дисперсій

$$\frac{dw}{d\tau} = -\frac{3}{8R} \frac{\rho_c \zeta \cdot |w| \cdot w}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} - \frac{(\rho_d - \rho_c)}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} \left(\frac{dv_c}{d\tau} - g_{x0} \right). \quad (2.13)$$

Одержали звичайне диференціальне рівняння, яке можна вирішити, якщо задано початкові умови для відносної швидкості: $w(\tau=0) = w_0$.

Вирішення цього рівняння дає можливість визначити *величину і напрямок відносної швидкості дисперсії* $\vec{w} = f(\tau)$ в *стаціонарних і нестаціонарних* течіях дисперсної суміші, якщо відома величина прискорення безперервної фази $dv_c/d\tau$ і складова гравітаційного прискорення g_{0x} у напрямі x .

Члени в дужках в правій частині рівняння (2.13) показують, що характер відносного руху дисперсії не залежить від того, чи пов'язаний цей рух з дією прискорення гравітації g_{0x} , чи дисперсія переміщується внаслідок прискореного руху оточуючої рідини $dv_c/d\tau$. При прискоренні чи гальмуванні потоку відносно переміщення дисперсій буде точно таким, якби вона переміщувалася в нерухомій рідині під дією рівного за величиною прискорення сили тяжіння.

Якщо гравітаційна складова g_{0x} відсутня, або нею можна знехтувати, рівняння (2.12) спрощується до вигляду

$$\frac{dw}{d\tau} = -\frac{3}{8R} \frac{\rho_c \zeta \cdot |w| \cdot w}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} - \frac{(\rho_d - \rho_c)}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} \frac{dv_c}{d\tau}. \quad (2.14)$$

Якщо суцільна фаза (рідина, газ) знаходиться в стані спокою $\vec{v}_c = 0$ або рухається в напрямі x з постійною швидкістю ($\vec{v}_c = \text{const}$) без прискорення ($dv_c/d\tau = 0$), дисперсії (тверді частинки, краплі, бульбашки) переміщуються в ній лише під дією гравітаційного прискорення g_0 . В правій частині рівняння (2.13) в дужках залишається лише член g_0 і рівняння (2.13) спрощується до вигляду

$$\frac{dw}{d\tau} = -\frac{3}{8R} \frac{\rho_c \zeta \cdot |w| \cdot w}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} + \frac{(\rho_d - \rho_c)}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} g_0. \quad (2.15)$$

Якщо рідина з дисперсіями знаходиться в посудині циліндричної форми, який обертається з кутовою швидкістю ω навколо центральної осі, суцільна фаза (рідина) знаходиться в стані спокою відносно стінок посудини і на дисперсії діють лише масові сили – сила тяжіння та відцентрова сила. Тому дисперсії будуть переміщатися у вертикальному напрямку z під дією гравітаційного прискорення g_0 , а в радіальному напрямку r - під дією відцентрового прискорення $\omega^2 r$, де r - відстань в радіальному напрямі від осі обертання.

Тоді відносна швидкість переміщення дисперсій у вертикальному напрямі z під дією гравітаційного прискорення g_0 визначається з рівняння (Б10б), а швидкість переміщення дисперсій в радіальному напрямі під дією відцентрового прискорення $\omega^2 r$ визначається з рівняння

$$\frac{dw}{d\tau} = -\frac{3}{8R} \frac{\rho_c \zeta \cdot |w| \cdot w}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} + \frac{(\rho_d - \rho_c)}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} \omega^2 r. \quad (2.16)$$

Рівняння (2.16) звичайно застосовують при визначенні переміщенні дисперсій в центрифугі, наприклад, в системах фільтрації. Оскільки центрифуги працюють при суттєво великих числах обертів, тобто з високими кутовими швидкостями ω , відцентрове прискорення $\omega^2 r$ набагато перевищує по величині гравітаційне прискорення g_0 . Зазвичай при роботі високо обертових центрифуг вплив гравітаційного прискорення не беруть до уваги.

Для вирішення рівняння руху у кінцевій формі (2.10), (2.13) або (2.14)-(2.16) треба визначити коефіцієнт гідродинамічного опору ζ . Відомо, що коефіцієнт ζ зменшується із зростанням числа Рейнольдса для дисперсії, а також залежить від в'язкості обох фаз і від форми тіла.

Оскільки число Re в різних задачах може змінюватися в широких інтервалах, для оцінки коефіцієнту опору ζ дисперсій, форма яких близька до сферичної, застосовуються загальна емпірична залежність

$$\zeta = \left(\frac{16}{Re} + \frac{2,2}{Re^{0,5}} + 0,32 \right) \cdot \left(\frac{\mu_c + 1,5\mu_d}{\mu_c + \mu_d} \right). \quad (2.17)$$

$$\text{де } Re = \frac{2\rho_c w R_d}{\mu_c} = \frac{2w R_d}{\eta_c}. \quad (2.18)$$

В рівняннях (2.17) та (2.18) параметри μ_d та μ_c - це, відповідно, динамічні в'язкості дисперсної та суцільної фази, а $\eta_c = \mu_c / \rho_c$ в рівнянні (2.18) - кінематична в'язкість суцільної фази.

Для знаходження відстані x , яку проходить дисперсія в процесі відносного руху за певний проміжок часу, тобто для визначення залежності $x = f(\tau)$ диференціальне рівняння швидкості дисперсії (2.10), (2.13), (2.14) або (2.16) треба доповнити, диференціальним рівнянням переміщення дисперсії

$$\frac{dx}{d\tau} = w \quad (2.19)$$

з початковою умовою для відстані $x(\tau = 0) = x_0$.

Рівняння (2.10), (2.13), (2.16) разом з рівнянням (2.19) застосовують при вирішенні різних задач, пов'язаних з інтенсифікацією гідромеханічних процесів (деформація, руйнування дисперсій) та процесів тепломасообміну в дисперсних системах.

2.7.3. Напрямки застосування математичної моделі

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Запропонована модель дозволяє, зокрема, кількісно аналізувати наступні, на перший погляд, різні ситуації, що можуть привести до деформації і дроблення крапель в рідинному або в газовому середовищі крапель, а також газових дисперсій – (бульбашок) в об’ємі рідини.

1. Крапля переміщується в каналі разом зі стаціонарним потоком іншої рідини чи газу, так що її відносна швидкість дорівнює нулю. У певний момент при незмінній витраті $G_m = \rho_c S_k v_c = \text{const}$ швидкість потоку різко змінюється внаслідок змінення поперечного перерізу каналу, що викликає відносний рух краплі, призводить до її деформації і можливого руйнування. Подібна ситуація характерна для одновимірної течії двофазних дисперсних потоків в каналах змінного перерізу $S_k(x) \neq \text{const}$, наприклад, на конфузорних або дифузорних ділянках сопла. Зміна швидкості безперервної фази і величина її прискорення визначається співвідношенням $g_c = dv_c/d\tau = v_c \cdot \partial v_c / \partial x$.

2. Крапля переміщується в каналі разом з нестаціонарним потоком, величина масової витрати якого $G_m = \rho_c v_c S$ у фіксованому перетині S_k безперервно змінюється (зростає або зменшується), так що відносна швидкість краплі w стає відмінною від нуля.

Така ситуація виникає, наприклад, при різкому гальмуванні потоку та ініціювання швидкого зростання тиску на вході в канал. У каналах постійного перетину $S_k = \text{const}$ прискорення несучої фази визначається співвідношенням $g_c = dv_c/d\tau = \partial v_c / \partial \tau$, а при плавній зміні площі перетину каналу співвідношенням $g_c = dv_c/d\tau = \partial v_c / \partial \tau + v_c \cdot \partial v_c / \partial x$.

3. Крапля рухається з великою початковою швидкістю відносно безперервної фази і під дією опору з боку оточуючого середовища поступово сповільнюється.

Ударна взаємодія з середовищем на початковій ділянці руху сприяє сильній деформації і подальшому дробленню краплі.

Така ситуація характерна для крапель, які вилітають з розпилювального пристрою в газове середовище або утворюються в результаті руйнування струменів.

4. Крапля переміщується в нерухомому середовищі під дією сили тяжіння або інших масових сил (відцентрових, електричних магнітних тощо). При досягненні досить великої швидкості вона починає деформуватися і при певних умовах руйнуватися.

Падіння великих дощових крапель і їх руйнування в польоті - один із прикладів прояви такого механізму. Іншим прикладом є барботування газу в об'ємі рідини. В цьому випадку фактором, що визначає деформацію краплі, є гравітаційне прискорення.

5. Деформація краплі здійснюється внаслідок впливу на безперервну середу зовнішніх акустичних коливань з частотою f_{ac} , що викликає періодичне змінення швидкості і прискорення в локальних точках рідини і, відповідно, періодичну зміну відносної швидкості краплі.

Такий механізм дроблення краплин має місце, наприклад, при дії на дисперсну систему ультразвуку для інтенсифікації процесу емульгування. В цьому випадку величина прискорення в локальній зоні безперервного середовища змінюється по закону $g_c = dv_c/d\tau \propto v_{c\max}^2 \sin 2\pi f_{ac} \tau$.

Таким чином модель охоплює досить велику кількість явищ, що призводять до дроблення крапель, кожне з яких в тій чи іншій мірі використовується на практиці.

2.8 Основні рівняння моделі

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Рівняння руху дисперсії відносно стінок каналу, ємкості В системі координат, пов'язаної з нерухомими стінками каналу

$$\begin{aligned} \frac{dv_d}{d\tau} = \\ = -\frac{3}{8R} \frac{2\rho_c}{(2\rho_d + \rho_c)} \zeta \cdot |v_d - v_c| \cdot (v_d - v_c) + \frac{2(\rho_d - \rho_c)}{(2\rho_d + \rho_c)} g_{x0} + \frac{\rho_c}{(2\rho_d + \rho_c)} \frac{dv_c}{d\tau}; \end{aligned} \quad (2.20)$$

$$\frac{dx}{d\tau} = v_d. \quad (2.21)$$

$$\text{Початкові умови: } v_d(\tau=0) = v_{d0}; \quad x(\tau=0) = x_0. \quad (2.22)$$

Загальне рівняння руху дисперсії відносно суцільної фази В системі координат, пов'язаної з суцільною фазою.

$$\frac{dw}{d\tau} = -\frac{3}{8R} \frac{\rho_c \zeta \cdot |w| \cdot w}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} - \frac{(\rho_d - \rho_c)}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} \left(\frac{dv_c}{d\tau} - g_{x0} \right); \quad (2.23)$$

$$\frac{dx}{d\tau} = w. \quad (2.24)$$

$$\text{Початкові умови: } w(\tau=0) = w_0; \quad x(\tau=0) = x_0. \quad (2.25)$$

Визначення коефіцієнта опору

$$\zeta = \left(\frac{16}{\text{Re}} + \frac{2,2}{\text{Re}^{0,5}} + 0,32 \right) \cdot \left(\frac{\mu_c + 1,5\mu_d}{\mu_c + \mu_d} \right). \quad (2.26)$$

$$\text{Re} = \frac{2\rho_c w R_d}{\mu_c} = \frac{2w R_d}{\eta_c}. \quad (2.27)$$

2.9 Контрольні запитання

1. Показати, що необхідною і обов'язковою умовою інтенсифікації масообмінних і гідромеханічних процесів в дисперсних середовищах є наявність відносної швидкості руху дисперсій.

2. Показати, що наявність відносної швидкості дисперсій, а отже, інтенсифікації процесів в дисперсному середовищі, можливі лише за умови прискореного руху суцільної фази. .

3. Пояснити на прикладах методи прискорення (гальмування) потоку при стаціонарному і при нестаціонарному русі рідини (*при зміні витрати*).

4. Із застосуванням рівняння (2.2) показати, що величина питомої потужності, необхідної для інтенсифікації процесів, пропорційна величині прискорення суцільної фази.

5. Знати основні рівняння моделі руху дисперсій та процедуру їх одержання. алгоритм її виведення. Вміти їх проаналізувати і застосувати при вирішенні конкретних задач.

6. Вміти про диференціювати систему рівнянь та представити у графічному вигляді залежності $w = f(\tau)$ та $x = f(\tau)$.

3 АЛЬТЕРНАТИВНІ ПІДХОДИ ДО ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ТЕПЛОМАСООБМІННИХ І ГІДРОДИНАМІЧНИХ ПРОЦЕСІВ В ДИСПЕРСНИХ СЕРЕДОВИЩАХ

3.1 Концепція локальної ізотропної турбулентності

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Традиційні способи інтенсифікації процесів в гетерогенних середовищах базуються переважно, основи якої закладено в роботах А.Н. Колмогорова та Дж. Хінце всередині минулого сторіччя і яка розвивається по теперішній час. На основі цієї концепції проводиться створення і вдосконалення конструкції апаратів для технологічних операцій диспергування, емульгування, екстракції тощо.

Відповідно положенням теорії локальної ізотропної турбулентності головну роль в прискоренні процесів міжфазного тепло- та масообміну в дисперсних середовищах, а також в стимулюванні гідромеханічного роздрібнення дисперсій відіграють пульсації швидкості v' і тиску p' турбулентного потоку. Згідно з цією теорією рівень інтенсифікації процесів масообміну і диспергування пропорційний величині турбулентних пульсацій швидкості, яка, наприклад, для перебігу в трубі складає 1-10% від середньої швидкості потоку. В процесах масообміну коефіцієнт масопередачі залежить від коефіцієнта турбулентної дифузії $D_T = v' \cdot \lambda$, де λ - масштаб турбулентності. Величина коефіцієнта турбулентної дифузії, наприклад, для перенесення розчиненого компонента у воді може в 10^6 разів перевищувати коефіцієнт молекулярної дифузії.

З фізичної точки зору, локальні прискорення g'_c , які забезпечують відносний рух фаз і динамічний вплив на дисперсні частинки, в турбулентних потоках визначаються величиною v'^2/λ , де λ - масштаб турбулентності. Розмір максимальних крапель, що утворюються в результаті дроблення в операціях емульгування, визначається в теорії ізотропної турбулентності співвідношенням:

$$d_{\max} = \sigma / \rho_c v'^2. \quad (3.1)$$

У перемішувачих пристроях типу пропелерних мішалок - з діаметром пропелера L , висотою лопаті h і числом обертів ω - пульсації швидкості v' в малій активній зоні апарату об'ємом $\pi(L/2) \cdot h$ визначається співвідношенням $v' = 0,6\omega L$.

З енергетичної точки зору ефективність інтенсифікуючого впливу характеризується величиною локальної дисипації потужності на одиницю маси рідини $W_m = -3/2 \cdot dv'^2/d\tau$. Так ступінь диспергування в емульсіях, незалежно від способу, оцінюється за формулою

$$d_{\max} = C \cdot (\sigma/\rho_c)^{0,6} W_m^{-0,4}, \quad (3.2)$$

де коефіцієнт $C \approx 1$. Відповідно до концепції локальної ізотропної турбулентності, для підвищення рівня інтенсифікації необхідно досягати максимальних значень пульсаційної швидкості v' , а найбільш ефективний інтенсифікуючий вплив слід очікувати в тих зонах, де спостерігається найбільша дисипація питомої потужності.

Тому резерви підвищення ефективності роботи апаратів зв'язуються з методами, які дозволяють максимально підвищити параметри v' і W_m , а це - збільшення швидкості потоку в трубопроводах, збільшення швидкості обертання мішалки, підвищення шорсткості стінок, використання різного роду перегородок, діафрагм, турбулізуючими решіток та ін. Всі ці прийоми в тій або іншій мірі використовуються при вдосконаленні роботи традиційних апаратів, і кожен з цих прийомів сприяє досягненню поставленої мети - підвищення рівня інтенсивності за рахунок збільшення дисипації потужності в локальній зоні.

Але будь-яке збільшення величини W_m в апараті вимагає додаткового збільшення введеної енергії і, отже, веде до зниження його ККД.

Основна частина енергії витрачається не на вчинення корисної роботи в околиці дисперсій, а непродуктивно розсіюється в усьому об'ємі безперервної фази внаслідок необоротної дисипації енергії.

В процесах емульгування критерієм ступеня деформування або руйнування краплі емульсії служить число Вебера ($We = 2\rho_c \hat{w}^2 R / \sigma$), де R - радіус краплі, \hat{w} - швидкість краплі відносно безперервної рідинної фази с густиною ρ_c , σ - коефіцієнт поверхневого натягу. Ступінь деформації крапель залежить також і від густини ρ_d та в'язкості μ_d самої краплі. Вплив в'язкості на процеси деформування та руйнування крапель визначається числом $La = 2R\rho_d \sigma / \mu_d^2$), яке характеризує відношення сил в'язкості до капілярних сил. В рамках теорії турбулентності в критерій Лапласа замість відносної швидкості \hat{w} входить швидкість пульсація швидкості v' , яка зумовлює динамічний імпульсний вплив на краплю з боку рідини.

Незважаючи на те, що механізм дроблення крапель в процесах емульгування і гомогенізації рідких сумішей на протязі багатьох років розглядається виключно в рамках теорії локальної ізотропної турбулентності, а створення ефективних перемішуючих апаратів і вдосконалення їх роботи базується на цій теорії, в останні роки виникає сумнів у правомірності такого однозначного трактування.

По-перше, ще в класичних роботах Колмогорова та Хінце механізм деформації і руйнування крапель з позиції теорії турбулентності пов'язується з різними типами течій - рівномірним, прискореним, зсувними, обертальним і т.п. Представлені в цих роботі відомі критерії дроблення - наприклад, числа Вебера і Лапласа - розглядалися в термінах теорії ізотропної турбулентності, але це аж ніяк не доводить, що саме турбулентні пульсації, а не макропараметри потоку відповідальні за руйнування краплі. При різних причинах та механізмах утворення в потоках розвиненої турбулентності самі турбулентні флуктуації є скоріше постійним супутнім фактором, а умови дроблення частинок можна лише формально описувати в термінах теорії турбулентності. Однак фізичний механізм процесу диспергування, скоріше за все, не пов'язаний з прямою дією турбулентних пульсацій.

По-друге, до цього часу не існує жодного експериментального дослідження, в якому акт руйнування краплі або процес деформування краплі можна було б однозначно трактувати як вплив турбулентних флуктуацій.

Експерименти, на основі яких отримані емпіричні співвідношення, що зв'язують дроблення крапель емульсії з параметрами турбулентного потоку, виконані за принципом "чорного ящика". В турбулентних течіях реєструється розподіл вторинних крапель за розміром або визначається величина d_{\max} , але фіксація самого акту дроблення залишається за рамками дослідження.

Останнім часом багато дослідників висловлюють обґрунтовані сумніви в правочинності використання турбулентної концепції стосовно до пояснення механізму емульгування. Вже створюються математичні моделі деформації і руйнування крапель в рідких і газоподібних середовищах, які базується на принципах, що виключають розгляд динамічної дії турбулентних пульсацій. Такі моделі з хорошою точністю прогнозують результати експериментів по дробленню крапель емульсії в зсувних і прискорених потоках.

Нарешті, викликає сумнів здатність теорії ізотропної турбулентності коректно прогнозувати результати руйнування крапель в розвинених турбулентних потоках. Відомо, що згідно з цією теорією максимальний діаметр вторинних крапель d_{\max} в емульсіях при однакових значеннях числа We повинен зростати пропорційно збільшенню об'ємної концентрації дисперсної фракції β_d . Це підтверджується і в експериментах по дробленню крапель у турбулентних потоках. Однак порівняно недавно було встановлено, що в дослідях ця залежність виправдовується тільки при значеннях $\beta_d < 0,04$, а подальше збільшення концентрації дисперсної фази призводить, всупереч теорії, до різкого зниження d_{\max} .

Більш того, результати швидкісної відеозйомки процесу деформування та руйнування крапель емульсії в потоці рідини в прозорих скляних трубах за умов створення розвиненої турбулентності ($Re > 5000$) показали, що деформація крапель відбувається поблизу стінки труби, де пульсації швидкості v' дуже

незначні. Вдалині від стінки, в зоні ізотропної турбулентності, де величини пульсацій швидкості та тиску максимальні, краплі емульсії є таким же розміром залишаються сферичними.

Сказане вище дає підставу стверджувати, що аналізувати механізми дроблення крапель емульсії, спираючись лише на концепцію ізотропної турбулентності є, принаймні не коректним. Немає підстав стверджувати однозначно, що турбулентні пульсації є безпосередньою причиною руйнування дисперсної фази.

Основна проблема полягає в тому, що підвищення рівня турбулентності завжди пов'язане з надмірно високими непродуктивними витратами енергії.

3.2 Концепція дискретно-імпульсного введення енергії

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Розглянемо принципово інший підхід до інтенсифікації процесів у дисперсних середовищах. Цей підхід, що одержав назву принцип дискретно - імпульсного введення енергії (ДІВЕ), в певній мірі, використовує розглянуті в попередніх лекціях потужні динамічні ефекти ефекти, що виникають в рідинних дисперсних середовищах внаслідок швидкої трансформації енергії з однієї форми в іншу.

У літературі досить докладно викладено загальні ідеї принципу ДІВЕ, розглянуто його енергетичні та термодинамічні аспекти, проведено теоретичне обґрунтування та проаналізовано основні механізми інтенсифікації, які можна ініціювати на основі цього принципу Велике число публікацій присвячено питанням створення на базі ДІВЕ конкретних технологій і розробці нових типів апаратів.

Ідеологія дискретно імпульсного введення енергії базується на тих засадах, що найбільш ефективно і найбільш економне використання енергії, яка витрачається на інтенсифікацію, передбачає *рівномірний дискретний розподіл*

введеної енергії в робочому об'ємі системи і введення цієї енергії в кожний локальний точці у формі короточасних потужних імпульсів.

Принцип ДІВЕ дозволяє практично реалізувати переваги часової і просторової дискретизації введеної в апарат енергії з тим, щоб максимально скоротити непродуктивні втрати енергії. Такий підхід передбачає, що *дисипація введеної енергії і її корисна реалізація повинні відбуватися поблизу дисперсної частинки або безпосередньо на її поверхні*, а будь-які чинники, що сприяють втраті енергії поза цими локальними зонами мають бути по можливості усунені.

Очевидно, що цей принцип у загальному розумінні *є однією з важливих природних закономірностей*. Без усвідомлення специфіки усіх особливостей і граничних можливостей він застосовується як у техніці, так і в повсякденному житті. Як найпростіший приклад, можна нагадати забивання загостреного цвяха легким ударом молотка, коли на коротку мить в дискретній зоні на кінці цвяха концентрується густина енергії недосяжна навіть для багатотонного преса.

Ще один приклад, це куля, яка випущена з пістолету або рушниці. Велика кількість теплової енергії, яка виникає при миттєвому згорянні пороху трансформується в кінетичну енергію кулі, яка при влученні в ціль трансформується в руйнуючу потенційну енергію.

При реалізації методів ДІВЕ використовується відомий принцип ударної локальної дії, який лежить, наприклад, в основі роботи оптичного лазера або спрямованого кумулятивного вибуху - *повільне накопичення* або акумуляція *порівняно невеликої кількості енергії ΔE і реалізація її протягом короткого проміжку часу Δt в дуже малій просторовій області ΔV* . Таким чином, високе значення питомої потужності в зоні обробки досягається шляхом одночасного зменшення просторової ΔV і часової Δt області локалізації енергії.

Внаслідок одночасного зменшення ΔV і Δt в невеликій локальній на протязі короткого проміжку часу створюється надзвичайно велика питома потужність

$$\tilde{W} = \frac{\Delta E}{\Delta V \cdot \Delta \tau} = \frac{\Delta \varepsilon}{\Delta \tau}. \quad (3.3)$$

Для ізентропійних процесів густина внутрішньої енергії, що в даному випадку виступає як густина потенціальної енергії, дорівнює величині тиску $p = \Delta E / \Delta V$, а питома потужність в локальній точці рідини визначається як швидкість зміни тиску в цій точці

$$\tilde{W} = \frac{\Delta p}{\Delta \tau} = \frac{dp}{d\tau} \quad (3.4)$$

Отже, ефективність застосування принципу ДІВЕ для інтенсифікації технологічних операцій взагалі визначається швидкістю зміни тиску в система незалежно від способу здійснення такої зміни.

Будь-які розглянуті в попередній лекції способи прискорення або гальмування потоку рідини для ініціювання переміщення дисперсій відносно оточуючої безперервної фази з кінцевою відносною швидкістю w обов'язково пов'язано із зміною тиску в потоці рідини.. В нестационарних потоках – це зміна тиску в часі $dp_c/d\tau$, для стаціонарних потоках – це зміна швидкості з відстанню dp_c/dx , а в зсувних потоках – це градієнт тиску по ширині зазору dp_c/dr .

3.3 Реалізація принципу ДІВЕ на основі динаміки парогазових бульбашок

Матеріал викладено за авторами [1...15].

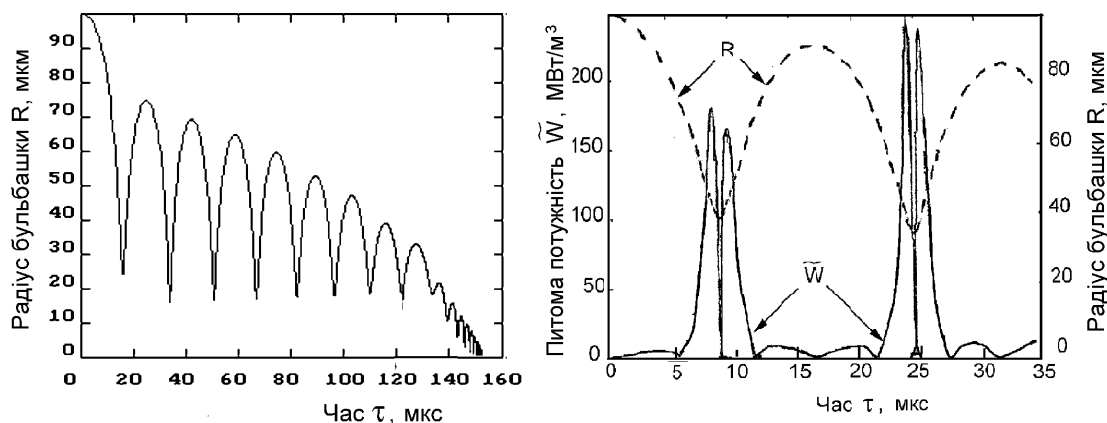
Однією з можливостей реалізації принципу ДІВЕ є створення в об'ємі рідини великої кількості парових або парогазових бульбашок. Найчастіше утворення таких бульбашок пов'язано із скипанням рідини при швидкому зниженні зовнішнього тиску. У випадках, коли тиск у системі різко спадає, спостерігається бурхливе формування бульбашок парової фази і *їх вибухове зростання* з випромінюванням дуже потужних імпульсів тиску. Окрім того, відбувається *інтенсивне збурювання безперервної фази* з великими локальними перепадами тиску і швидкості мікротечій та з високими локальними напруженнями зсуву. При наявності в рідині твердих або рідких дисперсій саме

поблизу їх поверхні відбувається утворення і подальше зростання бульбашок, що сприяє рівномірному розподілу енергії в об'ємі і найбільш раціональному її використанню.

Коли з якоїсь причини тиск в системі швидко зростає, бульбашки *стискаються і захлопуються*, випромінюючи при цьому імпульси високого тиску у формі сферичної ударної хвилі або створюють кумулятивну мікродструминку, якщо поблизу знаходиться якась жорстка чи пружна поверхня. В процесі захлопування бульбашки можливі її *високочастотні коливання або пульсації* з випромінюванням акустичної хвилі в ультразвуковому діапазоні.

Таким чином при різкій зміні тиску в системі ці бульбашки можуть або розширюватися, або інтенсивно захлопуватися, або здійснювати високочастотні коливання. *У будь-якому випадку в поблизу бульбашки відбувається надзвичайно швидке перетворення потенційної енергії в кінетичну з виділенням потужного імпульсу.*

На рисунку 3.1 показано характер випромінювання бульбашкою оточуючу рідину сферичного високо амплітудного імпульсу питомої потужності на стадії максимального стиснення бульбашки в процесі її затухаючої осциляції.



Рисунку 3.1 - Характер осциляції парової бульбашки у воді при збільшення тиску в рідині.

- а) Зміна радіуса бульбашки в процесі осциляції до моменту захлопування.
- б) Залежності питомої потужності в рідині на границі з паровою бульбашкою \tilde{w}_k та радіуса бульбашки R від часу за перші два періоди осциляції бульбашки на стадії захлопування.

В об'ємі рідини знаходиться велика кількість парогазових бульбашок. При різкій зміні зовнішнього тиску усі ці осцилюючі бульбашки водночас вилучають потужні динамічні імпульси, які у сукупності надзвичайно сильно збурюють рідину у міжбульбашковому просторі разом з присутніми там мікрочастками.

Незчисленну кількість бульбашок, що динамічно розвиваються, можна розглядати як свого роду мікро-трансформатори, які перетворюють акумульовану в системі потенційну енергію в кінетичну енергію рідини, дискретно розподілену в просторі і в часі

У процесі інтенсивного зростання або стиснення сукупності бульбашок в рідині поблизу цих бульбашок формуються нестационарні мікропотоки, які прискорюють конвективний тепло - і масоперенос, а також створюють динамічний вплив на дисперсні частинки. Як показують експерименти, градієнти швидкості радіальної мікротечії рідини поблизу бульбашки, що стискається, досягають 10^7 c^{-1} , прискорення перевищує 10^6 g , а величина імпульсу тиску в рідині на границі з бульбашкою досягає 100 МПа, що веде до руйнування навіть твердих дисперсій.

Високий рівень кінетичної енергії при динамічному розвитку бульбашок досягається в значній мірі за рахунок зміни внутрішньої енергії самої системи, і саме це дозволяє істотно знизити загальні витрати енергії. Економія стає тим більш відчутною, якщо попереднє акумулювання внутрішньої енергії обумовлено вимогами конкретної технології. Наприклад, нагрівання рідкої суміші з метою її стерилізації підвищує внутрішню енергію, яка при інтенсивному зростанні бульбашок внаслідок скидання тиску переходить в кінетичну енергію мікропотоків. Як показує теоретичний аналіз і досвід практичного використання методів ДІВЕ, одним з найважливіших критеріїв їх ефективності є максимально швидке зміна зовнішнього тиску в системі [34,42,83]. При виконанні цієї умови досягається найбільш повна і раціональна утилізація внутрішньої енергії.

3.4 Трансформація енергії у механізмах ДІВЕ

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Щоб ініціювати будь-як механізми ДІВЕ з використанням динамічного діяння бульбашок, необхідно по можливості швидко вивести двофазну газорідинну бульбашкову систему з стану механічної рівноваги шляхом створення різниці тисків між газовою (паровою) фазою і рідиною. Це забезпечує певний запас потенціальної енергії E_p , яка потім у процесі релаксації системи в стан стійкої рівноваги перетворюється в кінетичну енергію радіального руху рідини E_k поблизу окремої бульбашки. Кінетична енергія після досягнення свого максимального значення знову трансформується в потенціальну енергію стисненої пари всередині бульбашки і частково в потенціальну енергію стисливої рідини, котра реалізується у вигляді зони високого тиску навколо бульбашки і потім поширюються зі швидкістю звуку у формі акустичної хвилі. Під час цих перетворень певна частина механічної енергії переходить в тепло. Слід брати до уваги, що кожна стадія перетворення енергії характеризується своїм власним часом трансформування $\Delta\tau_{tr}$

Інтенсифікація тепломасообміну і стимулювання процесів роздрібнення у дисперсних середовищах завжди пов'язана з постійною або змінною швидкістю дисперсних часток відносно безперервної фази, а це означає, що для створення або підтримання цієї різниці вектор прискорення рідини в безперервній фазі повинен бути відмінним від нуля. Тому однією з визначальних умов ефективності механізмів ДІВЕ є одержання максимально великих амплітудних значень швидкості і прискорення.

Густина кінетичної енергії в локальній точці рідини пов'язана з локальною швидкістю v_r залежністю $\varepsilon_k = \rho \cdot v_r^2 / 2$. Тоді швидкість зміни густини кінетичної енергії в цій точці $d\varepsilon_k / dt = \rho_c v_r dv_r / dt$ пропорційна як локальній швидкості v_r , так і локальному прискоренню dv_r / dt , і таким чином може характеризувати рівень динамічного діяння зростаючої або захопленої

бульбашки в цій зоні. Цю величину легко можна пов'язати зі швидкістю v_R та прискоренням $dv_R/d\tau$ рідини безпосередньо на границі бульбашки з поточним радіусом $R(\tau)$ і тоді швидкість зміни густини кінетичної енергії в локальній точці на відстані від центру бульбашки можна записати у вигляді

$$\frac{d\varepsilon_k}{d\tau} = \frac{\rho_c R^3}{r^4} \left(R \cdot v_R \cdot \frac{dv_R}{d\tau} + 2v_R^3 \right). \quad (3.5)$$

Таким чином, чим вище швидкість і прискорення рідини на границі з бульбашкою, тим скоріше здійснюватиметься перетворення енергії і тим ефективніше буде проведено інтенсифікацію з використанням обраного методу ДІВЕ.

3.5 Контрольні запитання

1. Пояснити в загальних рисах , в чому полягає концепція локальної турбулентності.
2. На чому базуються сумніви у можливості застосування теорій локальної турбулентності для адекватно описати та прогнозувати процеси емульгування та подрібнення дисперсій?
3. В чому полягає концепція дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ)?
Пояснити на основі матеріалів Лекції 1 та Лекції 2.
4. Показати, що парогазові бульбашки, що динамічно розвиваються в процесах кипіння або кавітації дозволяють реалізувати основні принципи інтенсифікації гідромеханічних та масообмінних процесів у рідинних дисперсних системах – імпульсне введення енергії в локальних активних зонах, що рівномірно розміщені у робочому об'ємі рідини і зменшити об'єм пасивної зони.
5. Пояснити, що парогазові бульбашки виконують роль мікротрансформатори, які перетворюють акумульовану в системі потенційну енергію в кінетичну енергію рідини, дискретно розподілену в просторі і в часі.

6. Пояснити на основі аналізу рівняння (3.5), як відбувається процес трансформації енергії в процесі розширення або стиснення окремої бульбашки . Показати, що основними факторами створення високої питомої потужності в околиці бульбашки є швидкість та прискорення радіального руху рідини на границі з поверхнею бульбашки.

4 ОСНОВНІ МЕХАНІЗМИ ДИСКРЕТНО-ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ (ДІВЕ)

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Як зазначено в лекції 3, загальний принцип інтенсифікації технологічних процесів в дисперсних середовищах з використанням методів ДІВЕ полягає у введенні потужних імпульсів кінетичної енергії $d\varepsilon_k/dt$ в дискретні локальні точки дисперсної системи. Це дозволяє створити **в активних зонах об'єму** навколо кожної дисперсної частки найбільш сприятливі гідродинамічні умови і забезпечити високі амплітудні значення **прискорення рідини** dv_c/dt , чи то зміни тиску dp_c/dt , безпосередньо поблизу поверхні дисперсної фази.

Одним з раціональних способів втілення цього принципу є використання динамічного впливу на оточуючу рідину **ансамблю бульбашок, що інтенсивно ростуть, або колапсують (захлопуються)**. Проте механізми таких динамічних діянь, так само, як способи ініціювання таких механізмів і напрямки їх практичного застосування, можуть бути доволі різні. Будемо умовно розрізняти **жорсткі** і **м'які** механізми ДІВЕ, не проводячи між ними чіткої межі.

Жорсткі механізми доцільно застосовувати для стимуляції гідромеханічних процесів, пов'язаних переважно з роздрібненням дисперсних частинок, коли наслідок динамічної дії має ступневий характер, тобто одноразовий потужний імпульс може одразу привести до бажаного результату. Звичайно, досягнення гранично високих величин питомої потужності може пов'язуватися з подоланням певних технологічних або конструкторських труднощів і застосуванням спеціальних пристроїв, але це цілком виправдано, якщо не має більш прийняттого вирішення проблеми.

М'які механізми застосовуються в першу чергу для прискорення процесів масообміну між дисперсною та дисперсійною фазами або для перемішування в багатокomпонентному гетерогенному середовищі в тих випадках, коли рівень інтенсифікації можна плавно змінювати в певних межах.

Далі коротко аналізуються деякі найбільш поширені механізми диск-ретно-імпульсного введення енергії, що застосовані при створенні нових технологій.

4.1 Ефекти, пов'язані з прискоренням (гальмуванням) безперервної фази

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Головною умовою створення навколо дисперсної частки сприятливої гідродинамічної обстановки, яка стимулює деформацію і руйнування дисперсій або прискорює процеси масообміну між фазами, є **відмінна від нуля швидкість дисперсної фази відносно безперервної - w** . Це впливає зокрема з наведеного в Лекції 2 рівняння моделі відносної швидкості руху дисперсії в потоці

$$\frac{dw}{d\tau} = -\frac{3}{8R} \frac{\rho_c \zeta \cdot |w| \cdot w}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} - \frac{(\rho_d - \rho_c)}{(\rho_d + 0,5 \cdot \rho_c)} \left(\frac{dv_c}{d\tau} - g_0 \right), \quad (4.1)$$

в якому перший член в правій частині характеризує силу гідродинамічного опору руху дисперсії з боку безперервної фази.

Нехай однофазний потік рідини тече стаціонарно в каналі з плавною періодичною зміною поперечного перерізу (*рисунку 5*) і **стінки каналу ідеально рівні**, так що втрати енергії на тертя відсутні. В конфузорній ділянці каналу відбувається перетворення потенціальної енергії в кінетичну: $\varepsilon_p \rightarrow \varepsilon_k$, оскільки $dv_c/d\tau > 0$. В дифузорній ділянці, навпаки, - $\varepsilon_k \rightarrow \varepsilon_p$, оскільки $(dv_c/d\tau < 0$. Без врахування тертя на стінці каналу ці перетворення **є оборотними**, так що сумарна механічна енергія залишається сталою.

Якщо в цей потік рідини ввести дисперсні частки, то вони, згідно рівнянню (4.1), рухатимуться таким чином, що при переході від конфузорної ділянки до дифузорної їх відносна швидкість w буде змінюватися за величиною і напрямком. В такій системі перетворення енергії вже **не будуть оборотними**, тому що значена частина енергії витрачається на виконання корисної роботи навколо кожної частинки. Чим вище прискорення $dv_c/d\tau$, тим більше енергії витрачається на виконання корисної роботи.

Непродуктивні витрати енергії в такій ідеалізованій системі відсутні. В реальних апаратах, що працюють за таким принципом, непродуктивна дисипація енергії теж має бути невеликою, якщо внутрішню поверхню каналу зробити мінімально шорсткою, а профілі конфузornoї і дифузornoї ділянок сопла - оптимальними за геометрією, тобто з найменшими втратами напору.

Розрахунки показують, що на конфузorno-дифузornoх ділянках трубопроводу величина прискорення (гальмування) $|dv_c/d\tau| \propto (d_{\max}/d_{\min})^5$ а швидкість зміни тиску в потоці $|dp_c/d\tau| \propto (d_{\max}/d_{\min})^7$. Це дозволяє очікувати значні ефекти при застосуванні цього механізму.

В традиційних методах інтенсифікації, навпаки, інтенсифікуюча дія на дисперсії пов'язується переважно з **максимальної турбулізацією потоку** і введенням штучних перепон для створення вихоревих зон з високою дисипацією енергії. Як показано в попередніх лекціях, це супроводжується надмірними **непродуктивними витратами** введеної в апарат енергії

Механізм діяння на дисперсії внаслідок різкого прискорення чи гальмування потоку в трубі з постійною площею перерізу ініціюється зокрема при створенні **ефекту гідравлічного удару (рисунку 4)**. Якщо рідина рухається в трубі з постійною швидкістю v_{c0} і труба в якомусь перерізі раптово перекривається засувкою, відбувається різке гальмування потоку ($v_c = 0$). Якщо час перекриття каналу дорівнює $\Delta\tau$, то прискорення $dv_c/d\tau = -v_{c0}/\Delta\tau$. При $v_{c0} = 10$ м/с і $\Delta\tau = 1$ мс величина $|dv_c/d\tau| \approx 10^4$ м/с², тобто в тисячу разів перевищує гравітаційне прискорення g_0 . Періодичне перекривання течії в трубі засувкою із заданою частотою сприяє періодичному почерговому гальмуванню та прискоренню потоку, і, як наслідок, ефективному динамічному впливу на дисперсні частки.

Механізм ДІВЕ, який розглядається в цьому підрозділі, можна ініціювати лише на основі дії на рідину зовнішніх масових сил. Так під дією сили тяжіння дисперсії в нерухомій рідині тонуть (при $\rho_d > \rho_c$) або спливають (при $\rho_d < \rho_c$) з

певною відносною швидкістю w , що зумовлює деформацію і руйнування рідких або газових дисперсій (крапель, бульбашок), а також прискорення масообміну при проведенні операцій розчинення, абсорбції, екстрагування тощо. За таким принципом працюють гравітаційні екстрактори баштового типу та баштові барботери - апарати з незначними витратами енергії, але з дуже невеликою продуктивністю - через малу величину гравітаційного прискорення.

Якщо прискорення масових сил пов'язане з дією на рідину відцентрової сили, наприклад, при застосуванні центрифуги, величину прискорення $g_{вц} = \omega \cdot r$ можна штучно підвищити на декілька порядків, збільшуючи, відповідно, кутову швидкість обертання ω . Рух дисперсій (твердих часток, крапель, бульбашок) відносно рідини в напрямі r (де r - відстань від осі обертання центрифуги) можна розрахувати за допомогою рівняння (4.1). Для цього в правій частині рівняння треба вилучити член dv_c/dt (прискорення потоку), а гравітаційне прискорення g_0 замінити – відцентровим $g_{вц} = \omega \cdot r$. При аналізі роботи центрифуги гравітаційним прискоренням можна знехтувати, бо зазвичай $g_{вц} \gg g_0$. На відміну від прискорення сили тяжіння g_0 , величина відцентрового прискорення, під дією якого рухається дисперсія, не залишається постійною, оскільки $g_{вц}$ збільшується пропорційно відстані r від осі обертання. Слід зазначити, що при дії на рідину відцентрові сили і швидкість самої рідини і прискорення рідини в радіальному напрямі r дорівнюють нулю.

На рисунку 4.1 схематично показано відцентрове прискорення $g_{вц}$, що діє на рідину в центрифугі в радіальному напрямі r . Із збільшенням відстані r від осі обертання прискорення $g_{вц}$ лінійно зростає. Присутні в рідині дисперсії с густиною $\rho_d > \rho_c$ будуть рухатися відносно рідини в напрямі відцентрового прискорення $g_{вц}$. Газові бульбашки ($\rho_d \ll \rho_c$), а також тверді частки або краплі з густиною $\rho_d > \rho_c$ будуть рухатимуться протилежному напрямку.

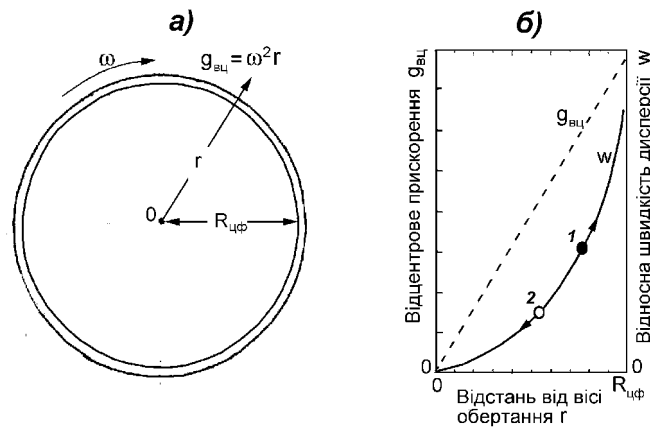


Рисунок 4.1 - Вплив відцентрового прискорення $g_{вц}$ на рідинні дисперсні системи.

а) напрям відцентрового прискорення $g_{вц}$ в центрифугі з радіусом $R_{цф}$ та кутовою швидкістю w ;

б) залежність відцентрового прискорення $g_{вц}$ та відносної швидкості w від відстані r . Дисперсія з густиною $\rho_d > \rho_c$ (1) рухаються в напрямі відцентрового прискорення, дисперсія з густиною $\rho_d < \rho_c$ (2) рухаються в протилежному напрямку.

Розглянутий в цьому підрозділі механізм інтенсифікації (стимуляції) масообмінних і гідромеханічних процесів має суттєвий недолік, який в деяких випадках обмежує його застосування. Як випливає з рівняння (4.1), сила, що діє на дисперсну частку, пропорційна різниці густин обох фаз ($\rho_d - \rho_c$), і коли густини дуже близькі ($\rho_d \cong \rho_c$), цей механізм взагалі перестає працювати - навіть при надмірно високих прискореннях потоку або масових сил. В таких випадках треба застосувувати інші механізми інтенсифікації, які розглядаються далі.

4.2 Дія зсувних напружень

Матеріал викладено за авторами [1...15].

В процесах роздрібнювання дисперсій велику роль відіграють сили зсувного напруження, що діють у тангенціальному напрямку по дотичній до

поверхні дисперсної частки. Якщо дисперсна частка рухається разом із стаціонарним ламінарним потоком безперервної фази, в якому величина швидкості монотонно змінюється *у напрямку перпендикулярному до напрямку руху*, то вектори тангенціальних швидкостей на протилежних поверхнях частки відносно її центра маси будуть напрямлені в протилежні сторони (рисунок б). Тоді завдяки зсувним напругам, що виникають у зсувних потоках в'язкої рідині, на дисперсію діятиме розтягуючий момент сил, *пропорційний діаметру дисперсії, градієнту швидкості у напрямі, перпендикулярному до напрямку потоку, а також в'язкості безперервної фази*. Ці сили достатньо великі, щоб розтягнути і розірвати навіть тверді волокнисті частки, а тим більше роздрібнити найменші краплинки емульсії. Зрозуміло, що ефективність цього механізму прямо залежить від величини градієнту швидкості потоку. На практиці такий механізм можна реалізувати, якщо рідина міститься у вузькому зазорі між двома паралельними співвісними дисками (або між двома співвісними коаксіальними циліндрами), один з яких обертається з великою швидкістю. Якщо перепад швидкостей створюється з допомогою циліндрів з радіусом зовнішнього циліндра R і з товщиною зазору δ , між якими іститься рідина з в'язкістю μ_c , і якщо кутова швидкість зовнішнього циліндра ω , то питома потужність, що реалізується у зазорі дорівнюватиме

$$W_{\text{nut}} = \mu_l \frac{\omega^2 R^2}{\delta}. \quad (4.2)$$

Якщо врахувати, що оптимальні значення лінійної швидкості обертання циліндра v_0 лежать у межах $10 \div 30$ м/с, а товщина зазору δ порядку 10^{-4} м, то градієнт швидкостей $dv/dr \approx v_0/\delta$ становить приблизно $10^5 \div 3 \cdot 10^5$ с $^{-1}$. Якщо безперервною фазою є вода ($\mu_b = 10^{-3}$ Па·с), то величини питомої потужності лежать у межах $10^7 - 10^8$ Вт/м 3 . Для апаратів з робочим об'ємом (об'єм рідини у зазорі між циліндрами) приблизно 10^{-5} м 3 величина потужності, що відповідає витратам енергії на тертя, становить приблизно від 0,1 до 1,0 кВт.

Чим менша ширина зазору між поверхнями δ , тим більша швидкість зсуву і тим більша величина питомої потужності реалізується в малому об'ємі. В апаратах, де використовується цей механізм, уся введена енергія рівномірно розподілена в робочому об'ємі і корисно реалізується в дискретних зонах навколо дисперсій.

Слід додати, що механізм зсувних напружень реалізується на практиці не лише шляхом створення зсувних течій у вузьких зазорах між поверхнями співвісних дисків чи циліндрів.

Якщо якась плоска або криволінійна поверхня обтікається потоком рідини з великою швидкістю v_0 , то на границі з поверхнею швидкість рідини $v_c = 0$, а на деякій відстані δ від поверхні $v_c = v_0$. Таким чином, у напрямі n , нормальному до площини поверхні, створюється градієнт швидкості dv_c/dn , а в тонкому шарі рідини, що межує з поверхнею, течія носить зсувний характер. Величина швидкості зсуву в приграничному шарі дорівнює v_0/δ , а напруга зсуву відповідно, $\mu_c v_0/\delta$. Така ж сама зсувна течія утворюється в тонкому граничному шарі поблизу поверхні, що переміщується з великою швидкістю відносно рідини, наприклад поверхня лопаті мішалки, яка обертається з великою кутовою швидкістю. Дисперсні частки, що попадають усередину цього шару зазнають потужної динамічної дії зсувної напруги.

На рисунку 4.2 схематично зображено зсувна течія, що виникає в рідині на границі з пластиною, що переміщується в рідині із швидкістю v_0 .

На відміну від попереднього механізму дія зсувних напружень не залежить від різниці густин фаз $\rho_d - \rho_c$, що, звичайно, поширює можливості його застосування.

При створенні достатньо великих значень зсувної швидкості в апаратах механізм зсувних напружень можна вважати *жорстким* механізмом ДІВЕ.

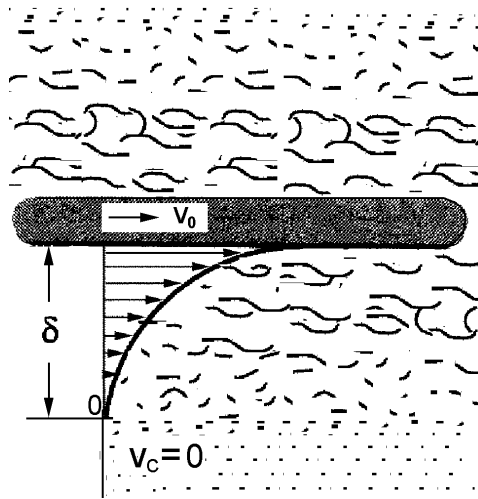


Рисунок 4.2 - Схематичне зображення зсувної течії в граничному шарі біля поверхні пластини (лопаті), що рухається із швидкістю v_0 в нерухомій рідині.

δ - ширина гідродинамічного шару.

4.3 Збурення міжфазної поверхні у газорідинних бульбашкових середовищах

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Як наочний приклад практичного застосування принципу ДІВЕ можна навести інтенсифікацію процесів масообміну між рідиною і диспергованими в ній газовими бульбашками. Процеси переносу маси в газорідинних дисперсних системах широко використовуються у багатьох технологічних операціях, таких як абсорбція, десорбція, аерація, сатурація, ферментація тощо. В таких операціях бульбашка є водночас є **трансформатором** введеної енергії і **об'єктом зовнішнього впливу**. Під час інтенсивного розширення, стиснення або пульсації газових бульбашок завдяки одноразової чи періодичної зміни тиску в системі, **діють усі основні фактори інтенсифікації**, які визначаються формулою $I = k \cdot S \cdot \Delta U$.

По-перше, посилюється мікроперемішування в обох фазах (зростає ΔU);

По-друге, завдяки прискоренню конвекції збільшується коефіцієнт масопереносу k , виникає турбулізація в міжбульбашковому просторі, відбувається оновлення міжфазної поверхні.

По третє, внаслідок роздрібнювання дисперсної газової фази зростає питома поверхня контакту фаз S . Сукупне діяння усіх цих факторів збільшує швидкість масообміну у системі.

В переважній більшості технологічних операцій, пов'язаних з міжфазним масообміном в газорідних дисперсних середовищах, насамперед, в харчових, біохімічних або фармацевтичних виробництвах, чи не найголовнішим лімітуючим фактором є адсорбовані на міжфазній поверхні моно- або полімолекулярні плівки органічних та білкових поверхнево-активних речовин (ПАР), які створюють суттєвий опір перенесенню речовини через міжфазну поверхню або взагалі припиняють масообмін. Періодичне *руйнування цих плівок* одночасно на всій міжфазній поверхні дає змогу майже *на 1-2 порядки збільшити коефіцієнт масопередачі*. Для ефективного впливу на протікання процесу треба враховувати в кожній технології, які саме поверхнево-активні речовини домінують у гальмуванні масопереносу і як швидко вони адсорбуються на поверхні бульбашок, бо час повторного формування щільних абсорбційних плівок зумовлює необхідну періодичність зміну тиску або імпульсного діяння на систему.

На рисунку 4.3 схематично представлено принцип роботи ферментера для вирощування штамів антибіотику з періодичним скиданням тиску.

При вирощування штамів антибіотику для підтримки життєдіяльності мікроорганізмів необхідно в нативне середовище постійно вводити кисень повітря і виводити діоксин вуглецю. Для цього в ферментер безперервно барботуються повітряні бульбашки з яких в рідину десорбується кисень і в які абсорбується CO_2 – продукт життєдіяльності мікроорганізмів. В процесі спливання бульбашок на їх поверхні швидко формується шар присутніх в розчині молекул поверхнево-активних речовин, молекул протеїну, який суттєво сповільнює швидкість масопереносу кисню і діоксину вуглецю через міжфазну поверхню, що суттєво впливає на продуктивність процесу виробництва антибіотиків. Для вирішення задачі на основі принципу ДІВЕ було створено ферментер із періодичним скиданням тиску. В процесі спливання бульбашок

тиск повітря над поверхнею рідини у верхній частині герметичної ємності ферментера швидко зростає. При певному значенні тиску у ферментері ($P_{cr} > P_{atm}$) спрацьовував електромагнітний клапан і тиск повітря у ємності різко спадає до атмосферного значення. Внаслідок спадання тиску об'єм спливаючих бульбашок різко зростає, що приводило до руйнування поверхневих плівак ПАР і різкого збільшення швидкості масопереносу. Окрім цього в процесі осциляції бульбашок відбувається інтенсивне перемішування усього об'єму рідини, що, по-перше, підвищує потенціал масопереносу ΔU , а по-друге, дозволило перемішувати середовище без мішалки, яка є основною причиною нестерильності.

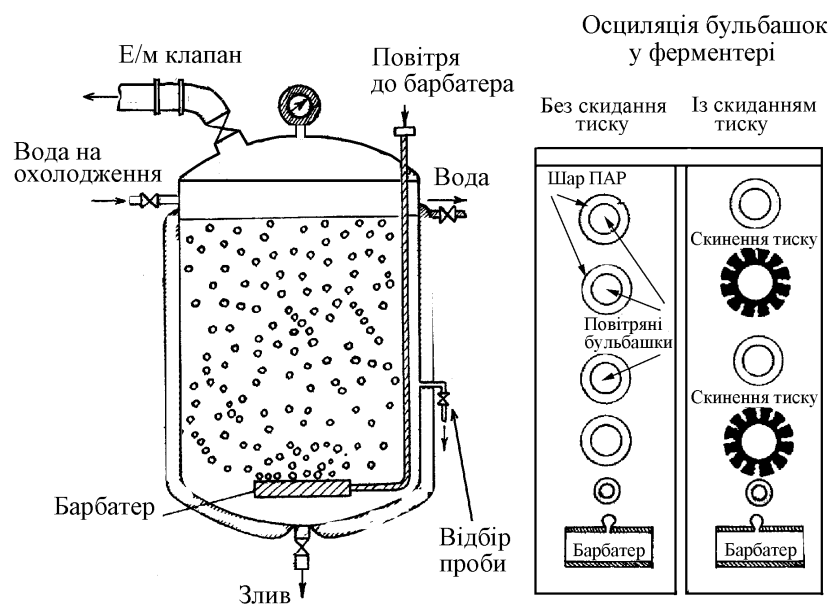


Рисунок 4.3 - Принцип роботи ферментера із періодичним скиданням тиску

В тих випадках, коли дисперсна система не містить поверхнево-активних речовин, найбільш важливим напрямком інтенсифікації стає величина питомої поверхні контакту фаз, тобто площа сумарної поверхні усіх бульбашок в одиниці об'єму. Тут слід брати до уваги наступні фактори.

По-перше, при однаковій величині потенціалу переносу ΔU кількість речовини, переданої з одєї фази в іншу за час контакту буде тим більша, чим більша площа міжфазної поверхні.

По-друге, під дією гравітаційної сили бульбашки швидко спливають і тривалість контакту обох фаз в газо-рідинних дисперсних системах доволі коротка. В реальних процесах це призводить до матеріальних і енергетичних втрат. Зменшення розміру бульбашок сприяє зменшенню швидкості їх спливання і більш тривалому контакту фаз. На рисунку 4.4 наведено схеми роботи промислового дискового аератора, призначеного для насичення риборозводних водоймищ киснем повітря.

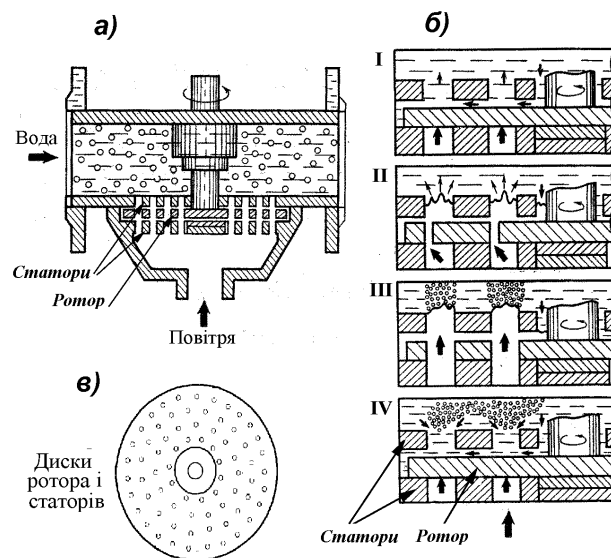


Рисунок 4.4 - Принцип роботи пульсаційного аератора дискового типу для насичення водоймищ киснем повітря.

- а) Схема дискового аератора;
 б) Процес проходження повітря через отвори ротора та статорів; в) Диски ротора та статорів з однаковим розміщення отворів.

Так газова бульбашка діаметром 5 мм спливає у воді на висоту одного метра десь за 3 секунди, а бульбашка діаметром 0,1 мм проходить цю відстань більше ніж за хвилину. Очевидно, що ефективність використання потенціалу у другому випадку незрівняно зростає. В технологічних операціях, пов'язаних з насиченням рідини газом, (наприклад, аерація або сатурація), роздрібнення газової фази виявляється найбільш ефективним способом інтенсифікації процесу. Для таких операцій величину питомої поверхні контакту фаз

визначають як $S = \chi/d$ де χ - це утримуюча спроможність апарата, яка визначає об'ємну концентрацію дисперсної газової фракції, а d - це середній діаметр газових бульбашок, причому зменшення d сприяє зростанню χ і водночас збільшує S .

Два диски (статори) з однаковим розміщенням мікроотворів жорстко з'єднані з корпусом апарата. Між ним концентрично встановлено тefлоновий диск (ротор) з таким самим розміщенням отворів, який обертається з великою кутовою швидкістю. До поверхні нижнього статора подається під тиском повітря. В момент взаємного перекриття отворів ротора і статорів в потік води, що переміщується в каналі над верхнім статором, входить велика кількість повітряних мікробульбашок. Завдяки малому діаметру бульок і суттєво великій поверхні контакту фаз досягається значна утримуюча спроможність апарату і відповідно висока інтенсифікація процесу масопереносу. Такого типу апарати застосовуються також в якості сатураторів, зокрема у виноробній промисловості.

Звичайно, що зменшення відносної швидкості бульбашок завдяки їх подрібненню сповільнює конвективний перенос з обох сторін міжфазної границі і при необхідності для інтенсифікації масопереносу треба застосовувати штучні способи збурювання поверхні бульбашок.

4.4 Механізм вибухового закипання

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Якщо рідину під високим тиском нагріти до температури, що значно перевищує температуру її кипіння за нормальних умов, а потім дуже швидко скинути тиск, це приведе до явища вибухового закипання, яке супроводжується інтенсивним розширенням парових бульбашок. На початковій стадії зростання окрема бульбашка випромінює імпульси тиску з аномально високою амплітудою, яка за даними експерименту може становити 10 МПа і більше. Кожна бульбашка стає таким чином центром потужної сферичної ударної

хвилі. Відомо, що центри скипання локалізуються переважно на границі присутніх в рідині дисперсій і це значно посилює ефект їхньої динамічної дії безпосередньо на дисперсні частинки.

Такий механізм відповідає критеріям принципу ДІВЕ, оскільки трансформація енергії під час інерційної стадії зростання бульбашок протікає в імпульсному режимі за дуже короткий проміжок часу, а введення енергії в об'єм рідини відбувається водночас у безлічі дискретних зон, якщо рідина нагріта рівномірно.

Ефект інтенсивного закипання сильно перегрітої рідини використовується для створення дрібнодисперсних емульсій, в яких дисперсною фазою є легколетюча рідина з низькою температурою кипіння (приміром, вода), а безперервна фаза - рідина з суттєво вищою температурою кипіння (приміром, мазут). В таких системах скинення тиску в дуже перегрітій емульсії веде до явища вибухового закипання в його класичному розумінні, коли перегріта рідина не контактує з твердою поверхнею і може деякий час перебувати у метастабільному стані. Це дозволяє порівняно повільно скинути тиск у системі до потрібного рівня ще до початку формування парових бульбашок, після чого відбувається спонтанне їх розширення, - в прямому сенсі, *вибухове*. Завдяки тому що процес вибухового закипання відбувається лише усередині краплин легколетючої рідини, останні роздрібнюються на найдрібніші мікрокраплинки, які розпорошуються в нелетучій навколишній рідині.

На рисунку 4.5 схематично зображено послідовний процес вибухового скипання перегрітої краплі води в середовищі мазуту, що приводить до утворення мікродисперсних крапелек води в мазуті. Така суміш може використовуватися як висококалорійне паливо з теплотою згоряння вищою ніж у мазути.

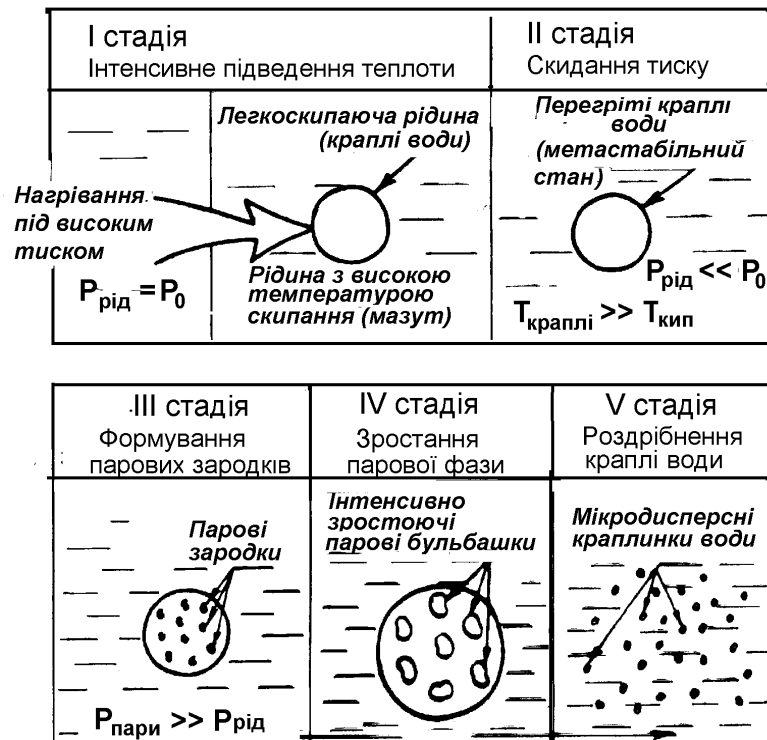


Рисунок 4.5 - Вибухове скипання краплини перегрітої воли в мазуті з утворенням мікродисперсії водно-мазутної емульсії.

Як відомо, присутність води у розпорошеному стані у мазуті чи іншому органічному рідкому паливі, що застосовується на теплових станціях, вже сама по собі сприяє повному спалюванню і підвищує теплотворну спроможність палива. Коли дрібнодисперсну емульсію такого палива з водою розпилювати через форсунки у зону горіння, то кожна краплина палива буде містити дрібні краплинки води. У зоні високої температури вода стає суттєво перегрітою, переходить у метастабільний стан і вибухово закипає з відповідними ефектами. Це призводить до розпорошення самої води, роздрібнювання краплини органічного палива і, як наслідок, до повного його згорання. Очевидно, що саме механізм вибухового закипання може суттєво збільшити показники ефективності, економічності та екологічності процесу спалювання рідкого палива на теплових станціях. В деяких випадках цей же механізм застосовується для наддрібного розпилювання перегрітої рідини в газовому середовищі.

На основі концепції ДІВЕ запропоновано принципово новий клас апаратів для готування стійких емульсій та гомогенізованих сумішей для дисперсних систем типу «масло-вода». Під терміном «масло» тут розуміється взаємно

нерозчинна з водою рідина – органічна сполука, температура кипіння якої вища за температуру кипіння води. Динамічні ефекти, які забезпечують руйнування крапель масла в таких емульсіях, створюються в результаті адіабатного скипання рідини завдяки різкому зменшенню тиску, тобто виключно за рахунок використання внутрішньої енергії самої систем

Принцип роботи такого типу гомогенізаторів, представлений схематично на рисунку 4.6, доволі простий. Воду, яка містить краплі масла, нагрівають у великій ємкості при нормальному тиску до температури, яку не перевищує температуру її кипіння при даному тиску ($360 \div 370$ K).

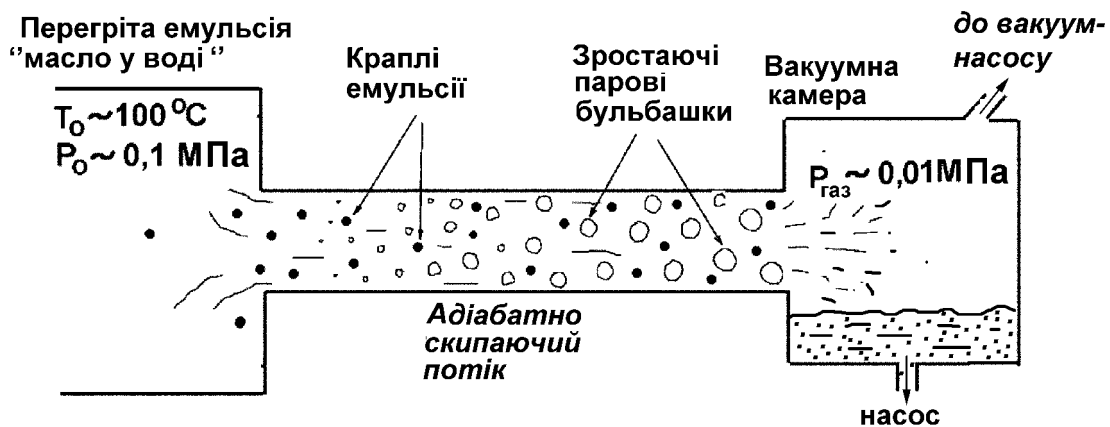


Рисунок 4.6 – Схема гомогенізатора адіабатного скипання

Ємність з емульсією з'єднана короткою трубою з герметичною камерою, в якій за допомогою вакуумного насосу підтримується постійно низький тиск порядку $0,001 \div 0,002$ МПа. Під дією перепаду тиску потік емульсії переміщується з великою швидкістю із ємкості у камеру низького тиску. Внаслідок різкого спадання тиску, який відбувається ще всередині труби, в самій труби реалізується інтенсивне адіабатне скипання води, а на виході з труби утворюється факел розпиленої суміші.

Завдяки низькому тиску в камері, краплі води інтенсивно випаровується, а розпилена суміш, інтенсивно охолоджуючись, збирається на дні камери у вигляді дрібно дисперсної емульсії, яка відкачується з камери продуктовим насосом.

Застосовавши спеціальні сопла, можна створити всередині труби умови максимально швидкої зміни тиску і наблизитися до режиму вибухового скипання.

Динамічні ефекти в таких апаратах залежать від величини різниці тисків в камерах, тобто від ступеня перегріву рідини. Такий метод адіабатного скипання доцільно застосовувати в технологіях, де нагрів суміші до порівняно високої температури передбачено регламентом, наприклад, з метою стерилізації продукту. Апарати адіабатного скипання, створені на основі принципу ДІВЕ, широко використовуються як ефективні гомогенізатори та емульгатори в молочній промисловості, де успішно конкурують з традиційними клапанними гомогенізаторами, суттєво перевищуючи їх по енергетичним показникам.

4.5 Колективні ефекти у бульбашковому ансамблі

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Раціональне застосування принципу дискретно - імпульсного введення енергії передбачає наявність в рідині великої кількості рівномірно розподілених в об'ємі бульбашок. Тому поведінка будь-якої окремої бульбашки зумовлена впливом її найближчого оточення, тобто впливом сусідніх бульбашок, а динамічну дію такої бульбашки на локальну точку навколишньої рідини треба розглядати з урахуванням колективного діяння усіх бульбашок ансамблю. Якщо внаслідок швидкої зміни тиску створюються умови для інтенсивного росту, захоплення чи пульсації бульбашок, миттєві значення тиску в локальних точках міжбульбашкового простору, так само, як і миттєві значення векторів швидкості та прискорень повинні залежати від таких факторів, як концентрація бульбашок, їх розподіл по розмірам і взаємне положення на даний момент. Окрім того, слід враховувати силову взаємодію між бульбашками, яка веде до їх постійного переміщення в об'ємі і деяку деформацію їхньої форми.

Все це призводить до того, що усередині ансамблю спостерігається хаотична картина безперервно змінюваних у часі і просторі полів швидкостей і

тисків, а мікротечії в міжбульбашковому просторі мають складний вихоревий характер. Таким чином, ансамбль бульбашок, що динамічно розвиваються, створює в рідині такі поля швидкостей і тисків, які дуже нагадують відповідні поля, що існують у сильно турбулізованому потоці рідини, а саме, великі перепади швидкостей по величині і напрямку і локальні перепади тиску у часі і просторі

На рисунку 4.7 зображено розраховану за допомогою математичної моделі структуру трьохмірного бульбашкового ансамблю з 98 бульбашок і миттєве поле швидкостей у міжбульбашковому просторі ансамблю та за його межами.

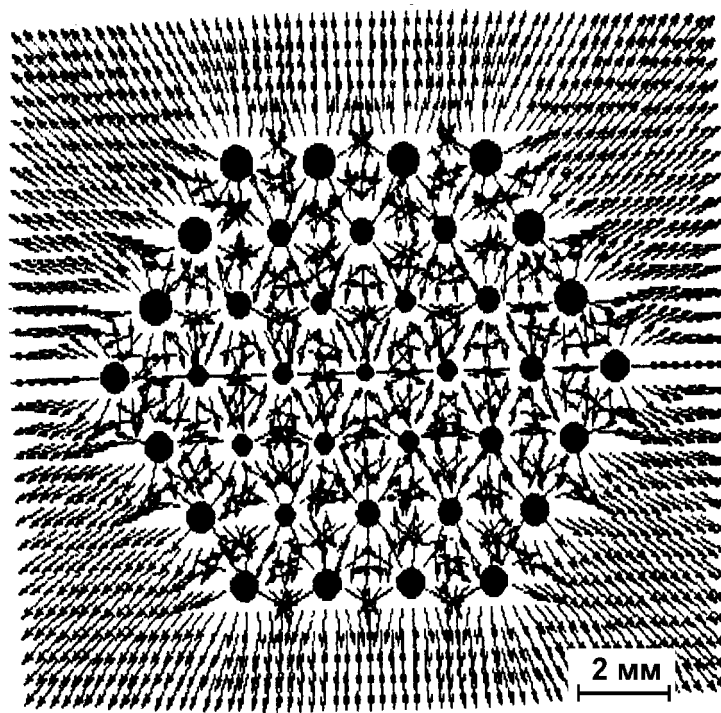


Рисунок 4.7 - Розподіл напрямку векторів швидкості мікротечій рідини всередині та поблизу трьохмірного ансамблю парових бульбашок, які розширюються внаслідок раптового скидання тиску в рідині

На рисунку 4.7 показано проекції швидкостей на площину XU , що проходить через центр ансамблю. Розрахунок по математичній моделі для сферичного ансамблю з 98 бульбашок для фіксованого моменту часу

Розрахунки показують, що навіть у процесі монотонного росту бульбашок в ансамблі при помірному скипанні рідини в міжбульбашковому просторі

мікротечії мають дуже складний характер. Незначні, на перший погляд, перепади тиску створюють у локальних точках рідини градієнти тисків порядку 50 МПа/м, а перепад швидкостей в локальних точках у напрямку перпендикулярному до напрямку руху перевищують $3 \cdot 10^{-4} \text{ с}^{-1}$. Це означає, що в просторі між бульбашками, які розширюються, створюється розглянутий вище механізм зсувного напруження з такою ж ефективністю дії, як і в вузьких зазорах між циліндрами.

Такий характер мікротечій у міжбульбашковому просторі дає підстави обговорювати механізми емульгування, гомогенізації, а також масопереносу при колективному діянні бульбашкового ансамблю в термінах турбулентних характеристик. Принципова відмінність полягає в тому, що при дії ансамблю локальні пульсації динамічних параметрів створюються в системі, яка знаходиться в стані макроспокою. Тим самим відпадає необхідність у застосуванні різних гідравлічних пристроїв для сильної турбулізації потоку і витрат на це великої кількості споживаної енергії.

Колективні механізми стимуляції або інтенсифікації процесів в дисперсних середовищах, мають, вочевидь, найбільш поширене застосування, враховуючи, що в будь-якому способі інтенсифікації з використанням динамічного діяння бульбашок створюються саме ансамблі бульбашок, а взаємодію окремої бульбашки з окремою часткою слід розглядати на більш низькому масштабному рівні.

В залежності від конкретної задачі цей механізм можна застосовувати як м'якому режимі, так і при необхідності в достатньо жорсткому.

4.6 Кавітаційні механізми

Як було зазначено в Лекції 2, в основі принципу ДІВЕ лежить фундаментальне положення про те, що для найбільш ефективного і найбільш економного використання енергії, що витрачається на інтенсифікацію, необхідно забезпечити рівномірний дискретний розподіл введеної енергії в

робочому об'ємі системи і вводити енергію в кожен локальну точку у формі короткочасних потужних імпульсів. Далі було показано, що одна з можливостей реалізації цих базових умов стосовно інтенсифікації процесів і рідинних середовищах полягає у створенні в об'ємі рідини великої кількості парових або парогазових бульбашок, що динамічно розвиваються. Ці вимоги повністю відповідають сучасним визначенням поняття кавітації.

Специфічні процеси та явища кавітації як найбільш жорсткого і найбільш ефективного механізму ДІВЕ будуть докладно розглянуті в наступних лекціях. Іншим словами, визначення кавітації відповідає базовим критеріям принципу дискретно-імпульсного введення енергії. Отже кавітацію слід розглядати як один з механізмів ДІВЕ, причому як найбільш *жорсткий* механізм з точки зору динамічної та термічної дії на оточуючі макро та мікро об'єкти

Явище кавітації відоме вже давно, а ефекти кавітаційної дії і процеси кавітації досліджуються експериментально і теоретично майже на протязі останнього сторіччя. До недавнього часу кавітації розглядалася як вкрай негативне явище. Відомо, яку шкоду приносить ерозійне пошкодження лопатей гребних гвинтів суден, водяних турбін, насосів, іншого гідравлічного обладнання внаслідок кавітаційних ефектів, які виникають при локальному перепаді тиску в потоці рідини. Тому природа створення цих шкідливих ефектів і фізичні механізми, відповідальні за їх виникнення, вивчалися, головним чином, відповідно до вирішення практичних задач запобігання або ослаблення їх руйнівної дії.

З часом стає очевидним, і практика це довела, що негативні руйнівні ефекти, пов'язані з явищами кавітації або вибухового скипання, можна було б корисно використовувати для інтенсифікації різних технологічних процесів.

Щорічно в світі зростає кількість наукових публікацій, присвячених дослідженню впливу на гідромеханічні, хімічні і тепломасообмінні процеси потужних фізичних впливів, зокрема кавітації, які часто дозволяють отримати результат, недосяжний при використанні класичних технологій. Тому поширений в світі інтерес до вивчення і розуміння природи кавітаційних явищ і

шляхів її корисного застосування прямо пов'язано проблемою пошуку нетрадиційних ефективних методів інтенсифікації хіміко-технологічних процесів, яка постійно знаходиться в центрі уваги фахівців і вчених.

Розглядання кавітації як одного з потужних механізмів дискретно-імпульсного введення енергії і дослідження кавітаційних ефектів на основі теоретичних та теплофізичних засад концепції ДІВЕ відкриває можливість принципово нових підходів для вивчення і розуміння явищ кавітації. А це, в свою чергу, забезпечує можливість цілеспрямованого, науково обґрунтованого ефективного застосування кавітаційних механізмів при вирішенні широкого класу технологічних задач.

В наступних лекціях цього курсу будуть розглядатися механізми та явища кавітації, фізична природа цих явищ, а також питання ефективного застосування кавітаційних методів в різних галузях виробництва.

4.7 Контрольні запитання

1. Жорсткі та м'які механізми ДІВЕ, напрямок їх застосування
2. Розглянути основні механізми методу дискретно імпульсного введення енергії (методу ДІВЕ). Навести приклади їх практичного застосування.
3. Пояснити принцип динамічної дії на дисперсні частки при реалізації ефекту гідравлічного удару.
4. Пояснити принципи дії зсувних напружень на дисперсні частки в зсувних течіях.

5 ЗАСТОСУВАННЯ ПРИНЦИПУ ДІВЕ ПРИ СТВОРЕННІ НОВИХ ЕФЕКТИВНИХ ЕНЕРГОСБЕРІГАЮЧИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Проблеми розробки і створення принципово нових ефективних технологій з мінімальними непродуктивними витратами енергії та ресурсів і успішне впровадження цих розробок у різні галузі виробництва полягають, насамперед, в раціональному використанні тих механізмів і методів дискретно-імпульсного введення енергії, котрі, в кожному конкретному випадку, найбільш радикально і з найбільшою економією впливають на здійснення саме цієї технологічної операції.

В лекції, яка є продовженням попередньої лекції, розглянуто принципи роботи деяких з апаратів, в яких застосовано механізми ДІВЕ і які успішно експлуатуються в різних галузях виробництва. Коротко обговорюються, які механізми ДІВЕ, або сукупність цих механізмів, впливають на ефективність проведення технологічних операцій і як саме враховуються при проведенні технологічних операцій згадані вище енергетичні аспекти.

5.1 Пульсаційні апарати (диспрегатори, екстрактори, ферментери)

5.1.1. Струмінні трубчасті пульсатори.

Матеріал викладено за авторами [1...15].

В різних галузях промисловості впроваджено ефективні технології на основі пульсаційних апаратів з періодичною зміною тиску в робочій камері. Загальний принцип роботи апаратів цього класу, схематично представлений на рисунку 16, полягає в наступному (Рисунок 5.1). В ємність, яка містить гетерогенну рідинну суміш, що підлягає обробці, одним кінцем занурена циліндрична труба. Верхній кінець цієї труби через швидкодіючий електромагнітний клапан може поперемінно підключатися або до сполученого з компресором ресивера високого тиску (РВТ), що містить газ під високим тиском,

або до сполученого з вакуумним насосом ресивера низького тиску (РНТ), тиск в якому значно менший ніж атмосферний. Внаслідок періодичної зміни тиску над поверхнею рідини в трубі, рідинна суміш періодично виштовхується з труби в ємність у вигляді імпульсного струменя, а потім нова порція суміші з ємності втягується в трубу. Для того щоб рідина з труби не попадала в газовий тракт, між верхнім кінцем труби і клапаном розміщується проміжна конусоподібна ємність з більшим ніж у труби середнім діаметром. В деяких технологіях ресивер низького тиску може бути відсутнім і газ (повітря) з труби через клапан випускають безпосередньо в атмосферу.

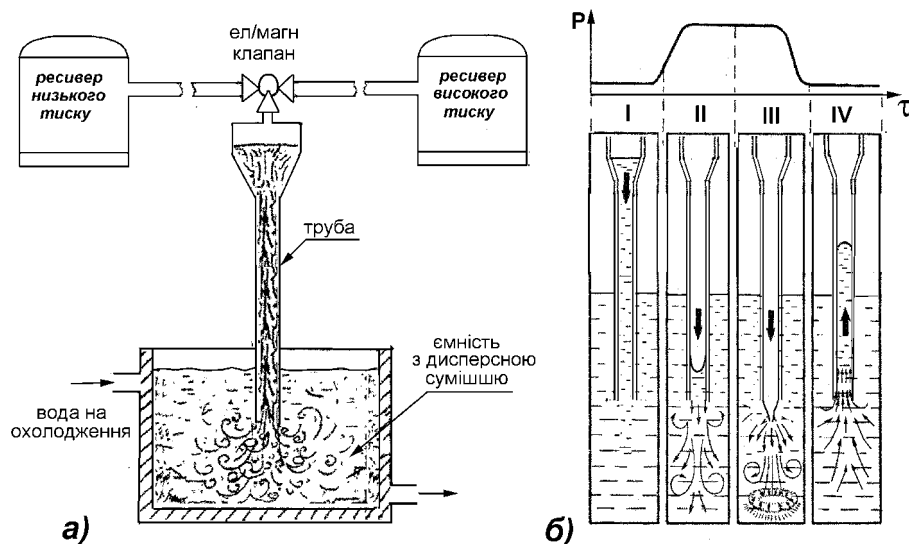


Рисунок 5.1 - Принцип роботи струмінного пульсатора.

а) Схема апарата. б) Періодична зміна напрямку руху рідини в трубі: I, IV – на стадії сполучення труби з ресивером низького тиску; II, III – на стадії сполучення труби з ресивером високого тиску. У верхній частині рисунку 16-б показано зміну в часі тиску газу на границі з поверхнею рідини в трубі – за один цикл роботи пульсатора

Завдяки періодичній зміні на протязі короткого проміжку часу швидкості рідини за величиною і напрямком, амплітуди прискорення рідини усередині труби можуть приймати досить великі значення, що спричинює утворення

відносного руху дисперсної фази, посилення конвективного переносу навколо кожної дисперсії та забезпечує високий рівень мікроперемішування.

Ці механізми ДІВЕ доволі м'які, тому роздрібнювання дисперсій відбувається лише у випадках руйнування нестійких агрегацій в суспензіях чи великих краплин в емульсіях. Завдяки великій швидкості імпульсного струменя на виході з труби, в робочій ємкості відбувається інтенсивне макроперемішування в усьому об'ємі.

Апарати цього класу застосовуються як продуктивні перемішуючі пристрої або ефективні масообмінні апарати для проведення операцій екстракції або розчинення. Висока економія енергії досягається насамперед за рахунок вилучення енерговитратних механічних мішалок. Окрім того, процес обробки рідинного продукту проводиться в імпульсному режимі, що дозволяє досягти високих значень локальної питомої потужності.

Якщо за умовами технології суміш не повинна контактувати з окислюючим газом, то для зміни тиску застосовують нейтральний газ. Наприклад, при використанні пульсаційного диспергатора в технології перемішуванню металевих розплавів з метою збільшення міцності металу (алюмінія, сталі) за рахунок створення мікрокристалічної структури, замість повітря використовувався аргон.

Інший підхід полягає у розділенні рідинного та газового тракту в пульсаторі непроникливою в'ялою або пружною мембраною, яку розміщують у проміжній ємкості між трубою і клапаном. Але, наприклад, в технології перемішування металевих розплавів застосування подібної мембрани неможливо через занадто високі температури, що спричиняють швидке руйнування матеріалу мембран.

5.1.2 Пульсаційні апарати з активною мембраною

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Застосування мембрани в апаратах цього типу, окрім того, що вона при необхідності може забезпечити взаємодію рідини з газом в апараті без прямого контакту між фазами, дозволяє без додаткових витрат енергії реалізувати також жорсткі механізми ДІВЕ. Завдяки цьому пульсаційні апарати можуть використовуватись як вискоефективні диспергатори або гомогенізатори для *стимулювання гідромеханічних процесів в рідинних дисперсних середовищах*.

Принципову схему пульсаційного апарата з активною мембраною у вигляді двомембранного пульсатора представлено на рисунку 5.2. Проміжну камеру між трубою і клапаном, яка в даному типі пульсатора виступає як *робоча камера*, виконують у формі двох герметично з'єднаних між собою шарових сегментів.

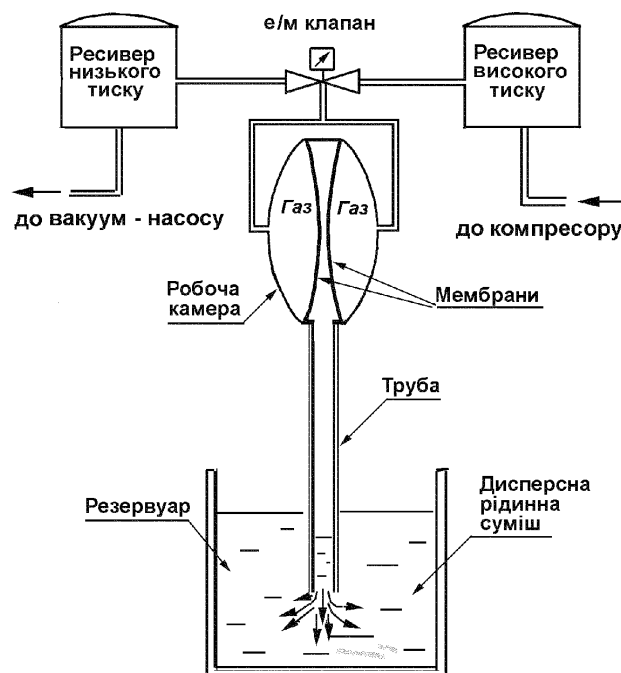


Рисунок 5.2 - Схема двомембранного пульсатора.

Отвори у центрі стінки кожного із сегментів з'єднують камеру з газовим трактом. При заповненні робочої камери пульсатора газом, що поступає з ресивера високого тиску, сумарний тиск обох мембран на рідину швидко зростає

і рідина з наростаючою швидкістю витікає через трубу в ємкість, яка знаходиться під атмосферним тиском p_{atm} . В момент, коли мембрани під дією тиску притискаються одна до одної, швидкість рідини в трубі стає максимальною і вона рухається в трубі по інерції вже без контакту з мембраною. В робочій камері, у вузькому кільцевому прошарку між стиснутими мембранами, а також в верхній частині труби створюється порожнина з постійно наростаючим об'ємом, яка швидко заповнюється насиченою парою.. Таким чином тиск над поверхнею рідини в трубі різко спадає від величини заданого тиску в РВТ (0,2 - 0,5 МПа) до величини тиску насиченої пари $p_{sat}(T_{l0}) \approx 0,001 \div 0,002$ МПа - для холодної води. З моменту утворення порожнини стовп рідини в трубі буде переміщуватися із спадаючої швидкістю до повної зупинки, оскільки на нього діє різниця тисків $\Delta p = P_{atm} - p_{sat}(T_0)$, спрямована назустріч потоку. Під дією цієї різниці тисків рідина в трубі після зупинки починає рухатися з наростаючою швидкістю в напрямку робочої камери і знову входить в камеру.

Якщо на цей момент камера ще сполучена з ресивером високого тиску, то вхід з труби до камери перекрито і потік рідини різко зупиняється до повного відкриття камери. Якщо ж клапан відрегульовано так, що на момент входження стовпа рідини із труби в камеру в камері над мембранами вже створився вакуум, то потік рідини з великою швидкістю заповнює увесь об'єм камери і притискує мембрани до отворів, які ведуть до газового тракту. Раптова зупинка потоку створює ефект гідравлічного удару, який виникає на сферичних поверхнях обох діафрагм. Внаслідок гідравлічного удару, в об'ємі камери і в трубі створюються високочастотні коливання з частотою порядку 1 кГц і амплітудою більш 0,2 МПа. Далі камера знову з'єднується з РВТ і рідина починає витіснятися з камери. У кожному циклі роботи апарата усі ці явища регулярно повторюються.

На рисунку 18 показано, як змінюються в часі основні динамічні та кінетичні параметри процесу – тиск p та швидкість потоку суміші v усередині труби на протязі трьох циклів роботи апарата. Величина швидкості вважається

додатньою, коли рідина в трубі тече від загрузочної ємкості в напрямку робочої камери.

Представлені на рисунках криві $p_l = f(\tau)$ та $v_l = f(\tau)$, які одержані в результаті розрахунку по математичній моделі пульсатора з активною мембраною, дуже добре узгоджуються з відповідними експериментальними даними по вимірюванню цих параметрах із застосуванням прецизійних приладів.

На рисунку 5.3-а представлено значення тиску в рідині на границі з мембраною, коли рідина знаходиться усередині робочої камери, або на границі стовпа рідини з вакуумною порожниною, коли рідина переходить в трубу.

Розрахунки показують, що після перекриття діафрагмою отвору між трубою 3 і камерою тиск в рідинній суміші усередині труби 3 спадає від 2,5 до 0,025 атм, швидкість рідини змінюється від +8 м/с до -12 м/с, а амплітудні значення числа Рейнольдса перевищують $3 \cdot 10^5$, що забезпечує високий рівень турбулентності в рідинному тракті пульсатора. При ініціюванні ефекту гідравлічного удару частота пульсацій тиску та швидкості дорівнює приблизно 100 Гц.

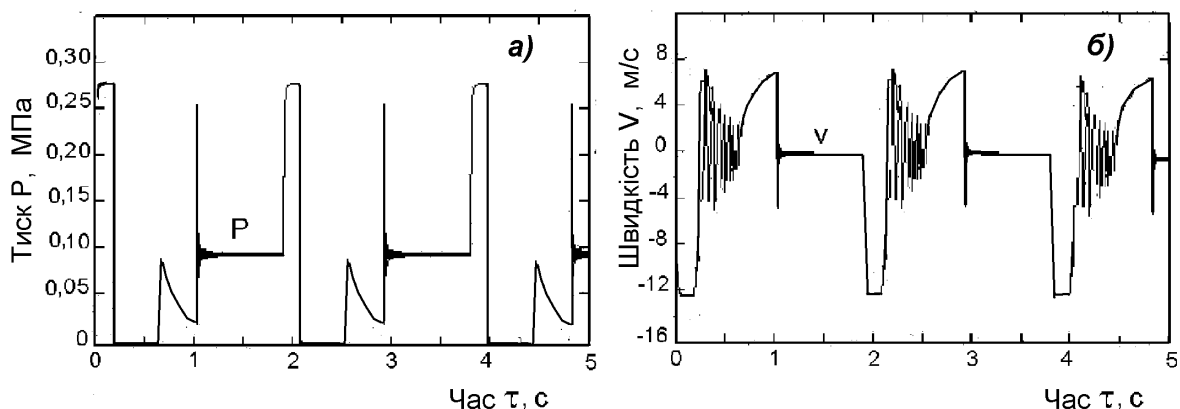


Рисунок 5.3 - Характер змінення в часі тиску в рідині на границі з мембраною – при знаходженні рідини в робочій камері - або на границі з вакуумною порожниною – при переході рідини в трубу (а) та змінення в часі швидкості рідини в трубі пульсатора (б) за один цикл роботи двомембранного пульсатора.

Завдяки широкому спектру технологічних можливостей і порівняно невисокій енергоємності пульсаційні апарати з активною мембраною застосовуються в різних технологіях, пов'язаних з перемішуванням і гомогенізацією в рідинних дисперсних середовищах. Зокрема вони знайшли впровадження в нафто-та нафтовидобувній промисловості *в технології готування дрібнодисперсних промивних рідин на основі водо-глинистих суспензій*, необхідних при бурінні свердловин.

5.1.3 Кавітаційний реактор пульсаційного типу

Матеріал викладено за авторами [1...15].

На основі пульсаційного апарата з активними мембранами створено ефективний кавітаційний реактор нового типу для використання в технологічних процесах диспергування та екстракції. Можливість *реалізації в пульсаційному апараті потужних кавітаційних ефектів* дозволило значно розширити спектр структурно-механічних властивостей оброблюваних сумішей при суттєвому зменшенні непродуктивних енерговитрат.

Загальна схема кавітаційного реактора пульсаційного типу і принцип його роботи практично такі ж самі, як у розглянутих вище пульсаційних апаратів з активними мембранами. Потужні кавітаційні ефекти створюються не завдяки додатковому споживанню енергії, а на основі незначних, на перший погляд, змінень в конструкції апарата. Замість двох мембран в камері застосовується лише одна гнучка мембрана, яка розділяє рідинний та газовий тракти.

На рисунку 5.4 представлено принципову схему кавітаційного реактора.

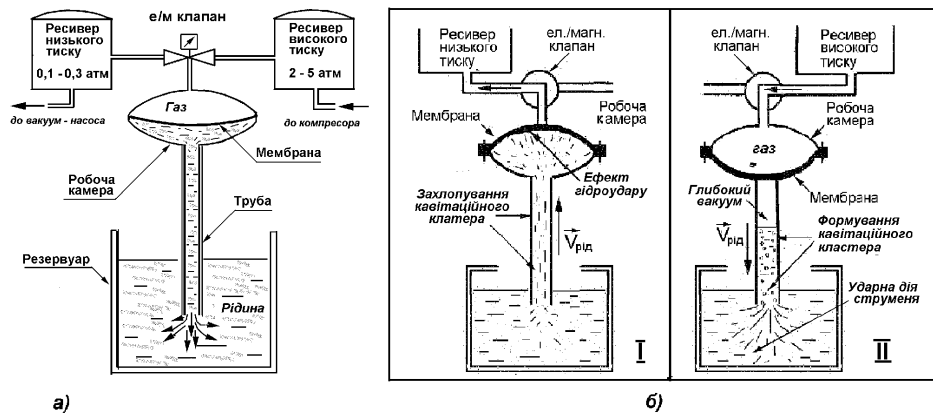


Рисунок 5.4 - Принцип роботи кавітаційного екстрактора.

а) Схема кавітаційного екстрактора. б) Напрямок руху рідини в трубі пульсатора при з'єднанні робочої камери з ресивером низького тиску (I) і з ресивером високого тиску (II).

Апарат складається із завантажувальної ємкості з дисперсною сумішшю, робочої камери, труби, гнучкої діафрагми та електромагнітного клапана, який відповідно до заданої програми, по чергово з'єднує камеру пульсатора з ресивером низького тиску (РНТ), або з ресивером високого тиску (РВТ). В центрі сферичного днища камери розміщено отвір, через який рідина з камери виходить в трубу. У верхній частині камери розміщено отвір, що з'єднує камеру з газовим трактом.

Принцип роботи кавітаційного екстрактора полягає в наступному. У ємкість завантажують суміш у заданому співвідношенні сировина-екстрагент. При з'єднанні робочої камери з РВТ суміш з наростаючою швидкістю виштовхується мембраною з камери через трубу в завантажувальну ємкість. Витиснення рідини з камери припиняється в момент, коли мембрана миттєво перекриває нижній отвір в камері. В цей момент величина тиску в рідині на границі з мембраною, а також швидкість рідини в трубі досягають максимальних значень. Починаючи з цього моменту, в рідинному тракті пульсатора виникають наступні гідродинамічні ефекти.

При інерційному русі суміші вниз по трубі відбувається розтягнення рідини, подальший її відрив від діафрагми із створенням області глибокого вакууму над

поверхнею стовпа рідини. Як наслідок, в об'ємі розтягнутої рідини в трубі інтенсивно зростає сукупність кавітаційних бульбашок і формується кавітаційний кластер. Під дією кавітаційних ефектів в об'ємі рідини в трубі відбувається руйнування твердої дисперсної фази, вилучення компонентів з клітин рослинної сировини, а також мікроперемішування суміші. Одночасно в завантажувальній ємкості під дією потужного струменя з труби створюється інтенсивне турбулентне макроперемішування.

Внаслідок зміни різниці тиску рідина в трубі швидко гальмується і змінює напрямок руху на зворотній. За короткий час тиск в рідині в трубі зростає, що приводить до миттєвого захлопування кавітаційних бульбашок із створенням потужних динамічних імпульсів і кумулятивних мікроструменів. На цій стадії електромагнітний клапан підключає робочу камеру до РНТ, завдяки чому мембрана відкриває отвір з камери в трубу і перекриває отвір з камери до газового тракту. При переході рідини з труби в камеру відбувається різке гальмування рідинного потоку на верхній поверхні камери, до якої прилягає діафрагма, внаслідок чого ініціюються потужні ефекти гідроудару всередині камери і в трубі. На цій стадії камера знову підключається до ресивера високого тиску, що визначає завершення чергового циклу роботи пульсатора.

Таким чином за період одного циклу в рідинному тракті апарата ініціюється сукупність потужних механізмів ДІВЕ: адіабатне скипання, кавітація, гідравлічний удар, дія зсувних напружень, а також інтенсивна турбулізація суміші. При цьому на відміну від попередніх модифікацій пульсатора з мембраною основні визначальні динамічні ефекти відбуваються не в робочій камері а в трубі кавітаційного реактора.

Завдяки широкому спектру своїх можливостей і спроможності ініціювання різноманітних механізмів ДІВЕ - від м'яких до самих жорстких - без суттєвої зміни конструкції, і завдяки невеликої енергоємності, пульсаційні апарати з періодичною зміною тиску знаходять застосування в багатьох технологіях.

5.2 Апарати адіабатичного скипання

Матеріал викладено за авторами [1...15].

На основі застосування базових концепцій принципу ДІВЕ запропоновано принципово новий клас апаратів для створення стійких дрібнодисперсних емульсій та гомогенізованих сумішей. Динамічні ефекти, що спричинюють руйнування краплин емульсії, виникають внаслідок ініціювання адіабатичного скипання через різкий спад тиску в рідині, тобто завдяки використанню внутрішньої енергії самої системи. Принцип роботи диспергуючих апаратів, в яких використовуються явища адіабатного скипання, доволі простий. Розглянемо, як приклад, створення за допомогою цього методу дрібнодисперсних емульсій типу «масло-вода», в яких безперервна фаза (вода) має нижчу температуру кипіння ніж дисперсна фаза (масло). Схему апарата для проведення такої операції представлено на рисунку 5.5.

Воду, яка містить великі краплини масляної фази, нагрівають у ємкості при нормальному тиску ($p_0 = 1 \text{ атм}$) до температури, нижчою за температуру її кипіння ($T_0 \approx 90^\circ\text{C}$). Ця ємкість короткою трубою сполучена з герметичною камерою, в якій підтримується низький тиск, близький до тиску насиченої пари води при нормальній температурі, (приблизно 0,001 -0,002 МПа).

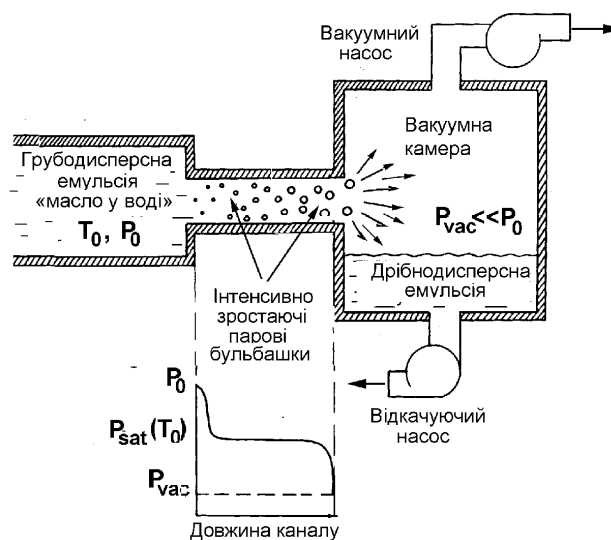


Рисунок 5.5 - Схема апарата адіабатичного скипання

Під дією різниці тисків потік емульсії з великою швидкістю переміщується з ємкості в герметичну вакуумну камеру. Внаслідок перепаду тиску вздовж труби, вода починає інтенсивно скипати ще до того, як вона досягне вакуумної камери. На виході з труби у цій камері створюється факел розпилюваної рідини, яка, інтенсивно охолоджуючись, збирається у нижній частині ємкості, звідки відкачується за допомогою насоса. Шляхом регулювання геометрії труби створюються умови максимальної швидкості зміни тиску в локальній зоні усередині труби і таким чином реалізується режим вибухового режиму скипання перегрітої рідини у метастабільному стані.

Одним з факторів ефективності процесу адіабатного скипання є температура суміші на вході в трубу. Ця температура зумовлена специфічними умовами ведення конкретного технологічного процесу. Якщо в процесі обробки термочутливих продуктів треба запобігти розкладанню термолабільних компонентів, то величина перегріву і, відповідно, інтенсифікуючі діяння обмежені умовами технології. З іншого боку, з точки зору економії енергії, застосування цього методу найбільш доцільно саме в тих технологіях, де нагрівання продукту до порівняно високих температур, наприклад, з метою його стерилізації, передбачено у регламенті.

У проведенні технологічних процесів із застосуванням методу адіабатного скипання і у принципі роботи апаратів адіабатного скипання ідеологія ДІВЕ знайшла чи не найбільше своє утілення.

5.3 Роторно-пульсаційні апарати

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Поряд із розробкою якісно нових методів обробки рідинних дисперсних середовищ з використанням механізмів ДІВЕ і створенням нових пристроїв для реалізації цих методів одним з важливих напрямків застосування цього принципу полягає в удосконаленні вже відомих і широко розповсюджених типів апаратів. Вдосконалення таких пристроїв проводиться з метою найбільш

повного застосування в них саме механізмів ДІВЕ і ретельному запобіганню факторів, які спричиняють непродуктивні витрати енергії. Найбільш перспективними з цього погляду є роторно-пульсаційні апарати, різноманітні конструкції яких широко застосовуються у вітчизняних виробництвах і за кордоном.

Закономірності роботи РПА в значній мірі визначаються конструкцією їх робочих органів. Усі ці апарати містять такі основні деталі – співвісно розміщені нерухомий статор і ротор, що обертається - з перфорацією у вигляді прорізей або отворів на бокових поверхнях статора та ротора, які періодично перекриваються і через які проходить оброблювана суміш, що потім виводиться з апарату.

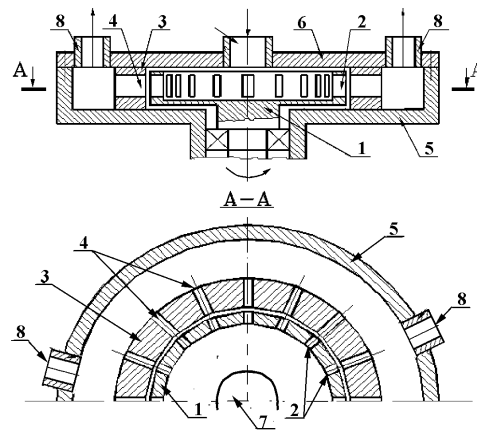
Ротори і статори в РПА можуть застосовуватись у вигляді взаємо паралельних дисків або у вигляді системи коаксіальних циліндрів. На практиці найчастіше використовуються роторно-пульсаційні апарати циліндричного типу. В цьому розділі розглядаються конструкція і принцип роботи саме циліндричних РПА.

Характерними конструктивними ознаками промислових РПА є наявність декількох послідовних коаксіальних роторів і статорів (багатоступінчастість), але завжди кожен ротор розміщується між двома статорами. Зазор між ротором і статором одного ступеня може лежати в межах від 0,1 до 1 мм.

Кількість отворів (прорізей) на поверхні статора і ротора однакова, так що при обертанні ротора існує таке миттєве взаємне положення, коли кожний отвір ротора співпадає з відповідним отвором статора.

Для аналізу процесів і явищ, що відбуваються в РПА, достатньо розглянути елементарну конструкцію РПА - одного ротора і одного статора.

Стандартна схема РПА циліндричного типу показана на рисунку 5.6.



1 - ротор; 2 - канали ротора; 3 - статор; 4 - канали статора; 5 - корпус;
6 - кришка; 7 - вхідний патрубков; 8 - вихідний патрубков

Рисунок 5.6 - Схема одноступеневого роторно - пульсаційного апарата

Принцип роботи апарату полягає в наступному. Оброблювана рідина подається під тиском або самопливом через вхідний патрубков 7 в порожнину ротора 1, проходить через канали ротора 2, канали статора 4, робочу камеру, утворену корпусом 5 і кришкою 6 і виходить з апарата через вихідний патрубков 8.

У період часу, коли канали ротора перекриті стінкою статора, в порожнині ротора тиск зростає, а при поєднанні каналу ротора з каналом статора тиск за короткий проміжок часу спадає, і в результаті цього в каналі статора поширюється імпульс тиску. Швидкість потоку рідини в каналі статора є змінною величиною. При поширенні в каналі статора імпульсу надлишкового тиску, вслід за ним виникає короткочасний імпульс зниженого (негативного) тиску. Негативний тиск в каналі статора виникає внаслідок того, що сполучення каналів ротора і статора завершилося, канали перекриті, і подача рідини в канал статора відбувається тільки за рахунок «транзитної» течії з вузького радіального зазору між ротором і статором. Об'єм рідини, який увійшов в канал статора, прямує до виходу з каналу, і інерційні сили створюють напругу розтягнення рідини, що викликає явище кавітації. При зниженні тиску в каналі статора до величини тиску насичених парів при даній температурі оброблюваної рідини ($p_{sat}(T_0)$) кавітаційні бульбашки інтенсивно зростають, а при подальшому

різкому збільшенні тиску всередині каналу стискаються і пульсують або захлопуються.

В результаті, в апараті на дисперсну суміш одночасно впливають різні фактори: турбулентні пульсації, механічний вплив елементів конструкції, зсувні напруження, що виникають в зазорах між ротором і статором, інтенсивна акустична та гідродинамічна кавітація, гідравлічні удари і та т. ін. Перераховані фактори фізичного впливу на оброблювану середу інтенсифікують масообмінні та гідромеханічні хіміко-технологічні процеси.

Основна відмінність між роторними апаратами, є величина зазору між ротором і статором. Ця, на перший погляд, незначна відмінність дуже сильно змінює характер і величину фізичних факторів, що впливають на оброблювану середу. В апарати з невеликою шириною зазору між циліндрами, порядку $30 \div 100$ мкм, переважний вплив здійснюється за рахунок різних типів кавітації, тоді як при більш широких зазорах ($0,1 \div 1$ мм) основну роль відіграють сили зсувної напруги.

Внаслідок високої кутової швидкості обертання ротора величини зсувної швидкості і зсувної напруги у вузьких зазорах досягають надзвичайно високих значень. Окрім того, робочі поверхні ротора і статора впливають на дисперсні частки суспензії або емульсії за рахунок механічного контакту, створюючи великі механічні зрізуючі, а також зсувні зусилля. Однак вважається, що при інтенсифікації мікрорівневих процесів із застосуванням РПА кавітаційний вплив є найбільш ефективним, завдяки високій концентрації енергії в мікрооб'ємах рідини.

На рисунку 5.7 схематично показані основні динамічні ефекти, що створюються в каналах і в міжциліндрових зазорах РПА. В даному прикладі представлено трьохциліндровий апарат – з двома статорами і одним ротором. Очевидно, що в багатоступеневих РПА застосовуються ті ж самі ефекти, що і в одноступеневих апаратах. Зростає лише продуктивність.

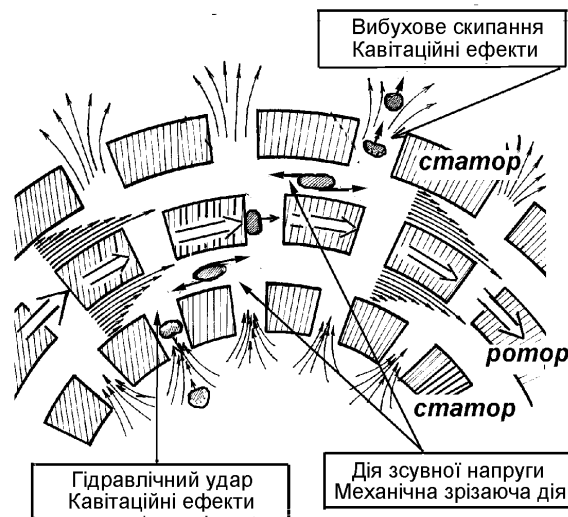


Рисунок 5.7 - Схематичне зображення основних динамічних ефектів ДІВЕ в каналах роторно-пульсаційного апарата «статор-ротор-статор»

Коли при обертанні ротора його отвори на мить співпадають з отворами обох статорів, площа перерізу каналу для проходження рідини буде найбільшою. В цей момент швидкість рідини через отвори стає максимальною, а гідравлічний опір мінімальним. При зміщенні отворів ротора рідина, що тече в каналах першого статора, зустрічає поверхню площини ротора і в цей момент в каналі статора на границі з поверхнею ротора створюється ефект гідравлічного удару із виникненням зони надмірно високого тиску між першим статором і ротором.

У просторі між ротором і другим статором, навпаки, створюється зона розрідження. В цей проміжок часу рідина, що проходить через апарат, може протікати лише в обох дуже вузьких зазорах між ротором і статорами у напрямі обертового руху ротора. Слід зазначити, що довжини каналів статора і ротора лежать в інтервалі $3 \div 5$ см, тоді як ширина зазору складає близько $100 \div 300$ мкм. Очевидно в цьому вузькому зазорі величина лінійної швидкості рідини змінюється від нуля (на поверхні статора) до величини лінійної швидкості ротора на границі з його поверхнею ($20 \div 40$ м/с). Розглянута картина відповідає одному півперіоду - від повного співпадання отворів ротора та статорів - до їх повного перекриття. Слід відзначити, що тривалість цього півперіоду в реальних

апаратах складає приблизно 100 - 300 мкс, обертова швидкість ротора близько 300 c^{-1} , максимальна лінійна швидкість поверхні ротора 30 - 40 м/с.

При перекритті отворів між першим статором і ротором періодично, з частотою 2-3 кГц, створюються потужні імпульси тиску, а амплітуди прискорення рідини в отворах набувають аномально високих значень, тобто домінує механізм, пов'язаний з прискоренням безперервної фази, що веде до руйнування присутніх в рідині дисперсій.

У зоні за ротором, внаслідок періодичного спадання та відновлювання тиску з тією ж частотою, створюються умови для зародження і колапсу кавітаційних бульбашок у дуже жорсткому режимі, завдяки надзвичайно короткому проміжку часу акумуляції енергії при зміні тиску. Ці потужні періодичні діяння пульсаційних ефектів відіграють безперечно велику роль в роздрібнюванні дисперсної фази, але найбільший внесок в руйнування рідких і твердих дисперсій дає механізм зсувних напружень, який постійно діє в вузьких зазорах між ротором і статорами.

У вузьких зазорах внаслідок великого градієнту тангенціального компонента швидкості по товщині зазору відбувається найбільша дисипація енергії, але саме в цих зазорах дисперговані частинки зазнають найбільш потужне руйнівне діяння з боку оточуючої рідини. Отже, для підвищення ефективності роботи РПА не слід збільшувати електричну потужність двигуна, а, згідно принципу ДІВЕ, треба зменшувати об'єм локальної зони де виконується корисна робота.

Практика застосування різноманітних типів РПА дозволяє розглядати їх як перспективне вискоефективне обладнання для інтенсифікації технологічних процесів і операцій в хімічній, нафтопереробній, харчовій, фармацевтичній і інших галузях промисловості при цілеспрямованій обробці дисперсних систем, як на макро- так і на мікрорівні.

5.4 Апарати пульсаційного мікродозування

Матеріал викладено за авторами [1...15].

На основі принципу дії апаратів роторного типу створено новий клас апаратів для мікродозування газової дисперсної фази в рідині. Ці апарати знаходять широке застосування в технологіях, які пов'язані з швидким насиченням рідини або рідких сумішей будь яким газом, який розчинюється в цій рідині. Для швидкого насичення об'єму рідини газом треба інтенсифікувати процеси масопереносу в бульбашковій системі газ-рідина, тобто ініціювати відповідні механізми ДІВЕ, котрі сприяють збільшенню міжфазної поверхні, прискорюють перенос газу через міжфазну поверхню шляхом її збурення і перемішують рідину для підтримання потенціалу переносу. Максимальне роздрібнення газових бульбашок сприяє підвищенню ефективності масообміну, як внаслідок збільшення площі контакту газу з рідиною, так і завдяки тривалішому перебуванню макроскопічних бульбашок в контакті з рідиною.

Принципову схему апарата мікродозування газової фази, який застосовується для аерації водоймищ, було представлено на рисунку 5.8. Конструкція цього апарату, призначеного для мікродиспергування газу в рідині, близька до конструкції РПА дискового типу.

Газ або рідину під невеликим тиском подають до поверхні першого статора. Завдяки великій частоті перекриття отворів, в робочому об'ємі рідини на виході з другого статора створюється незлічена кількість мікроскопічних бульбашок. Окрім того, в об'ємі рідини виникають високочастотні пульсації тиску, які сприяють додатковому впливу на поверхню масообміну, особливо при створенні резонансного режиму, а також інтенсивному мікроперемішуванню.

Внаслідок спільних діянь усіх оцих факторів, процеси міжфазного масообміну в зоні виходу газу з апарата відбуваються практично миттєво, що дає змогу застосовувати метод мікродозування для насичування рідини у швидкоплинних потоках.

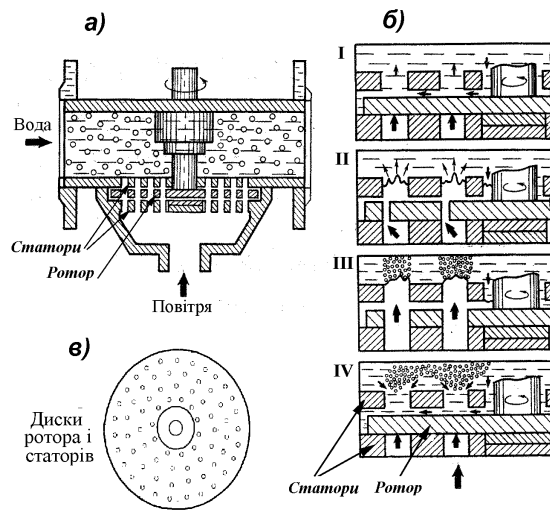


Рисунок 5.8 - Принцип роботи дискового пульсаційного аератора для інтенсивного насичення водоймищ киснем повітря

а) Схема дискового аератора; б) пульсаційний процес проходження повітря через отвори ротора та статорів; в) вигляд дисків ротора та статорів з однаковим розміщення отворів.

Мікродозування газу у рідинні середовища за допомогою апаратів роторно-пульсаційного типу успішно застосовується в технологічних операціях аерації або атурації, коли процеси масообміну пов'язані з перенесенням компоненту з газової фази у рідинну.

Апарати, в яких реалізуються механізми ДІВЕ, при однаковій продуктивності і порівнянній ефективності відрізняються від традиційних апаратів аналогічного призначення малими габаритами і металлоємністю, простотою конструкції і тривалістю безперервної роботи. Основна перевага цих апаратів в порівнянні з традиційними апаратами аналогічного призначення полягає в досягненні більш високих ККД. Порівняно невисока енергоємність таких апаратів пояснюється принципово іншим підходом до інтенсифікації процесів в дисперсних середовищах.

5.5 Контрольні запитання

1. Назвати основні типи апаратів і пристроїв, в яких ефективно застосовано механізми ДІВЕ. В загальних рисах пояснити принципи роботи таких апаратів.

2. Детально пояснити принцип роботи роторно-пульсаційних апаратів циліндричного типу. Розглянути основні механізми, які забезпечують ефективність роботи РПА в різних галузях.

3. Пояснити принцип роботи роторно-пульсаційних апаратів дискового типу в процесах гомогенізації емульсій та суспензій та в процесах мікродозування газу.

6 ТЕПЛОФІЗИЧНІ ОСНОВИ ПРИНЦИПУ ДИСКРЕТНО – ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ (ДІВЕ)

6.1 Термодинамічне обґрунтування принципу ДІВЕ

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Рідину, яка містить парові бульбашки, можна розглядати як гетерогенну паро-рідинну систему, в якій при порушенні рівноваги ініціюються взаємопов'язані гідродинамічні, тепломасообменні, хімічні та інші процеси, що визначають подальшу еволюцію системи. В рамках термодинамічної теорії гетерогенних систем з фазами макроскопічних розмірів, розробленої Дж. Гіббсом, і яка отримала подальший розвиток в роботах Ван-дер-Ваальса та інших дослідників, критерієм рівноваги двофазної системи є одночасне рівність в обох фазах *тисків, температур і хімічних потенціалів*. Якщо хоча б одна з цих умов порушується, система стає нерівноважною, і в ній починають розвиватися процеси, що сприяють переходу системи в новий рівноважний стан. У відповідності з цим критерієм може існувати кілька видів нерівноважних ефектів, які визначають форму перетворення енергії при еволюції двухфазної системи бульбашкової структури.

Перш за все, це механічна нерівноважність, обумовлена відмінністю тисків в обох фазах $\Delta p = p_v - p_l$, яка відповідає за радіальний рух рідини поблизу кожної бульбашки і яка визначає дію інерційних сил. *По-друге*, це термодинамічна нерівноважність, обумовлена відмінністю хімічних потенціалів в рідині і в паровій фазі $\Delta \mu = \mu_v - \mu_l$, яка визначає кінетику фазових переходів в процесах випаровування і конденсації на границі розділу фаз. *По-третьє*, це термічна нерівноважність, пов'язана з різницею температур обох фаз $\Delta T = T_v - T_l$.

Кожен з цих видів нерівноважності має свій власний *характерний час релаксації* і система, виведена зі стану рівноваги, буде еволюціонувати в такому напрямку, щоб зменшити дію визначального на даний момент фактора нестабільності. Характерні часи релаксації крожних з цих трьох не рівноважних процесів показано на рисунку 6.1.

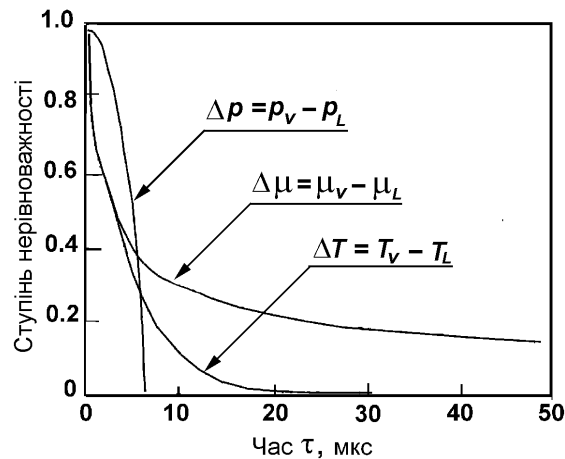


Рисунок 6.1 - Порівняння часів релаксації трьох не рівноважних термодинамічних процесів, кожен з яких по черзі лімітує швидкість еволюції двофазної системи рідина – парова бульбашка до стабільного стану.

На рисунку показано, що час релаксації механічних процесів $\Delta p = p_v - p_l$ значно коротший ніж час релаксації термічних процесів $\Delta T = T_v - T_l$ та процесів, пов'язаних з різницею хімічних потенціалів $\Delta \mu = \mu_v - \mu_l$.

Потенціали цих нерівноважних процесів - різниця тисків, різниця хімічних потенціалів і різниця температур, управляють інтенсивністю переносу, імпульсу, маси і енергії через міжфазну поверхню при динамічному розвитку системи.

Ці взаємозалежні потенціали - Δp_l , $\Delta \mu_l$ та ΔT - в сукупності визначають поведінку виведеної з рівноваги паро-рідинної системи в процесі її релаксації в стабільний стан.

У дисперсних бульбашкових системах існує ще один фактор нестабільності, пов'язаний з поверхневими явищами на міжфазній границі. Границя розділу фаз характеризується відмінною від нуля величиною поверхневого натягу σ , який

можна трактувати як роботу, пов'язану з приростом одиниці площі міжфазної поверхні. Тоді роботу витрачену одночасно на збільшення об'єму бульбашок і площі їх поверхні в процесі розширення можна записати у вигляді

$$dA = p \cdot dV_b + \sigma \cdot dS = \left(p + \sigma \cdot \frac{dS}{dV_b} \right) \cdot dV_b \quad (6.1)$$

Об'єм сферичної бульбашки з радіусом R дорівнює $V_b = 4/3\pi R^3$, а площа поверхні $S_b = 4\pi R^2$. Похідна $dS_b/dV_b = 2/R$ і тоді згідно (6.1) елементарну роботу з розширення бульбашки в рідині з тиском p_l знаходимо з рівняння

$$dA = (p_l + 2\sigma/R) \cdot dV_b.$$

Другий член в дужках можна трактувати як деякий додатковий тиск, або **капілярний тиск** $p_\sigma = 2\sigma/R$, пов'язаний з дією поверхневих сил. Енергія, витрачена на розширення бульбашки, розглядається як робота по збільшенню об'єму системи під дією еквівалентного тиску $p_{eq} = p_l + p_\sigma$, що діє на поверхню бульбашки з боку оточуючої рідини. Отже, в бульбашкових парорідинних системах умова механічної рівноваги між фазами набирає вигляду $p_v = p_l + 2\sigma/R$. Параметр p_v в цьому співвідношенні визначає тиск пари всередині бульбашки.

Тоді загальну умову термодинамічної рівноваги в однокомпонентній двофазній дисперсній системі можна записати у вигляді

$$T_{v0} - T_{l0} = 0; \quad \mu_{v0} - \mu_{l0} = 0; \quad p_{v0} - p_{l0} - \frac{2\sigma}{R} = 0. \quad (6.2)$$

Розглянемо більш докладно роль кожного з цих нерівноважних механізмів на прикладах поведінки одичної парової бульбашки в рідині при порушенні термодинамічної рівноваги в системі.

Нехай в початковий момент парова бульбашка з радіусом R_0 знаходиться в рівновазі з оточуючою рідиною з температурою T_{l0} і тиском p_{l0} за умов, які відповідають співвідношенням (6.2). Із $\mu_{v0} = \mu_{l0}$ випливає, що тиск пари

всередині бульбашки $p_{v0} = p_{sat}(T_{l0})$. Тоді умову механічної рівноваги запишемо у вигляді

$$p_{sat}(T_{l0}) - p_{l0} - \frac{2\sigma}{R_0} = 0. \quad (6.3)$$

6.1.1 Еволюція бульбашки в процесах кавітації

6.1.2

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Розглянемо спочатку еволюцію бульбашки при раптовому підвищенні зовнішнього тиску до значення $p_l > p_{l0}$. Збільшення тиску в рідині рівнозначно акумулюванню в об'ємі двофазної системи потенціальної енергії

$$E_{pot} = \frac{4}{3} \pi R^3 [p_l + 2\sigma/R_0 - p_{sat}(T_{l0})] \quad (6.4a)$$

або питомої потенціальної енергії (кількості енергії в одиниці об'єму)

$$\varepsilon_{pot} = \frac{E_{pot}}{V_b} = \frac{E_{pot}}{4\pi R^3/3} = p_l + 2\sigma/R_0 - p_{sat}(T_{l0}). \quad (6.4b)$$

Під дією різниці тисків бульбашка починає стискатися. На початку стиснення переважає фактор інерції, обумовлений *різницею тисків* в рідкій і паровій фазах. Система еволюціонує в напрямку усунення цього фактора за рахунок підвищення тиску пари p_v в бульбашці, що стискається. Оскільки нерівність $p_v > p_{sat}(T_{l0})$, рівносильна $\mu_v > \mu_l$, в системі виникає межфазна нестабільність, пов'язана з *нерівністю хімічних потенціалів*, що викликає інтенсивну конденсації пари на стінці бульбашки. Це, в свою чергу, призводить до виділення теплоти конденсації і *підвищенню температури* в прилеглому шарі рідини до величини $T_s > T_{l0}$. Термічна нестабільність ініціює нерівноважний процес перенесення теплоти від бульбашки в рідину. На стадії стиснення бульбашки відбувається передача теплової енергії з газової фази в рідину за рахунок теплоти конденсації і міжфазного теплообміну, причому густина енергії досягає надзвичайно високих значень, що ілюструє рисунок 6.2.

З рисунку видно, що на стадії стиснення велика частина механічної енергії безповоротнео дисипується в рідині у вигляді теплоти, а на стадії розширення лише мала частина теплоти знову повертається в бульбашку і трансформується в механічну енергію. Коли тиск пари в бульбашці, що стискається, зрівняється із зовнішнім тиском, кінетична енергія радіального руху рідини стає максимальною.

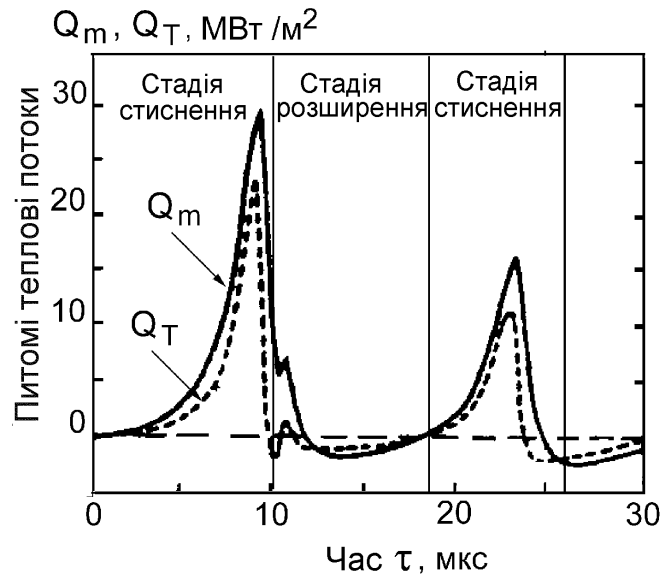


Рисунок 6.2 – Зміна в часі питомого потоку теплоти Q_m через одиницю міжфазної поверхні - в процесі випаровуванні або конденсації (суцільна лінія), і питомого потоку теплоти Q_T - за рахунок міжфазного теплообміну (пунктир) за перші два періоди коливань бульбашки. Розрахунок виконаний для умов:

$$T_l=363 \text{ К}; p_{l0}=70 \text{ кПа}; p_f=200 \text{ кПа}; \Delta\tau=0; R_0=100 \text{ мкм.}$$

При максимальному стисненні бульбашки кінетична енергія трансформується в потенціальну енергію стисненої пари і частково в потенціальну енергію стиснутої рідини біля стінки бульбашки. Остання якраз і є тією частиною енергії, яка безповоротно випромінюється в рідину у вигляді акустичного імпульсу.

Потенціальна енергія стисненої пари знову перетворюється в кінетичну енергію радіального руху рідини в околиці бульбашки, і бульбашка починає розширюватися, але вже з меншим запасом енергії, враховуючи акустичні і

теплові втрати. До свого остаточного захоплення бульбашка може зробити кілька затухаючих коливань. Захоплення відбувається, коли вся пара буде сконденсована в рідину.

Наявність осциляцій у кавітаційній бульбашці визначається тією обставиною, що час релаксації термічної нестабільності $\Delta T = T_v - T_l$ істотно перевищує часи релаксації двох інших супутніх нерівноважних процесів - $\Delta p = p_v - p_l$ та $\Delta \mu = \mu_v - \mu_l$. Швидкість затухання осциляцій бульбашки залежить від кінетики тепломасопереносу через міжфазну межу.

Таким чином, процес захоплення бульбашки управляється, в основному, механізмами інерційної і міжфазної нестабільності з дуже малими часом релаксації, що визначає швидке перетворення енергії і виділення великої потужності енергії у формі імпульса.

6.1.2 Еволюція бульбашки в процесах кипіння

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Розглянемо тепер еволюцію рівноважної бульбашки, коли тиск в рідині раптово зменшується від p_{l0} до $p_l < p_{l0}$. Кількість потенціальної енергії, яка в цьому випадку акумулюється вже не в рідині, а усередині бульбашки, визначається, як і раніше, рівнянням (6.3). Як і при кавітаційному стисненні, еволюція бульбашки визначається усіма трьома нерівноважними процесами. Через різницю тисків $p_v - p_l > 0$ бульбашка починає інтенсивно розширюватися і тиск пари в бульбашці дуже швидко спадає до значення зовнішнього тиску. До цього моменту акумульована потенціальна енергія пари встигає повністю перейти в кінетичну енергію радіального руху рідини в околиці бульбашок але в даному випадку енергія не концентрується в локальній зоні навколо бульбашок, а поширюється в об'ємі рідини.

По мірі збільшення радіусу бульбашки швидкість її зростання $w_R = dR/dt$ монотонно зменшується. Зниження тиску пари в бульбашці через її розширення

компенсується швидким випаровуванням рідини всередину бульбашки внаслідок різниці потенціалів $\mu_l - \mu_v > 0$. Це веде до зниження температури поверхні до того часу, поки тиск пара в бульбашці p_v не зрівняється з тиском насиченої пари при температурі поверхні $p_{sat}(T_s)$ і, водночас, не зрівняється з тиском рідини p_l .

При виконанні цієї умови завершується коротка стадія інерційного зростання бульбашки, на проязі якої відбувається швидка трансформація акумульованої енергії пари в кінетичну енергію руху рідини. Подальшою еволюцією зростаючої бульбашки управляє тільки один нерівноважний процес з потенціалом $T_l - T_s > 0$, при якому тепла енергія рідини перетворюється в кінетичну енергію радіального руху рідини в околиці бульбашки. Парова бульбашка грає роль трансформатора такого перетворення. Завдяки тривалому часу релаксації цього процесу монотонне зростання бульбашки на цій стадії відбувається в квазістаціонарному режимі при $dw_R/d\tau \rightarrow 0$ і при постійних значеннях T_s і p_v , які визначаються з умови $p_v \approx p_{sat}(T_s) \approx p_l$. У зростаючій бульбашці капілярні сили, пов'язані зі зміною вільної енергії поверхні, будуть протидіяти розширенню поверхні бульбашки, тоді як в попередньому випадку вони сприяли його стисненню кавітаційної бульбашки.

На рисунку 6.3 показано, як змінюється величина питомої потужності в рідині на границі з бульбашкою при його зростанні.

Навіть такий спрощений аналіз дає уявлення про те, яку важливу роль відіграють нерівноважні термодинамічні процеси в динамічному розвитку двофазних бульбашкових систем і в якій мірі ці процеси взаємопов'язані. Очевидно, будь-який теоретичний підхід до проблеми вивчення і прогнозування механізмів ДІВЕ повинен обов'язково включати в розгляд процеси тепло- і масообміну, кінетику фазових переходів, гідродинамічні і капілярні ефекти.

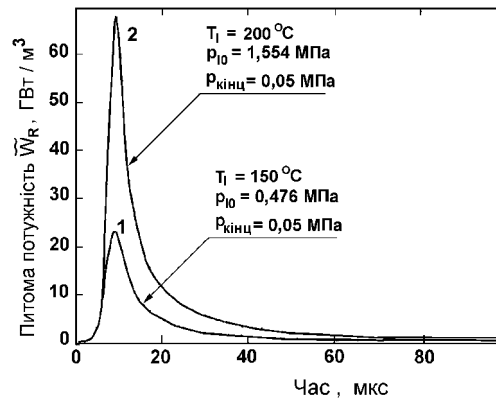


Рисунок 6.3 - Зміна в часі питомої потужності \tilde{W}_R в рідині на границі з бульбашкою при її зростанні внаслідок миттєвого спадання тиску від $p_{l0} = p_{sat}(T_{l0})$ до $p_{кінц} \ll p_{l0}$ - для двох значень температури рідини:

$$1) T_{l0}: 150^\circ\text{C}; p_{l0} = p_{sat}(T_{l0}) = 4,75 \text{ атм}; p_{кінц} = 0,5 \text{ атм.}$$

$$2) T_{l0}: 200^\circ\text{C}; p_{l0} = p_{sat}(T_{l0}) = 15,5 \text{ атм}; p_{кінц} = 0,5 \text{ атм.}$$

Тривалість інерційної стадії розширення бульбашки $\Delta\tau \approx 20$ мкс.

6.2 Критерії ефективності механізмів ДІВЕ

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Розглянемо двофазну бульбашкову систему “рідина-пара”, що знаходиться в стані термодинамічної рівноваги. Температура пари в бульбашках дорівнює температурі рідини ($T_{v0} = T_{l0}$), а тиск насиченої пари всередині бульбашок $p_{v0} = p_{sat}(T_{l0})$ дорівнює величині тиску на бульбашку з боку рідини ($p_{v0} = p_{l0}$). Розглянемо умови ефективного використання механізмів ДІВЕ в цій системі при ініціюванні явищ кавітації або скипання.

6.2.1. Ефективність механізмів ДІВЕ в процесах кавітації

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Щоб вивести бульбашкову систему «рідина-пара» із стану рівноваги і перевести її в однофазний стан рідини, необхідно або зменшити температуру рідини, або підвищити тиск в рідині. При зміні температури або тиску відбувається акумулювання потенціальної енергії в безперервній фазі E_{pot} і створюється достатній рівень потенціалу, пропорційний різниці температур $\Delta T \propto T_l - T_v$, чи то різниці тисків $\Delta p \propto p_l - p_v$.

У першому випадку (змінення T_l) в системі акумулюється теплова енергія, в другому (змінення p_l) - механічна, але в обох випадках виведені з рівноваги бульбашки відразу ж починають стискатися.

Як було показано раніше, зменшити тиск в усьому об'ємі рідини можна за дуже короткий проміжок часу, тоді як підвищення температури в об'ємі рідини шляхом її нагрівання потребує незрівнянно більшого часу. Це пояснюється тим, що тиск в рідині передається зі швидкістю звуку в рідині, тоді як передача тепла шляхом теплопровідності відбувається набагато повільніше. Тому ініціювання процесів кавітації доцільно проводити шляхом акумулювання саме механічної енергії, тобто шляхом миттєвого збільшення тиску рідини до величини $p_{l1} \gg p_0$, що забезпечує стиснення бульбашки з максимальною швидкістю. При цьому акумульований в рідині запас потенціальної енергії $\Delta E_{pot} \propto p_{l1} - p_{l0}$ поступово трансформується в кінетичну енергію радіального руху рідини в околиці бульбашки - E_{kin} , величина якої швидко наростає по мірі стиснення бульбашки. Одночасно, в процесі швидкого стискання бульбашки зростає тиск пари в бульбашці ($p_v(\tau) > p_{v0}$ або $p_v(\tau) > p_{sat}(T_{l0})$). В момент, коли зростаючий тиск пари в бульбашці $p_v(\tau)$ зрівняється з тиском $p_l(\tau) = p_1 + 2\sigma/R(\tau)$, що діє на поверхню бульбашки з боку рідини, кінетична енергія радіального руху рідини на границі з бульбашкою $E_{kin} = \rho_l w_b^2 / 2$ досягає максимального значення ($E_{kin} = \Delta E_{k \max}$). Відповідно, в цей момент максимального значення досягне і швидкість стиснення бульбашки, тобто швидкість зменшення її радіуса ($w_b = dR_b/d\tau \rightarrow \max$), після чого бульбашка буде стискатися із спадаючою

швидкістю до стану максимального стиснення ($w_b = dR_b/d\tau = 0$). При максимальному стисненні бульбашки або при її остаточному захлопуванні кінетична енергія руху рідини $\Delta E_{k \max}$ трансформується в потенціальну енергію стисненої пари $\Delta E_{pot v}$, частково, в енергію шару стисненої рідини на границі з бульбашкою. Частина акумульованої енергії безповоротно розсіюється в оточуючій рідині у вигляді теплоти, переданої від гарячої бульбашки в холодну рідину шляхом теплопровідності, а також у вигляді теплоти конденсації пари на стінках бульбашки на стадії її стиснення (рисунок 24).

Таким чином перетворення механічної енергії в процесі кавітації ($\Delta E_{pot l} \rightarrow \Delta E_{k \max} \rightarrow \Delta E_{pot v}$) завершиться в момент максимального стиснення бульбашки або при її остаточному захлопуванні. З погляду на ефективність механізмів ДІВЕ бажано до цього моменту перетворити і сконцентрувати в зоні захлопування як-найбільшу кількість акумульованої енергії, яка може бути використана на здійснення корисної роботи.

Іншими словами, для створення максимально потужних динамічних кавітаційних ефектів, які визначаються величиною максимальної кінетичної енергії $\Delta E_{k \max}$ або величиною акумульованої в стиснених бульбашках потенціальної енергії $\Delta E_{pot v}$, необхідно спочатку акумулювати в об'ємі рідини максимально велику кількість потенціальної енергії $\Delta E_{pot l} \propto p_{l1} - p_{l0}$ ще до моменту максимального стиснення або до остаточного захлопування бульбашки.

Для цього слід враховувати таку обставину. Зміну тиску в системі, тобто акумулювання потенційної енергії, можна здійснити за дуже короткий, але кінцевий проміжок часу $\Delta\tau_{acc}$, який залежить від технічних характеристик застосованого обладнання. Якщо час "життя" бульбашки, або тривалість трансформації енергії $\Delta\tau_{tr}$, помітно менша чи порівняна з тривалістю акумулювання $\Delta\tau_{acc}$, ефект динамічного впливу може виявитися незначним. Тому тривалість акумулювання потенціальної енергії $\Delta\tau_{acc}$ до заданого рівня,

не повинна перевищувати тривалості її трансформації $\Delta\tau_{tr}$. Наведемо конкретний приклад, який схематично ілюструється на рисунку 6.4.

Припустимо, потрібно використати енергію, що виділяється бульбашками в момент їх захопування, наприклад, для руйнування крапель емульсії. Ми розрахували необхідну для цього величину питомої потенціальної енергії $\Delta\varepsilon_{pot} \propto p_{l1} - p_{l0} = \Delta p_{l\max}$ і відповідну величину приросту тиску $\Delta p_{l\max} = 300$ кПа, яку в даному об'ємі рідини можна забезпечити, наприклад, за допомогою компресора за час близько 5 мс.

З огляду на те, що тривалість існування кавітаційної бульбашки до остаточного захопування $\Delta\tau_{tr}$ невелика (для бульбашки з радіусом $R_0 = 100$ мкм $\Delta\tau_{tr} \leq 0,2$ мс), бульбашка встигне захопнутися ще до того, як тиск підніметься до необхідного рівня $\Delta p_{l\max}$. В результаті, в кінетичну енергію буде перетворено лише відносно невелику долю потенціальної енергії $\Delta p \ll \Delta p_{l\max}$, яку система встигла акумулювати за час життя бульбашки, тобто за 0,2 мс. Отже, необхідний ефект досягнутий не буде, якщо не вдасться відшукати більш швидкого способу підвищення тиску. Ця ситуація схематично представлена на рисунку 26.

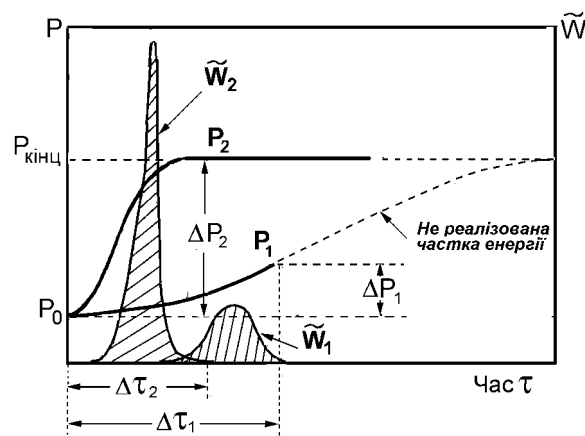


Рисунок 6.4 - Порівняння величин питомої потужності \tilde{W} , що виділяється при захопування парової бульбашки при повільному (1) і швидкому (2) наростанні зовнішнього тиску p від величини p_0 до величини $p_{кінц}$.

У першому випадку (1) бульбашка не встигає до моменту захоплення ($\Delta\tau_1$) акумулювати максимальну кількість енергії енергію $\Delta\varepsilon_{\max} = p_{\text{кінц}} - p_0$. За час $\Delta\tau_1$ зовнішній тиск зростає лише до значення $p_1 \ll p_{\text{кінц}}$, тому акумульована за цей час питома енергія $\Delta\varepsilon_1 = p_1 - p_0 \ll \Delta\varepsilon_{\max}$. Як наслідок, питома потужність $\tilde{W}_1 = d\varepsilon/d\tau$ відносно невелика.

У другому випадку (2) ще до моменту захоплення бульбашки ($\Delta\tau_2$) тиск в рідині зростає до величини $p_2 = p_{\text{кінц}}$ і бульбашка встигає акумулювати максимальну кількість питомої енергії $\Delta\varepsilon_2 = \Delta\varepsilon_{\max}$, що забезпечує максимальну питому потужність $\tilde{W}_2 \gg \tilde{W}_1$.

При потребі реалізації в бульбашкових паро-рідинних системах ефективних кавітаційних механізмів ДІВЕ застосування методів швидкого підвищення тиску в об'ємі рідини забезпечує виконання умови $\Delta\tau_{\text{acc}} < \Delta\tau_{\text{tr}}$.

6.2.2 Ефективність механізмів ДІВЕ в процесах кипіння

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Розглянемо умови ефективності механізмів ДІВЕ, що базуються на використанні динамічної дії інтенсивно зростаючих бульбашок при скипанні рідини. Щоб ініціювати процес кипіння в рівноважній бульбашковій системі «рідина-пара» і перевести її в пару, необхідно вивести систему із стану термодинамічної рівноваги, для чого достатньо зменшити тиск в рідині. Якщо в розглянутій вище рівноважній паро-рідинній системі із заданими величинами температури ($T_{v0} = T_{l0}$) і тиску ($p_{l0} = p_{v0}$), де $p_{v0} = p_{\text{sat}}(T_{l0})$, швидко скинути тиск в рідині від початкового значення p_{l0} до $p_{\text{кінц}} \ll p_{l0}$, всередині бульбашки буде акумулюватися питома потенціальна енергія стисненої пари

$$\varepsilon_{\text{pot}} = p_{v0} - p_{\text{кінц}} = p_{\text{sat}}(T_0) - p_{\text{кінц}}. \quad (6.5)$$

Тривалість акумулювання потенціальної енергії залежить від швидкості скидання тиску в системі, тобто від технічних характеристик клапана або іншого

пристрою. Хоча час “життя” парової бульбашки в процесі кипіння рідини незрівнянно більший у порівнянні з тривалістю існування парової бульбашки в процесах кавітації, динамічні характеристики бульбашки і в цьому випадку будуть тим вище, чим швидше акумулюється енергія. У процесі кипіння час трансформації потенціальної енергії стисненої пари в кінетичну енергію радіального руху рідини в околиці бульбашки $\Delta\tau_{tr}$, визначається тривалістю короткої інерційної стадії росту. Саме на цій початковій стадії зростання бульбашки, коли різниця тисків в паровій і рідкій фазах забезпечує досить високий рівень нерівноважності, відбувається інтенсивна трансформація енергії. Як і в попередньому випадку, виконання умови $\Delta\tau_{acc} < \Delta\tau_{tr}$ забезпечує високу ефективність реалізованих механізмів ДІВЕ.

На рисунку 6.5 показано, як залежить величина питомої потужності, що виділяється в імпульсі на ранній стадії зростання парової бульбашки від тривалості скидання тиску в системі.

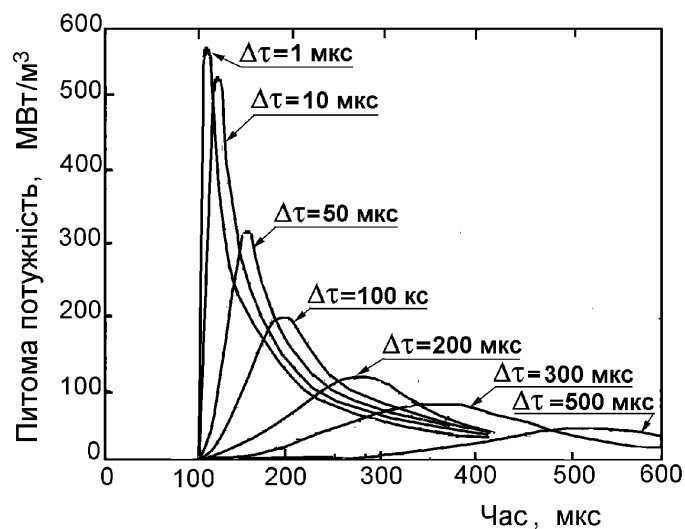


Рисунок 6.5 - Змінення в часі питомої потужності $\tilde{W}_l = f(\tau)$ в рідині на границі з бульбашкою на інерційній стадії її зростання в процесі скипання рідини при різних значеннях часу скидання тиску $\Delta\tau$.

Режимні параметри: $R_0=50$ мкм; $T_0=360$ К; $p_{l0}=71$ кПа; $p_{кінц}=20$ кПа.

Положення амплітуди імпульсу питомої потужності на шкалі часу відповідають тривалості інерційної стадії зростання бульбашки.

Тривалість трансформації механічної енергії $\Delta\tau_{tr}$, в свою чергу, повинна бути дуже короткою, з тим, щоб реалізувати акумульовану енергію у вигляді імпульсу максимальної потужності $W = \Delta E_{acc} / \Delta\tau_{tr}$.

Незалежно від способу практичної реалізації принципу ДІВЕ для досягнення оптимального рівня інтенсифікації їх необхідно виконувати такі **визначальні критерії ефективності**.

1. **Швидкість акумулювання потенційної енергії повинна перевищувати швидкість її одночасної і подальшої трансформації в кінетичну енергію.** У протилежному разі процес акумулювання енергії буде протікати в квазі-рівноважному режимі і потенціальна енергія не встигне реалізуватися в повному обсязі. При використанні бульбашок в якості трансформаторів енергії ця умова зводиться до вимоги за можливо найкоротший час забезпечити максимальну різницю тисків між фазами і може бути записано в наступній формі:

$$\frac{d(p_v - p_l)}{d\tau} \rightarrow \max; \quad \frac{\Delta|p_{v0} - p_{l0}|}{\Delta\tau_{acc}} \rightarrow \max; \quad \tau_{acc} < \tau_{tr}. \quad (6.6)$$

2. **Тривалість трансформації енергії повинна бути надзвичайно короткою**, оскільки корисна потужність, що виділяється у вигляді імпульсу, прямо пропорційна величині акумульованої енергії ΔE_{kin} і обернено пропорційна часу трансформації $\Delta\tau_{tr}$. Ця умова зводиться до вимоги досягнення гранично високих значень швидкості і прискорення радіального руху рідини і, відповідно до рівняння (3.5), може бути записано у вигляді:

$$\frac{dE_{kin}}{d\tau} \rightarrow \max; \quad \frac{\Delta\varepsilon_{kin}}{\Delta\tau_{tr}} \rightarrow \max \quad \text{або} \quad \max i w_R \rightarrow \max. \quad (6.7)$$

3. **Енергія в формі імпульсу має виділятися одночасно у великій кількості локальних дискретних зон, рівномірно розподілених в робочому об'ємі апарата.**

При вирішенні конкретних практичних завдань ці умови є необхідними критеріями, якими слід керуватися при виборі найбільш ефективного і раціонального методу ДІВЕ.

6.3 Контрольні запитання

1. Визначити термодинамічні критерії рівноваги в двофазній бульбашковій системі «рідина пара». Розглянути види нерівноважних ефектів, назвати потенціали рівноважних процесів та порівняти характерні часи релаксації цих нерівноважних процесів до стану рівноваги.

2. Пояснити, яку роль відіграє в бульбашкових рідинних системах фактор нестабільності, пов'язаний з поверхневими явищами на міжфазній границі.

3. Якісно проаналізувати вплив кожного з факторів нестабільності на поведінку парових бульбашок при раптовому збільшенні тиску в рідині (процес кавітації).

4. Якісно проаналізувати вплив факторів нестабільності на поведінку парових бульбашок при раптовому зменшенні тиску в рідині (процес кипіння).

5. Розглянути ефективність механізмів ДІВЕ в процесах кавітації та кипіння (на прикладах, представлених на рисунках 26 та 27). Пояснити застосування термінів «акумуляція енергії» та «трансформація енергії»

6. Сформулювати базові критерії ефективності механізмів ДІВЕ.

7 КАВІТАЦІЯ. МІКРОМАСШТАБНІ ПРОЦЕСИ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Вступ. Використання потужних кавітаційних механізмів є сьогодні одним з найбільш дієвих способів досягнення високих енергетичних показників в технологіях, пов'язаних з обробкою рідких дисперсних середовищ з метою підвищення швидкості проведення операцій диспергування, гомогенізації, екстрагування, емульгування, стерилізації та інших. В останні роки в світі спостерігається тенденція широкого використання гідродинамічної та акустичної кавітації в харчових технологіях для прискорення тепломасообмінних, гідродинамічних, біохімічних мікроуровневих процесів і для локального енергетичного впливу на структуру сировини і на біологічні об'єкти.

Кавітаційне вплив на оброблювану середу здійснюється *на молекулярному рівні*, що дозволяє цілеспрямовано змінювати фізико-хімічні властивості продукту, проводити операції полімеризації або деполімеризації, руйнувати макромолекули, міцелярні структури і оболонки клітин мікроорганізмів, прискорювати перебіг хімічних реакцій, сприяти утворенню вільних радикалів. Для раціонального вирішення цих завдань необхідно розуміння фізичної природи кавітаційних механізмів, також можливість їх адекватного опису *в просторовому і часовому наномасштабах*.

Протягом років кавітація вважалася одним з напрямків гідродинаміки, пов'язаного із з'ясуванням і усуненням негативних причин ерозійного руйнування поверхонь гребних гвинтів, лопатей гідротурбін, гідротехнічних пристроїв. Встановлено, що ерозія поверхонь виникає зокрема через механічну дію ударних хвиль і кумулятивних струменів, які утворюються при захопленні сукупності бульбашок. Але на основі виключно цих механізмів важко пояснити руйнування молекулярних і колоїдних структур, ініціювання та прискорення хімічних реакцій, інші макро- нанорівневі дії кавітаційних ефектів. При розгляді

кавітації в рамках гідродинаміки не береться до уваги специфічний вплив термічних факторів.

Певною мірою такий підхід зберігається по теперішній час, хоча встановлено, що на стадії максимального стиснення температура парогазового середовища всередині кавітаційної мікробульбашки досягає $5000 \div 10000$ К, а тиск зростає до 1000 МПа. Вважається, що теплової енергії, яка виділяється в об'ємі бульбашки при її захопуванні, достатньо для іонізації і дисоціації молекул парів води і присутніх в бульбашці газів, утворення вільних радикалів, прискорення на 5-6 порядків швидкостей газофазних хімічних реакцій і навіть (за деякими прогнозами) ініціювання в кавітаційних бульбашках реакцій термоядерного синтезу.

Разом з тим високотемпературні процеси, що протікають у газовій фазі на стадії захопування бульбашок, не пояснюють дію кавітації на присутні в рідкій фазі молекулярні і клітинні структури в біологічних системах, що дає підстави припускати наявність альтернативних механізмів. Достовірний теоретичний аналіз механізмів кавітації ускладнюється відсутністю узагальнюючих математичних моделей з максимальним урахуванням основних фізичних факторів. Моделювання зазвичай проводиться стосовно аналізу конкретного експерименту без розгляду міжфазного теплообміну і кінетики фазових переходів, а процес стиснення бульбашки вважається адіабатним.

7.1 Умови ініціювання кавітаційних процесів

Матеріал викладено за авторами [1...15].

З огляду на різноманіття трактувань поняття кавітації, в даному викладенні кавітаційних процесів і кавітаційних явищ під терміном кавітація мається на увазі такий розвиток парогазових бульбашок і бульбашкових систем, при якому завершальною стадією є її захопування. При цьому необхідною і достатньою умовою реалізації явища кавітації в рідині є зниження тиску p_l в локальному об'ємі рідини до значень нижче тиску насиченої пари при температурі рідини

($p_l < p_{sat}(T_{l0})$), а потім різке підвищення тиску до величини, що перевищує тиск насичених парів ($p_l > p_{sat}(T_{l0})$).

В результаті захлопування сукупності бульбашок відбувається випромінювання високоамплітудних акустичних імпульсів тиску, які мають потужний динамічний і термічний вплив на навколишнє рідинне середовище і присутніх в ньому макро- та мікродисперсій, а також на молекулярні і біологічні структури.

Це визначення в рівній мірі відноситься до *акустичної* та до *гідродинамічної кавітації*, де падіння і зростання тиску обумовлено періодичним високочастотним розтягуванням і стисненням локального об'єму рідини, або розтягуванням швидкісного потоку рідини при його проходженні через вузький перетин каналу.

Під терміном “захлопування кавітаційної бульбашки” мається на увазі стиснення бульбашки до такого ступеня, коли вся пара, присутня в об'ємі бульбашки, буде повністю сконденсована і в локальній зоні захлопування на місці бульбашки буде існувати лише рідинна фаза. Як буде показано далі, захлопування паргазової бульбашки може відбуватися лише за умови, що кількість стороннього неконденсованого газу в об'ємі бульбашки зневажливо мала. Зазвичай парогазова бульбашка стискається до мінімального розміру ($R_{b\ min} \approx 1$ мкм), а потім інтенсивно зростає, завдяки тому, що тиск пари та газу усередині стисненої бульбашки в сотні разів перевищує зовнішній тиск в оточуючій рідині $p_l \approx 1$ атм.

На рисунку 28 (а) представлено серію послідовних кадрів кінозйомки, виконаної з інтервалом 1 мкс. На цих кадрах зафіксовано зміну розмірів бульбашки на стадіях її розширення і стиснення. На протязі часового інтервалу $\Delta t \approx 1$ мкс розмір бульбашки змінюється дуже сильно, але навіть при такій високій швидкості кінозйомки неможливо точно зафіксувати ні момент максимального стиснення, ні мінімальний розмір бульбашки в цей момент.

На рисунку 7.1 (б) показані осцилограми імпульсів на стадії початкового росту і завершальній стадії схлопування цієї парової бульбашки, зафіксовані а допомогою гідрофону і фотодетектора.

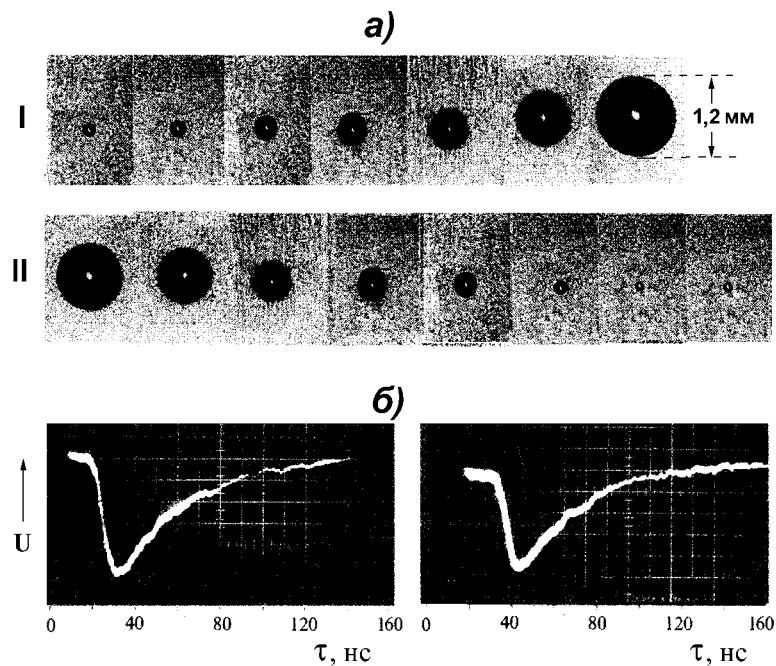


Рисунок 7.1 - Еволюція парової бульбашки у воді при різкому зменшенні зовнішнього тиску нижче тиску насиченої пари і при наступному зростанні зовнішнього тиску вище тиску насиченої пари.

а) Послідовні кадри швидкісної кінозйомки з частотою 10^6 кадр/с стадії розширення парової бульбашки (I) і стадії наступного стиснення цієї бульбашки в процесі її захлопування (II).

б) Зареєстровані імпульси тиску, які випромінює бульбашка на початковій стадії її зростання (лівий рисунок) і на завершальній стадії її захлопування (правий рисунок).

Ці рисунки є ілюстрацією того факту, що амплітуди тиску в обох випадках однаково великі, а тривалість обох імпульсів вимірюється в масштабі наносекунд. Ці дані дозволяють оцінити ступінь динамічного впливу з боку бульбашки в локальній точці розташування датчика, але не дозволяють визначити рівень амплітуди імпульсу тиску p_{imp} ні в самій бульбашці, ні в інших точках в рідині, оскільки невідомо достовірне значення мінімального

радіусу R_{\min} . Достовірною інформацією, яку отримано в даному експерименті, є точне вимірювання тривалості імпульсу тиску ($\Delta\tau=10\div 20$ нс), що дає змогу оцінити величину питомої потужності, яка досягається в експерименті в процесі трансформації енергії на стадіях стиснення і розширення бульбашки:

$$\tilde{W}_{R_{\max}} \propto dp_l/d\tau = 10^8 \div 10^9 \text{ МВт/м}^3.$$

Як було зазначено вище, для ініціювання кавітаційних ефектів необхідно, щоб тиск в рідині $p_l(\tau)$ різко спадав до величини, яка значно менше тиску насиченої пари ($p_{\min} \ll p_{\text{sat}}(T_l)$), а потім швидко зростав до тиску $p_k > p_{\text{sat}}(T_l)$. Ці умови, схематично представлені на рисунку 7.2, в рівній мірі відносяться і до акустичної і до гідродинамічної кавітації. Рисунок ілюструє той факт, що для зростання бульбашок в процесі кавітаційного скипання тиск в рідині може спадати до негативних значень ($p_{l\min} < 0$), тобто рідина має бути розтягнута.

Принципово важливим є той факт, що для початку формування і зростання кавітаційних бульбашок тиск в рідині необхідно скинути до мінімального значення $p_{l\min}$, яке, як видно з рисунку, знаходиться **в області від'ємних тисків** ($p_{l\min} < 0$). Іншими словами, рідина має перебувати в стані розтягнення. В теорії акустичної кавітації це є очевидним, бо інтенсивність ультразвукового поля з в околиці у/з генератора періодично змінюється з великою частотою від додатніх до від'ємних значень. При цьому тиск в рідині з такою ж частотою змінюється, наприклад, від +0,3 МПа до -0,3 МПа. В гідродинамічній кавітації, у більшості випадків, як правило, бездоказово приймається, що для формування та зростання кавітаційних бульбашок значення мінімального тиску в рідині повинні знаходитися в інтервалі $0 < p_{l\min} < p_{\text{sat}}(T_l)$.

Такий підхід виключає можливість раціонального вибору конструкції кавітаційного апарата і оптимальних режимів його роботи. Необхідність

виконання умови $p_{\min} \ll 0$ для ініціювання процесів кавітації буде розглянуто нижче.

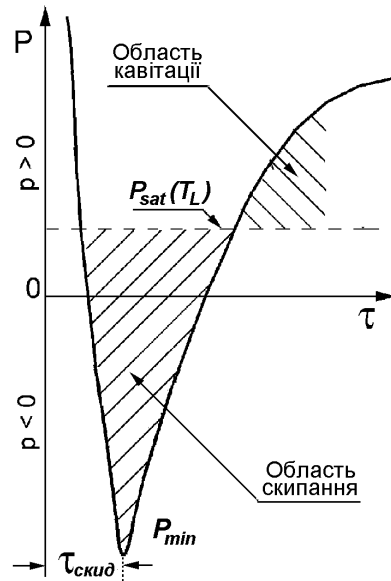


Рисунок 7.2 - Схематичне зображення характеру змінення тиску в рідині для реалізації кавітації.

Ще однією важливою умовою створення потужних кавітаційних ефектів є вимога зменшення часу $\Delta\tau_{\text{скид}}$ - тривалості скидання тиску в рідині від $p_l = p_{l\min}$ до $p_l = p_{l0}$. Ця умова зумовлена необхідністю виконання першого критерія ефективності ДІВЕ, розглянутого в Лекції 6 - при використанні бульбашок в якості трансформаторів енергії необхідно за можливо найкоротший час забезпечити максимальну різницю тисків між фазами. Шляхи виконання цієї умови стосовно кавітаційних процесів також буде розглянуто далі.

7.2 Кавітаційні реактори

Матеріал викладено за авторами [1...15].

На практиці кавітаційні механізми реалізуються або за рахунок акустичного впливу на рідину з використанням різних ультразвукових випромінювачів або шляхом створення оптимальних гідродинамічних умов в

потоці рідини з обов'язковим виконанням вимоги $p_l \ll p_{sat}(T_l)$. Фотографія кавітаційних кластерів створених під дією випромінювача ультразвуку, та кавітаційного кластера, створеного в процесі гідродинамічної кавітації наведено на рисунку 7.3.

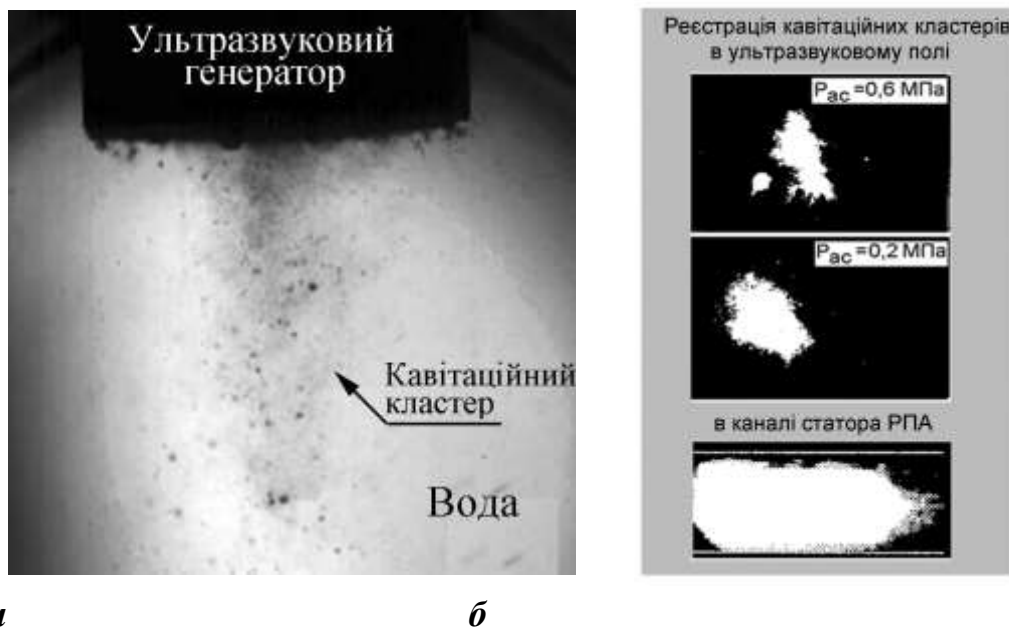


Рисунок 7.3 - Вигляд кавітаційних кластерів, створених за допомогою ультразвукового генератора в процесі акустичної кавітації (а) та кластерів, які утворюються в каналах статора роторно пульсаційних апаратів в процесі гідродинамічної кавітації (б).

Кавітаційним кластером називають сукупність бульбашок які формуються і зростають в рідині на стадії кавітаційного скипання, коли виконується умова $p_l < p_{sat}(T_l)$. На стадії захоплення одночасно захоплюються усі бульбашки в кластері, що супроводжується випромінюванням надзвичайно потужного сумарного акустичного імпульсу. «Тривалість життя» кавітаційного кластера як в процесах акустичної так і гідродинамічної кавітації дуже коротка – від початку формування бульбашки до її колапсу- і вимірюється в самшабі мілісекунд. Після захоплення кавітаційного кластера на його місці

одразу зростає і розвивається новий класер. Завдяки коротком періоду існування кластера на фотографіях і на відеокадрах він виглядає як стабільна хмаринка.

Разом з акустичною та гідродинамічною кавітацією все більш широке практичне застосування знаходять методи електророзрядної та парової кавітації, а в наукових лабораторних дослідженнях – методи лазерної кавітації. Ці види кавітації, їх переваги і недоліки, можливості їх застосування в технологічних процесах детальніше розглядатимуться в наступних лекціях.

Різноманітні типи апаратів, в активній зоні яких виконуються умови виникнення кавітації, тобто падіння тиску в рідинному тракті нижче тиску насиченої пари, а потім різке підвищення тиску вище цього рівня, розглядаються як *кавітаційні реактори*, які сьогодні широко використовуються в різних промислових технологіях. Очевидно, апарат може застосовуватися як кавітаційний реактор, якщо кавітація в цьому пристрої не погіршує його роботу.

Як приклад, можна навести відцентрові насоси, де кавітація є негативним шкідливим явищем, яке суттєво зменшує ККД насосу, веде до пошкодження гребних гвинтів імпелера, інших частин насосу внаслідок механічної та хімічної ерозії матеріалів. Навіть невелика кількість вільного газу в рідині значно погіршує антикавітаційні характеристики лопатних насосів. Так, присутність у воді газу з об'ємною долею 1%, зменшує коефіцієнт швидкохідності насоса приблизно на 13%. Тому запобігання небажаного кавітаційного скипання перекачуємої рідини і забезпечення необхідного кавітаційного запасу в насосі є обов'язковими вимогами при розробці та експлуатації відцентрових насосів.

Але в деяких технологіях відцентрові насоси використовують як ефективні кавітаційні реактори саме завдяки утворенню в них потужним кавітаційних ефектів, які спрямовані на інтенсифікації конкретних технологічних процесів.

Кавітація відіграє негативну роль в багатьох гідравлічних системах та в пристроях - в тих місцях, де потік рідини зазнає місцевого звуження з подальшим розширенням, наприклад, в засувних і регулюючих органах, діафрагмах, заслінках клапанах та інших елементах трубопроводів. В цих локальних зонах елементи трубопроводу зазнають найбільш руйнівної ерозійної

дії кавітації, що приводить до аварійних ситуацій і значно скорочує термін експлуатації цих елементів.

Однак, саме ці традиційні елементи гідравлічних систем – трубки Вентурі, діафрагми, решітки, шайби ефективно застосовуються сьогодні в якості робочих органів кавітаційних реакторів, які використовуються в промислових технологіях.

При розробці і модифікації кавітаційних реакторів дослідження спрямовано насамперед на пошуки конструктивних матеріалів, які визначаються підвищеною стійкістю до ерозійної дії – композити, кераміка, металеві сплави тощо.

Для застосування механізмів гідродинамічної кавітації як ефективного засобу інтенсифікуючої дії при вирішенні науково-дослідних та прикладних задач використовуються такі типи кавітаційних реакторів:

- циліндричні та дискові роторно-пульсаційні апарати;
- сопла Вентурі,
- пластини з одним або з декількома отворами;
- пульсаційні диспергатори;
- відцентрові насоси.

Деякі з цих апаратів і принципи їх роботи було розглянуто в попередніх лекціях де розглядалися апарати створені на основі принципу дискретно-імпульсного введення енергії. В багатьох з цих апаратів застосовується саме ефекти кавітації як найбільш жорсткого механізму ДІВЕ

На рисунку 31 представлено основні типи кавітаційних реакторів, в яких реалізуються механізми гідродинамічної кавітації.

Гідродинамічна кавітація виникає в апаратах проточного типу із змінною геометрією каналу рідинного тракту. На ділянці каналу із зменшеною площею поперечного перерізу швидкість стаціонарного потоку зростає і, у відповідності із законом Бернуллі, тиск в рідині спадає до значень менших тиску насиченої пари ($p_l \ll p_{sat}(T_l)$). Як наслідок, на цій ділянці відбувається формування і інтенсивне зростання кавітаційних бульбашок, тобто реалізується стадія

кавітаційного скипання рідини. На наступній ділянці каналу, де площа поперечного перерізу каналу зростає, потік гальмується і тиск рідини різко зростає до значень, вищих за тиск насиченої пари ($p_l > p_{sat}(T_l)$). Це веде до стискання і захопування сукупності кавітаційних бульбашок.

Найбільш наглядно цей кавітаційний механізм відтворюється в соплах Вентурі, схема якого представлена на рисунку 7.4. В конфузіві і в горловині сопла відбувається формування і зростання ансамблю бульбашок, а в дифузорі – стискання і одночасне захопування усіх бульбашок ансамблю. При проходженні рідини через сопло Вентурі відбувається трансформація потенціальної енергії стисненої рідини в кінетичну енергію потоку – в горловині сопла- і подальшу трансформацію кінетичної енергії в потенціальну енергію на виході із сопла.

По такій схемі реалізуються кавітаційні процеси при проходженні потоку рідини через крильчатку відцентровго насоса або через канали, в яких кавітуючим елементом є пластинка з одним чи з декількома отворами.

По іншому розвиваються кавітаційні процеси в роторно–пульсаційних апаратах і в пульсаційних диспергаторах, схеми яких наведено на рисунку 31, а принцип роботи яких докладно розглянуто в попередніх лекціях. В цих апаратах виконання умови ініціювання кавітаційних механізмів відбувається завдяки періодичному перекриттю каналу засувкою, що веде до періодичного гальмування і прискорення потоку, і, як наслідок, до періодичного спадання і зростання тиску. В апаратах цього типу потік рідини нестационарний, і процес формування, зростання і наступного захопування бульбашок регулярно повторюються в кожному циклі перекриття каналу.

Кількісні величини періодичних перепадів швидкості і тиску у фіксованому перерізі каналу для нестационарної течії або зміну цих параметрів по довжині каналу в стаціонарних потоках можна в деяких випадках визначити в експерименті.

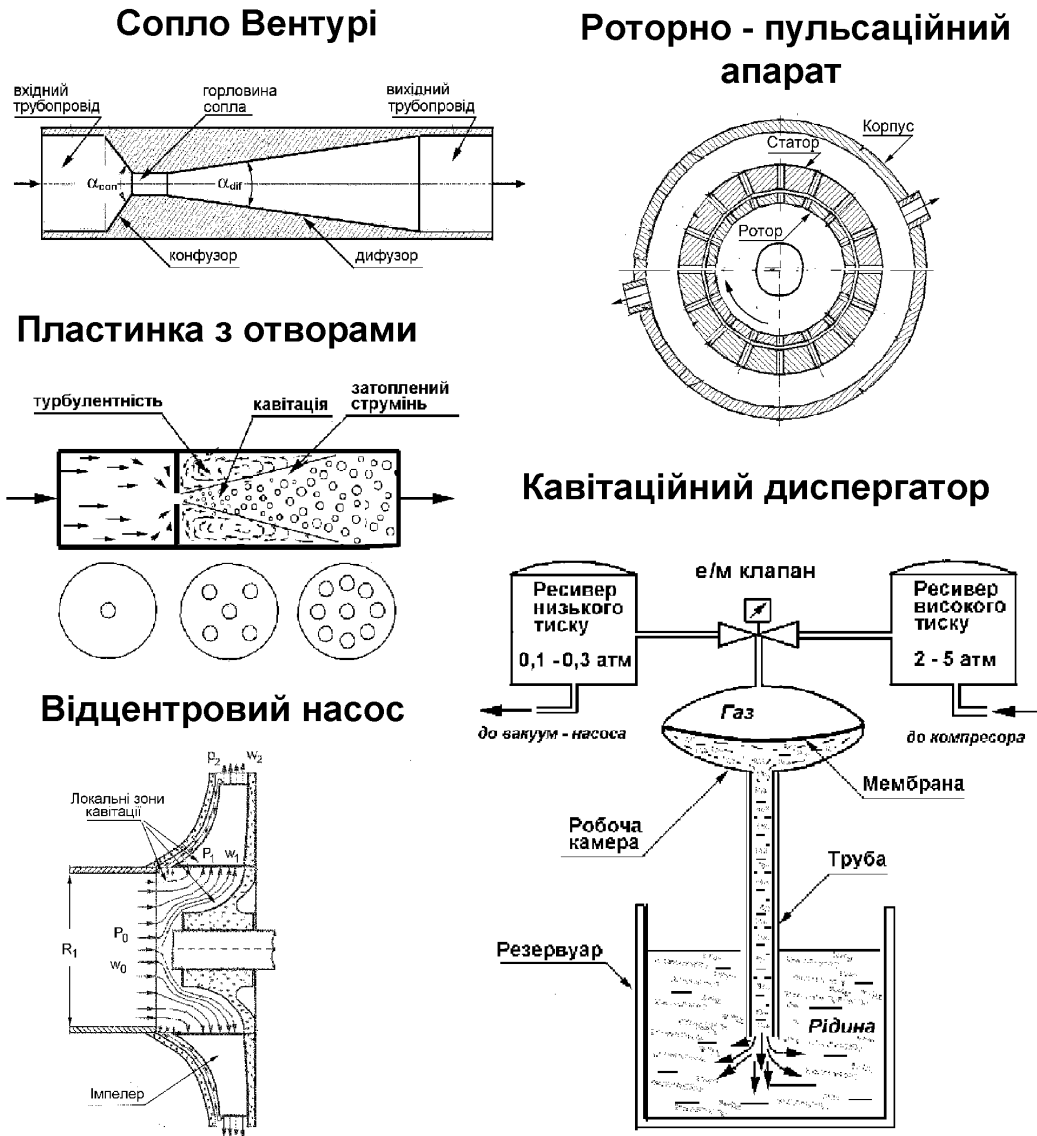


Рисунок 7.4 - Основні типи кавітаційних реакторів, в яких реалізуються механізми гідродинамічної кавітації.

Результати експериментів і теоретичні розрахунки свідчать про те, що умова скинення тиску в рідині до від'ємних значень ($p_{\min} \ll 0$) для ініціювання кавітаційних ефектів виконується в будь-яких типах гідродинамічних і акустичних реакторів. Цей факт ілюструється даними, представленими на рисунку 7.5.

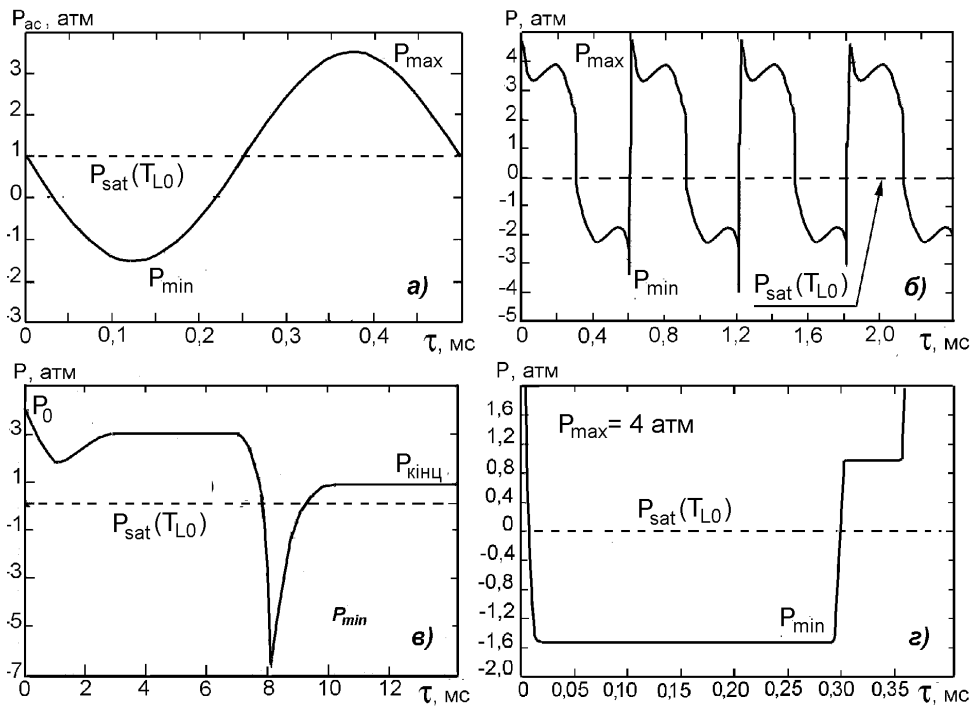


Рисунок 7.5 - Змінення з часом тиску в рідині в робочому об'ємі гідродинамічних кавітаційних реакторів різного типу. Розрахунки по моделі.
 а) ультразвуковий ргенератор с частотою $f=2$ кГц; б) роторно-пульсаційний апарат; в) сопло Вентурі; г) пульсаційний диспергатор.

Графіки на рисунку 32 показують, що змінення тиску рідини за один цикл роботи в усіх кавітаційних реакторах точно відповідає характеру зміни тиску, необхідного для реалізації кавітаційних ефектів, який представлено на рисунку 29. На стадії кипіння тиск спадає нижче тиску насиченої пари а мінімальне значення тиску $p_{min} \ll 0$. На стадії кавітації тиск зростає до значень $p_l \gg p_{sat}(T_0)$. Це є підтверженням того, що всі ці апарати працюють як кавітаційні реактори.

7.3 Термодинамічний аналіз процесу скипання рідини

Матеріал викладено за авторами [1...15].

В цьому підрозділі акцентовано увагу на тотожність процесу кавітаційного скипання рідини завдяки спаданню тиску при $T_{l0} = \text{const}$ і процесу термічного скипання рідини через зростання температури рідини при $p_{l0} = \text{const}$.

Процеси кавітаційного і термічного кипіння описуються тією ж самою системою рівнянь, що свідчить про певну аналогію між скипанням рідини в ізотермічному режимі і в ізобаричному режимі.

В плані вивчення і розуміння суті кавітації будуть коротко розглянуті основні фізичні механізми і явища, які відбуваються на стадії кавітаційного скипання рідини. Саме на цій стадії беруть початок ті важливі процеси, які визначають потім ефективність динамічного і термічного впливу на завершальній стадії кавітації. Зокрема, тут і далі обговорюється важливе питання щодо відмінності між тиском кавітаційного кипіння рідини, яке завжди дорівнює тиску насиченої пари, і тиском кавітаційного скипання, яке саме і визначає початок процесу кавітації. В цьому підрозділі розглядаються питання відносно тотожності та відмінності процесів ізобаричного кипіння – при нагріванні рідини при постійному тиску та ізотермічного кипіння – при скиданні тиску в рідині при постійній температурі.

З точки зору термодинаміки і кавітаційне кипіння і звичайне (термічне) кипіння слід розглядати як тотожні явища, які обумовлені релаксацією виведеної з рівноваги системи «рідина-пара» до рівноважного стану, і які відрізняються тільки шляхом переходу системи до стабільного стану. Критерієм рівноваги системи, як зазначено в попередніх лекціях, є одночасна рівність в обох фазах величин тисків ($p_v = p_l$), температур ($T_l = T_v$) і хімічних потенціалів ($\mu_v = \mu_l$).

Особливості фазового переходу рідина-пара в процесах кипіння схематично зображені на рисунку 33-а, б, де представлені $p - T$ (рисунку 7.5-а) і $p - V$ (рисунку 33-б) діаграми стану для води. Лінія бінодалі на цих малюнках розділяє області рівноважного існування пари і рідини .. Ця крива утворена сукупністю значень температури і тиску, які задовольняють зазначеним вище

критеріям рівноваги. Існують дві очевидні можливості фазового переходу рідини в пару.

Нехай вода знаходиться в стані рівноваги при атмосферному тиску ($p_0=1$ атм) і температурі $T_0=20^\circ\text{C}$ (точка A на рисунках 7.5-а, б). Фазовий перехід можна здійснити шляхом ізобаричного нагрівання води до температури кипіння і переходом через лінію бінодалі (точка B на рисунку 7.5-а, б). В цьому випадку релаксація термічно нерівноважної паро-рідинної системи до переходу в стабільний стан пари контролюється лише різницею температур ($T_l - T_v$) і хімічних потенціалів ($\mu_l - \mu_v$).

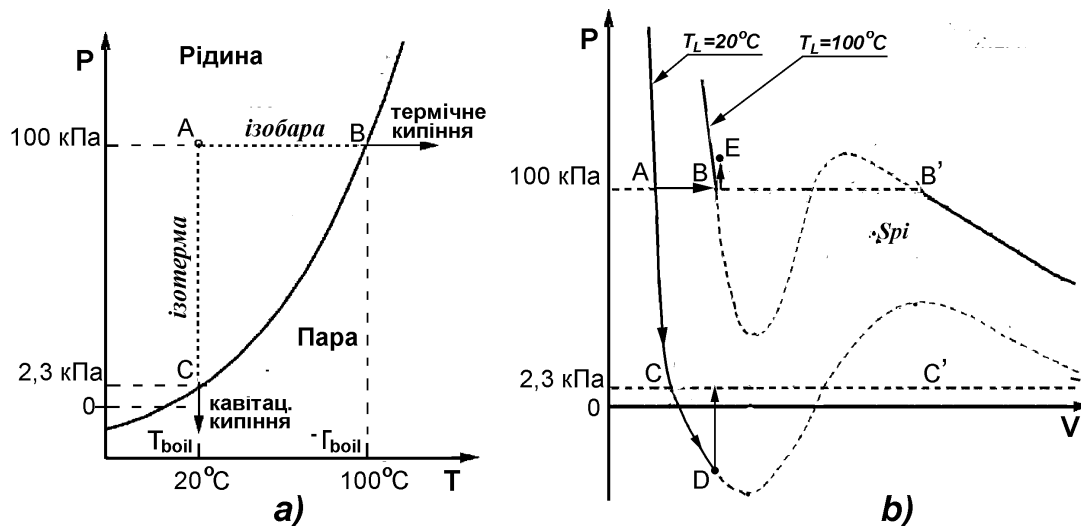


Рисунок 7.5 - Особливості фазового переходу в системі «рідина пара» в процесах ізобаричного та ізотермічного скипання рідини, представлення у вигляді $p-T$ (а) і $p-V$ діаграми (б).

Перевести воду в стан пари можна також шляхом ізотермічного зниження тиску рідини p_l до значення ($p_l = p_{sat}(T_{l0})$) з переходом через лінію бінодалі (точка C на рисунку 7.5-а, б). В цьому випадку потенціалом процесу релаксації механічно нерівноважної парорідинної системи є різниця тисків ($p_v - p_l$). Більшість дослідників визначають термічне кипіння, як процес утворення і зростання мікробульбашок при ізобаричному нагріванні рідини, а кавітацію як процес утворення і зростання мікробульбашок при ізотермічному зниженні тиску в рідині. В обох випадках при перетині лінії бінодалі в процесі фазового

переходу рідина-пара (в точці B або в точці C) спостерігається інтенсивне пароутворення. Але з фізичної точки зору між цими двома процесами існують і певні відмінності.

Можна дуже швидко змінити тиск відразу у всьому об'ємі рідини, але практично неможливо швидко і рівномірно змінити температуру. Як показано в попередній лекції на рисунку 6.1, час релаксації механічної нерівноважності ($p_v - p_l$) в процесах кавітації **набагато коротший** за часи релаксації, пов'язані з різницею температур ($T_l - T_v$) і хімічних потенціалів ($\mu_v = \mu_l$), які власне лімітують процеси звичайного (термічного) кипіння.

Тому кавітація на обох стадіях свого розвитку - на стадії зростання бульбашок і на стадії їх кавітаційного захлопування - проявляє себе як надзвичайно інтенсивний вибуховий процес, набагато сильніший і руйнівний, ніж динаміка бульбашок в повільних процесах кипіння або конденсації. В процесі ізобаричного охолодження паро-рідинної системи замість захлопування бульбашок відбувається монотонний повільний процес конденсації.

На $p-V$ діаграмі стану (рисунку 33-б) процес ізобаричного скипання (в результаті підвищення температури рідини при постійному тиску) описується прямою $A-B'$ і переходом через лінію бінодалі в точці B . Точка E на рисунку 33-б показує наскільки глибоко може зайти рідина в метастабільну область без скипання.

Іншими словами, відрізок AE визначає можливу ступінь перегріву рідини до початку скипання. Чим більше парогазових мікробульбашок - потенційних центрів скипання міститься в рідині, тим менша можливість перегріву рідини над величиною термодинамічної температури кипіння (100°C при тиску в 1 атм). При досягненні граничної межі перегріву рідина миттєво повертається із перегрітого стану E на бінодаль $A-B'$ і далі процес кипіння відбувається при постійній температурі ($T=100^\circ\text{C}$) і постійному тиску ($p=1$ атм) до повного переходу рідини в пару в точці B' .

При ізотермічному скиданні тиску в воді, що спочатку знаходилася в точці A ($p_{l0} = 100$ кПа, $T_{l0} = 20^\circ\text{C}$), і наступному переході по ізотермі через лінію бінодалі в точці C рідина потрапляє в метастабільну область ($p_l < p_{sat}(T_{l0})$). Ступінь проникнення в метастабільну область визначається точкою D (рисунку 33-б).

Вважається, що рідина в точці D знаходиться в стані розтягнення, а різниця тисків між точками C і D визначає ступінь розтягування. При цьому, як видно з рисунку 33-б, тиск може знизитися до негативних значень ($p_l < 0$). Потім відбувається вибухове закипання розтягнутої рідини і система переходить на траєкторію монотонного кипіння $C - C'$. Скипання рідини здійснюється виключно за рахунок гетерогенного зародкоутворення через присутність в рідині газових мікро-бульбашок. Граничне розтягнення ідеальної рідини, яке відповідає мінімуму на ізотерме Ван-дер-Ваальса, можливо лише для особливо очищеної рідини, яка не містить розчинених або вільних газів.

Початок і розвиток процесів як термічного, так і кавітаційного кипіння в рівній мірі залежить від концентрації та від розміру газових мікрозародків. Вода містить велику кількість стабільних газових бульбашок в інтервалі R_0 від 0,1 до 10 мкм, які є потенційними центрами кипіння. Дослідження показали, що у відстояній воді спостерігався чітко виражений максимум густини розподілу газових бульбашок для стабільних бульбашок з радіусами $R \cong 2,5$ мкм. В інтервалі $R_0 = 1,2 \div 12$ мкм в дистильованій воді більше 90% об'єму займають бульбашки з $R_0 = 1,4 \div 2,2$ мкм, а у відстояній воді - бульбашки з $R_0 = 4 \div 8,5$ мкм. Доведено також, що в 1 м^3 води при 20°C міститься близько $2 \cdot 10^{15}$ бульбашок із середнім радіусом 20 нм.

Отже, стабільні газові бульбашки, які завжди у великій кількості містяться в рідинах, зокрема у воді, незалежно від їх розміру, є потенційними центрами як кавітаційного, так і термічного скипання рідини. Вони завжди можуть бути активовані при достатньому ступені розтягування рідини або її перегріву.

У промислових технологіях, пов'язаних з процесами кипіння, включаючи кавітаційні технології, достовірною інформацією стосовно початкових параметрах газомісту рідини (концентрації і розмірах мікрозародків), а також можливість контролю цих параметрів є необхідною умовою успішного виконання роботи.

7.4 Контрольні запитання

1. Дати визначення поняття кавітації і сформулювати умови ініціювання процесів кавітації із застосуванням схеми на рисунку 29.

2. Пояснити, що означає захопування кавітаційної бульбашки і які динамічні та термічні ефекти виникають на стадії захопування бульбашок. Що таке кавітаційний кластер і яка тривалість його існування.

3. Назвати основні типи кавітаційних реакторів і пояснити, як в кожному з них виконуються умови виникнення кавітації.

4. Пояснити аналогію та відмінність між процесами ізобаричного кипіння при нагріванні рідини і кавітаційного кипіння в ізотермічному режимі.

5. Показати що необхідною і достатньою умовою початку ізотермічного та ізобаричного кипіння будь-якої рідини є присутність в ній великої кількості газових мікрозародків – потенційних центрів скипання.

8 КАВІТАЦІЙНЕ СКИПАННЯ РІДИНИ

8.1 Умови порушення рівноваги в системі «парогазові бульбашки-рідина» в процесі кавітаційного скипання в ізотермічному режимі

Матеріал викладено за авторами [1...15].

У будь-якій рідині за нормальних умов знаходиться велике число парогазових бульбашок різного розміру – з радіусом від десятків нанометрів до десятків мікрометрів. Бульбашки з радіусом $R_0 > 3 \div 5$ мкм досить швидко спливають під дією сили Архімеда, але бульбашки з радіусом $R_0 < 1$ мкм можуть стабільно перебувати в рідині на протязі доволі довгого періоду часу. Проаналізуємо умови за яких парогазова бульбашка може стабільно існувати в рівновазі з рідиною без зміни свого розміру. В якості рідини для визначеності будемо розглядати воду

Нехай парогазова бульбашка з радіусом R_0 знаходиться у воді з температурою $T_{l0} = 20^\circ\text{C}$, під тиском $p_{l0} = 0,1$ МПа. У середині бульбашки знаходиться насичена водяна пара і сторонній неконденсований газ (азот, кисень, повітря тощо).

На рисунку 8.1 схематично зображено тиски, які діють на поверхню парогазової бульбашки, що знаходиться в рідині.

З боку газової фази на внутрішню поверхню бульбашки діє тиск газу p_{g0} і тиск пари $p_v = p_{sat}(T_{l0})$. З боку рідини на зовнішню поверхню бульбашки діє тиск рідини p_{l0} і капілярний тиск p_σ , зумовлений кривизною міжфазної поверхні. Як було показано в лекції 6, величина капілярного тиску $p_\sigma = 2\sigma/R_0$ пропорційна коефіцієнту поверхневого натягу σ і обернено пропорційна радіусу бульбашки.

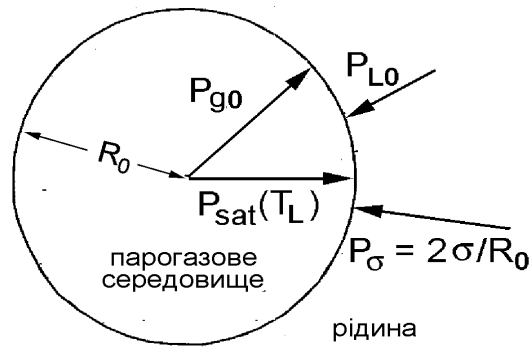


Рисунок 8.1 - Тиски, які діють на поверхню парогазової бульбашки з боку газової фази усередині бульбашки і з боку оточуючої рідини

Чим менший радіус бульбашки, тим більше величина капілярного тиску. При $T_l=20^\circ\text{C}$ поверхневий натяг води $\sigma=72\cdot 10^{-3}$ Н/м, тож не трудно розрахувати, що на бульбашку з радіусом $R=1$ мкм діє капілярний тиск $p_\sigma=0,145$ МПа=1,45 атм. За нормальних умов капілярний тиск, що діє на бульбашку такого розміру, перевищує зовнішній тиск $p_{l0}=1$ атм. А капілярний тиск, що діє на поверхню мікробульбашки з $R=0,1$ мкм вже в 15 разів перевищує атмосферний тиск p_{l0} .

Очевидно, бульбашка перебуватиме в рівновазі з рідиною, якщо сума тисків $p_{g0} + p_{sat}(T_{l0})$, що діють на її внутрішню поверхню з боку газової фази, буде дорівнювати сумі тисків $p_{l0} + 2\sigma/R_0$, що діють на зовнішню поверхню з боку рідини. Отже, при заданих значеннях T_{l0} та p_{l0} стабільне існування рівноважної бульбашки з радіусом R_0 визначається умовою

$$p_{g0} + p_{sat}(T_{l0}) = p_{l0} + 2\sigma/R_0, \quad (8.1)$$

При заданій температурі води $T_{l0}=20^\circ\text{C}$ величина тиску насиченої водяної пари $p_{sat}(20^\circ\text{C})=0,023$ атм. З цього випливає, що сума тисків $p_{l0} + p_\sigma$ в правій частині рівняння (8.1) набагато більша за тиск насиченої пари $p_{sat}(T_{l0})$, яка входить в ліву частину рівняння. Тому, згідно рівнянню (8.1), за нормальних умов існування у в рідині парових бульбашок без вмісту газу неможливо,

оскільки в цьому випадку в лівій частині (8.1) слід прийняти, що $p_{g0} \equiv 0$. Точно так же в рідині не можуть існувати газові бульбашки без вмісту пари, оскільки насичена пара завжди присутня в газовій фазі, якщо та знаходиться в контакті з рідиною. Отже, у воді можуть перебувати лише парогазові бульбашки будь якого розміру, які знаходяться у термодинамічній рівновазі з рідиною.

Чим менший радіус рівноважної бульбашки R_0 , тим парціальний тиск газу p_{g0} буде вищим у порівнянні з тиском пари $p_v = p_{sat}(T_{l0})$. Очевидно, в рідині можуть стабільно існувати парогазові бульбашки з різними радіусами $R_0 \propto 1/p_{g0}$.

При ізотермічному розширенні або стисненні бульбашки і, відповідно, зміні її радіусу маса газу m_g усередині бульбашки залишається незмінною, а тиск газу в бульбашці змінюється по закону

$$p_g = p_{g0} \left(\frac{R_0}{R_b} \right)^3. \quad (8.2)$$

При цьому тиск пари залишається незмінним ($p_v = p_{sat}(T_0) = \text{const}$).

Початковий тиск газу p_{g0} в бульбашці визначаємо з рівняння (8.1)

$$p_{g0} = p_{l0} - p_{sat}(T_{l0}) + 2\sigma/R_0. \quad (8.3)$$

В правій частині рівняння (8.3) всі члени є визначеними, що дозволяє одразу розрахувати тиск газу в залежності в радіусу стабільної бульбашки, тобто знайти залежність. $p_{g0} = f(R_0)$.

8.2 Активація мікро-бульбашок

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Розглянемо поведінку бульбашок в разі порушення рівноваги в системі шляхом ізотермічного збільшення або зменшення зовнішнього тиску p_{l0} . Для цього проаналізуємо рівняння (8.1)

Зі збільшенням тиску в рідині від p_{l0} до $p_{l1} > p_{l0}$ радіус бульбашки зменшиться до значення $R_1 < R_0$, а парціальний тиск газу в ній зросте до $p_{g1} = p_{g0}(R_0/R_1)^3$. Капілярний тиск $p_{\sigma} = 2\sigma/R_1$ дещо підвищиться, а парціальний тиск пари $p_{vb} = p_{sat}(T_{l0})$ залишиться незмінним. З рівняння (8.1) випливає, що при будь-якому збільшенні зовнішнього тиску p_l парогазові бульбашки завжди переходять в новий рівноважний стан, але з меншими розміром.

Зовсім інакше поводитьься бульбашка в разі зменшення тиску в рідині.

Із зменшенням тиску в рідині ($p_l < p_{l0}$), завдяки переважаючій дії тиску газу p_{g0} , радіус R почне зростати, через що капілярний тиск $p_{\sigma} = 2\sigma/R$ знижується пропорційно R^{-1} , При цьому тиск газу в бульбашці зменшується набагато сильніше ($p_g \propto R^{-3}$) і, як наслідок, тиск усередині розширеної бульбашки почне визначатися переважно тиском насиченої пари ($p_{sat}(T_{l0}) \geq p_g$). По мірі спадання тиску p_l сумарний тиск на поверхню з боку рідини ($p_l + 2\sigma/R$) буде зменшуватися, а тому сумарний тиск з боку газової фази ($p_g + p_{sat}(T_{l0})$) буде також зменшуватися, поступово наближаючись до сталого значення $p_{sat}(T_{l0}) = \text{const}$.

В разі швидкого скинення тиску від p_{l0} до $p_{l1} \ll p_{l0}$ рівновага в системі «бульбашка-рідина» порушується – ліва частина рівняння (8.1) значно перевищує праву. Внаслідок цього відбувається процес релаксації системи до рівноважного стану, критерієм якого є рівність обох частин рівняння (8.1). Процес релаксації триває доти, поки величини тисків і обох частинах рівняння не зрівняються. Радіус бульбашки швидко зростає від початкового R_0 до $R_1 > R_0$, парціальний тиск газу спадає до $p_{g1} = p_{g0}(R_0/R_1)^3$, а капілярний тиск зменшується до $p_{\sigma} = 2\sigma/R_1$. Умову рівноваги в системі для бульбашки з радіусом R_1 , запишемо у вигляді

$$p_{g0} \left(\frac{R_0}{R_1} \right)^3 + p_{sat}(T_{l0}) = p_{l1} + \frac{2\sigma}{R_1}. \quad (8.4)$$

Рівняння (8.4) можна переписати у вигляді

$$p_{li} = p_{sat}(T_{l0}) + p_{g0} \left(\frac{R_0}{R_i} \right)^3 - \frac{2\sigma}{R_i}. \quad (8.5)$$

Рівняння (8.5) визначає радіус R_i , при якому стабілізується бульбашка при послідовному зниженні тиску від p_{l0} до певних значень p_{li} .

На рисунку 8.2 представлені розраховані з рівняння (8.5) залежності $p_{li} = f(R_i)$ для бульбашок з радіусом R_0 , яка до початку скидання тиску знаходилася у стані рівноваги у воді з температурою $T_{l0} = 20\text{C}$ і тиском $p_{l0} = 0,1 \text{ МПа}$.

Умова початку необмеженого зростання (*активації*) бульбашки має вигляд.

$$p_{lcr} \leq p_{sat}(T_{l0}) + p_{g0} \left(\frac{R_0}{R_{cr}} \right)^3 - \frac{2\sigma}{R_{cr}}. \quad (8.6)$$

Величина p_{lcr} визначає граничний рівень, до якого **необхідно і достатньо** знизити тиск в рідині для активації бульбашок з заданим R_0 .

Особливістю кривих рівноваги $p_l = f(R)$, представлених на рисунку 35, є наявність мінімуму, який відповідає певним граничним значенням p_{lcr} і R_{cr} для бульбашки з радіусом R_0 . Якщо тиск в рідині зменшився до значень $p_{li} \leq p_{lcr}(R_0)$, бульбашка почне необмежено зростати і врешті покине систему внаслідок швидкого спливання.

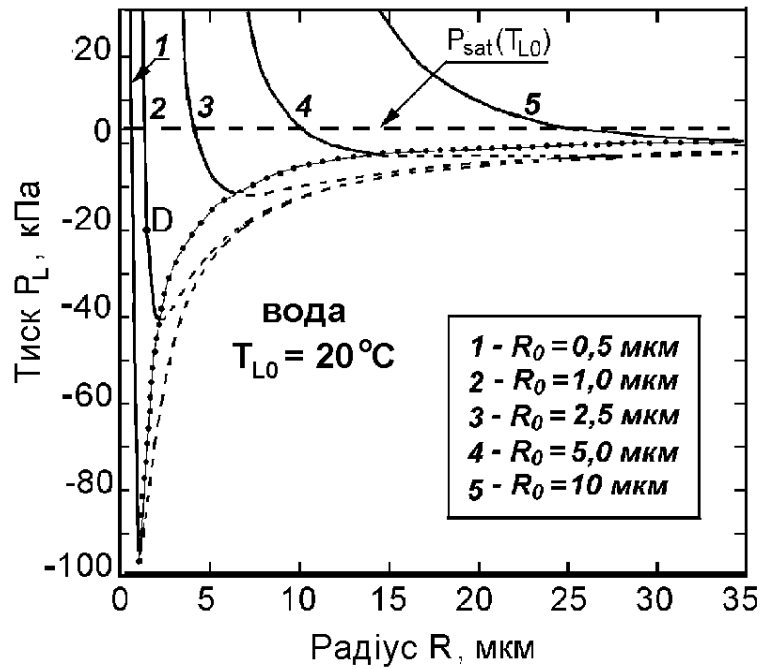


Рисунок 8.2 - Стійкі (суцільна лінія) та нестійкі (пунктир) стани бульбашок на кривих рівноваги $p_{li} = f(R_i)$ для п'яти значень радіусу бульбашок R_0

Як видно з рисунку 35 при досягнення величини критичного тиску $p_{lcr}(R_0)$ для бульбашок з початковим радіусом R_0 бульбашка, зростає до відповідного граничного радіуса R_{cr} , і далі починає дуже швидко необмежено зростати вздовж пунктирної лінії, яка характеризує не стійкий стан рівноваги. При цьому тиск пари усереднені бульбашки швидко зростає від $p_l = p_{lcr}(R_0)$ до $p_l = p_{sat}(T_0)$. При досягнення величини насиченої пари бульбашка буде повільно і безповоротно зростати далі при сталому тиску $p_{sat}(T_0) = \text{const}$. Якщо для заданого радіусу R_0 визначено критичне значення тиску p_{lcr} , то при такому тиску в даній бубашковій системі не можуть стабільно існувати бульбашки з радіусами $R \geq R_0$, але усі бульбашки з радіусами $R < R_0$ будуть перебувати при цьому тиску в стані рівноваги з рідиною як завгодно довго.

Для знаходження залежності $p_{lcr} = f(R_0)$ проведемо чисельний розрахунок. Рівняння (8.5) дозволяє знайти значення R_{cr} і відповідний критичний тиск p_{lcr} для бульбашки з заданим R_0 . Для цього

продиференціюємо рівняння по R і визначимо значення $R = R_{cr}$, при якому $dp_l/dR = 0$. для бульбашки з заданим R_0 .

Значення R_{cr} розраховуємо за формулою

$$R_{cr}(p_l) = \sqrt{3K/2\sigma} = R_0 \sqrt{3p_{g0}/p_{\sigma 0}}, \quad (8.7)$$

а величину критичного тиску p_{lcr} - з рівняння

$$p_{lcr} - p_{sat}(T_{l0}) = -4\sigma/3R_{cr} = -p_{\sigma 0} \sqrt{(4p_{\sigma 0})/(27p_{g0})}. \quad (8.8)$$

Якщо в рідині з заданими p_{l0} , T_{l0} і $\sigma(T_{l0})$ є стабільні бульбашки з різними R_0 , рівняння (8.8) дозволяє розрахувати p_{lcr} для активації бульбашки з певним радіусом R_0 .

На рисунку 8.3 представлено розраховані за рівнянням (8.8) значення p_{lcr} , що визначають початок необмеженого зростання парогазових зародків у воді з температурою $T_{l0} = 20^\circ\text{C}$, в залежності від їх початкового радіуса R_0 .

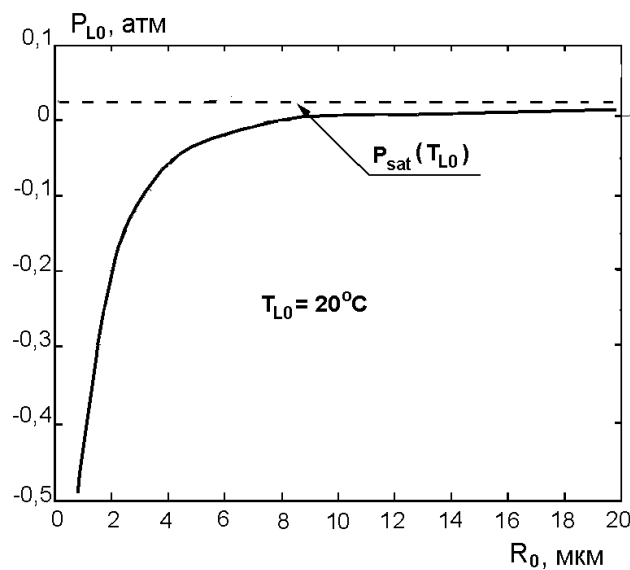


Рисунок 8.3 - Залежність критичного тиску p_{lcr} від радіуса парогазових бульбашок R_0 .

З рисунку видно, що для активації бульбашок з $R_0 < 9$ мкм при $T_{l0} = 20^\circ\text{C}$ тиск потрібно знизити до негативних значень ($p_{lcr} < 0$). З рівняння (8.8)

впливає, що *мікро-бульбашки* з $R_0 = 0,1$ мкм активуються при -550 кПа, а нанозародкі з $R_0 = 20$ нм активуються при $p_{lcr} = -3$ МПа. Величина критичного тиску p_{lcr} , необхідного для активації мікробульбашок заданого розміру, залежить від температури рідини.

Це пояснюється тим, що в рівняння (8.1) для рівноважного стану парогазових бульбашок входить тиск насиченої пари $p_{sat}(T_{l0})$, який досить сильно зростає з температурою.

На рисунку 8.4 представлено залежності $p_{lcr} = f(R_0)$, розраховані за рівнянням (8.8) для трьох значень температури води T_{l0} (20°C , 40°C і 50°C), які відповідають значенням тиску насиченої пари для води при цих температурах

$$p_{sat}(20^\circ\text{C}) = 2,3 \text{ кПа}; \quad p_{sat}(40^\circ\text{C}) = 7,5 \text{ кПа}; \quad p_{sat}(50^\circ\text{C}) = 12,8 \text{ МПа}.$$

З підвищенням температури рідини T_{l0} активація бульбашок однакового розміру починається при більш високих значеннях тиску. Завдяки збільшенню вмісту пари в бульбашці зменшується відносна кількість стороннього газу і, відповідно, зменшується тиск газу p_{lg0} .

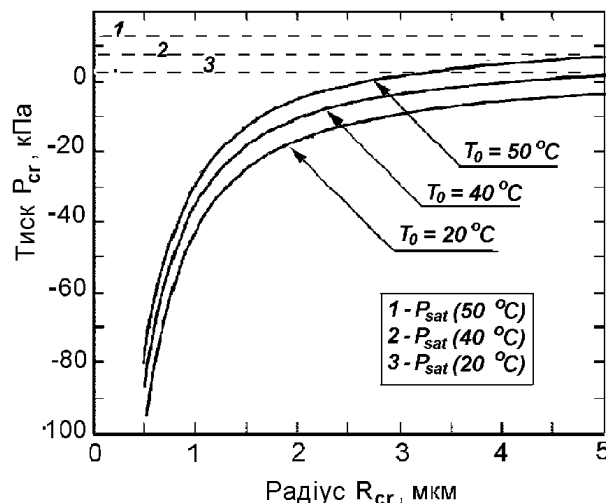


Рисунок 8.4. Залежності критичного тиску p_{lcr} від радіуса R_0 для трьох значень температури води: T_{l0} : 20°C , 40°C і 50°C

Завдяки тому, що із збільшенням температури рідини тиск її насиченої пари різко зростає, умова порушення рівноваги для бульбашки з радіусом R_0 і початок її необмеженого зростання починається при більш високих значеннях критичного тиску p_{lcr} . Це впливає з аналізу нерівності (8.6). Із підвищенням температури рідини T_{l0} збільшується величина тиску пари $p_{sat}(T_{l0})$ в правій частині нерівності, а капілярний тиск $2\sigma/R_0$ залишається незмінним. Тому умова порушення нерівності буде виконуватися при більш високих значеннях критичного тиску.

Приклад 1.

У воді за нормальних умов ($T_{l0}=20^\circ\text{C}$, $p_{l0}=10^5$ Па) знаходиться парогазова бульбашка з радіусом $R_0=10$ мкм. Необхідно знайти критичне значення $p_{l1} = p_{lcr}$, до якого треба скинути тиск, щоб бульбашка почала необмежено зростати.

З табличних даних для води $\sigma(20^\circ\text{C})=7,2\cdot 10^{-2}$ Н/м; $p_{sat}(20^\circ\text{C})=2,3$ кПа.

Метод вирішення

Для заданих значень T_{l0} , p_{l0} , R_0 розраховуємо величину початкового капілярного тиску $p_{\sigma 0} = 2\sigma/R_0$, а з рівняння (8.3) визначаємо початковий тиск газу в рідині p_{g0} . Підставляємо ці значення $p_{\sigma 0}$ та p_{g0} в рівняння (8.8) і визначаємо з нього значення p_{lcr} , необхідне для активації бульбашки заданого радіусу R_0 .

Відповідь; Рівноважна паргазова бульбашка з радіусом $R_0=10$ мкм почне необмежено зростати, коли тиск у воді спаде до $p_{lcr}=0,00031$ атм.

Приклад 2. Знайти величину p_{lcr} для активації рівноважної парогазової бульбашки, яка знаходиться у воді за нормальних умов, якщо радіус бульбашки $R_0 = 1$ мкм.

Метод вирішення наведено в попередній задачі.

Відповідь; Для початку активації у воді бульбашки з радіусом $R_0 = 1$ мкм тиск необхідно скинути до від'ємного значення $p_{lcr} = -0,404$ атм.

З наведених прикладів видно що для відносно великої бульбашки значення критичного тиску знаходиться в області додатніх тисків ($p_{lcr} > 0$), тоді як для малих мікробульбашок значення p_{lcr} переходить в область від'ємних тисків ($p_{lcr} < 0$).

Приклад 3.

Необхідно знайти критичне значення тиску p_{lcr} , для початку необмеженого зростання рівноважної бульбашки з радіусом $R_0 = 1$ мкм у воді **а)** з температурою $T_{l0} = 20^\circ\text{C}$; **б)** з температурою $T_{l0} = 50^\circ\text{C}$; Початковий тиск в рідині $p_{l0} = 1$ атм. З табличних даних для води $\sigma(20^\circ\text{C}) = 7,2 \cdot 10^{-2}$ Н/м; $\sigma(60^\circ\text{C}) = 6,8 \cdot 10^{-2}$ Н/м; $p_{sat}(20^\circ\text{C}) = 2,3$ кПа; $p_{sat}(50^\circ\text{C}) = 12,5$ кПа.

Метод вирішення. Визначення критичних тисків p_{lcr} для обох температури проводимо за процедурою, наведеної у прикладі 1

Відповідь: а) Значення критичного тиску для бульбашки з $R_0 = 1$ мкм при $T_{l0} = 20^\circ\text{C}$ визначено у Прикладі 2: $p_{lcr} = -0,404$ атм.

б) Бульбашка з радіусом $R_0 = 1$ мкм при температурі рідини $T_{l0} = 50^\circ\text{C}$ починає необмежено зростати при : $p_{lcr} = -0,312$ атм

З наведених прикладів видно що для великої бульбашки значення критичного тиску знаходиться в області додатніх тисків ($p_{lcr} > 0$), тоді як для

малих мікробульбашок значення p_{lcr} переходить в область від'ємних тисків ($p_{lcr} < 0$).

8.2 Умови порушення рівноваги в системі «бульбашки - рідина» в процесі скипання рідини в ізобаричному режимі

Матеріал викладено за авторами [1...15].

В попередній лекції 7 в рамках термодинамічного аналізу кінетики фазових переході «рідина - пара» йшла мова про тотожність процесу кавітаційного скипання рідини завдяки спаданню тиску при $T_{l0} = \text{const}$ і процесу термічного скипання рідини через зростання температури рідини при $p_{l0} = \text{const}$. Говорилося про те, що процеси кавітаційного і термічного кипіння описуються описуються одними і тими ж рівняннями, що свідчить про аналогію між скипанням рідини в ізотермічному режимі і в ізобаричному режимі. В цій лекції розглянуто умови активації присутніх в рідині парогазових мікробульбашок для початку кипіння шляхом ізотермічного скидання тиску в рідині. Знайдена величина критичного тиску p_{lcr} , до якого потрібно скинути тиск в рідині, щоб активізувати бульбашки із заданим радіусом R_0 . Встановлено, що тиск p_{lcr} , який характеризує **початок процесу скипання**, завжди менший від тиску насиченої пари $p_{sat}(T_0)$, який характеризує **процес стаціонарного кипіння**. Згідно рівнянню (8,8) величина $p_{lcr} - p_{sat}(T_0) < 0$

Ця аналогія підтверджується схожістю умов активації присутніх в рідині парогазових бульбашок і ініціювання свипання рідини як шляхом ізотермічного скидання тиску, так і шляхом ізобаричного нагрівання рідини

Нехай парогазова бульбашка з радіусом R_0 знаходиться у воді з температурою $T_{l0} = 20^\circ\text{C}$ під тиском $p_{l0} = 1$ атм. На внутрішню поверхню бульбашки діє тиск газу p_{g0} і тиск пари $p_v = p_{sat}(T_{l0})$, а з боку рідини - тиск рідини p_{l0} і капілярний тиск $p_\sigma = 2\sigma/R_0$ (рисунку 34).

Як показано вище, бульбашка перебуває в рівновазі з рідиною, якщо сума тисків, які діють на поверхню з боку газової фази, дорівнюють сумі тисків, які діють на поверхню з боку рідини. Умови перебування бульбашки з радіусом R_0 в стані рівноваги з рідиною запишемо у вигляді

$$p_{g0} + p_{sat}(T_{l0}) = p_{l0} + 2\sigma/R_0. \quad (8.9)$$

Рівняння (8.9) тотожне рівнянню (8.1).

В разі підвищення температури рідини від T_{l0} до $T_{l1} > T_{l0}$ величина тиску насиченої пари в лівій частині рівняння (8.9) зростає відповідно до величини $p_{sat}(T_{l1})$, і завдяки цьому рівновага в системі «бульбашка-рідина» порушується – ліва частина рівняння перевищує праву. Як наслідок, система прагне перейти до нового стану рівноваги, критерієм якого є рівність обох частин рівняння (8.9). В процесі релаксації системи до нового рівноважного стану радіус бульбашки швидко зростає від початкового R_0 до $R_1 > R_0$, парціальний тиск газу спадає до $p_{g1} = p_{g0}(R_0/R_1)^3$, а капілярний тиск зменшується до $p_{\sigma} = 2\sigma/R_1$. Умову рівноваги в системі для бульбашки з радіусом R_1 запишемо у вигляді

$$p_{sat}(T_{l1}) = p_{l0} + \frac{2\sigma}{R_1} - p_{g0} \left(\frac{R_0}{R_1} \right)^3. \quad (8.10)$$

Умова рівноваги в системі безповоротно порушиться, якщо температура зросте до певного критичного значення $T_{l1} = T_{lcr}$, при якому ліва частина рівняння (8.10) буде перевищувати праву. Порушення рівноваги визначається нерівністю

$$p_{sat}(T_{lcr}) \geq p_{l0} + \frac{2\sigma}{R_{cr}} - p_{g0} \left(\frac{R_0}{R_{cr}} \right)^3. \quad (8.11)$$

Застосування нерівності (8.11) дає змогу визначити критичні значення температури $T_{l1} = T_{lcr}$ і тиску насиченої пари $p_{sat}(T_{lcr})$, при яких бульбашка із радіусом R_0 почне необмежено зростати. Для цього можна застосувати процедуру яка наведена в попередньому розділі.

Продиференціюємо рівняння (8.10) по R і визначимо значення $R = R_{cr}$, при якому $d[p_{sat}(T_0)]/dR = 0$. для бульбашки з заданим R_0 .

Значення R_{cr} розраховуємо за формулою

$$R_{cr}(p_l) = R_0 \sqrt{3p_{g0}/p_{\sigma 0}}, \quad (8.12)$$

а величину критичного тиску p_{lcr} - з рівняння

$$p_{sat}(T_{lcr}) - p_{l0} = 4\sigma/3R_{cr} = p_{\sigma 0} \sqrt{(4p_{\sigma 0})/(27p_{g0})}. \quad (8.13)$$

Легко помітити, що праві частини рівнянь (8.7) та (8.12), які визначаються величиною критичного радіуса R_{cr} , при якому відбувається необмежене зростання бульбашки з початковим радіусом R_0 .

Праві частини рівнянь (8.8) та (13), для залежності критичного тиску від радіуса R_0 теж однакові по величині, але протилежні за знаком.

В лівій частині рівняння (8.8) стоїть різниця тисків $p_{lcr}(R_0) - p_{sat}(T_{l0})$, тобто різниця між критичним тиском активації – тиском скипання $p_{lcr}(R_0)$ і тиском насиченої пари $p_{sat}(T_{l0})$, тобто тиском стаціонарного кипіння рідини при температурі $T_{l0} = 20^\circ\text{C}$.

В лівій частині рівняння (8.13) стоїть різниця тисків $p_{sat}(T_{lcr}) - p_{l0}$, тобто різниця між критичним тиском активації $p_{sat}(T_{lcr})$ – тиском скипання і тиском рідини $p_{l0} = 1$ атм, який відповідає тиску насиченої пари при температурі 100°C ($p_{sat}(T_{lcr}) - p_{sat}(100^\circ\text{C})$), тобто тиску стаціонарного кипіння води при температурі 100°C .

Отже, рівняння (8.13) можна представити у вигляді

$$p_{sat}(T_{lcr}) - p_{sat}(100^\circ\text{C}) = p_{\sigma 0} \sqrt{(4p_{\sigma 0})/(27p_{g0})}. \quad (8.14)$$

Очевидно що рівність правих частин рівнянь (8.8) і (8.14) зумовлює рівність їх лівих частин. Отже,

$$- [p_{lcr} - p_{sat}(20^\circ\text{C})] = p_{sat}(T_{lcr}) - p_{sat}(100^\circ\text{C}). \quad (8.15)$$

З рівняння (8.15) випливає що активізувати бульбашку з радіусом R_0 , яка знаходиться в стані рівноваги у воді з температурою $T_{l0}=20^\circ\text{C}$ під тиском $p_{l0}=1$ атм можна двома шляхами. Або шляхом зменшення тиску від $p_{l0}=1$ атм до $p_{lcr}(R_0)$ при $T_{l0} = \text{const}$, або ж за рахунок нагрівання води від $T_{l0}=20^\circ\text{C}$, якій відповідає тиск насиченої пари $p_{sat}(20^\circ\text{C})$, до температури T_{lcr} , якій відповідає тиск насиченої пари $p_{sat}(T_{lcr})$ - при $p_{l0} = \text{const}$

При цьому критичні тиски ізотермічної активації p_{lcr} і ізобаричної активації $p_{sat}(T_{lcr})$ пов'язані між собою співвідношенням (8.15).

З аналізу рівності (8.14) можна зробити важливий і дещо неочікуваний висновок. Температуру кипіння рідини T_{kun} визначають як температуру, при якій тиск насиченої пари рідини точно дорівнює зовнішньому тиску ($p_{sat}(T_{kun}) \equiv p_{l0}$).

Але з нерівності (8.14) випливає, що для забезпечення необмеженого зростання бульбашок, тобто для початку **скипання рідини** тиск насиченої пари $p_{sat}(T_{lcr})$ повинен перевищувати атмосферний тиск $p_{l0} = p_{sat}(100^\circ\text{C})$ на величину капілярного тиску $p_\sigma = 2\sigma/R_1$. Відповідно, температура T_{lcr} , яка в даному випадку визначає **початок скипання води** при атмосферному тиску $p_{l0}=1$ атм, **буде завжди суттєво вище** табличного значення **кипіння води** $T_{kun}=100^\circ$. Ілюстрація цієї закономірності представлена на рисунку 8.5.

Інтенсивність процесу кипіння води в нагріваючому пристрої залежить від температури поверхні нагрівання. Чим вища температуратводи на границі з поверхнею нагрівання, тим більше мікробульбашок малого розміру активізується в одиницю часу. Температура нагрівання фактично визначає середню критичну температуру скипання води. Але незалежно від температури поверхні нагрівання температура в об'ємі води в процесі її стаціонарного кипіння завжди буде дорівнювати $T_{kun}=100^\circ$.

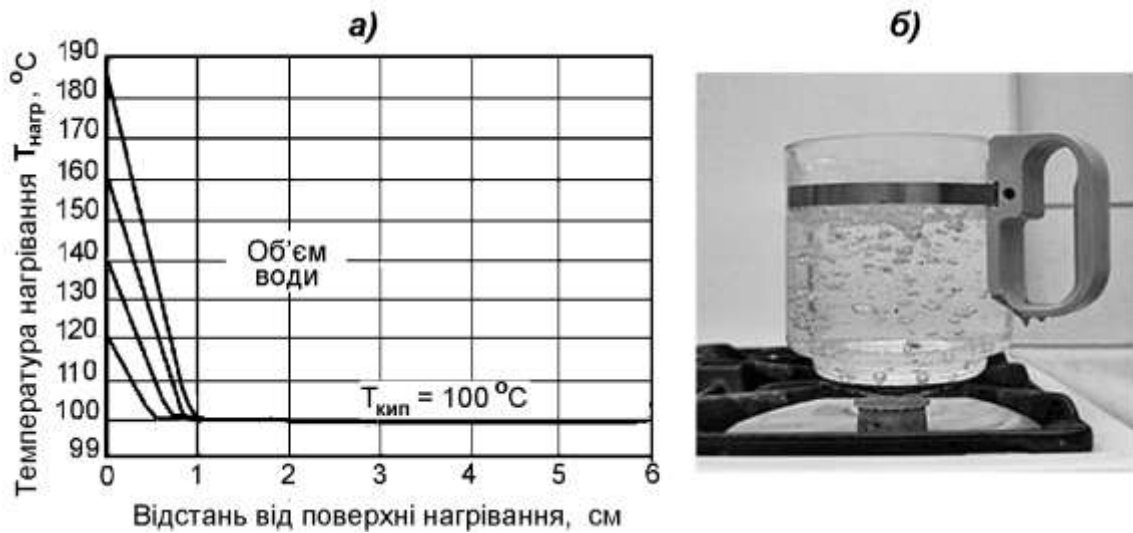


Рисунок 8.5 - Характер зміни температури у воді в процесі кипіння при атмосферному тиску в залежності від відстані від поверхні нагрівання.

8.5 Контрольні запитання

1. Пояснити умови порушення рівноваги в системі «парогазові бульбашки-рідина» в процесі кавітаційного скипання в ізотермічному режимі – при $T_{l0} = \text{const}$ із застосуванням рівнянь (8.1) т- (8.6)
2. Проаналізувати умови порушення рівноваги в системі «бульбашки - рідина» в процесі термічного скипання рідини в ізобаричному режимі - при $P_{l0} = \text{const}$ із застосуванням рівнянь (8.9) –(8.11)
3. Знати і вміти застосовувати рівняння (8.8) для кількісного розрахунку критичного тиску p_{lcr} при заданих значеннях T_{l0} , p_{l0} , R_0 по методиці розрахунка, наведеної в Прикладах 1-3.
4. Вміти застосовувати рівняння (8.8) для кількісної оцінки критичного тиску $p_{sat}(T_{lcr})$ і критичної температури T_{lcr} в процесах термічного скипання p_{lcr} при заданих значеннях T_{l0} , p_{l0} , R_0
5. Пояснити аналогію та відмінність між процесами ізобаричного кипіння при нагріванні рідини і кавітаційного кипіння в ізотермічному режимі.

9 КАВІТАЦІЙНЕ СКИПАННЯ РІДИНИ (ПРОДОВЖЕННЯ)

9.1. Аналогія між процесами термічного і кавітаційного скипання

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Сказане у попередньому підрозділі, приводить до висновку, що *між кавітаційним скипанням* (при постійній температурі) *та звичайним термічним скипанням* (при постійному тиску) *існує певна аналогія*.

1) При *ізобаричному скипанні* рідини внаслідок збільшення температури рідини T_l при постійному зовнішньому тиску ($p_{l0} = \text{const}$) спостерігається наступне.

Температура термічного скипання рідини, котра визначається як критичне значення температури $T_{lcr} = f(R_0)$, при якій починається необмежене зростання парогазових бульбашок з $R \geq R_0$, завжди буде *вище температури кипіння* T_{kun} , яка визначається як температура, при якій тиск насиченої пари рідини точно дорівнює тиску ($p_{sat}(T_{kun}) \equiv p_{l0}$). (рисунку 35). Це відповідає умові $p_{sat}(T_{lcr}) > p_{sat}(T_{kun})$.

Температура скипання T_{lcr} завжди вище температури кипіння T_{kun} .

2) При *ізотермічному кавітаційному скипанні рідини* внаслідок зменшення тиску в рідині p_l при постійній температурі ($T_{l0} = \text{const}$) спостерігається наступне..

Тиск кавітаційного скипання рідини, котрий визначається як критичне значення тиску $p_{lcr} = f(R_0)$, при якому починається необмежене зростання парогазових бульбашок, завжди буде *нижче тиску насиченої пари* $p_{sat}(T_{l0})$, визначає тиск в рідині в процесі кавітаційного кипіння ($p_{lkun} \equiv p_{sat}(T_{l0})$)

Тиск кавітаційного скипання p_{lcr} завжди нижче тиску кавітаційного кипіння p_{lkun} .

Незалежно від мінімальної величини скидання тиску p_{lcr} *для реалізації початку кавітаційного скипання*, величина тиску, який реєструється манометром усередині зростаючого кавітаційного кластера, тобто у процесі кавітаційного кипіння, завжди буде дорівнювати тиску насиченої пари $p_{l_{кин}} \equiv p_{sat}(T_{l0}) = \text{const}$.

На рисунку 9.1 представлено кадри кінозйомки кавітаційного кластера який формується і зростає у воді в результаті різкого зменшення тиску – на величину Δp нижче зовнішнього атмосферного тиску $p_{l0} = 0.1$ МПа.

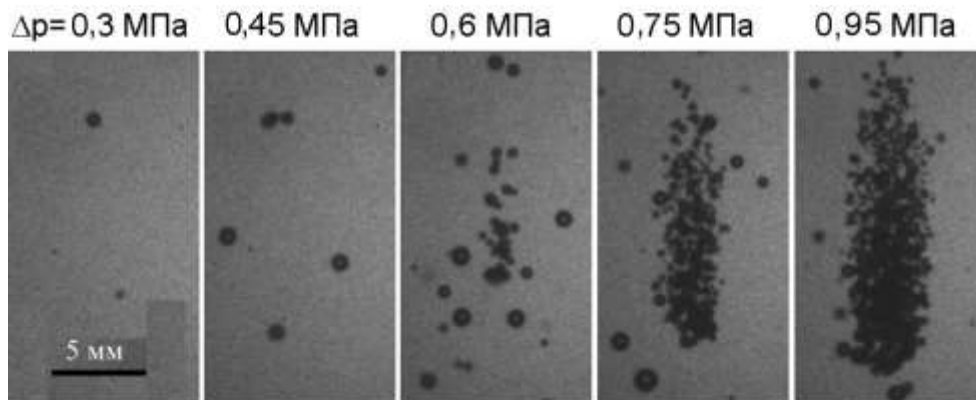


Рисунок 9.1 - Концентрація бульбашок в кавітаційному кластері в залежності від перепаду тиску $\Delta p = p_{l0} - p_{lcr}$ - між зовнішнім тиском $p_{l0} = 0,1$ МПа і мінімальним критичним значенням скидання тиску в рідині $p_{lcr} = f(R_0)$.

Представлені на рисунку експериментальні значення Δp свідчать про те, що для всіх п'яти режимів скинення тиску критичні значення тиску $p_{lcr} = p_{l0} - \Delta p$ знаходяться в області від'ємних тисків.

З рисунка видно, що із збільшенням перепаду тисків Δp , тобто при більш сильному скиданні тиску, інтенсивність кавітаційного скипання і концентрація бульбашок в утвореному кластері помітно зростають

9.2 Зростання сукупності бульбашок в процесі кавітаційного скипання

Матеріал викладено за авторами [1...15].

При динамічній обробці рідинних дисперсних середовищ кавітаційний вплив на оброблювані рідинні середовища здійснюється не окремими одиничними бульбашками, а сукупною дією усього полідисперсного ансамблю бульбашок, які перебувають в рідині. Експериментально доведено, що в 1 м³ дистильованої води міститься 10¹⁵ мікробульбашок із середнім радіусом 20 нм. По іншим оцінкам, у звичайній воді концентрація мікро- та нанорозмірних бульбашок з середніми радіусами 180 нм та 300 нм становить 10⁵ ÷ 10⁶ см⁻³, а це менше 0,01 об.%.

В результаті інтенсивного зростання сукупності мікрозародків при скиданні тиску формується так званий *кавітаційний кластер* (рисунку 9.2).

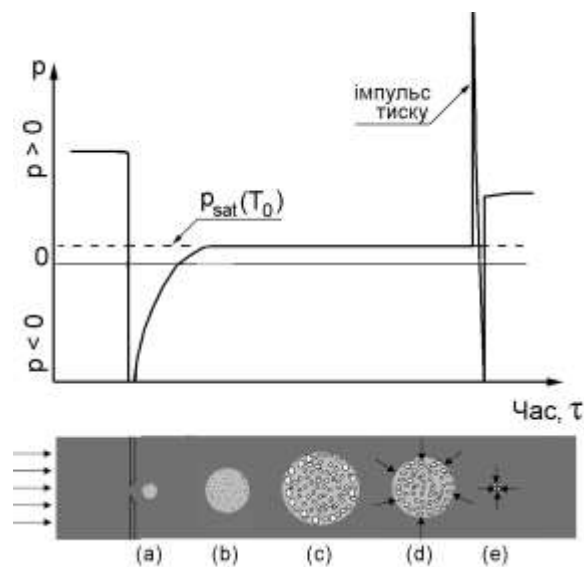


Рисунок 9.2 - Еволюція кавітаційного кластера в потоці рідини в трубі після проходження рідини через кавітаційний реактор - пластинку з отвором

На верхньому рисунку показано характер змінення тиску в міжбульбашковому просторі кластера в процесі його проходження в трубі.

На нижньому рисунку схематично зображено послідовний розвиток кластера з моменту його формування і до остаточного колапсу. На рисунку представлені наступні стадії розвитку кластера:

- a) Інтенсивне розширення мікророзродків при максимальному спаді тиску у воді $p_{l \min} \ll 0$.
- b) Зростання кластера при збільшенні тиску p_l від $p_{l \min}$ до $p_{sat}(T_{l0})$.
- c) Досягнення кластером максимального розміру в момент часу, коли $p_l \geq p_{sat}(T_{l0})$.
- d) Стиснення кластеру під дією тиску з боку рідини $p_l > p_{sat}(T_{l0})$.
- e) Остаточне захоплення сукупності бульбашок в кластері з виділенням сумарного високоамплітудного акустичного імпульсу.

Динамічні ефекти кавітації визначаються перш за все умовами розвитку кластера, як на стадії його зростання, так і на стадії колапсу - при одночасному схлопуванні всіх бульбашок в кластері.

Представлені на рисунку 39 дані відповідають еволюції кавітаційного кластера в потоці рідини за кавітуючим елементом – пластинкою з отвором – в результаті різкого спадання тиску в рідині p_l до мінімального значення $p_{l \min} \ll 0$ і наступного швидкого зростання до величини $p_l > p_{sat}(T_0)$.

9.3 Застосування методів математичного моделювання для дослідження кавітаційних процесів

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Динаміка одиничної бульбашки в якісному і в кількісному відношенні сильно відрізняється від динаміки бульбашки в складі кластера, що не завжди враховується при моделюванні процесів гідродинамічної кавітації. Однією з найбільш детально розроблених математичних моделей, що дозволяють з хорошою точністю прогнозувати поведінку кавітаційних кластерів при будь-яких режимних параметрах, є модель динаміки бульбашкового ансамблю,

створена в Інституті технічної теплофізики НАН України Принцип побудови моделі і система базових рівнянь розглянуто, зокрема, в публікаціях [1-3], наведених в кінці лекцій.

При мінімальній кількості припущень модель динаміки бульбашкового ансамблю адекватно прогнозує поведінку сукупності парогазових бульбашок в процесі зміннення тиску в рідині - в усьому температурному інтервалі існування рідини із точним урахуванням кінетики межфазного тепло- і масообміну. Модель розглядає також силову та термічну взаємодію бульбашок і дозволяє розрахувати поточні параметри нестационарних 3-D полів тисків, температур і швидкостей в міжбульбашковому просторі рідини усередині кластера. На стадії захоплення бульбашок ансамбля визначаються амплітуди імпульсів тиску, які випромінюються окремими бульбашками, і сумарного акустичного імпульсу, що випромінюється кластером, а це, в кінцевому підсумку, дозволяє оцінити мікро- і наномасштабний енергетичний вплив кавітаційних ефектів інтенсифікацію гідромеханічних та масообмінних процесів при технологічній обробці дисперсних сумішей.

Затосування цієї моделі дає можливість дослідити особливості формування, зростання і колапсу бульбашкового кластера у воді як результат різкого скидання тиску до заданих мінімальних значення $p_{l\min} < 0$ і подальшого підвищення до значення $p_{lk} \gg p_{sat}(T_{l0})$.

Дослідження за допомогою моделі проводяться з метою вивчення впливу різних чинників на поведінку кластера на всіх етапах його розвитку і на інтенсивність супутніх кавітаційних ефектів. До визначальних факторів належать такі *контрольовані в експерименті* параметри, як температура T_{l0} , мінімальний $p_{l\min}$ і кінцевий тиск p_{lk} , тривалість скидання тиску - $\Delta\tau_1$ і тривалість подальшого його підвищення - $\Delta\tau_2$. В кавітаційних технологіях саме варіація концентрації бульбашкових мікрозародків у вихідній рідині $N_b = f(R_{b0})$ є *неконтрольованим* внутрішнім фактором.

9.4 Початкова стадія зростання кавітаційного кластера

Матеріал викладено за авторами [1...15].

За допомогою моделі ДПА розглянуто початкову стадію зростання сукупності парогазових зародків в рідині з урахуванням результатів, представлених на рисунку 34 в лекції 7.

Нехай у воді при нормальних умовах ($p_{l0}=1$ атм, $T_{l0}=20$ °) міститься сукупність парогазових зародків з радіусами $R_{b0} \leq 5$ мкм і з концентрацією $N_b=10^3-10^6$ г⁻¹, де N_b - кількість бульбашок в одиниці маси рідини, яка за відсутності коагуляції або дроблення бульбашок залишається постійною на протязі усього процесу зростання та стискання кластера. При скиненні тиску в рідині від p_{l0} до заданого мінімального значення $p_{l\min} = f(R_{b0})$ усі бульбашки з радіусами $R \geq R_{b0}$ почнуть необмежено зростати. При наступному швидкому збільшенні тиску в рідині від $p_{l\min}$ до кінцевого значення $p_{lk} \gg p_{sat}(T_{l0})$ усі бульбашки почнуть стискатися.

Як показано в лекції 8, при зростанні бульбашок на стадії кавітаційного скипання до відносно великих розмірів ($R_b > 100$ мкм) тиском газу усередині бульбашки $p_g \propto 1/R_b^3$ і капілярним тиском $p_\sigma \propto 1/R$ можна знехтувати. Тиск парової фази усередині кожної бульбашки p_v і тиск в рідині на границі з бульбашкою p_{ls} буде дорівнювати тиску насиченої пари $p_{sat}(T_{l0})$. При подальшому розширенні бульбашок величина газовмісту β_v , яка визначається об'ємом парової фази в одиниці об'єму паро-рідинної суміші ($\beta_v = V_v/(V_v + V_l)$) швидко зростає і об'єм бульбашок починає наближатися а потім перевищувати об'єм рідини в одиниці об'єму суміші. На цій стадії процесу тиск в рідині в міжбульбашковому просторі кавітаційного кластера, незалежно від того, до якого значення $p_{l\min}$ скинуто тиск в рідині, буде визначатися саме тиском насиченої пари $p_{sat}(T_{l0})$ – до моменту початку стискання бульбашок. Як

зазначено в попередньому розділі лекції, тиск $p_{sat}(T_{l0}) = \text{const}$ визначає постійне значення тиску кавітаційного скипання.

Результати дослідження кінетики зростання бульбашкового кластера із заданими значеннями N_b , R_{b0} , $p_{l \min}$ та p_{lk} , представлені на рисунку 40, показали наступне.

При скиданні зовнішнього тиску до мінімального значення $p_{l \min} < p_{lcr}$ тиск рідини в міжбульбашковому просторі кластера p_{lc} швидко зростає від $p_{ls} = p_{lcr}$ до $p_{ls} = p_{sat}(T_{l0})$, незалежно від подальшого зниження зовнішнього тиску $p_l(\tau)$ (рисунку 38). Кінетика зростання окремих бульбашок усередині зростаючого кластера буде визначатися вже не від'ємним зовнішнім тиском $p_l(\tau) < 0$, як для одиначної бульбашки, а тиском рідини на границі з бульбашкою $p_{ls} \cong p_{sat}(T_{l0}) > 0$. Як видно з рисунка 9.3, час досягнення рівноважного тиску всередині кластера $p_{sat}(T_{l0})$ тим коротший, чим вище початкові значення радіуса мікробульбашок R_0 .

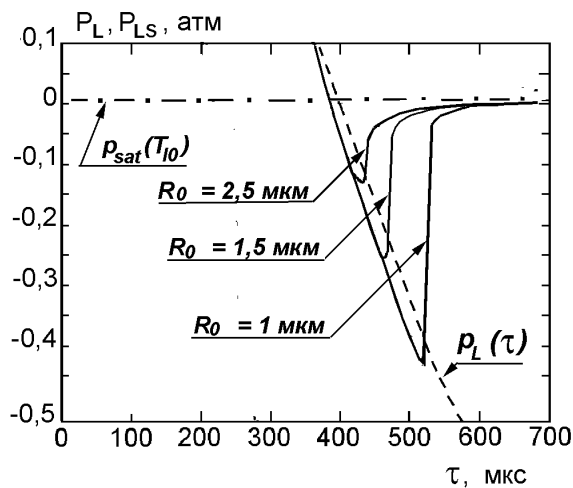


Рисунок 9.3 - Зміна тиску в рідині в міжбульбашковому просторі кластера (суцільні лінії) при зміні зовнішнього тиску $p_l(\tau)$ (пунктир) від початкового значення p_{l0} до мінімального $p_{l \min}$ в залежності початкового радіуса бульбашок : 1 мкм, 1,5 мкм та 2,5 мкм. $N_b = 10^5$ г; $p_{l0} = 1$ атм; $p_{l \min} = -0,5$ атм

На рисунку 9.4-а показано швидкість зростання бульбашок монодисперсного кластера з початковим радіусом $R_{b0}=1$ мкм в залежності від концентрації N_b , тобто від кількості бульбашкових зародків в одиниці маси рідини, які почали необмежено зростати в результаті скинення тиску. Із збільшенням N_b швидкість зростання бульбашок, а отже, і самого кластера, спадає. Швидкість розширення бульбашок при заданій їх концентрації N_b зменшуються з часом по мірі збільшення їх розміру. Це пояснюється тим, що і при збільшенні кількості бульбашок, і при збільшенні їх розміру зростає величина газовмісту β_v , і тиск в рідині всередині кластера $p_{ls} \rightarrow p_{sat}(T_{l0})$, тобто, поступово наближається до рівноважного значення тиску насиченої пари. Оскільки з обох сторін поверхні тиск стає майже однаковим, зростання бульбашок зумовлено лише повільним процесом випаровування рідини всередину бульбашки.

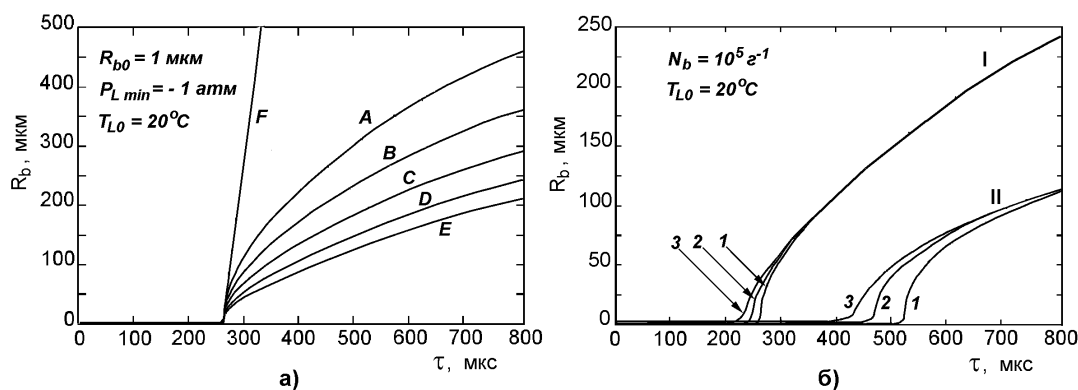


Рисунок 9.4 – Змінення з часм радіуса бульбашок кластера p_{l0} при скиданні тиску в рідині від p_{l0} до $p_{l \min}$.

а) в залежності від концентрації бульбашок N_b : А - 10^2 г $^{-1}$; В - 10^3 г $^{-1}$; С - 10^3 г $^{-1}$; D - 10^5 г $^{-1}$; Е - 10^6 г $^{-1}$; F – одинична бульбашка. $R_0 = 1$ мкм;

б) в залежності від початкового розміру бульбашок R_0 : 1 – 1 мкм; 2 – 1,5 мкм; 3 - 2,5 мкм при двох значення мінімального тиску $p_{l \min}$ $p_{l \min}$: I - -3 атм; II - -0,5 атм. $N_b = 10^5$ г $^{-1}$. $p_{l0} = 1$ атм.

З рисунку 9.4-а видно, що одинична бульбашка (крива F) зростає лінійно і дуже швидко, оскільки в цьому випадку тиск в рідині лишається від'ємним і

рівним $p_{l \min} = -1$ атм. Швидкість зростання такої одиночної бульбашки у відсутності гальмуючого впливу сусідніх бульбашок керується, насамперед, потужним динамічним фактором - значною різницею тисків на поверхню бульбашки з боку парової фази ($p_v \approx p_{sat}(20^\circ\text{C}) = 0,023$ атм) і з боку рідини ($p_l = p_{l \min} = -1$ атм).

На рисунку 9.4-б показано кінетику зростання бульбашок в трьох монодисперсних кластерах із різними початковими радіусами мікрозародків R_{b0} при заданій концентрації N_b для двох значень мінімального тиску $p_{l \min}$. При скиненні тиску до заданого значення $p_{l \min}$ всі бульбашки, незалежно від їх початкового радіуса R_{b0} , зростають до однакового розміру. При цьому бульбашки кластера зростають тим інтенсивніше, чим нижче значення $p_{l \min}$. Те, що при скиненні тиску в рідині бульбашки незалежно від їх початкових радіусів зростають до одного розміру, підтверджується експериментальними даними які представлено на рисунку 9.5.

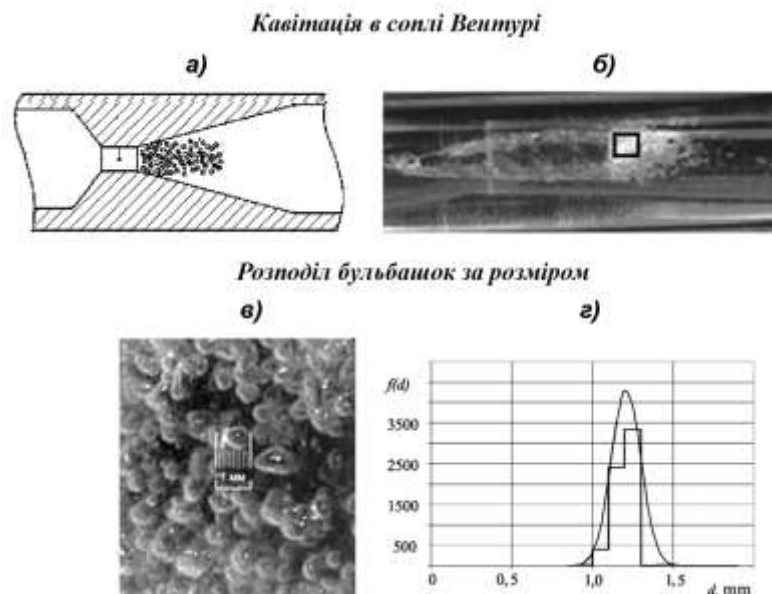


Рисунок 9.5 - Зростання кавітаційного кластера при течії рідини в соплі Вентурі.

На рис 9.5-а схематично представлено формування кластера на виході із горловини сопла.

На рисунку 9.5-б представлено фотографію зони формування кластера всередині сопла. Кластер сформовано в потоці води з температурою 20°C

На рисунку 9.5-в представлена збільшене фото ділянки потоку з кластером, в межах квадрата, зображеного на рисунку 9.5-б). Помітно що всі бульбашки кластера майже однакового розміру і вимірюються в масштабі 1 мм.

На рисунку 9.5- г показано розподіл бульбашок кластера за розміром – по даним фото на рисунку в).

Отже, перед початком стиснення полідисперсного кластера діаметр всіх бульбашок в ньому, які в процесі зростання досягли всего максимального розміру, буде практично однаковим. Така закономірність формування структури кавітаційного кластера, підтверджена в експерименті, є дуже важливою в плані застосування кавітаційних технологій. Цей факт означає, що при захопуванні кластера, які містить бульбашки однакового розміру, всі бульбашки захоплюються одночасно за дуже короткий проміжок часу Δt і внаслідок цього потужність сумарного акустичного імпульсу, що випромінює кластер в момент свого колапсу, буде максимальною. Це відповідає основним критеріям ефективності принципу ДІВЕ – введена енергія ΔE реалізується у формі короткочасного потужного імпульсу - $\tilde{W} = \Delta E / \Delta t$. (Див. рівняння 3.3 в лекції 3).

9.5 Контрольні запитання

1. Показати в чому саме полягає в чому саме полягає аналогія між процесами кавітаційного та термічного скипання рідини
2. Пояснити, що таке кавітаційний кластер Проаналізувати умови формування кластера та його еволюцію при швидкому спаданні тиску і рідині і наступному зростанню тиску.

3 Розглянути швидкість формування кавітаційного кластера при швидкому спаданні тиску в рідині в залежності від масової концентрації бульбашок в кластер.

4. Пояснити, як впливає початковий розмір бульбашкових мікрозародків на швидкість зростагтя кластера.

5. В чому полягає принципова різниця між скипанням між скипанням і кипінням рідини в в ізобаричному та в ізотермічному процесі.

10 ПРИНЦИПИ ЧИСЕЛЬНОГО МОДЕЛЮВАННЯ ПОВЕДІНКИ БУЛЬБАШКОВОГО КЛАСТЕРА В ПРОЦЕСАХ ГІДРОДИНАМІЧНОЇ КАВІТАЦІЇ

10.1 Основні положення

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Попри різноманітні і в багатьох випадках суперечливі визначення кавітації ми в і далі будемо дотримуватися такої загальної формулювання. «Кавітацією називається сукупність явищ, що виникають в рідині, коли зовнішній тиск p_{∞} спадає нижче рівня тиску насичення при даній температурі $p_{sat}(T)$, а потім різко зростає вище цього рівня». Якщо $p_{\infty} < p_{sat}(T)$, йде процес кипіння - формування і зростання парових бульбашок. При $p_{\infty} > p_{sat}(T)$ - відбувається стиснення і далі схлопування утворених бульбашок. В обох випадках протікає нерівноважний процес релаксації бульбашкової системи до стану термодинамічної рівноваги, що дозволяє описувати кипіння і кавітацію в рамках однієї моделі з використанням одних і тих же рівнянь, але при різних початкових умовах. Ця концепція покладена в основу моделі динаміки бульбашки, яку детально розглянуто в роботах [1-3].

Оптимальні умови ініціювання кавітації реалізуються при дії на рідину ультразвукових коливань. Протягом одного періоду коливання ($10 \div 100$ мкс) тиск в рідині знижується приблизно від 1 МПа до -1 МПа і знову підвищується до початкового значення. За цей час відбувається формування, зростання і подальше захлопування сукупності бульбашок. В результаті в локальних точках робочого об'єму рідини періодично створюються кавітаційні імпульси тиску з аномально високими піковими значеннями, причому тривалість імпульсів не перевищує 10 нс [1,5-8]. Ультразвукова обробка використовується для стимулювання і інтенсифікацією гідромеханічних і хімічних процесів, а також в

біології та медицині [13-15]. Основний недолік акустичних методів - високі питомі енергетичні витрати.

Гідродинамічна кавітація, в принципі, не відрізняється від акустичної. В гідротурбінах, насосах, в різних запірних пристроях, де реалізуються зазначені вище умови перепаду тиску, неминуче з'являється пульсуючий кавітаційний кластер. Періодичність захлопування бульбашок, амплітуда імпульсів тиску і температури, інтенсивність випромінюваної кластером сферичної ударної хвилі залежать від швидкості течії і геометрії каналу в кавітаційній зоні. Ці явища лежать в основі створення різного типу кавітуючих пристроїв, причому ініціювання кавітаційних ефектів не вимагає додаткових витрат енергії [4,6,12-15].

Розглянемо процес стиснення парового бульбашки у воді при виконанні умови $p_{\infty} > p_{sat}(T_l)$. Тиск пари в бульбашці $p_v = p_{sat}(T_l)$, а тиск в рідині на границі з бульбашкою $p_s = p_v - 2\sigma/R - \mu_l v_s/R$, де R - радіус бульбашки, v_s - швидкість рідини на границі з бульбашкою, а $\sigma(T_l)$ і $\mu_l(T_l)$, відповідно, коефіцієнти поверхневого натягу і в'язкості. Під дією різниці тиску $p_{\infty} - p_s$ рідина рухається прискорено в напрямку центру бульбашки, що призводить до різкого зростання тиску і температури пари усередині бульбашці. Швидкість стиснення регулюється міжфазною теплопередачею ($T_v \gg T_s$) і конденсацією пари на холодній стінці бульбашки з виділенням теплоти конденсації. Коли тиск стисненої пари p_v перевищить зовнішній тиск $p_{\infty s}$, радіальний рух рідини поблизу бульбашки сповільнюється і кінетична енергія рідини переходить в потенційну енергію стисненого пара і в потенційну енергію стисненої рідини в околиці бульбашки. При повній трансформації кінетичної енергії стиснення бульбашки припиняється, а тиск в рідині на її границі досягає максимального значення. На поверхні бульбашки реалізується ефект гідравлічного удару і від стисненої бульбашки в об'єм рідини зі швидкістю звуку c_{ac} поширюється хвиля стиснення, амплітуда якої з відстанню зменшується. При моделюванні явища кавітації рідина зазвичай вважається нестисливою, і явище гідравлічного

удару не розглядається. Для врахування впливу ефекту гідравлічного удару на еволюцію бульбашки проведена модифікація моделі [8] з урахуванням стисливості рідини. В якості нових вхідних параметрів вводяться коефіцієнт стисливості рідини $\beta = f(T_l)$ і температурний коефіцієнт адіабатного стиснення $\alpha(T) = (\partial T_l / \partial p_l)_{ad}$. З урахуванням стисливості рівняння руху, що входить в базову систему рівнянь моделі, представлено у вигляді

$$\frac{dv_s}{d\tau} = \frac{p_R - p_\infty + 3/2(p_R - p_\infty)^2 \beta - 3/2 \rho_l v_s^2}{\rho_l R}, \quad (10.1)$$

де $\rho_l(T_l)$ - густина рідини. Від класичного рівняння Релея-Плессета, яке зазвичай використовується при описі кавітаційних процесів в нестисливої рідини, отримане нами рівняння (1) відрізняється наявністю в чисельнику члена $3/2(p_R - p_\infty)^2 \beta$, який враховує внесок потенційної енергії стислої рідини, що реалізується потім у формі акустичного імпульсу. Швидкість звуку в рідині визначається, як $c_{ac}^2 = 1/\rho_l \beta$.

10.2 Перехід речовини в кавітаційній зоні до стану надкритичного флюїду

Матеріал викладено за авторами [1...15].

На стадії максимального стиснення бульбашок в усередині кавітаційного кластера температура речовини в локальній зоні всередині і в оточенні стисненої «бульбашки» може досягати 5000 К. Після переходу параметрів пари в гранично стисненій бульбашці в надкритичну область ($T_v > T_{cr}$ і $p_v > p_{cr}$) міжфазна границя рідини-пара зникає ($\sigma(T_{cr}) = 0$), і на місці бульбашки з радіусом R_{min} утворюється квазісферичний гарячий «термік» з коротким часом життя, в межах якого вода плавно переходить із надкритичного стану в конденсований [1,8,9]. Пара усередині «бульбашки» і рідина, що межує з її поверхнею заходять далеко в надкритичну область, де речовина на протязі короткого часу не є ні рідиною, ні паром, а перебуває в новому стані, яку у фізиці рідин трактують як четвертої

агрегатний стан. Радіус області, в центрі якої тиск $p_{v \max}$, а на зовнішньому кордоні - p_{cr} , розраховується за формулою $R_{cr} = R_{\min} \sqrt{p_{v \max} / p_{cr}}$. Значення R_{\min} і $p_{v \max}$ визначаються в ході вирішення даної задачі при відповідних початкових умовах. У середині області надкритичного тиску знаходиться сферична зона, в центрі якої температура $T_{v \max} \gg T_{cr}$, а на зовнішній поверхні - T_{cr} . Вода, що перебуває в стані надкритичного флюїду має унікальну здатність розчиняти майже всі органічні речовини, а також надзвичайно великі об'єми різних газів і деякі тверді речовини, які в конденсованій воді практично нерозчинні. У стані флюїду електропровідність води і ступінь іонізації її молекул зростають на 5-8 порядків. Аналогічні ефекти спостерігаються при дії високих тисків, навіть якщо температури води нижче критичної температури [7,9]. Це дає підставу стверджувати, що термічна дія кавітації не обмежується об'ємом бульбашки, де, як вважається, відбувається лише іонізація молекул пара і газу, а охоплює доволі велику область. Такий механізм пояснює реєстроване в експериментах вплив кавітації на кінетику хімічних і біохімічних реакцій і на руйнування супрамолекулярних і колоїдних структур. Розрахунки показують, що час перебування води в стані надкритичного флюїду не перевищує 10 нс, але це надзвичайно великий проміжок часу, враховуючи, що характерний час протікання більшості хімічних реакцій і формування молекулярних структур вимірюються в масштабі пікосекунд.

Специфічною особливістю перебування речовини в надкритичному стані є унікальна здатність до розчинення речовин, завдяки чому що вони можуть застосовуватися в якості замінників органічних розчинників в лабораторних і промислових процесах. Розчинююча здатність флюїду зростає зі збільшенням його густини. Оскільки густина зростає при збільшенні тиску, то змінюючи тиск при постійній температурі, можна впливати на розчинюючу здатність флюїду. Надкритичні флюїди необмежено змішуються один з одним, тому при досягненні критичної точки суміші система завжди буде однофазною.

Найбільший інтерес і поширення в зв'язку з певними властивостями отримали надкритична вода і надкритичний діоксид вуглецю.

Однією з найбільш широких областей застосування флюїдів на сьогодні є екстракція, причому найбільш поширеним розчинником для проведення надкритичної екстракції є вуглекислий газ. Привабливість і практична придатність діоксиду вуглецю як екстрагента полягають в тому, що це дешевий, екологічно чистий розчинник, і, який, крім того, має відносно невисокі критичні температуру і тиск, наприклад в порівнянні з водою.

Надкритичні флюїди є перспективним середовищем для здійснення аномальних хімічних реакцій. Зокрема, діоксид вуглецю в надкритичному стані є одним з найбільш привабливих природних розчинників при створенні технологій знищення або переробки запасів хімічної зброї.

10.3 Моделювання динаміки кавітаційного кластера

Матеріал викладено за авторами [1...15].

Аналізуючи поведінку одиничного бульбашки треба враховувати її взаємодію з іншими бульбашками, присутніми в кавітаційній зоні. При реалізації умов кавітації в рідині зростає і потім одночасно захоплюється безліч монодисперсних парогазових бульбашок, що утворюють кавітаційний кластер. Ефективність кавітаційного впливу визначається колективним дією всіх бульбашок кластера. Розміри кластера зазвичай лежать в межах від 0,1 до 5 см. Концентрація газових мікрозародків в кластері залежить від температури і газомісту рідини, наявності в ній домішок, і становить 10^{11} – 10^{12} м⁻³. Вважається, що суперпозиція ударних хвиль від кожного окремого бульбашки утворює одиничну руйнівну ударну хвилю. Однак ця концепція не пояснює руйнування мікрооб'єктів всередині самого кластера.

В роботі [8] представлено модель динаміки бульбашкових ансамблів, побудована на базі моделі динаміки одиничного бульбашки стосовно до

дослідження процесів кипіння. З урахуванням стисливості рідини модель дозволяє прогнозувати еволюцію кавітаційного кластера на всіх стадіях його розвитку і адекватно описувати характер мікротечій в міжбульбашковому просторі кластера, пов'язаних з розширенням або стисненням бульбашок.

В рамках моделі ансамблю досліджено поля швидкостей і тиску рідкої фази на завершальній стадії колапсу кавітаційного кластера. На рисунку 10.1 проілюстровано миттєвий розподіл векторів швидкості мікротечій в локальних точках в проекції на площину XY, що проходить через центр тривимірного кластера. Представлено результати розрахунку для монодисперсного кластера, що складається з 1331 бульбашок, на завершальній стадії його стиснення - в момент часу, коли радіуси бульбашок = 4,7 мкм, а швидкість рідини на кордоні з бульбашками = 430 м/с. Внаслідок суперпозиції радіальних течій всіх бульбашок кластера картина носить складний характер. На певній віддалі від поверхні бульбашок вектори швидкості різко змінюються за величиною і напрямком.

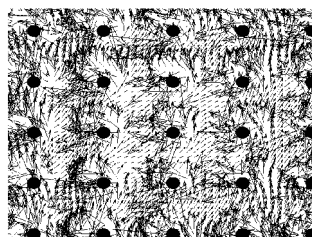


Рисунок 10.1 - Характер розподілення векторів швидкості мікротечії усередині кавітаційного кластера.

На рисунку 10.2 показано зміну величини вектора швидкості вздовж координати X в площині XY для трьох послідовних значень координати Y, відстань між якими 10 мкм. Розрахунки показують, що в міжбульбашковому просторі швидкості зсуву в локальних точках на межі взаємодії потоків можуть досягати 10^6 с^{-1} , що відповідає напрузі зсуву близько 1 кПа, якщо дисперсійним фазою є вода.

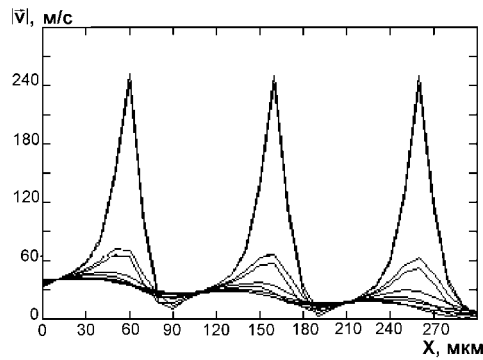


Рисунок 10.2 - Зміна величини вектора швидкості в локальних точках кластера в напрямку вісі X

Представлені на рисунку 10.3 результати розрахунку зміни напрямку векторів швидкості в тих же локальних точках свідчать про сильну завихренність мікропотоків в об'ємі кластера.

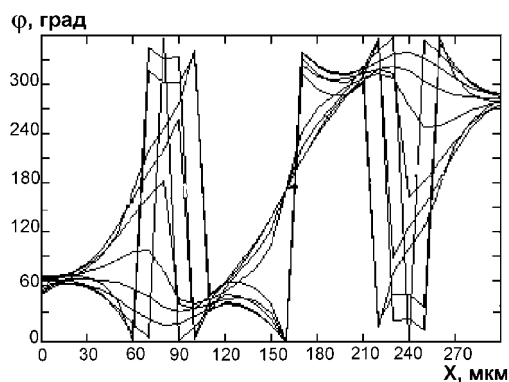


Рисунок 10.3 - Зміна напрямку вектора швидкості в локальних точках кластера в напрямку вісі X

Суттєвою є та обставина, що навіть на етапі монотонного розширення кластера, коли швидкість зростання бульбашок не перевищує 2 м/с, швидкості зсуву в локальних зонах рідини досить великі - близько $5 \cdot 10^4 \text{ с}^{-1}$, що можна порівняти зі швидкостями зсуву, котрі досягаються в клапанних гомогенізаторах. Таким чином, якщо високий рівень термічного впливу реалізується тільки в стадії максимального стиснення бульбашок кластера в проміжку часу десятка наносекунд, то ефективний вплив зсувних напружень виявляються протягом усього час існування кластера. Відомо, що швидкості

хімічних реакцій при одночасній дії високих тисків і деформацій зсуву дуже великі і можуть в 10^6 разів перевищувати швидкості відповідних рідино-фазних процесів при тих же значеннях тиску і температури. [4].

Для теоретичного аналізу поведінки бульбашкового кластеру в конкретному кавітуючому пристрої та для оцінки рівня очікуваних динамічних і термічних ефектів, необхідно представити в аналітичній формі зміна зовнішнього тиску в елементі обсягу оброблюваної рідини як функцію часу $p_{\infty} = f(\tau)$. Процедура знаходження цієї залежності наступна.

У процесах акустичної кавітації при заданій частоті f і інтенсивності ультразвукового поля I зміна тиску визначається за формулою

$$p_{\infty} = (2I \cdot \rho_l c_{ac})^{0,5} \cos 2\pi f \tau, \quad (10.2)$$

яка вводиться в систему рівнянь моделі

Явища гідродинамічної кавітації ініціюються в гідравлічних системах при стаціонарному перебігу рідини через сопла, діафрагми або інші звужуючі насадки (наприклад, в трубках Вентурі) або в нестаціонарних течіях в каналах, площа прохідного перерізу яких періодично змінюється (наприклад, в циліндричних і дискових роторно-пульсаційних апаратах). При відомій геометрії каналу, заданих системних і режимних параметрах, використовуючи рівняння Нав'є-Стокса, можна визначити зміну швидкості і тиск рідини по довжині каналу з урахуванням втрат напору на місцевих опорах, і знайти просторові зони, в яких виконуються умови кавітації. Далі можна розрахувати зміну тиску в елементарному об'ємі рідини $p_{\infty} = f(\tau)$ за час проходження кавітаційної зони, якщо представити цю залежність в аналітичній формі, яка включає верхню p_{\max} і нижню p_{\min} межі і характерні часи зміни тиску. Зміна тиску p_{∞} в гідродинамічних кавітаторах між піковими значеннями p_1 і p_2 і за час $\Delta\tau$ добре апроксимується виразом [8]

$$p_{\infty} = p_2 + \frac{p_1 - p_2}{2} \left(1 + \cos \frac{\pi\tau}{\Delta\tau} \right). \quad (10.3)$$

Рівняння цього типу із заданими параметрами використовується в моделі для кількісного аналізу поведінки бульбашкового кластера в даному кавітуючому пристрої.

Як приклад, розглянемо динаміку бульбашкового кластера, який формується в горловині трубки Вентурі при стаціонарній течії потоку води. Загальна довжина каналу 13,9 см, довжина конфузора, горловини і конфузора: 0,93 см, 0,1 см і 2,38 см, відповідно. Діаметр циліндричного каналу - 1 см, а відношення площі перетину горловини до площі перетину каналу $S_2/S_1 = 0,25$. При постійному значенні тиску на вході в канал $p_0 = 0,4$ МПа розглянемо розвиток кластера при двох значеннях протитиску - 0,1 МПа і 0,2 МПа. На рисунку 10.4 показано результати розрахунку зміни тиску по довжині сопла Вентурі в однофазному потоці води. Амплітуда тиску розрідження в горловині сопла тим вище, чим менше значення протитиску і, отже, чим вище швидкість потоку у вузькому перерізі каналу.

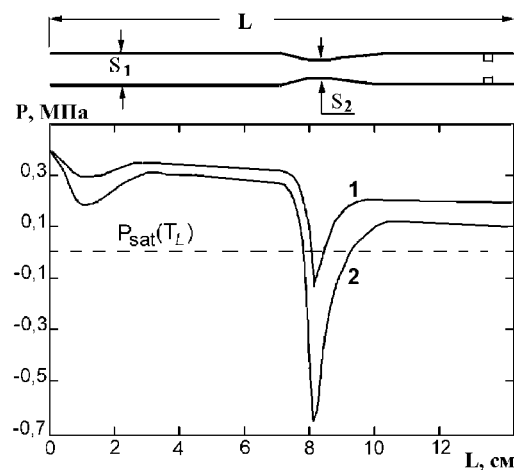


Рисунок 10.4 - Зміна величини тиску в соплі Вентурі при течії однофазної рідин при двох значеннях протитиску: 1 – 0,2 МПа; 2 – 0,1 МПа

Зміна тиску в імпульсі на стадіях його зниження за конфузуром від p_{\max} до p_{\min} за час $\Delta\tau_1$ та подальшого підвищення тиску в дифузурі від p_{\min} до p_{\max} за час $\Delta\tau_2$ апроксимуються співвідношеннями у формі рівняння (10.2), які потім використовуються при моделюванні динаміки бульбашки і бульбашкового

кластеру. На рисунку 10.5 для двох прийнятих значень протитиску показано зміну радіуса бульбашок в монодисперсному бульбашковому кластері і зміна усередненого тиску в рідині в міжбульбашковому об'ємі кластера при проходженні потоку води через сопло Вентурі. З рисунку видно, що амплітуда імпульсу тиску, випромінюваного кластером при захопуванні бульбашок, істотно перевищує величину тиску на вході в канал, причому імпульс тим інтенсивніше, чим вище рівень розрідження в горловині сопла. На основі інформації про характер зміни зовнішнього тиску в рамках моделі проводиться кількісний аналіз розглянутих вище термічних і динамічних кавітаційних ефектів.

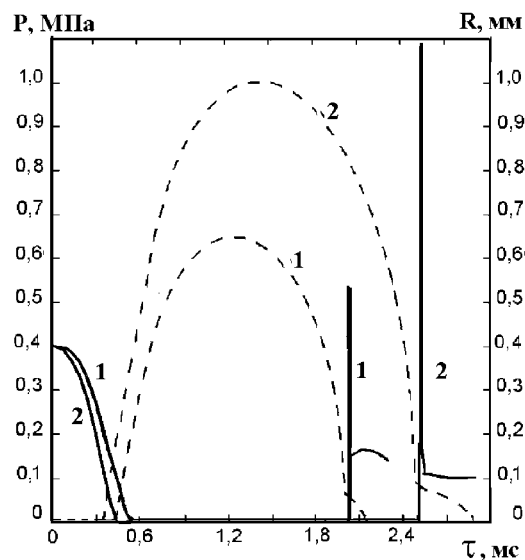


Рисунок 10.5 - Зміна тиску (лінія) та радіуса бульбашок (пунктир) усередині кавітаційного кластера в процесі його формування та захопування в соплі Вентурі при двох значеннях протитиску: 1 – 0,2 МПа; 2 – 0,1 МПа

Вивчення явищ гідродинамічної та акустичної кавітації стосовно їх цілеспрямованому та ефективному використанню для стимулювання та інтенсифікації хіміко-технологічних процесів, в нано- та біотехнології, в сонохімії вимагає єдиного підходу, в рівній мірі враховують гідродинамічні і тепломасообмінні аспекти цих явищ. В рамках цієї концепції проводиться розробка і вдосконалення математичної моделі, яка з максимальним

урахуванням визначальних чинників і точним поданням теплофізичних параметрів прогнозує поведінку бульбашок і бульбашкових ансамблів в процесах кипіння і кавітації.

Наведені вище результати дослідження показують, що при аналізі кавітаційного впливу на мікробіологічні об'єкти, супрамолекулярні структури, а також на кінетику хімічних реакцій необхідно брати до уваги переходу рідини на границі з поверхнею бульбашок, як і парогазової суміші всередині самих бульбашок, в стан надкритичного флюїду. Для оцінки просторово-часових меж надкритичної області і для розгляду ефектів сферичного гідравлічного удару в локальних зонах бульбашкового ансамблю при моделюванні необхідно враховувати стисливість рідини.

10.4 Контрольні запитання

1. Пояснити відмінність акустичної та гідродинамічної кавітації з точки зору термодинамічної точки зору і з точки зору застосування цих типів кавітації.

2. Проаналізувати часові та просторові характеристики перебування бульбашок та їх оточення в стані надкритичного флюїду на стадії колапсу кавітаційного кластера, оцінити величину тиску і температури всередині надкритичного терміка, а також градієнти цих величин

3. Пояснити принцип моделювання динаміки кавітаційного кластера при ініціювання кавітації в кавітаційному реакторі (На прикладі сопла Вентурі)

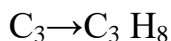
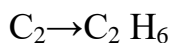
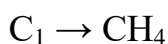
11 ПЕРЕРОБКА НАФТОВИХ ГАЗІВ

11.1 Газофракціювання

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Газ – це речовина без кольору, смаку і запаху. В норм умовах в газовому стані можуть знаходитись вуглеводні від C_1 до C_5 .

В нафтопереробці прийнято позначати вуглеводні літерою «С».



Побутовий газ - це суміш газів пропан і бутан, як варіант можуть бути інші гази, які деодоровані меркаптанами.

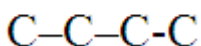
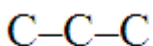
Меркатан – сірко-органічна сполука.

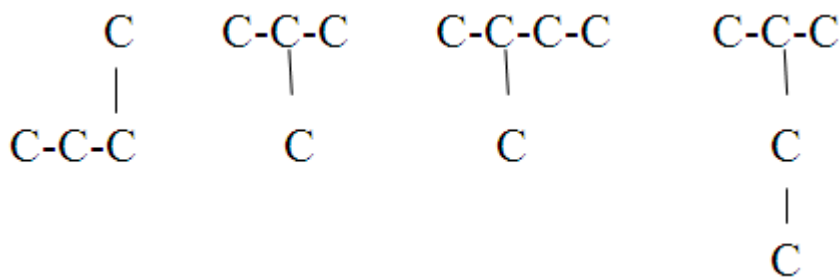
Деодорований – газ, збагачений ароматизаторами, зазвичай меркаптаном.

Газ, який отримується після установок газофракціювання – це індивідуальні вуглеводні (насичені і ненасичені, можуть бути також ізомери високої частоти).

Ізомери – це сполуки, які мають однакову к-ть елементів та різні просторові будови.

Вуглеводні можуть мати ізомери лише з кількістю вуглеців не менше 4-ох:





Існують установки, які розділяють гази з насичених вуглеводнів і окремо – з ненасичених.

В загальному випадку установки газофракціювання містять наступні блоки:

- 1) виділення індивідуальних вуглеводнів C_3 і вище;
- 2) деетанізація сировини;
- 3) ректифікація рідких вуглеводнів;
- 4) доочистка сировини і готової продукції.

Сировиною є гази, що були розчинені в нафті-сирці та гази, отримані при первинній переробці нафти (гази, які отримані на нафтових родовищах, як правило, спалюються, тому що їх транспортування економічно не вигідне). При транспортуванні газу по трубопроводах його охолоджують і зріджують при тиску 70 атм, а газоперекачувальні станції ставляться на відстані близько 100 км одна від іншої.

Газ, що отриманий під час глибокої переробки нафти: термічні процеси та термо-каталітичні процеси (крекінг, термічний крекінг, гідро очистка) містять насичені і ненасичені вуглеводневі фракції. До цих процесів також відносяться такі процеси: первинна переробка нафти, каталітичний реформинг і гідрокрекінг, вторинна переробка бензину та гідро очистка. Ненасичені вуглеводні получують з установок термічного і каталітичного крекінгу, установок піролізу і коксування.

Склад газів наведено у таблиці 11.1

Таблиця 11.1 – Кількісний склад газів, що отримується на установках переробки нафти:

Компоненти, %	Термічний крекінг	Уповільнене коксування	Коксування в киплячому шарі	Каталітичні реформи та бензиновий режим	Каталітичні реформи та газовий режим	Піроліз	Каталітичні реформи та хім. режим	Гідро- крекінг	Гідроочистка
H ₂ O+	0,2	0,4	1,5	2,5	1	16	8,5	0	0
CO ₂									
CH ₄	10	32,5	26,5	11	9,5	34,4	5	27	34
C ₂ H ₄	2,5	4,5	12,5	6	4	29,3	0	0	0
C ₂ H ₆	17	21,5	20	8	5	5	35	21	24,5
C ₃ H ₆	9	4	12,5	22	24	10,5	0	0	0
C ₃ H ₈	21,5	15	11	12,5	9,5	0,2	38	41	20,5
Ізо C ₄ H ₈	4,5	2,2	5	6	10,5	1,3	0	0	0
C ₄ H ₈	9,8	4,4	5	14	15	1,2	0	0	0
Ізо C ₄ H ₁₀	5	7	0,7	14	16,5	0	19	11	21
n C ₄ H ₁₀	14,5	8,5	4,6	4	4	0,5	20		
C ₄ H ₆	0	0	0,7	0	1	1,5	0	0	0
Вихід газу у відсотках до сировини	7	7	12	17	30	77	12	1,8	0,8

Використання сировини після установок газофракціювання

Етанова фракція – для вироб спиртів, полімерів, сировина піролізу, для виробн. Енсилену.

Пропанова фракція – сировина для піролізу, як розчинник; сировина для нафтохімії (для виробництва полімерів), побутовий газ та паливо, холодоагент.

Ізобутан – сировина для алкілування, сировина для виробництва синтетичного каучуку.

Бутанова фракція – сировина для виробництва бутадієна 1,3; зріджений газ (як паливо), добавка в бензин для підвищення тиску парів.

Ізопентанова фракція – для виробництва ізопренового каучуку та як компонент бензину.

Пентанова фракція – для виробн. полімерів, алілових спиртів, сировина для ізомеризації та піролізу.

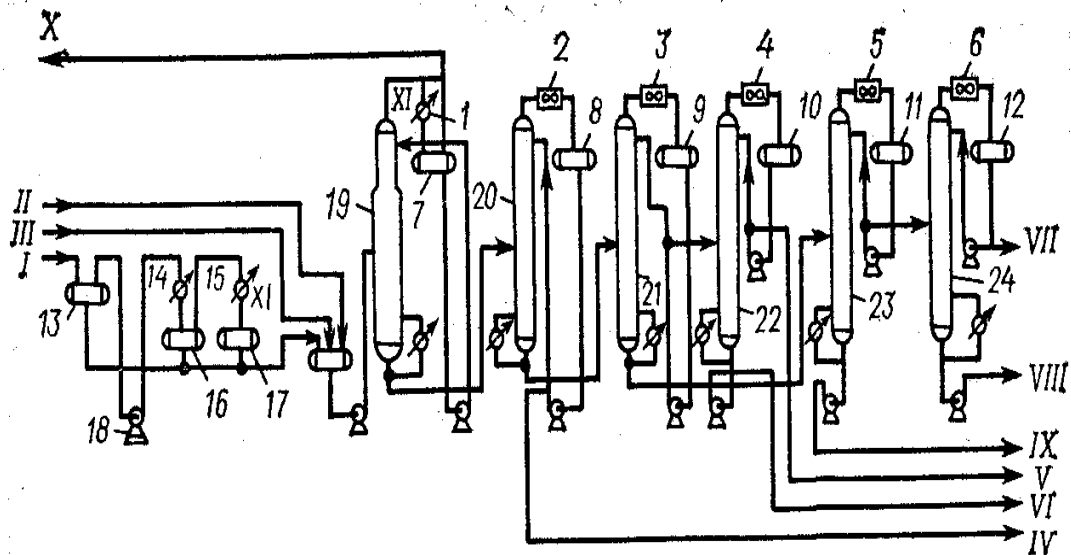
Окрім того, отримуються більш широкі фракції ненасичених вуглеводнів :

- пропан - пропіленова фракція – сировина для алкілування та нафтохімії;
- бутан - бутиленова фракція – сировина для алкілування, виробн. метил-етил-кетону; полі-ізо-бутилену; синтетичного каучука.

11.2 Технологічна схема установки конденсаційно-компресійного типу для насичених вуглеводнів

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Сировина через сепаратор 13 подається у рідкому стані до збірника; газоподібна через компресор 18, аміачні холодильники 14,15 та сепаратори 16, 17, у зрідженому стані теж до збірника. Сюди ж подається головка стабілізації установок АТ (атмосферно-трубчаті печі) АВТ, та головка стабілізації каталітичного реформингу. Суміш подається на ректиф колону 19. З верхньої частини відбирається метанова фракція, яка частково подається на склад, а частково після стискування та охолодження, використовується, як зрошення верхньої тарілки колони. Кубові залишки подаються на колону 20 (пропанова колона), частину кубових залишків через ребойлер (парогенератор, кип'ятильник) подаються під нижню тарілку 19. З колони 20 (пропанова), 21 (ізобутанові), 22 (бутанова), 23 і 24 працюють аналогічним чином. Окрім того, що у 19-ій колоні як холодоагент використовується аміак, а у інших стоять повітряні холодильники (Рисунок 11.1).



1—6, 14, 15 — конденсатори-холодильники; 7—12 — ємкості; 13, 16, 17 — сепаратори; 18 — компресор; 19—24 — колони;

I — газ установок АТ і АВТ; II — голівка стабілізації АТ і АВТ; III — голівка стабілізації каталітичного риформінга; IV — пропанова фракція; V — ізобутанова фракція; VI — бутанова фракція; VII — ізопентанова фракція; VIII — пентанова фракція; IX — фракція C₆ і вище; X — сухий газ; X/ — аміак.

Рисунок 11.1 – Газофракціонуюча установка конденсаційно-компресійного типу

Стандарти на індивідуальні вуглеводневі гази

Етанова фракція за ТУ 38.101489 – 79.

Показники	Вища марка	Марка А	Марка Б
Вуглеводневий склад у % :			
Метан не більше	2	2	20
Етан не менше	96	95	60
Пропан не більше	2	3	Не нормується
Вуглеводні C ₄ і вище:			

Не більше	відсутні	відсутні	2 %
Домішки у % не більше:	0,02	Не	Не
Двоокис вуглецю	0,02	нормується	нормується
Сірководень (H ₂ S)		0,02	0,02

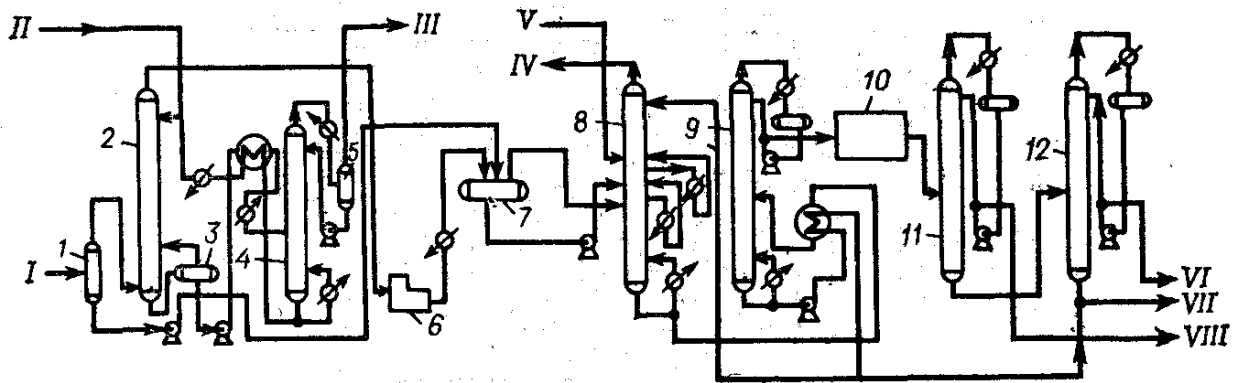
Пропанова фракція

показники	Вища марка	Марка А	Марка Б
Вуглеводневий склад у % :			
Сума вуглеводнів С ₁ і С ₂ не більше	1,5	2	4
Вуглеводні сумарні С ₃ не менше	97	96	90
У тому числі пропілену не більше	0,2	0,2	10
Сума вуглеводнів С ₄	2,5	3	10
Сума вуглеводнів С ₅ і вище, не більше	відсутній	відсутній	1
Домішки у % :	Відсутній	0,03	0,03
Сірководень, не більше			
Вода і луги	відсутні	відсутні	відсутні

11.3 Технологічна схема газофракціювання ненасичених вуглеводнів

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Газ з установки каталітичного крекінгу подається на сепаратор 1. Рідка фракція відбирається до збірника сепаратора 7, газоподібна фракція подається до абсорбера 2. Як зрошення абсорбера подається суміш моно етанол аміну (МЕА) та луку. Очищені гази стискаються в компресорі 6, охолоджуються і далі подаються до збірника сепаратора 7 (Рисунок 11.2).



1, 3, 5, 7 — сепаратори; 2 — абсорбер; 4 — колона очищення МЕА від сірководню; 6 — компресор; 8 — фракціонуючий абсорбер; 9 — стабілізатор; 10 — блок очищення; 11 — пропанова колона; 12 - бутанова колона.

I — газ з установки каталітичного крекінгу; II — свіжий розчин МЕА; III — сірководень; IV — сухий газ; V — нестабільний бензин; VI — бутан-бутиленова фракція

Рисунок 11.2 – Газофракціонуюча установка абсорбційно-ректифікаційного типу

Суміш МЕА з лугом та сірчаними з'єднаннями подаються до сепаратора 3, газоподібна фракція використовується як парове живлення колони 2, а рідка фракція підігривається в печі і подається на ректифікаційну колону 4. Очищений МЕА після охолодження подається як флегма абсорбера 2, а сірководень відводиться на склад. Рідка фракція з сепаратора 7 та газоподібна фракція подається на фракціонуючий абсорбер 8. З верхньої частини відбирають сухі гази C_1 , C_2 . З середньої частини колони відбирають нестабільний бензин, з нижньої частини у суміші з бензином відводяться гази C_3 , C_4 . У верхню частину як зрошення подається стабільний бензин. Суміш бензину з газами C_3 , C_4 подаються на стабілізатор 9. З нижньої частини стабілізатора 9 відбирається стабільний бензин, який частково подається на склад, а частково на зрошення колони 8. З верхньої частини колони 9 суміш газів подається на пропанову колону 11, зверху якої відбирається пропан-пропіленова фракція. Кубові

залишки колони 11 подаються на бутанову колону 12, де зверху відбирається бутан-бутиленова фракція, а знизу – стабільний бензин.

Продуктивність установки до 500 тис. т сировини на рік.

Існує багато схем установок по газофракціюванню. Деякі з них наведено на рисунку 11.3.

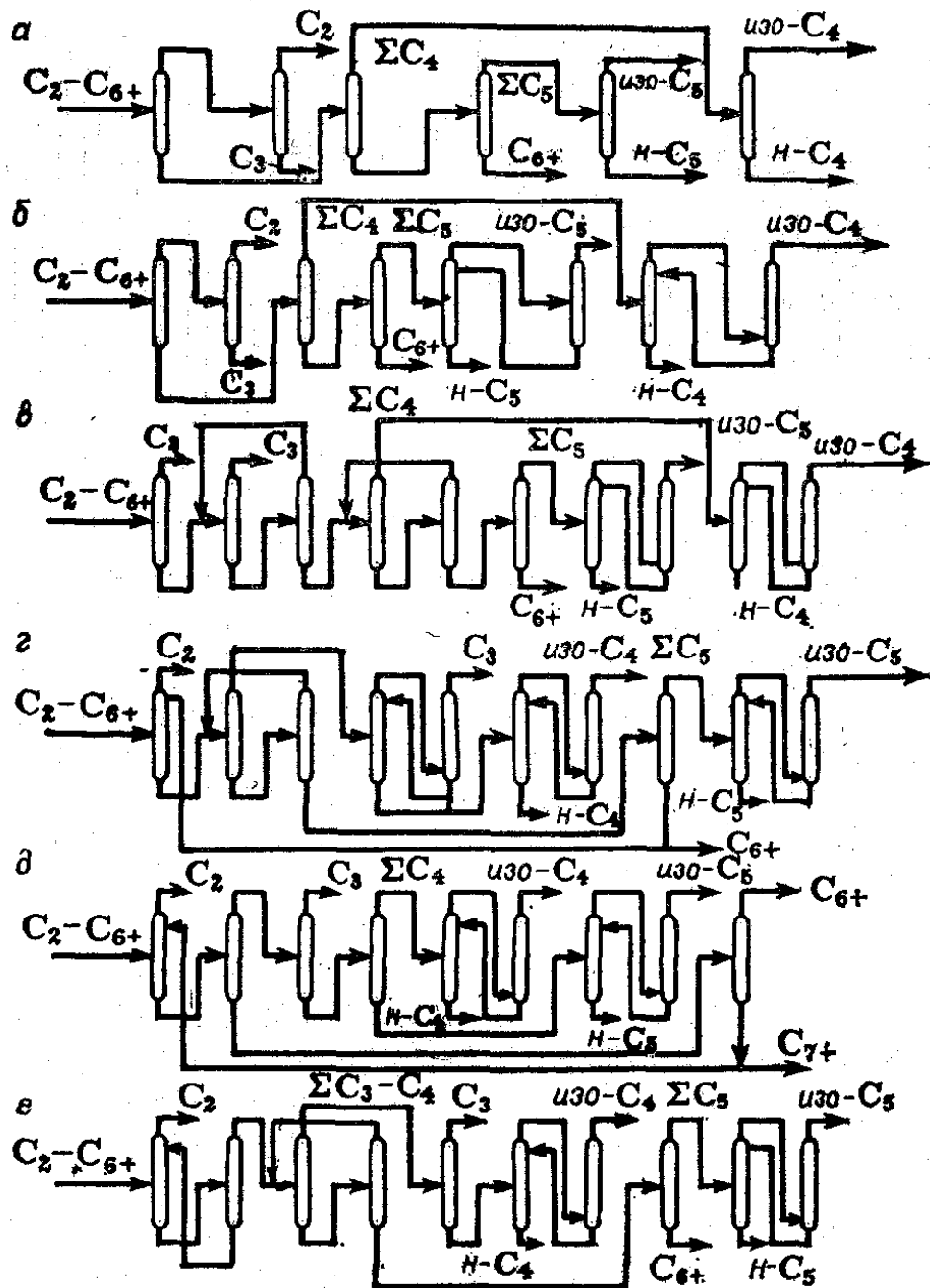
Кількість колон визначається якістю кінцевої продукції та кількістю компонентів, що буде отримано. В СРСР використовувались установки, що містили від 6 до 10 колон. Кількість витрат росте пропорційно кількості колон. Загальне число тарілок від 390 до 720.

Відносні приведені затрати наступні:

а – 100%, б – 108%, в – 127%, г – 131%, д – 133%, е – 135%

Витрати при виділенні індивідуальних вуглеводнів:

Витрати	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	Ізо-C ₄ н-C ₄	Ізо-C ₅ н-C ₅
Експлуатаційні витрати, %	5-12	15-20	15-55	7-12	20-30	15-20
Капітальні витрати, %	2-8	7-10	10-16	5-10	25-35	25-35



а — ЦГФУ Нижнекамського НХК (загальне число тарілок $N=390$); б — ЦГФУ Новокуйбишевського НХК ($N = 546$); в—ЦГФУ Киришського НПЗ ($N = 582$); г— ЦГФУ I Новокуйбишевського НХК ($N=650$); д — АГФУ Новогорьковського НПЗ ($N=626$); е — ЦГФУ II Омського НХК ($N=690$).

Рисунок 11.3 - Технологічні схеми установок газофракціювання на різних НПЗ

11.4 Контрольні запитання

1. Проаналізуйте будову органічних газів
2. Обґрунтуйте необхідність деодорації
3. Обґрунтуйте осовні блоки установки газофракціювання
4. Проаналізуйте використання сировини після установок газофракціювання
5. Проаналізуйте технологічну схему установки конденсаційно-компресійного типу для насичених вуглеводнів
6. Проаналізуйте стандарти на індивідуальні вуглеводневі гази
7. Проаналізуйте технологічну схему газофракціювання ненасичених вуглеводнів
8. Проаналізуйте витрати при виділенні індивідуальних вуглеводнів.
9. Проаналізуйте технологічні схеми установок газофракціювання на різних НПЗ

12 ТЕРМІЧНИЙ КРЕКІНГ

12.1 Призначення процесу термічного крекінгу

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Призначення процесу: для отримання додаткової кількості світлих нафтопродуктів, термогазойля (сировина для виробництва сажі), дистильтного крекінг-залишку (сировина для виробництва коксу).

Відомо кілька варіантів оформлення схем:

1. крекінг в реакційному змішувачу;
2. крекінг з виносною реакційною камерою;
3. повторний крекінг в окремій печі;
4. крекінг в суміші з початковими продуктами;
5. крекінг з додатковою розгонкою;
6. крекінг з додатковою розгонкою крекінг-залишку під вакуумом.

Варіантом термічного крекінгу є візбрекінг (легкий крекінг). Цей крекінг служить для отримання котельного палива з гудрону.

Теоретичні основи

Термічний крекінг – це процес перетворення нафтової сировини під дією високих температур в газоподібні, тверді і рідкі продукти. Кількісна характеристика продукції визначається сировиною, температурою процесу, тиском в зоні реакції, агрегатним станом і часом перебування в реакторі. Під час реакції проходить перехід високомолекулярної нафтової сировини з великим запасом вільної енергії в низькомолекулярні сполуки. Виділяється два основних фактори:

1. необхідно зменшити кількість коксу, що утворюється;

2. забезпечити високу ефективність роботи обладнання.

Сировина і продукція має різнорідний хімічний склад, який практично неможливо визначити, тому сировину і продукції розділяють по груповому признаку (групи близьких по складу компонентів) та по технологічному признаку – газ, бензин, газойль, кокс.

Сировина

Мазути, гудрони, асфальти, екстракти, тяжкі газойлі каталітичного крекінгу, нафтові залишки з очисних споруд.

Продукція

Всі газу СН, які в собі містять H_2S (сірководень) використовуються для виготовлення сірчаної кислоти. Насичені і ненасичені вуглеводні, що мають: бензин з октановим числом від 54 до 70, який містить багато ненасичених вуглеводнів і мало сірки; газойлева фракція, що використовується для виробництва сажі, як компонент котельного палива, компонент дизельного палива; крекінг-залишок для виробництва коксу і як компонент котельного палива.

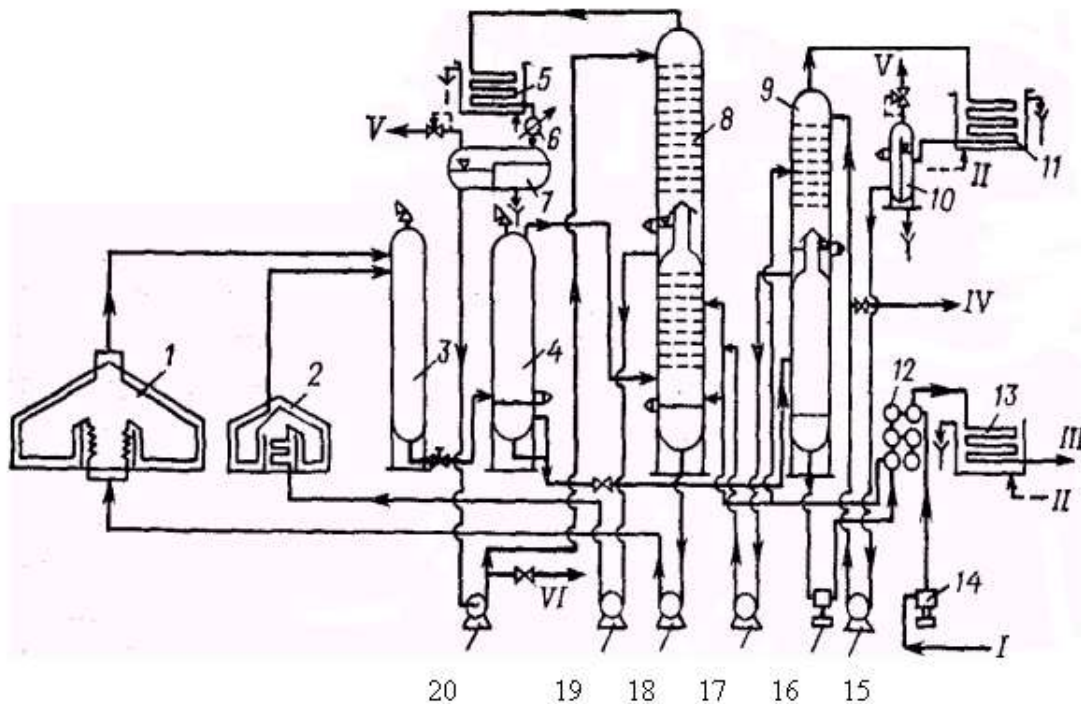
12.2 Технологічна схема крекінг-установки з виносною реакційною камерою

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Сировина насосом 14 подається в теплообмінник-рекуператор 12, звідки поступає на ректифікаційну колону 8 при температурі 275-320°C. (Рисунок 12.1).

З верхньої частини колони 8 газ при температурі 190-210°C поступає у теплообмінники 5,6 і в сепаратор 7, де розділяється на газ, що подається на

склад і бензин, який насосом 20 частково подається на склад, а частково на зрошення верхньої тарілки колони 8.



1 — печі важкої сировини (печі легкого крекінгу); 2 — печі легкого сировини (важкого крекінгу); 3 — виносна реакційна камера; 4 — випарник високого тиску; 5, 11 — конденсатори-холодильники; 6, 13 — холодильники; 7 — газосепаратор високого тиску; 8 — ректифікаційна колона; 9 — випарник низького тиску; 10 — газосепаратор низького тиску; 12 — теплообмінник; 14— 20 — насоси; / — сировина; // — вода; /// — крекінг-залишок; IV — газойль; V — газ; VI — бензин.

Рисунок 12.1 – Технологічна схема крекінг-установки

З нижньої частини колони 8 кубовий залишок насосом 18 подається в піч 1 (піч називається “тяжкої сировини” “легкого крекінгу”). Сировина розігрівається до температури 450-490°С, тиск – 4-5.5 МПа, і подається в виносну реакційну камеру. Тиск у виносній реакційній камері 1.5-2.9Мпа, температура 470-500°С. З камери 3 продукція поступає в сепаратор високого тиску 4, температура 415-430°С, тиск 0.8-1.2Мпа.

З верхньої частини сепаратора 4 газу поступають в нижню частину колони 8.

З нижньої частини сепаратора 4 продукція поступає на ректифікаційну колону 9 (випарник низького тиску).

З середини колони 8 насосом 19 сировина поступає в піч “легкої сировини” (“тяжкого крекінгу”), де підігрівається до температури 540-545 °С, тиск 2.2-2.7Мпа і далі подається на реакційну камеру 3.

З верхньої частини колони 9 при температурі 190-195 °С відбирається газ, який через теплообмінник 11 подається на сепаратор 10. Газ, що не сконденсувався відбирається на склад. Рідка фракція (газойль) насосом 15 частково подається на склад, а частково на зрошення верхньої тарілки. Балансову кількість нафтопродукту відбирають з середньої частини колони 9 і насосом 17 подається в колону 8.

З нижньої частини колони 9 крекінг-залишок компресором 16 подається на теплообмінники 12, 13 і на склад.

Потужність установок 0.6-1.5 млн. тон в рік.

Склад продукції

- вуглеводневий газ 3.5%
- головка стабілізації 3.5%
- бензин ~20%
- крекінг-газойлева фракція 8-10%
- крекінг-залишок до 65%.

Витратні показники на 1 т. сировини

- водяна пара 0.12 ГДж
- електроенергія 11 кВт/год
- вода 15м³
- паливо 33 кг

12.3 Контрольні запитання

1. Проаналізувати призначення процесу термічного крекінгу
2. Проаналізувати варіанти оформлення схем процесу термічного крекінгу
3. Проаналізувати теоретичні основи процесу термічного крекінгу
4. Проаналізувати сировину процесу термічного крекінгу
5. Проаналізувати склад продукції процесу термічного крекінгу
6. Проаналізувати технологічну схему крекінг-установки з виносною реакційною камерою
7. Проаналізувати витратні показники на 1 тону сировини процесу термічного крекінгу

13 КОКСУВАННЯ

13.1 Призначення процесу

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Виробництво коксу диетиленових продуктів (бензин і газойль) з тяжких вуглеводневих стоків. Частково отримується газ.

Існує три схеми виробництва коксу.

Перша схема – період коксування.

Процес проходить в спеціальних камерах. Принцип дії установки: вмикається установка, нагрівається необхідна кількість сировини, заливається в коксову камеру і вистояється до отримання коксу. Проходить процес перерозподілу кисню і водню, які у вигляді парів виходять з камери, де залишається чистий кокс. Недоліком такої схеми є низька продуктивність і збільшена енергоємність обладнання.

Друга схема – уповільнене коксування.

Здійснюється в необігрітих камерах.

Третя схема – коксування у псевдозрідженому шарі.

Перевагою такої установки є більша її продуктивність, а недоліком є те, що псевдозріджений шар існує в досить вузьких швидкісних границях, тому ці установки майже не використовуються.

Розглянемо установку уповільненого коксування в необігрітих камерах.

Процес коксування – це різновид процесу термічного крекінгу. Температура, тиск дають такий же вплив на процес, як і при термічному крекінгу.

Сировина: залишки перегонки нафти, мазути і гудрони; залишки процесів виробництва мастил (асфальти і екстракти); залишки процесів термокаталітичні (крекінг-залишки, тяжкі смоли піролізу – це процес зрідження газу за рахунок

збільшення довжини молекул); важкий газойль крекінгу . Склад сировини підбирається таким чином, щоб забезпечити максимальну міцність коксу, температуростійкість, підвищену коксуємість – властивість утворювати кокс. Продукція, яка утворюється – кокс, використовується для виробництва електродів.

Газ використовується як нафтохімічна сировина, що розділяється на газофракціонуючих установках, і як паливо.

Бензин характеризується великою кількістю ненасичених вуглеводнів і тому низькою хімічною стабільністю. Після гідроочистки і риформінгу використовується як базовий компонент в бензині.

Легкий газойль, з температурою кипіння $160-350^{\circ}\text{C}$, використовується для виробництва дизельного, пічного і газотурбінного палив.

Тяжкий газойль, за температурою кипіння більше 350°C , використовується як добавка в котельне паливо (мазути) і для виробництва сажі.

13.2 Технологічна схема коксування

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Сировина двома паралельними потоками насосами 33 подається в рекуперативні теплообмінники 4, де підігрівається до температури 425°C , попадає в праву пару печей 31, де підігрівається до температури $515-520^{\circ}\text{C}$. Після цього сировина попадає в ректифікаційну колону 6. З нижньої частини колони 6 кубові залишки насосами 30 подаються в печі 32, де знов підігріваються до температури 520°C і через розподільчі клапани 2 подаються попарно в колону 1 (коксова колона). Поки одна пара колон 1 заливається, у другій парі йде процес утворення коксу, охолодження водою, різка коксу водяним різачком, вивантаження коксу через нижні люки. З верхньої частини коксових камер відбираються пари води, які подаються в скруббер 37, де

розділяються на воду і нафтопродукти. В коксову камеру також подаються антипінні присадки (Рисунок 13.1).

З середньої частини ректифікаційної колони 6 нафтопродукти подаються в ректифікаційну колону 10. З нижньої частини колони 10 сировина насосом 16 через печі 31 теж подається в коксові камери 1. З верхньої частини колони 6 пар бензину і газ подається в повітряний конденсатор 7, водяний холодильник 8 і на сепаратор 9 при температурі 40°C . З верхньої частини сепаратора відбирається газ, з нижньої – бензин і вода. Через теплообмінник 17 подається в ректифікаційну колону 18 бензин. Вода з сепаратора 9 через збірник 12, насос 14 подається на теплообмінник 29, на піч 31 і на колону 1.

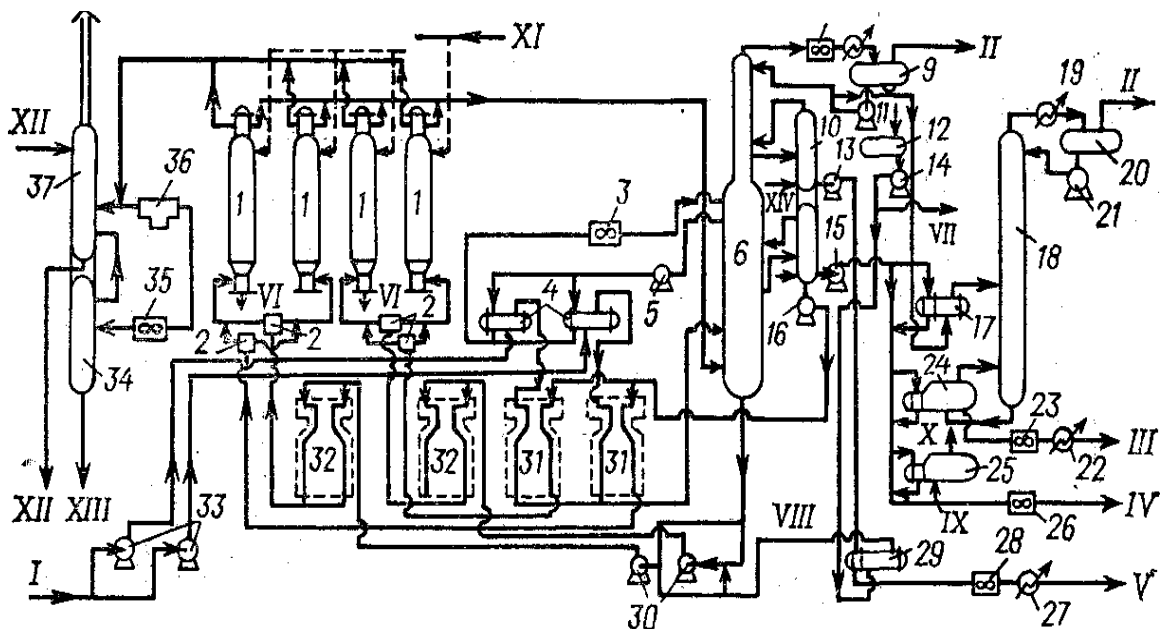


Рисунок 13.1 – Технологічна схема коксування

Тяжкий газойль з третьої тарілки колони 6 подається в низ колони 10. Легкий газойль з чотирнадцятої тарілки подається на верх колони 10. З нижньої частини колони 10 насосом 15 через теплообмінники 17, 24, 25 тяжкий газойль подається на склад. З верхньої частини колони 10 частина парів подається на колону 6, а частина через теплообмінник 29, холодильники 28, 27 легкий газойль подається на склад. Надлишок тепла з колони 6 відбирається насосом 5 на теплообмінник 4, холодильник 3, і назад в колону 6. З верху вісімнадцятої колони забирається газ через холодильник 19, сепаратор 20 і насос 21. Частина,

що не сконденсувалась, йде назад на зрошення. З нижньої частини колони 18 через кип'ятильник 24 частина парів подається в колону 18, а частина через холодильник 23, 22 подається на склад бензину. Кип'ятильник 25 використовується як генератор пари для потреб заводу.

Потужність установок коксування від 300-600 тис. тон/рік по сировині, по коксу 100-240 тис. тон/рік, за добу- 300-800 тон.

Коксова камера має форму циліндра з діаметром до 5 м. і висотою 30-35 м.

13.3 Контрольні запитання

1. Проаналізуйте призначення процесу коксування
2. Проаналізуйте технологічні схеми коксування
3. Обґрунтуйте сировину процесу коксування
4. Проаналізуйте продукцію процесу коксування
5. Проаналізуйте технологічну схему процесу коксування

14 ТЕРМОКАТАЛІТИЧНИ КРЕКІНГ

14.1 Пизначення процесу термокаталітичного крекінгу

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Термокаталітичний крекінг – це процес каталітичної деструкції (перетворення, розщеплення) нафтових фракцій в моторні палива, сировину для нафтохімії алкелювання, сировини для виробництва технічних вуглеводнів, для коксу.

В умовах каталітичного крекінгу протікає багато реакцій: розрив вуглецевих зв'язків, перерозподіл водню, ароматизації(утворення бензольних кілець), полімеризації, коксоутворення.

Теплові ефекти реакцій різні по знаку. Більшість реакцій ендотермічні, а реакції перерозподілу водню, полімеризації та ін. – екзотермічні.

Механізм реакції каталітичного крекінгу пояснюється карбокатионовою теорією, згідно якої активні карбокатиони утворюються при розриві зв'язків під дією каталізатора. Ці карбокатиони самостійно приймають участь в реакціях.

Швидкість протікання реакції міняється в залежності від якості сировини, її складу, каталізатора, повноти його регенерації, параметрів технологічного режиму (T , P) і конструкції апаратів.

Для каталізатора характерна постійна кількість виходу продукції, що не залежить від заданої ступені конверсії та інших параметрів. Визначаючими параметрами є ступінь конверсії сировини, температура реакції, час контакту каталізатора з сировиною, повноти регенерації каталізатора.

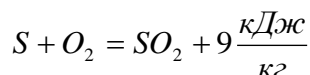
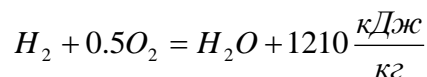
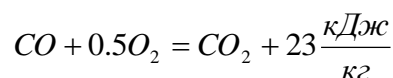
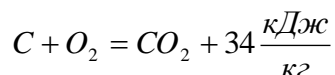
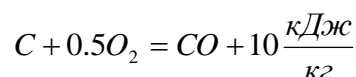
З ростом ступеня конверсії сировини вихід легкого продукту і бензину проходить через максимум, а потім падає.

Зниження парціального тиску парів сировини за рахунок збільшення подачі парів води викликає зменшення виходу бензину і газу. Для реакції використовуються цеолітові каталізатори . Час реакції в насипних каталізаторах

180-190 с, а в ліфт-реакторах – 4-8 с., тому використовуються в основному ліфт-реактори.

Каталізатори підбираються таким чином, щоб забезпечити мінімальний вихід коксу в розмірах 0.8-1% (від сировини, що падає). Після регенерації при температурі 650-700 °С, закоксованість каталізатора стає 0.05-0.1%. Коксоутворення – основна причина регенерації каталізатора недоліки якої вдалося перетворити в переваги процесу за рахунок того, що енергія, яка виділяється під час регенерації йде на нагрів каталізатора для процесу крекінга.

Тепловий ефект процесу регенерації



Сировина

Сировиною є вакуумні дистиляти різних нафт, що містять 5-10% (об'ємних) фракцій з температурою кипіння <350 °С і кінцевою температурою кипіння 500-540 °С. Використовуються також і фракції з нижчими температурами кипіння – це прямогонні фракції, крекінг-газойливі фракції з термічних і коксових процесів і мазут.

Фактори, які впливають на процес

1. Характеристичний фактор – К. Використовується для класифікації нафт і фракцій по хімічному складу.

$K=13$ для парафінових вуглеводнів

$K=11.5$ для нафтових вуглеводнів

$K=10.5$ для ароматичних вуглеводнів.

Використання нафт з більшим характеристичним фактором покращує умови крекінгу.

2. Груповий склад – це склад нафтопродуктів по хімічним групам (парафінові, ароматичні вуглеводні і т.д.). В більшості вакуумний дистилят ??? містить від 15-30% парафінів, 20-30% нафтенів, 15-60% ароматичних вуглеводнів. Зі збільшенням кількості ароматичних вуглеводнів збільшується вихід газів C_1 , C_2 і коксу, зменшується вихід бензину.

3. Смоли і асфальтени, які містяться у сировині, зменшуються вихід бензину і газу і збільшують вихід коксу.

4. Коксуємість зменшує вихід бензину і газу, а також вихід коксу.

5. Домішки металу, азоту і сірки зменшують активність каталізатора. Забруднені каталізатори не відновлюються. Крім того, сірка може переходити у продукти, що погіршує їх якість.

Продукція

1. Гази – фракція C_1, C_2, C_3, C_4 . Бутан, газы – C_5 .

2. Бензинова фракція з постійною температурою кипіння $195^\circ C$ (базовий компонент бензину).

3. Фракція з постійною температурою кипіння $195-350^\circ C$, фракція з температурою кипіння більше $350^\circ C$. При паливному варіанті - $195-350^\circ C$.

4. При нафтохімічному варіанті фракція з постійною температурою кипіння $195-270^\circ C$, $270-420^\circ C$, більше ніж $420^\circ C$

Каталізатори

Використовують каталізатори, що містять 10 – 25 % цеоліту у рідкоземельній чи декатіоновій формах, які рівномірно розподілені в 75 – 90 % аморфного алюмосилікату. Каталізатор сформовано у вигляді сфер діаметром 60 – 65 мкм і діаметром 3 – 4 мм.

Активним компонентом є цеоліт. Аморфна частина забезпечує пористу структуру, відвід тепла з активних точок. До 80 % каталізаторів в світі дрібно сферичні.

Склад каталізатора:

- окис алюмінію 35 – 40 %,
- окиси рідко земельних елементів 2 – 4 %,
- оксид натрію 0.3 – 0.4 %,
- густина 0.8 – 0.9 г/см³.

14.2 Технологічна схема процесу термокаталітичного крекінгу

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Потужність установок до 1.2млн тон в рік (рисунок 14.1).

Сировина пароводи і рециркуляр при температурі 270⁰С подаються на вхід в ліфт–реактор 2, сюди ж подається мілко сферичний каталізатор самоплином з регенератора 6. за 4 – 6 секунд каталізатор проходить ліфт – реактор 2 з температурою 270 – 420 ⁰С і попадає в зону форсованого киплячого шару 3, де починає виділятись сировина від каталізатора. В верхній частині відстійної зони 4 вмонтовано циклони для очистки парів від каталізатору. Каталізатор попадає в відпарну зону 5. Сюди ж подаються пари води для очистки каталізатора від нафтопродуктів. Каталізатор самоплином подається в регенератор 6. Сюди ж подається свіже повітря компресором 8. Під час пускового періоду повітря

подається через піч 9. В регенераторі згорає в повітрі кокс, що наліпився на каталізатор. При температурі $630 - 670\text{ }^{\circ}\text{C}$ каталізатор очищується і розігрівається, і самоплином подається у вузол змішування 1. Енергію каталізатор використовує для реакції каталітичного крекінгу. Гази, що утворилися в регенераторі 6 виділяються в зоні регенератора 7 на батарейних циклонах і подаються на станцію очистки.

Продукти реакції з зони 4 подаються на фракціонуєчу колону 10. Зверху відбирається газ, через повітряний холодильник 13, водяний 14 подається на газосепаратор 15. З верхньої частини газ забирається через акумулятор 16 і компресором 17 на склад. Знизу колони 15 відбирається вода, трохи вище відбирається нестабільний бензин.

На колоні 11 відбирається фракція з температурою кипіння $195 - 270\text{ }^{\circ}\text{C}$. Гази, що не сконденсувалися йдуть в колону 10, рідина – на склад. Фракція $270 - 420$ йде на колону 12, ще нижче відбирається фракція $420\text{ }^{\circ}\text{C}$ на склад.

Балансова кількість рециркулята і кубові залишки колони 10 відбираються до сировини на вузлі змішування 1.

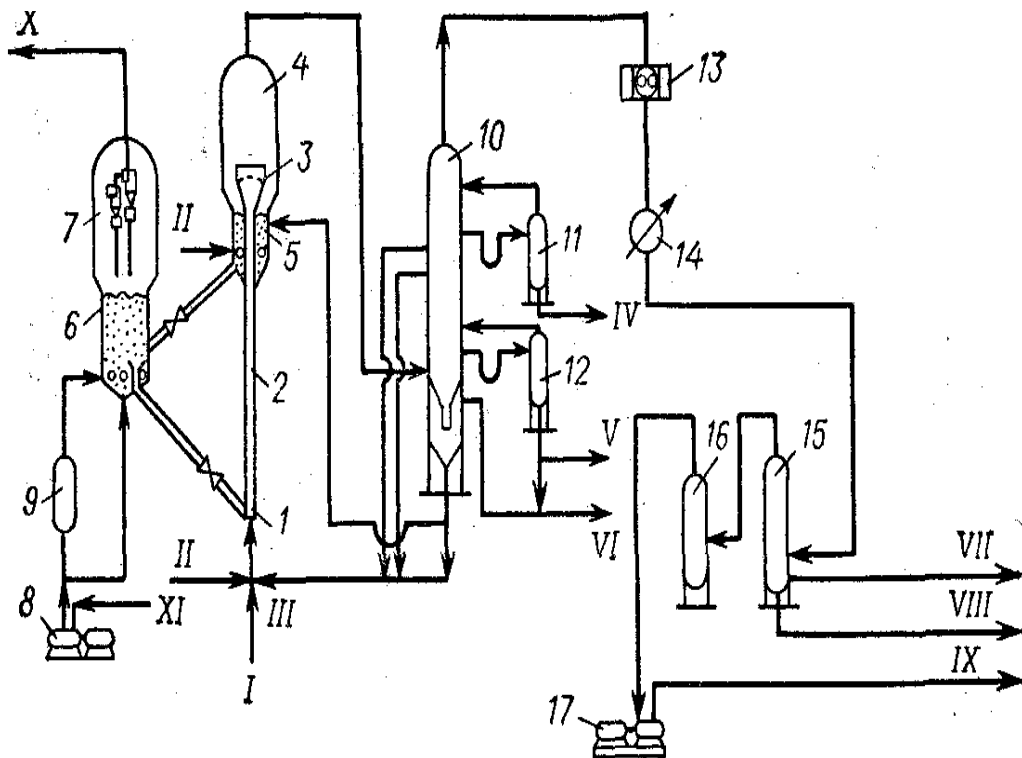


Рисунок 14.1 – Установа термокаталітичного крекінгу

14.3 Контрольні запитання

1. Проаналізувати призначенням процесу термокаталітичного крекінгу
2. Проаналізувати тепловий ефект регенерації каталізатора процесу термокаталітичного крекінгу
3. Обґрунтувати принципи вибору сировини процесу термокаталітичного крекінгу
4. Проаналізувати фактори, які впливають на процес термокаталітичного крекінгу
5. Проаналізувати продукцію процесу термокаталітичного крекінгу
6. Проаналізувати каталізатори процесу термокаталітичного крекінгу
7. Проаналізувати технологічну схему процесу термокаталітичного крекінгу

15 КАТАЛІТИЧНИЙ РИФОРМІНГ

15.1 Призначення процесу каталітичного риформінгу

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Призначається для підвищення детонаційної стійкості бензину і отримання ароматичних вуглеводнів (бензол, ксилол, толуол). Побічний продукт процесу є водневий газ.

Процес проходить під тиском в присутності H_2 . проходять 3 основні процеси:

- 1) ароматизація,
- 2) ізомеризація,
- 3) гідрокрекінг (процес перетворення вуглеводнів в присутності надлишкового водню (H_2)).

Нас цікавить процес ароматизації. Він проходить на каталізаторі. На каталізаторі здійснюють вплив присутність ядів і утворення коксу.

- 1) Реакції дегідрування 6–членних нафтенів в ароматичні вуглеводні. Надзвичайно велика швидкість приводить до швидкого встановлення рівноваги.
- 2) Перетворення парафінових вуглеводнів в ізомери.
- 3) Реакції ізомеризації 5–членних нафтенів в 6–членні.
- 4) Перетворення 5-членних нафтенів в ізомери.
- 5) Перетворення парафінових вуглеводнів в мономерні.
- 6) Перетворення парафінових вуглеводнів в ароматичні.

Перетворення парафінових вуглеводнів в ароматичні найбільш ефективно підвищення октанового числа бензину. Тому всі процеси будуються на основі вирішення проблеми максимального виходу ароматичних вуглеводнів.

Швидкість реакції каталітичного риформінгу залежить від каталітичних ядів в сировині.

1. Сіркові з'єднання в процесі реакції перетворюються в сірководень. Сірководень подавляє процес дегідратування, гідрування. При невеликих кількостях сірки і малому часі контакту каталізатора з сіркою процес отримання каталізатора зворотній.

Для відновлення каталізатора від сірки необхідно проводити окисно – відновні реакції.

Під час пуску установки спеціально додають сірку в сировину для подавлення реакції гідрогеналізу.

2. З'єднання азоту в результаті реакції утворюється аміак. Зниження азоту

3. З'єднання хлору, води і кисню. Використовуються ці яди для регулювання кислотної функції каталізатора. Велика кількість хлору провокує розвиток гідрокрекінгу і збільшує вихід коксу.

Вода теж подавляє кислотну функцію каталізатора, але сприяє виносу хлору з каталізатора.

4. Металоорганічні сполуки свинцю, міді, миш'яку. Отрують каталізатор, зменшують швидкості всіх реакцій, збільшують вихід коксу. Отруєння каталізаторів металами незворотнє. Каталізатор необхідно змінювати.

5. Оксид вуглецю. Збільшує вихід коксу, гальмує швидкості реакції. В пусковий період необхідно повністю позбавити сировину від оксиду вуглецю.

Сировина і продукція

Основною сировиною установок каталітичного риформінгу є прямогонні бензинові фракції, які містять парафіни, нафтени, ароматичні вуглеводні $C_6 - C_{10}$. Після глибокої очистки додають бензини вторинних процесів: термічний крекінг, коксування, бензиних установок гідро очистки керосинів, бензин з установок виробництва дизельних палив, бензин гідро- крекінгу і каталітичного крекінгу.

Розробляються схеми переробки бензинів, які отримуються з установок гідрогенізації вугілля, сланців, з синтез – газу.

Для виробництва високоактивних компонентів бензину використовуються фракції з температурою кипіння 85 – 180 °С. Для виробництва ароматичних вуглеводнів C₆ – C₈ використовуються фракції з температурою кипіння 65 – 150°С.

Вимоги до сировини

По температурі кипіння:

- початок кипіння 85 °С;
- 10% википає при 100 °С;
- 50% - при 120 – 130 °С;
- 90% - при 160 °С;
- кінець кипіння при 180 °С.

За складом:

- сірка < 1 мг/кг;
- азот < 1 мг/кг;
- хлор < 1 мг/кг;
- миш'як < 1 мг/кг;
- свинець < 20 мг/кг;
- мідь < 25 мг/кг.

Каталізатори

Використовуються каталізатори трьох типів:

- монометалічні АП – 56, АП – 64;
- біметалічні серії КР;

– поліметалічні серії КР.

Склад каталізаторів: носій – оксид алюмінію, каталізатори – платина і галогени (хлор, фтор) в якості промотора.

Промотор – це модифікатор властивостей каталізатора.

Кількість платини в поліметалічних каталізаторах в 1,5 – 1,7 разів менше ніж в монометалічних.

Показники	Типи					
	АП - 56	АП - 64	КР- 101	КР- 102	КР- 104	КР-106, 108, 110
Платина, %	0,55	0,62	0,6	0,36	0,36	0,36
Фтор, %	0,32	—	—	—	—	—
Хлор, %	—	0,7	0,75	1,35	1,2	1,35
Число промоторів	—	—	1	1	2	2
Втрати при регенерації, %	7	7	4	4	4	4
Відносна стабільність	1	1	1	2	3	3/3/4

Строк служби каталізатора АП до 5 років, КР – 6–7 років. Проте каталізатори КР вимагають більш повної очистки сировини від ядів. Регенерація проводиться випалюванням коксу з наступним окисним хлоруванням каталізатора.

15.2 Технологічна схема каталітичного риформінгу

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Всі види сировини гідрогенізуються на каталізаторах для очищення від сірки, азоту та інших речовин. Гідрогенізація випарюється для видалення вологи, сірководню, аміаку і хлорводню (рисунок 15.1).

Сировина насосом 1 подається до регенеративного теплообмінника 3 і печі 4, де підігрівається до температури 500 °С. Далі сировина подається в регенератор стаціонарного шару 5, регенеративний кип'ятильник 6, теплообмінники 3,8, попадає в сепаратор 9 при температурі 50 – 100 °С. Зверху виділяється вуглеводневий газ, сірководень, аміак, хлорводень. З нижньої частини сировина поступає на відпарну колону 7. Стабільний бензин забирається з нижньої частини, а з верхньої частини забирається вуглеводневий газ, в якому є вода, сірководень, аміак.

Частина вуглеводневого газу з сепаратора 9 компресором 2 подається на вхід в установку для збалансування необхідної кількості водню.

Недоліками установки є те, що процес проходить в одну стадію при жорстких температурних режимах, що суттєво зменшує степінь конверсії. Цього недоліку позбавлена трьох стадійна схема каталітичного риформінгу. Цикл регенерації каталізатора в ній від 6 до 12 місяців. Прості установки на регенерацію і технічний огляд від 20 до 40 діб в рік.

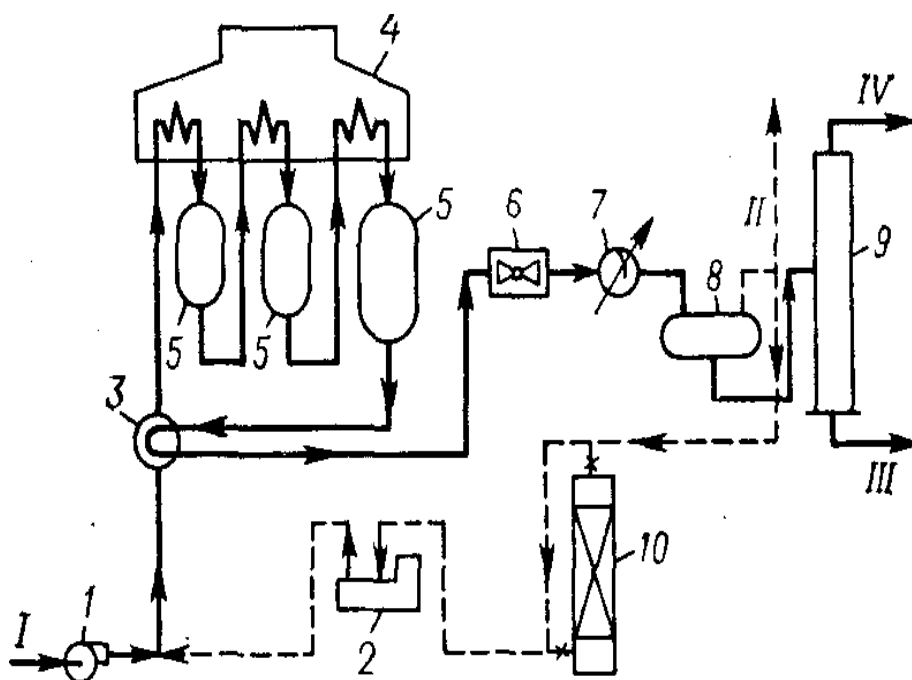


Рисунок 15.1 – Технологічна схема трьохстадійної установки риформінгу зі стаціонарним шаром каталізатора

Сировина через регенеративний теплообмінник 3 поступає до печі 4 і періодично підігриваючись поступає на блок реактора 5. температура на вході в останній реактор 520°C . Поступовий нагрів дає м'який режим перетворення і більш повну конверсію. Сировина охолоджується в теплообміннику 3, в повітряному холодильнику 6, водяному холодильнику 7 до температури $20 - 40^{\circ}\text{C}$ і подається в сепаратор 8. З верхньої частини відбирається водяний газ, який частково подається на склад, а частково, якщо необхідно досушити, через блокусушки 10 (адсорбер), за необхідністю зі стаціонарним шаром компресором 2 подається на вхід до установки.

Рідка фракція з сепаратора 8 попадає на фракціонуючу (відпарну) колону 9. З верхньої частини колони 9 відбирається вуглеводневий газ, з нижньої – стабільний гідрогенізар (стабільний бензин).

Потужність установки від 500 тисяч тон в рік до 1 млн. Витратні показники: на 1 тону сировини йде $0,6 - 0,8$ ГДж пари води, вода оборотна від 3

– 10 м³ (технічна вода, що йде на охолодження), електроенергії йде від 20 до 30 кВт/год, палива – 80 – 100 кг.

15.3 Контрольні запитання

1. Проаналізувати призначення процесу каталітичного риформінгу
2. Проаналізувати сировину і продукцію процесу каталітичного риформінгу
3. Проаналізувати вимоги до сировини процесу каталітичного риформінгу
4. Проаналізувати каталізатори процесу каталітичного риформінгу
5. Проаналізувати технологічну схему каталітичного риформінгу

16 ПРОЦЕСИ ГІДРООЧИЩЕННЯ І ГІДРОЗНЕСІРЧЕННЯ

16.1 Призначення процесів гідроочищення і гідрознесірчення

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Основною метою процесу гідроочищення і гідрознесірчення паливних дистилатів є поліпшення якості останніх за рахунок видалення таких небажаних компонентів, як сірка, азот, кисень, металорганічних з'єднань і смолистих речовин, неграничних з'єднань.

Гідроочищення і гідрознесірчення бензинових фракцій проводять з метою підготовки сировини для установки каталітичного риформингу. Така попередня обробка сприяє поліпшенню важливих показників процесу риформинга, а саме: глибини ароматизації сировини, октанового числа отриманого бензину, а також збільшенню терміну служби каталізатора [1].

Гідроочістку газових і дизельних фракцій проводять з метою зниження вмісту сірки до меж, встановлених стандартом, і для отримання товарних паливних дистилатів з поліпшеними характеристиками згорання і термічною стабільністю, одночасно знижується корозійна агресивність палив.

Гідроочищення використовується для різних фракцій: бензинові фракції мають різні температурні межі викіпання залежно від подальшої їх переробки: з фракцій 85-180⁰С і 105-180⁰С – зазвичай шляхом платформингу отримують високоякісні бензини, а з фракцій 60-85, 85-105, 105-140 і 130-165⁰С – концентрати відповідно бензолу, толуолу і ксилолів. Основним продуктом, що отримується при гідроочищенні бензинових фракцій, є стабільний гідрогенізація, вихід якого складає 90-99масс., вміст в гідрогенізації сірки не перевищує 0,002масс.

Типовою сировиною при гідроочищенні газових дистилатів є фракції 130-240 і 140-230⁰С прямої перегонки нафти. Проте при отриманні деяких видів

палив верхня межа викіпання може досягати 315°C. Цільовим продуктом процесу є гідроочищена гасова фракція, вихід якої може досягати 96-97масс. Крім того, виходять невеликі кількості низькооктанової бензинової фракції (відгін), вуглеводневі гази і сірководень.

Однією з важливих областей застосуванні гідроочищення є виробництво малосірчистого дизельного палива з відповідних дистилятів сірчистих нафт. В якості початкового дистиляту зазвичай використовують гасо-газойлеві фракції з температурами википання 180–330, 180–360 і 240–360°C (метод розгону стандартний). Вихід стабільного дизельного палива з вмістом сірки не більше 0,2масс. складає 97масс. Побічними продуктами процесу є низькооктановий бензин (відгін), вуглеводневий газ, сірководень і водневмісний газ.

Гідроочищенню нерідко піддають дистиляти вторинного походження (газойлі коксування, каталітичного крекінгу, вісбрекіпгу, тощо) як такі або частіше в суміші з відповідними прямогінними дистилятами.

Процес гідроочищення здійснюють на алюмо-кобальт-молібденових (Al-Co-Mo) або на алюмо-нікель-молібденових (Al - Ni - Mo) каталізаторах за умов, приведених нижче:

Показники	Бензинові фракції	Гасові фракції	Дистиляти дизельних палив
Каталізатор	Al—Ni—Mo Al—Ni—Mo	Al—Ni—Mo Al—Ni—Mo*	Al—Ni—Mo Al—Ni—Mo
Температура, °C	380-420	350-360	350-410
Тиск, МПа	2,5-5,0	7,0	3,0-4,0
Об'ємна швидкість подачі сировини, г ⁻¹	1-5	5-10	4-6
Кратність циркуляції воднемісного газу, м ³ /м ³	100-600	300-400	300-400

сировини			
* Цесолітомісний.			

Використовуваний воднемісний газ, як правило, отримують з установки каталітичного риформінгу, вміст водню коливається від 60 до 95 об.%.

Технологічні схеми промислових установок гідроочищення мають багато спільного і розрізняються по потужності, розмірами і технологічним оформленням секцій сепарації і стабілізації. У складі промислових комбінованих установок, наприклад, на комбінованій установці ЛК6У [2] є секції для гідрознесірчення дистилятів дизельних і реактивних палив.

16.2 Технологічна схема гідроочистки дистилятів дизельного палива

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Установка, призначена для гідроочистки дистилятів дизельного палива, технологічна схема якої приведена на рисунку 16.1, включає реакторний блок, що складається з печі і одного реактора, системи стабілізації гідроочищених продуктів, видалення сірководню з циркуляційного газу, а також промивання від сірководню дистиляту. Процес проводиться в стаціонарному шарі алюмокобальт-молібденового каталізатору.

Сировина, що подається насосом 1 змішується з водневонмісним газом, що нагнітається компресором 16. Після нагріву в теплообмінниках 6 і 4 і в змійовику трубчастої печі 2 суміш при температурі 380-425 °С надходить в реактор 3. Різниця температур на вході в реактор і виході з нього не повинна перевищувати 10 °С.

Продукти реакції охолоджуються в теплообмінниках 4, 5 і 6 до 160 °С, нагріваючи одночасно газосиринну суміш, а також сировину для стабілізаційної колони. Подальше охолодження газопродуктової суміші здійснюється в апараті повітряного охолодження 7, а доохолодження (приблизно до 38 °С) - в водяному

холодильнику 8. Нестабільний гідрогеніза́т відділяється від циркуляційного газу в сепараторі високого тиску 9. З сепаратора гідрогеніза́т виводиться знизу, проходить теплообмінник 10, де нагрівається приблизно до 240 °С, а потім - теплообмінник 5 і надходить в стабілізаційну колону 11.

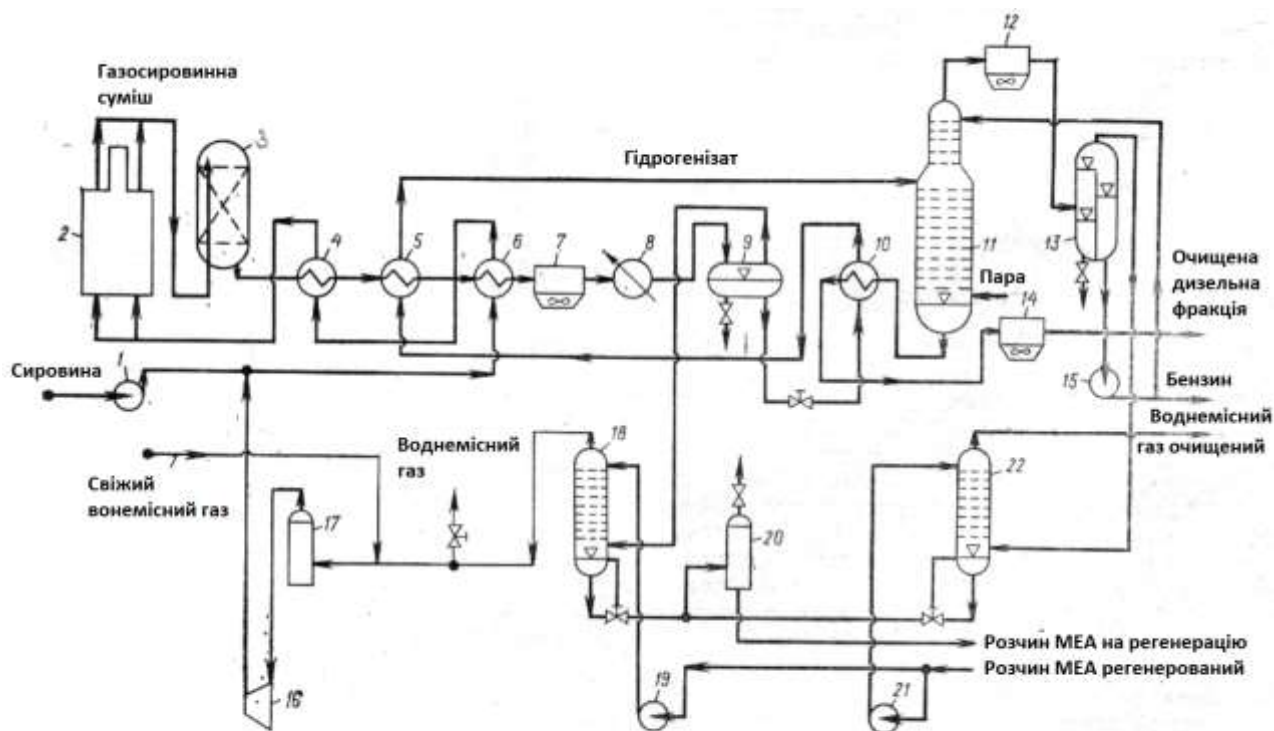


Рисунок 16.1 – Установа гідроочистки дистилатів дизельного палива

На деяких установках проводиться високотемпературна сепарація газопродуктової суміші. В цьому випадку суміш розділяється при температурі 210-230 °С в гарячому сепараторі високого тиску, рідина, що йде з сепаратора надходить в стабілізаційну колону, а гази і пари - в апарат повітряного охолодження. Утворений конденсат відділяється від газів в холодному сепараторі і направляється також у стабілізаційну колонну 4.

Циркуляційний водонемісний газ після очищення від сірководню в абсорбері 18 водним розчином моноетаноламіну повертається компресором 16 в систему.

В низ колони 11 подається водяна пара. Пари бензину, газ і водяна пара після виходу з колони при температурі близько 135 °С надходять в апарат

повітряного охолодження 12, газорідинна суміш розділяється далі в сепараторі 13. Бензин з сепаратора 13 насосом 15 подається на верх колони 11, як зрошення, а балансова його кількість виводиться з установки. Вуглеводневі гази очищаються від сірководню в абсорбері 22.

Гідроочищений продукт, який іде з низу колони 11, охолоджується послідовно в теплообміннику 10, апараті повітряного охолодження 14 і з температурою 50оС виводиться з установки.

На установці є система для регенерації каталізатору (випал коксу) газоповітряної сумішшю при тиску 2-4 МПа і температурі 400-550 °С. Після регенерації каталізатор прожарюється при 550 °С і 2 МПа газоповітряною сумішшю, а потім система продувається інертним газом.

16.3 Технологічна схема гідрокрекінгу в стаціонарному шарі каталізатора

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Процес гідрокрекінгу призначений в основному для отримання малосірчистих паливних дистіллятів з різної сировини. Зазвичай гідрокрекінгу піддають вакуумні і атмосферні газойлі, газойлі термічного та каталітичного крекінгу, деасфальтізати і, рідше, мазути і гудрони з метою виробництва автомобільних бензинів, реактивних і дизельних палив, сировини для нафтохімічного синтезу, а іноді і зріджених вуглеводневих газів (з бензинових фракцій). Водню при гідрокрекінгу витрачається значнобільше, чим при гідроочищенні тих же видів і дрокрекінг здійснюється в одну або два ступені на нерухомому (стаціонарному) шарі каталізатора при високому парціальному тиску водню. По технологічному оформленню модифікації процесу розрізняються переважно каталізаторами. При виробництві паливних дистіллятів з прямогінної сировини зазвичай використовують одноступінчатий варіант з рециркуляцією залишку, поєднуючи в реакційній системі гідроочищення, гідрування і гідрокрекінг. При двоступінчатому процесі гідроочищення і

гідрування сировини проводять в першій ступені, а гідрокрекінг - в другій. В цьому випадку досягається більш висока глибина перетворення важкої сировини. Для гідрокрекінгу найбільше поширення отримали алюмо-кобальт-молібденові каталізатори, а також на першій ступені - оксиди або сульфідні нікелю, кобальту, вольфраму, на другій ступені - цеолитмісткі каталізатори з платиною.

Процес гідрокрекінгу - екзотермічний, і для вирівнювання температури сировинної суміші по висоті реактора передбачено введення холодного водневмісного газу в зони між шарами каталізатора. Рух сировинної суміші в реакторах зверху вниз. Технологічні установки гідрокрекінгу складаються зазвичай з двох основних блоків: реакційного, включаючого один або два реактори, і блоку фракціонування, що має різне число дистиляційних колон (стабілізації, фракціонування рідких продуктів, вакуумну колону, фракціонуючий абсорбер, тощо). Крім того, часто є блок очищення газів ввід сірководню. Потужність установок може досягати 13 000 м³/доб.

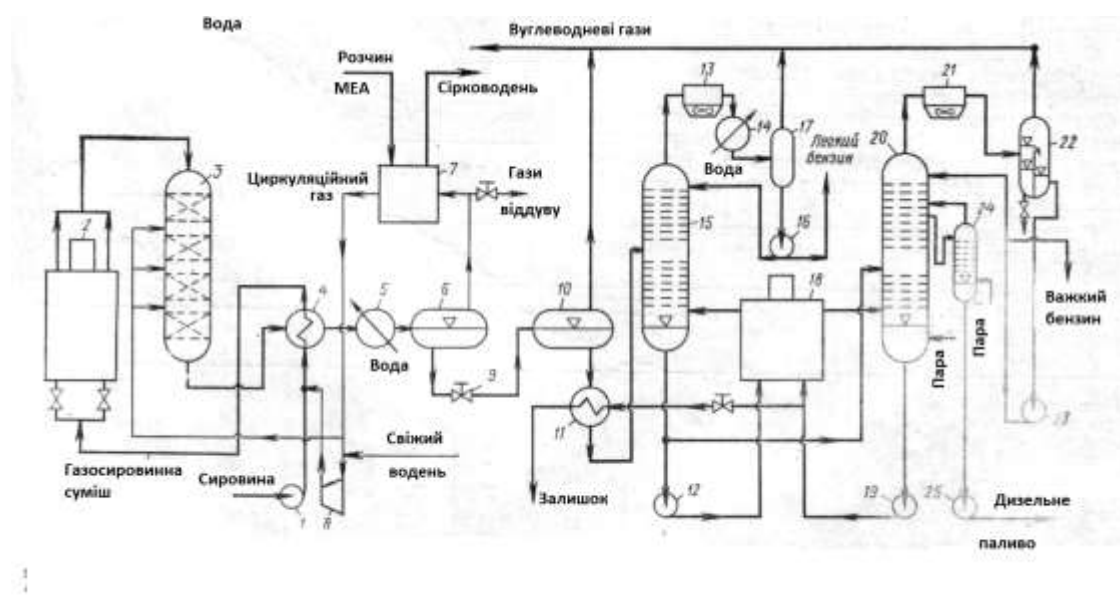
Технологічна схема одноступінчатого гідрокрекінгу з отриманням переважно дизельного палива з вакуумного газойля в стаціонарному шарі каталізатора наведена на рисунку 16.2. Сировина подається насосом 1, змішується зі свіжими водневмісним і циркуляційним газом, які нагнітаються компресором 8. Газосировинна суміш, пройшовши теплообмінник 4 і змійовики печі 2, нагрівається до температури реакції і вводиться в реактор 3 згори. Враховуючи велике тепловиділення в процесі гідрокрекінгу, в реактор в зони між шарами каталізатора вводять холодний водневмісний (циркуляційний) газ з метою вирівнювання температур по висоті реактора.

Суміш продуктів реакції і циркуляційного газу, що виходить з реактора, охолоджується в теплообміннику 4, холодильнику 5 і поступає в сепаратор високого тиску 6. Тут водневмісний газ відділяється від рідини, яка виходить з низу сепаратора через редукційний клапан 9, поступає далі в сепаратор низького тиску 10. У сепараторі 10 виділяється частина вуглеводневих газів, а рідкий потік спрямовується в теплообмінник 11, розташований перед проміжною

колоною ректифікації 15. У колоні при невеликому надмірному тиску виділяються вуглеводневі гази і легкий бензин.

Бензин частково повертається в колонну 15 в виде гострого зрошення, а балансова його кількість через систему «залужування» відкачується з установки. Остаток колонни 5 розділяється в атмосферній колоні 20 на важкий бензин, дизельне паливо і фракцію $>360^{\circ}\text{C}$.

Бензин атмосферної колони змішується з бензином проміжної колонни і виводиться з установки. Дизельне паливо після відпарної колонни 24 охолоджується, «залужується» і відкачується з установки. Фракція $>360^{\circ}\text{C}$ використовується у вигляді гарячого потоку з низу колони 20, а інша частина (остаток) виводиться з установки. У випадку виробництва мастильних фракцій блок фракціювання має також вакуумну колонну.



9, 12, 16, 19, 23, 25 – насоси, 2, 18 – трубчасті печі, 3 – реактор, 4, 11 – теплообмінники, 5, 14 – водяні конденсатори –холодильники, 1, 10, 17, 22 – сепаратори, 7 – блок очистки від сірководню, 8 – компресор, 9 – редуційний клапан, 13, 21 –повітряні холодильники, 15, 20 – ректифікаційні колони, 24 – відпарна колона

Рисунок 16.2 – Установка гідрокрекінгу в стаціонарному шарі каталізатора

Воднемісний газ очищується водним розчином моноетаноламіна (МЕА) і повертається в систему. Необхідна концентрація водню в циркуляційному газі забезпечується подачею свіжого водню (наприклад, з установки каталітичного риформінгу).

Регенерація каталізатора проводиться сумішшю повітря та інертного газу, срок служби каталізатора 4—7 міс.

Режим процесу гідрокрекінгу:

Температура, °С	
I ступені	420-430
II ступені	450-480
Тиск, МПа	15-20
Об'ємна швидкість подачі сировини, г ⁻¹	До 1,5
Кратність циркуляцій воднемісного газу, м ³ /м ³ сировини на витрати водню, % (масс.)	До 2000
на сировину	1,2-4,0

Матеріальний баланс одноступінчастого процесу гідрокрекінгу сірчистої і високосірчистої сировини (за таких умов: загальний тиск 5 МПа, температура 425 °С, об'ємна швидкість подачі сировини 1,0 г⁻¹, кратність циркуляції воднемісного газу 600 м³ / м³ сировини) наведено нижче.

Характеристика основних продуктів крекінгу, отриманих з цього виду сировини (сірчистої і високосірчистої сировини), наведена в таблиці.

Показники	Вакумний дистилят січистих нафт (350-500°C)	Вакумний дистилят арланської нафти		Дистилят коксування гудрону січистих нафт (200-450°C)
		Фракція 200-450°C II	Фракція 350-450°C III	
Взято, % (масс.)				
Сировина	100,0	100,0	100,0	100,0
Водень (100 %-ний Н ₂)	0,9	0,9	0,9	0,9
Всього	100,9	100,9	100,9	100,9
Отримано, % (масс.)				
Бензин (н.к.—180°C)	2,8	4,3	3,2	5,6
Дизельне паливо (180—360°C)	43,3	73,3	49,2	70,7
Залишок > 360°C	49,0	17,0	41,4	18,7
Сірковдень	2,1	2,3	3,4	2,0
Аміак	0,2	0,2	0,2	0,16
Вуглеводневі гази	2,5	2,8	2,6	3,24
Втрати	1,0	1,0	1,0	1,0
Итого	100,9	100,9	100,9	100,9

У рідких фракціях вуглеводнів С₄-С₆, міститься багато ізопарафінів. Бензини можна використовувати в багатьох випадках як компоненти автомобільних палив або направляти на каталітичний риформінг. Середні дистиляти відрізняються низьким вмістом сірки і ароматичних вуглеводнів і мають високі характеристики горіння.

Матеріальний баланс гідрокрекінгу вакуумного газойлю легкої аравійської нафти при підготовці сировини для нафтехімії (вирбництво етилену, ароматичних вуглеводнів) і компонентів дизельного палива при різній глибині конверсії наведено далі:

Показники	Менш глибока конверсія	Більш глибока конверсія
Взято, % (масс.)		
Вакумний газойль	100,00	100,0
Водень на реакції	2,12	2,60
Всього	102,12	102,60
Отримано, % (масс.)		
Гази до C ₄ (включительно)	4,30	6,90
Фракція C ₅ —85°C	2,35	4,90
Фракція 85— 193°C	13,77	28,59
Легкий газойль (193— 343°C)	23,97	32,53
Важкий газойль (343—565°C)	57,73	29,68
Всього	102,12	102,60

Показники	Сировина I		Сировина II		Сировина III		Сировина IV	
	бензин	дизельне паливо	бензин	дизельне паливо	бензин	дизельне паливо	бензин	дизельне паливо
Густина при 20°C, кг/м ³	783	861	777	841	781	861	769	861
Фракційний склад, °C								
н к.	119	180	85	193	89	173	92	181
к.к. (98 %)	181	354	186	355	181	355	184	350
Йдне число, г I/100 г	3,6	5,1	4,4	5,2	4,3	4,2	7,3	4,6
Температура загустіння, °C	—	—10	—	-10	—	—12	—	—10
Вміст								
сірки, % (масс.)	0,02	0,12	0,02	0,17	0,02	0,05	0,02	0,09
фактичних смол, мг/100 мл	<5	—	<5	—	<5	—	—	—
В'язкість кінематична, мм ² /с	—	5,6	—	5,9	—	4,8	—	—
Октанове (м.м.) або цетанове число	50	46	61,5	49	54	49	55	45

Важкий газойль гідрокрекінгу розглядається як піролізна сировина для отримання етилену, а фракції $C_5 - 85\text{ }^\circ\text{C}$ и $85-193\text{ }^\circ\text{C}$, багаті нафтовими вуглеводнями – як сировина для каталітичного риформінгу, спрямованого на виробництва ароматчних вуглеводнів. Легкий газойль використовується як компонент дизельного палива.

16.4 Технологічна схема гідрокрекінгу з псевдозрідженим шаром каталізатора

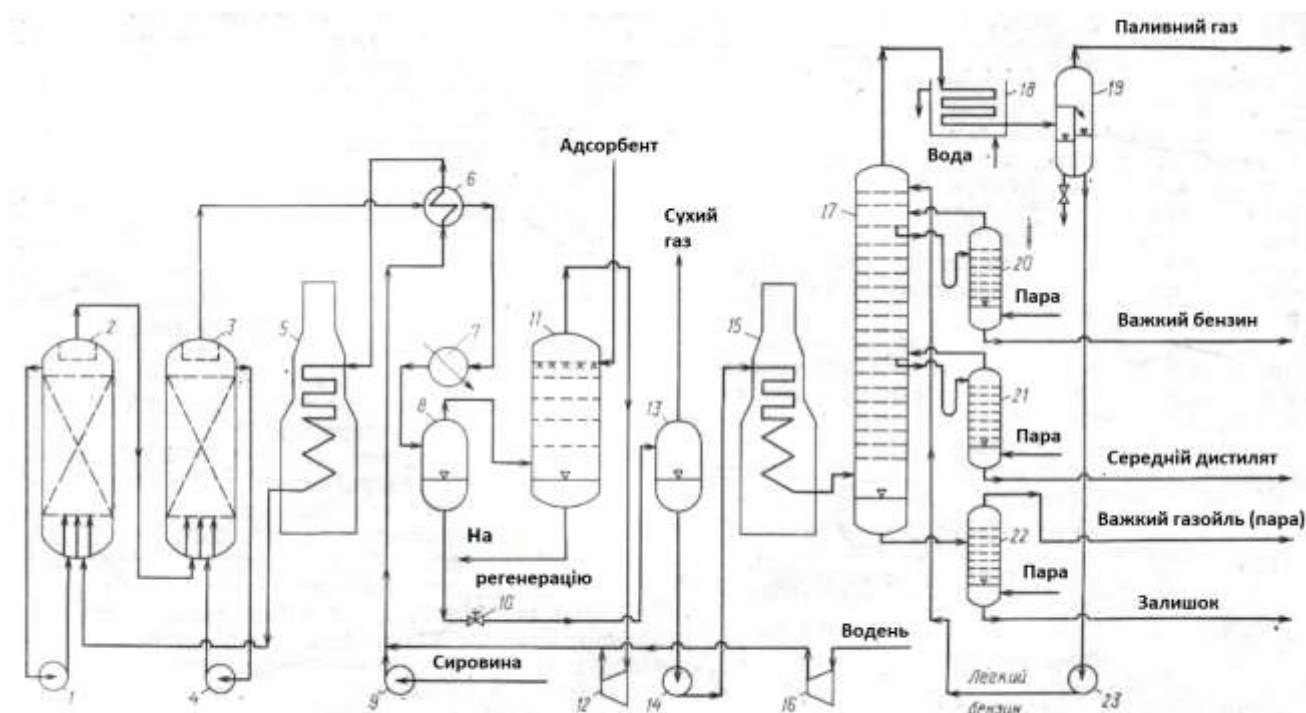
Матеріал викладено за авторами [16...21].

Процес гідрокрекінгу з трифазним псевдозрідженим шаром каталізатора призначений для переробки нафтових залишків з високим вмістом смол, сірчистих і металорганічних з'єднань з метою отримання малосірчистих нафтопродуктів: бензину, реактивного, дизельного і котельного палив. Сировиною можуть служити мазут, гудрон, важкі вакуумні газойлі, газойлі коксування, крекінг-залишки, високов'язкі нафти з бітумінозного походження, тощо [16-21].

Виходи продуктів гідрокрекінгу змінюються в широких межах залежно від якості сировини і глибини процесу. Одна і та ж кількість каталізатора дає при роботі в режимі псевдозрідження глибину розкладання в середньому на 20-30% більшу, ніж в стаціонарному режимі, при близькій якості одержуваних продуктів. При однаковій глибині розкладання сировини продуктивність псевдозрідженого шару в три рази вище продуктивності стаціонарного. Гідрокрекінг дистиллятної сировини дозволяє отримувати більш якісні продукти, ніж аналогічна переробка залишкового сировини [16-21].

Практика нафтопереробки показує економічну доцільність попереднього облагороджування сировини, що надходить на гідрокрекінг: деасфальтизації, термоконтактного крекінгу, деструктивно-вакуумної перегонки, тощо.

Промислова установка гідрокрекінгу (рисунок 16.3) включає нагрівальн-реакційну секцію (печі, реактори), системи очищення і циркуляції водневомісного газу (газосепаратор високого тиску, колони осушення і очищення, водневий компресор) і блок газо- і погонорозділення (сепаратор низького тиску, колони ректифікації гідрогенізату).



1, 4, 9, 14, 23 – намози, 2, 3 – реактори, 5, 15 – печі, 6 – теплообмінник, 7, 18 – холодильники, 8, 13, 19 – сепаратори, 10 – редуційний клапан, 11 – абсорбер, 12, 16 – компресори, 17 – фракціонуєча колона, 20, 21 – відпарні колони, 22 – вакумна колона

Рисунок 16.3 – Промислова установка гідрокрекінгу

Сировина установки змішується з циркуляційним і свіжим воднемісним газом, і газосировинна суміш нагрівається послідовно в теплообміннику 6 і змійовиках нагрівальної печі 5. Нагріта суміш надходить в низ реакторів 2 і 3 через розподільні решітки, що забезпечують рівномірний розподіл рідини і газу

в по кільовому перетині реактора. Для створення псевдозрідженого шару в низ реакторів вводять рециркулянт.

Парорідинна суміш після ступені 3 реактора II охолоджується в теплообміннику 6 і конденсаторі-холодильнику 7 і подається в сепаратор високого тиску 8.

Вілдділений від рідкої фази воднемісний газ проходить очистку від сірководню в абсорбере 11, осушується і змішується з сировиною. Для поповнення водню, витраченого на реакцію гідрування, в систему постійно вводиться свіжий воднемісний газ.

Тиск рідкого гідрогенізату, що надходить через редуктор тиску 10 в сепаратор низького тиску 13, знижується до атмосферного. Після вітдділення в сепараторі 13 газоподібних вуглеводнів і частково сірководню каталіза, підігрітий в змійовиках нагрівальної печі 15, направляється на ректифікацію у фракціонуючу колону 17.

Паливний газ відводиться зверху з сепаратора 19. Знизу з відпарних колон 20 і 21 відбираються відповідно важкий бензин і середні дистиляти фракції. Вакуумна колона 22 дозволяє отримати важкий газойль і смолистий залишок.

Технологічний режим процесу гідрокрекінгу з псевдозрідженим шаром каталізатора:

Тиск в реакційній зоні, МПа	15—20
Температура, °С	400—450
Об'ємна швидкість подачі сировини, г ⁻¹	1—3
Кратність циркуляції воднемісного газу, м ³ /м ³ сировини	1000—1200
Витрати каталізатора, кг/м ³ сировини	0,08—0,57

В якості каталізаторів використовують два типи каталізаторів - мікросферичні і у вигляді гранул діаметром 0,8 мм. При переробці залишкової сировини - це алюмо-кобальт-молібденовий каталізатор (питома поверхня

400 м²/т, питомий об'єм пор 0,75 см³/г), а при переробці дистилятного-алюмоінікельвольфрамовий (питома поверхня 175 м²/т., питомий об'єм пор 0,33 см³/г).

Процес гідрокрекінгу в псевдозрідженому шарі набув широкого поширення для отримання «синтетичної» нафти з важких нафт, виділених з бітуміних пісків. При переробці такої нафти на алюмо-кобальт-молібденовому каталізаторі при температурі 450 °С, тиску водню 10 МПа, об'ємна швидкість подачі сировини (по рідккій фракції) 0,9 год⁻¹, масовому відношенні каталізатор: сировина, рівному 3:100, та глибині претворення 62,2% (мас.) були отримані наступні фракції:

Фракція	Вміст, % (мас.)
C ₅ - 270 °С	37,7
270 - 340 °С	20,2
340 - 500 °С	29,1
Вище 500 °С	5,0
Всього	92,0

Гідрокрекінг в псевдозрідженому шарі дозволяє переробляти важкі газойлі з установок каталітичного крекінгу, що працюють в режимі псевдозрідження. Наявність в такій сировині дрібного пилу каталізатора не відбивається на роботі реакторів гідрокрекінгу. На ряді установок гідрокрекінгу передбачена попередня деметалізація сировини в апаратах з псевдозрідженим шаром дешевого твердого матеріалу.

До особливостей експлуатації установок гідрокрекінгу при роботі з каталізаторами, що містять нікель, кобальт або молібден слід віднести схильність до осмолення та полімеризації зберігається в резервуарах сировини і є необхідність дотримання заходів безпеки в зв'язку з можливим утворенням токсичних карбонів металів. При гідрокрекінгу залишку вакуумної перегонки

нафти (густина до 979,2 кг/м³, вміст сірки 2,08 %(мас.), коксованість по Конрадсону 13,0% (мас.), вміст фракцій н. к. -524 °С - 25% (об.), > 524 °С -75% (об.)) було отримано:

Продукти	Вихід, кг/доба
Сірководень	6000
Фракція С ₁ —С ₃ ,	7000
Фракція С ₄ —204°С	27
Фракція 204—360°С	111
Фракція 360—524°С	106
Фракція >524°С	83

Останнім часом для усунення небезпеки каналотворення реакторах з псевдозрідженим шаром каталізатора з метою поліпшення барботажу і досягнення більш ефективного контакту газосировинної суміші з каталізатором застосовують секціонування. Для регулювання теплового режиму в них використовують посеційне введення холодного водню.

16.5 Технологічна схема гідродочистки нафтових мастил

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Каталітична гідродочістка застосовується в основному для зменшення інтенсивності забарвлення депарафінованих рафінатів, а також для покращення їх стабільності до окислення. Одночасно в результаті гідродочистки знижуються коксування і кислотність мастил, вміст сірки, температура застигання мастил може підвищуватися на 1 -2 ° С, індекс в'язкості - незначно (на 1-2 одиниці), а в'язкість мастил якщо і зменшується, то мало.

Вихід гідродочищеного мастила досягає 97- 99% (мас.) від сировини. В якості побічних продуктів у відносно невеликих кількостях утворюються відгін,

гази віддуву і технічний сірководень. Кількість водню, який бере участь безпосередньо в реакції, а також розчинилося в очищеному продукті і відводиться разом з газами віддуву, становить 0,2-0,4% (мас.) на сировину. Витрати технічного водню (свіжого газу), який поступає з установки каталітичного риформінгу від 0,6 до 1,4% (мас.) на сировину, оскільки в цьому газі присутні баластні гази.

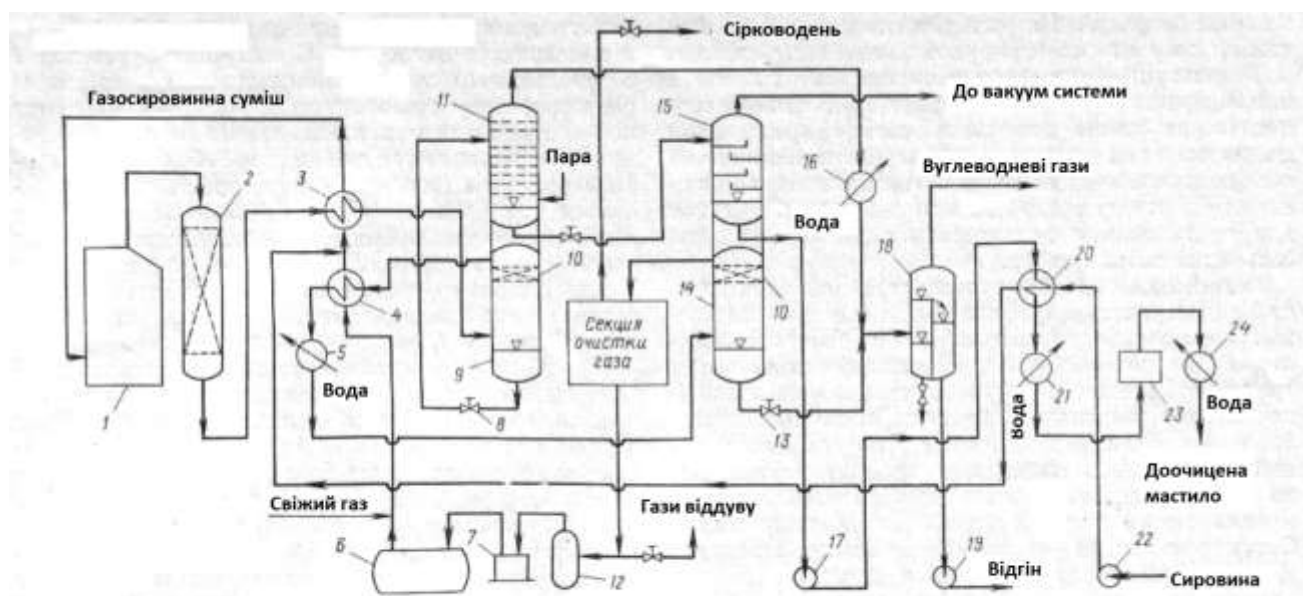
Установка гідродоочистки включає такі секції: нагрівальну, реакторну, сепараційно-стабілізаційну і секцію очищення воденемісного газу від сірководню. Для установок гідродоочистки депарафінування рафінату характерний одноразовий пропуск сировини через реактор. Воднемісний газ після очищення від сірководню знову змішується з вихідною сировиною і безперервно вводиться в систему свіжого воднемісного газу.

Щоб уникнути зниження в'язкості масла і його температури спалаху з масляного гідрогенізату прагнуть ретельно видалити розчинені гази і відгін (легкі в порівнянні з маслом рідкі фракції).

У промисловості набули поширення установки гідродоочистки мастил з високотемпературною (210-240 °С) сепарацією основної маси газів від мастильного гідрогенізату, що дозволяє виключити повторне нагрівання гідрогенізату перед видаленням відгону. Технологічна схема установки наведена на рисунку 16.4.

Сировина нагнітається насосом 22 до теплообмінника 20, далі перед теплообмінником 3, змішується з попередньо нагрітими в теплообміннику 4 газами: свіжим технічним воднем і воднемісним циркуляційним газом (який подається компресором 7). Газосировинна суміш поступає в змішувачі печі 1 і потім в заповнений каталізатором реактор 2, де і здійснюється процес гідродоочистки. Рух суміші в реакторі зверху вниз, шар каталізатора - нерухомий, а оскільки сумарний тепловий ефект реакцій невеликий, охолоджуючий газ (крекінг-газ) в середню зону реактора на подається. На цій установці використовується реактор з одним шаром каталізатора. Основна маса

сировини надходить в реактор в рідкому стані, незважаючи на випаровування супровожуючого газу.



1 – трубчаста піч, 2 – реактор, 3, 4, 20 – теплообмінники, 5, 21, 24 – холодильники, 6 – приймач, 7 – компресор, 8 – редукційний клапан, 9, 14 – високо та низькотемпературні сепаратори високого тиску, 10 – краплевловлювач, 11 – відпарна колона, 12 – краплевідбійник, 13 – дросельний клапан, 15 – осушуюча колона, 16 – конденсатор-холодильник, 17, 19, 22 – насоси, 18 – сепаратор, 23 – фільтр

Рисунок 16.4 – Установа гідродочистки нафтових мастил

У високотемпературному сепараторі високого тиску 9, куди подається газопродуктова суміш, попередньо охолоджена в теплообміннику 3, відбувається розділення суміші. Гарячі гази, охолоджуються в теплообміннику 4 і водяному холодильнику 5, далі надходять в низькотемпературний сепаратор високого тиску 14, а нестабільне гідродочищене мастило (містить розчинені гази і відгін) проходить дросельний клапан 8 і потряпляє у відпарну колону 11. Тут за рахунок зниження тиску і продувки водяною паром очищеного продукту видаляються гази і відгін.

Суміш газів і парів з верху тарільчастої колони 11 надходить в водяній конденсатор-холодильник 16. Отримана трифазна суміш (дві рідини і газу) далі розділяється в сепараторі 18: водний конденсат, що збирається зліва від вертикальної перегородки, виводиться з сепаратору знизу, відгін з правого відсіку сепаратора забирається насосом 19 і відводиться з установки. Колона 11 працює при невеликому надлишковому тиску.

З метою осушення мастило після виходу з колони 11 подають в колону 15 вакуумного осушування, звідки воно насосом 17 через сировинний теплообмінник 20, водяний холодильник 21, фільтр 23 та доохлоджувач 24 виводиться з установки в резервуар гідродочищеного мастила. У фільтрі 23 мастило відділяється від каталізаторного пилу і твердих частинок - продуктів корозії.

Конденсат, що збирається в невеликій кількості в низькотемпературному сепараторі високого тиску 14, надходить по лінії з дросельним клапаном 13 в сепаратор 18. воднемісного газу високого тиску, що йде з сепаратора 14 через каплеуловувач насадочного типу 10, очищається практично при тому ж тиску від сірководню придатним для регенерації поглиначем в секції очищення газу. Частина очищеного газу (віддуву) відводиться, якщо потрібно, в паливну мережу. Основна ж маса газу після каплевідбійника 12 стискається компресором 7 і, пройшовши приймач 6 і теплообмінник 4, знову змішується з сировиною.

Схема руху газів і абсорбенту (водного розчину моноетаноламіну) в секції очищення газу від сірководню наведена на рисунку 2.5.6.

Відомі установки, на яких теплообмінник 4 відсутній і воднеміний газ змішується з сировиною перед теплообмінником 20, а не перед теплообмінником 3.

Режим роботи установки:

Залишковий тиск в колоні вакуумної осушки, кПа	13,3 ≈0,1
Перепад тиску в реакторі, МПа	1 - 3
Об'ємна швидкість подачі сировини, ч ⁻¹	300 - 500
Витрати циркуляційного газу на рудку сировину, м ³ /м ³	Не менше 75
Концентрація Н ₂ в циркуляційному газі, % (об.)	Алюмокобальтмолібденовий чи
Каталізатор	алюмонікельмолібденовий (розмір таблеток 4-4,5 мм)

Температура і тиск потоків в основних апаратах:

Продукт	Температура, °С	Надлишковий тиск, МПа
Газосировинна суміш на вході в змійовик печі	>160	-
в реактор	280-330	<4,0
Газопродуктова суміш в сепараторі високотемпературному	200 - 230	3,5 - 3,8
низькотемпературному	≈40	3,5 - 3,8
Гідроочищене мастило перед фільтром	<130	-
у відпарній колоні	190 - 225	≈0,3

Тривалість роботи каталізатора від 10 до 60 місяців, витрата 0,01-0,03 кг на 1 т очищеної сировини. Каталізатор регенерують близько 1,5 доби, приблизно такий же час потрібно для виконання допоміжних операцій. На ряді установок відпрацьований каталізатор не регенерують, а замінюють свіжим.

Багато установок гідроочистки нафтових мастил мають три паралельні взаємозамінні технологічні лінії для одночасної роздільної доочистки трьох мастил різної в'язкості. Ці лінії обслуговуються загальною секцією очищення циркуляційного газу від сірководню, а також загальною системою для проведення періодичної окислювальної регенерації каталізатора.

Установки, подібні розглянутим, придатні для гідроочищення парафіну-сирцю з метою освітлення парафіну і покращення його стабільності. Умови для його очищення підбираються такі, щоб необхідна якість парафіну досягалася, за можливості, без зниження температури плавлення і збільшення вмісту в готовому продукті мастила, всієї сірки в очищеному продукті нижче, ніж в парафіні-сирці. Важливим показником якості багатьох сортів твердих парафінів є запах. Відсутність запаху - одна з вимог стандарту на товарний парафін високої якості.

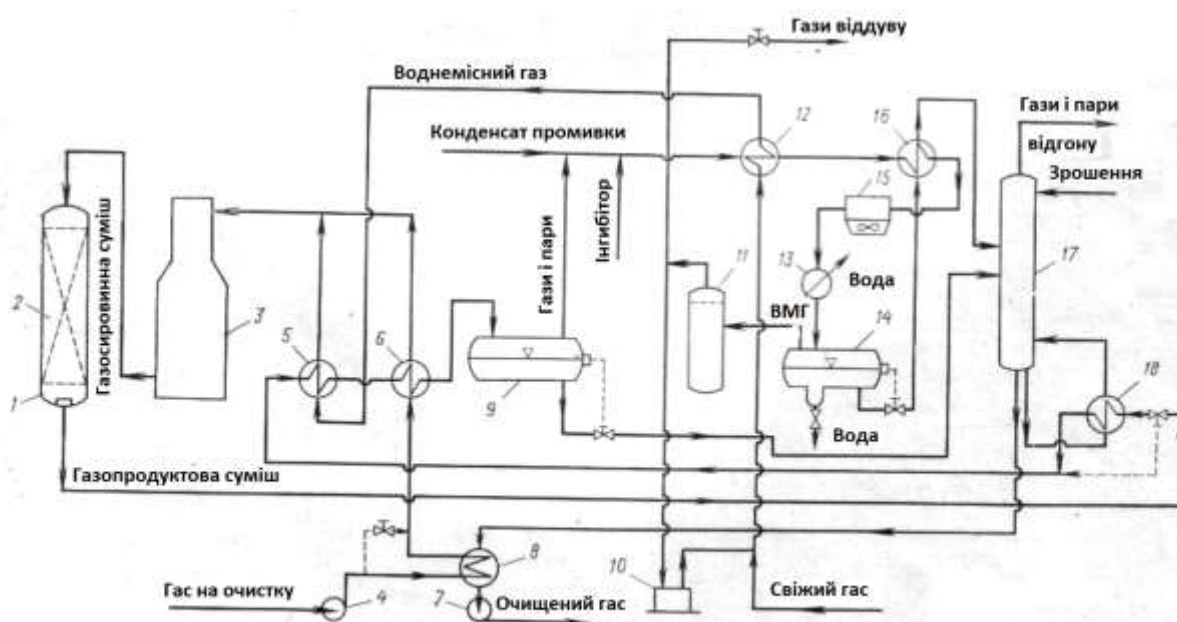
16.6 Технологічна схема гідроочищення гасу із застосуванням високотемпературної сепарації

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Установка, технологічну схему якої наведено на рисунку 16.5, проектувалася для зниження вмісту сірки в сировині - гасі з 0,166 до 0,001% (мас.). Пропускна здатність установки по сировині 3975 м³/добу, об'єм каталізатора в реакторі 156 м³, внутрішній діаметр реактора 3,81 м.

Сировина насосом 4 подається через теплообменники 8 і 6 в лінію змішування його з попередньо нагрітим в теплообмінниках 12 і 5 воднемісним газом. Отримана газосировинна суміш проходить змішувачами печі 3 і при тиску 4,2-4,4 МПа і температурі близько 380 °С надходить в реактор 1 з нерухомим

шаром каталізатора. Газопродуктова суміш, що відбирається знизу реактора охолоджується послідовно в кип'ятильнику 18 і теплообмінниках 5 і 6 та подається в сепаратор 9. Тут, в високотемпературному (гарячому) сепараторі 9, суміш розділяється при тиску близько 3,8 МПа на рідку і газопарову фази. Рідка фаза, що представляє собою гідроочищений газ з розчиненими в ньому газами і фракціями бензину (відгін), після сепаратора 9 піддається фізичній стабілізації в колоні 17.



1 – реактор, 2 – каталізатор, 4, 7 – насоси, 5, 5, 8, 12, 18 – теплообмінники, 9, 14 – сепаратори, 10 – компресор, 11 – приймач, 13 – конденсатор-холодильник, 15 – апарат повітряного охолодження, 17 – стабілізаційна колона, 18 – кип'ятильник

Рисунок – 16.5. Установа гідроочищення газу із застосуванням високотемпературної сепарації

Суміш газів і парів після виходу з сепаратора 9 (при високому тиску) охолоджується в з'єднаних послідовно теплообмінниках 12 і 16. Перед входом в теплообмінник 12 в дану суміш вприскуються конденсаційна вода і розчин інгібітору корозії, оскільки ділянку від теплообмінника 12 і до конденсатора-

холодильника 15 включно найбільш схильна до корозії кислим сульфідом амонію. На цій ділянці температура охолоджуючого потоку нижче 177 °С, а швидкість руху суміші не перевищувала 9 м/с. Після водяного конденсатора-холодильника 13 трифазна суміш розділяється при тиску 3,7 МПа і температурі близько 43 °С в низькотемпературному (холодному) сепараторі 14. Відділений від води вуглеводневий конденсат, що складається переважно з бензинових і легких газових фракцій, після виходу з сепаратора 14 нагрівається в теплообміннику 16 і надходить в стабілізаційну колону 17.

Воднемісний газ, що виходить з сепаратора 14, пройшовши приймач 11 з краплевідбійником, стискується компресором 10 приблизно до 4,9 МПа і потім змішується зі свіжим газом - технічним воднем. Після нагріву в теплообмінниках 12 і 5 суміш газів змішується з нагрітою сировиною. З стабілізаційної колони 17 зверху йдуть пари відгону і газу, а знизу - очищений газ. Режим роботи колони підтримується таким, щоб, отримати продукт з потрібною температурою спалаху. Температура низу цієї колони 267 °С, тиск 0,44 МПа. Перед теплообмінником 12 в потік гарячої газопарової суміші впорскується вода і розчин інгібітора, при цьому температура суміші знижується до 205 °С.

Далі суміш надходить в теплообмінник 12. У гарячому сепараторі 9 газопродуктова суміш розділяється декілька фракцій.

Режим роботи установки:

Робочі умови	Температура, °C	Надлишковий тиск, МПа
Сировина на вході в теплообмінник 8	70	5,27
Сировина на вході з теплообмінника 5	251	5,03
Воднемісний газ перед змішуванням з сировиною	264	4,77
Газосировинна суміш:		
на вході в змішувачі печі 3	218	4,64
на вході в реактор 1		
на початку пробігу	374	4,22
в кінці пробігу	383	4,36
на виході з реактора 1	-	4,15
У сепараторі 9	-	3,83
Гаряча газопарова суміш на вході в теплообмінник 12	205	3,38
Суміш: газ, вуглеводневий конденсат, вода - на вході в сепаратор 14	43	3,73
Гідроочищений газ на виході з колони 17	267	0,44
Суміш циркуляційного і свіжого газів в нагнітальній лінії після компресора 10	71	4,92

Примітки:

1. У системі циркуляції воднемісного газу загальний перепад тиску (після і до компресора 10) становить 1,19 МПа, що для даних установок не вважається надмірним. Однак витрати енергії на стиснення компресором циркуляційного газу збільшується зі зростанням гідравлічного опору системи і при проектуванні величина цього опору повинна бути знайдена досить точно.

2. Гідравлічний опір реактора в кінці робочого пробігу істотно вище, ніж на початку (0,21 і 0,07 МПа відповідно).

3. При об'єднанні нагрітих потоків сировини і газу частина сировини переходить в пароподібний стан (випаровуючий агентом є газ), на що витрачається тепло, тому температура суміші знижується приблизно на 35 °С.

4. У найбільш високотемпературних теплообмінних апаратах 5, 6 і 18 через трубний простір проходить газопродуктова суміш, тобто гріє середовище, а через міжтрубний – середовище, що нагрівається.

5. Температура газопродуктової суміші на вході її в сепаратор 9 підтримується постійною за рахунок зміни температури сировини перед теплообмінником 6: частину холодної сировини можна приєднувати, користуючись обвідною лінією (пунктир на схемі), до попередньо підігрітої сировини, що виходить з теплообмінника 8.

6. Температура продукту, повертається до нижньої частини стабілізаційної колони 17 регулюється зміною кількості газопродуктової суміші, що пропускається через кип'ятильник і є в даному випадку теплоносієм.

7. Відсутність на установці блоку очищення циркуляційного газу від сірководню пояснюється низьким вмістом сірки в гасі що очищується.

16.7 Гідроочистка важких та вакуумних газойлів

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Основне призначення процесу - гідрознесірчення важких дистилатів, наприклад вакуумних газойлів, які є в подальшому сировиною установок каталітичного крекінгу або компонентами малосірчистих рідких котельних палив, а також сировиною для виробництва олефінів (піроліз в при присутність водяної пари) або високоякісного електродного коксу.

Сировина і продукти

На очистку подають різні за фракційним і груповим складом, а також за вмістом сірки і азоту важкі газойлеві дистилати, тобто фракції, які добуваються при вакуумній перегонці мазутів і мають температуру початку кипіння 360-400 °С і кінець кипіння від 520 до 560 °С (в перерахунку на атмосферний тиск). Нерідко важкі газойлі змішують з більш легкими газойлями, вакуумними або атмосферними (прямогонні дистилати з температурою початку кипіння 230-250 °С і кінець кипіння близько 360 °С). Значення молекулярної маси вакуумних

газойлей - суміші фракцій від 350 до 500 °С (разгонка по ІТК) - зазвичай знаходиться в межах від 310 до 380 °С.

Підвищення температури кінця кипіння вакуумного газойлю, який виділяється з даного мазуту, супроводжується зростанням в'язкості (іноді до 12 мм/с при 100 °С), а також показника його коксуємості (наприклад, з 0,2 до 0,9 % (мас.) по Конрадсону, рідше до 1,2% (мас.)), збільшенням вмісту в ньому сірки і азоту, смол, важких ароматичних вуглеводнів і металів, зокрема ванадію, нікелю та заліза.

В результаті гідроочищення густина, в'язкість і зольність газойлю зменшуються, коксуємість по Конрадсону значно знижується, але температура плавлення змінюється мало, більшість металів (нікель, ванадій) видаляється.

Груповий вуглеводневий склад змінюється в бік збільшення вмісту моно- і полінафтоєвих і особливо моноароматичних вуглеводнів на 10 – 18% (мас.). Характеристики декількох зразків вакуумних газойлів до і після гідроочищення, за даними, наведено нижче:

Показники	Зразки сировини				
	№ 1	№ 2	№ 3	№ 4	№ 5
Характеристика сировини					
Вміст сірки,% мас.	1,7	2,20	2,80	2,80	2,96
Початок кипіння, °С	6	210	371	371 (10%)	371
Кінець кипіння, °С	398	588	538	538 (90%)	566
Густина при 15 °С, кг / м ³	544	910	908	915	927
Характеристика очищеного газойлю	929				
Вміст сірки,% мас.		0,2	0,2	0,15	0,10
Початок кипіння, °С	0,2	-	180	177	204
Густина при 15 °С, кг / м ³	4	882	888	886*	890
Вихід ** на сировину,% мас.	330	96,0*	96,0	96,5	96,4
Витрата Н ₂ на реакції,% мас.	889	**			
на сировину	93,8	0,69	0,57	0,73	0,70
	-				

* Прийняте значення.

** Визначався шляхом перерахунку % (об.).

*** Коксуємість цього продукту дорівнює 0,2% (мас.) При коксованості сировини 0,7% (мас.).

Вплив гідроочищення на в'язкість і температуру плавлення показано на прикладі двох зразків вакуумних газойлів:

Показники	Зразок 1		Зразок 2	
	Сировина	Продукт	Сировина	Продукт
Межі кипіння, °С	441-566	-	398-544	330-537
Вміст,% мас.				
сірки	1,68	0,31	1,76	0,24
азоту	-	-	0,150	0,098
В'язкість кінематична при 100°С, мм ² / с	10,5	8,8	11,4	8,9
Температура плавлення, °С	35	35	40,6	37,8
Витрати Н ₂ , м ³ / м ³ сировини	49-45	-	До 71	-
Глибина знесірчення,%	81,7	-	86,4	-

Умови проведення процесу гідроочищення різні, в залежності від сировини і каталізатора. Вакуумні газойлі піддають гідроознесірчення при більш високих тисках і значно менших об'ємних або масових швидкостях, ніж легкі газойлі. З середніх за фракційним складом дистилатів легше видалити сірку, ніж з вакуумних газойлів, при розчиненні других першими каталізатор використовується краще, що дозволяє знизити тиск і витрати водню.

З підвищенням в сировині вмісту коксоутворюючих сполук і металів зменшується активність каталізатора, тому процес гідроочищення доводиться вести при більш високій температурі або з меншою швидкістю подачі сировини в реактор.

Основна частина важкого вакуумного газойлю надходить в реактор в рідкому стані, незважаючи на значну мольну концентрацію в газосировинній суміші водню і інших газів, які сприяють випаровуванню рідких фракцій.

Максимальна температура при рідкофазному процесі на 20 °С вище (400 замість 380 °С) температури для парофазного процесу, а середня кількість циркуляційного газу більше приблизно в 1,5 рази. Нижче наведено режими роботи реакторів при рідкофазному (краплинному) і парофазовому гідрознесірченні дистилятів:

Показники	Рідкофазний режим	Парофазний режим
Сировина	Гасові, важкі газойлеві і вакумні дистиляти	Бензинові чи бензино-гасові дистиляти (до 250 °С)
Температура, °С		300-380
Тиск, МПа	300-400	2-4
Масова швидкість подачі сировини, т / (м ³ год)	3-10	4-6
Кількість циркуляційного газу, м ³ на 1 т сировини	1-5	40-200
	50-300	

В ході міжрегенераційного пробігу установок температуру в реакторах доводиться підвищувати в цілому іноді на 30-40 °С. Спостерігається також зростання перепаду тиску в реакторному блоці, що призводить до збільшення витрат енергії на перекачування циркуляційного газу.

На установках для гідроочищення дистилятів в циліндричних вертикальних реакторах з нерухомим шаром каталізатора широко використовують алюмо-кобальтмолібденові або алюмо-нікельмолібденові

каталізатори. При порівнянні каталізаторів встановлено, що Al-Co-Mo каталізатори більш ефективні при видаленні сірки, а Al-Ni-Mo каталізатори – при видаленні азоту і насичених ароматичних сполук і олефінів. Відомі гідрознесірчуючі каталізатори з підвищеною активністю щодо видалення азоту з газових дистилатів, атмосферних і вакуумних газойлів, а також мазутів.

Так, фірма Procatalise (Франція) випускає три сорти каталізаторів такого типу на носії AlO₃:

Індекс каталізатора	Форма частинок	Розмер частинок, мм	Активні компоненти
HR 306	Екструдати	1,2	Co - Mo
HR 145	Сферична	2-4	Ni - Mo
HR 346	Екструдати	1,2	Ni - Mo

Терміни роботи каталізаторів (від 36 до 48 місяців) для процесів гідрознесірчення легких, важких і вакуумних газойлів однакові, проте продуктивність каталізаторів різна, оскільки гідрознесірчення кожного виду сировини ведуть з різною об'ємною швидкістю. При гідроочистці важких газойлів продуктивність за цикл дорівнює в середньому 24 м³ сировини на 1 кг каталізатора. Оптимальне число циклів, яке обґрунтовують головним чином економічними міркуваннями, залежить від характеристик сировини, методу регенерації каталізатора, швидкості падіння його ефективності. тощо. Каналоутворення в шарі каталізатора реактора значно скорочує термін його служби.

Вихід очищеного газойлю, включаючи газові фракції, що утворюються в процесі становить 94-96% (мас.) на сировину. При цьому загальний вихід найбільш легких вуглеводнів (C₁-C₄) зазвичай не перевищує 0,8% (мас.), а бензинової фракції – 1,5% (мас.). Сумарний вихід сірководню і аміаку залежить

від якості вихідного газойлю і глибини його очищення. Повнота видалення сірки може досягати 97% (мас.), Але в багатьох випадках обмежується 80-90% (мас.). Вміст азоту зменшується в менше. Зі збільшенням вмісту в сировині сірки і з поглибленням її очищення утворюється більше газів і бензину, а цільового рідкого очищеного продукту менше.

Нижче наведено приклади гідроочищення газойлю з високим вмістом азоту і якість гідроочищеного продукту за даними фірми Chevron Re-search, США:

Показники	Номер пробігу			
	№ 1	№ 2	№ 3	№ 4
Параметри процесу				
Температура, °С	368	368	396	396
Тиск, МПа	5,3	7,0	7,0	7,0
Кількість циркуляційного газу, м ³ / м ³ сировини	229	253	262	607
Парціальний тиск водню, МПа	4,22	5,55	5,55	4,99
Витрата Н ₂ , м ³ / м ³ сировини	39	65	86	100
Витрата Н ₂ , % (мас.)	0,37	0,61	0,82	0,94
Якість гідрогенізаців				
Густина при 15 °С, кг / м ³	932	929	919	905
Анілінова точка, °С	63	66	63	65
Вміст, % (мас.)				
сірки	0,14	0,08	0,03	0,024
загального азоту	0,32	0,25	0,17	0,047

Потужність установок

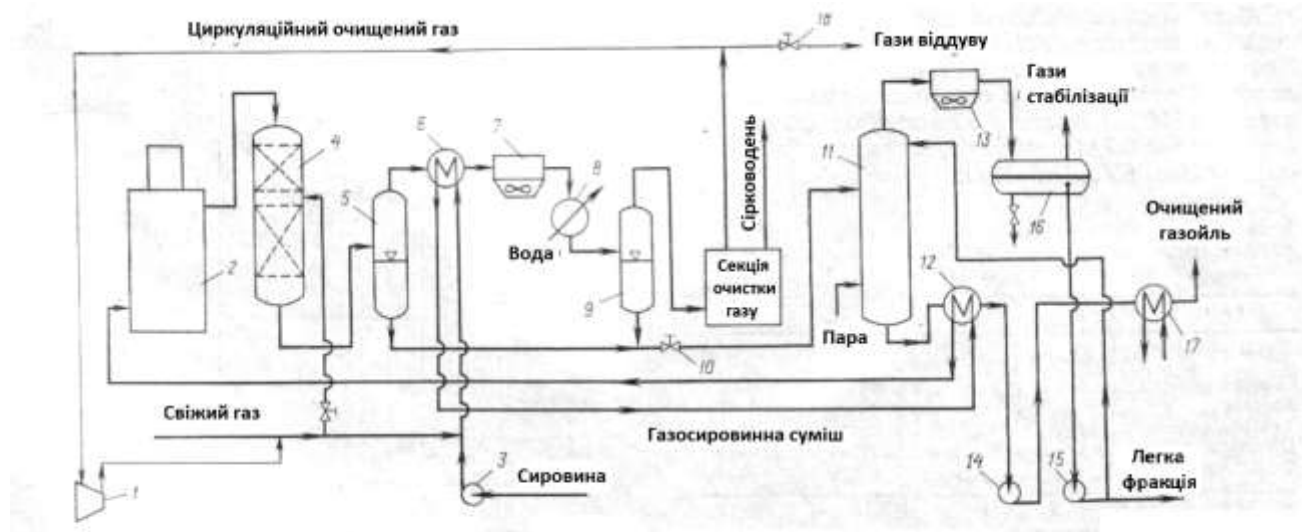
Налічується велика кількість заводських установок для гідрознесірчення або гідроочищення газойлів, в тому числі вакуумних, потужністю від 1000 до 7000 т сировини на добу. На багатьох з них застосовуються реактори з двома або трьома шарами каталізатора, з аксіальним вводом газосировинної суміші і нисхідним потоком реагуючої суміші. В зони між шарами каталізатору вводиться охолоджуючий водонемісний газ (квенчінг-газ) – тобто відгалужується частина суміші циркуляційного газу зі свіжим. Навіть на великих сучасних установках зазвичай обмежуються одним реактором.

Наприклад, на одній з установок продуктивністю 7000 т / добу газойля з глибиною знесірчення 90% (мас.) Є тільки один реактор (діаметром близько 4,2м, з товщиною стінок 140 мм, масою понад 200 т) .

16.7 Технологічна схема установки гідроочищення висококиплячих газойлів.

Матеріал викладено за авторами [16...21].

На рисунку 16.6 наведено схему установки для гідрознесірчення важких дистилатів, таких, як вакуумні газойлі (за ліцензією фірми ARCO Petroleum Products). На цій установці високотемпературна сепарація фаз проводиться безпосередньо після реактора. Особливістю є також орієнтоване розташування частинок каталізатора в реакторі, що досягається проведенням спеціальної операції під час заповнення апарату каталізатором.



1 – компресор, 2 – піч, 3, 14, 15 – насоси, 4 – реактор, 5, 9, – сепаратори, 6, 12, 17 – теплообмінники, 7, 13 – апарати повітряного охолодження, 8 – холодильник, 10, 18 – редукційні клапани, 11 – відпарна колона, 16 – приймач

Рисунок 16.6 – Технологічна схема установки гідроочищення висококиплячих газойлів

Вихідна сировина, що нагнітається насосом 3, змішується з воднемісним газом (свіжим і очищеним циркуляційним), що подається компресором 1. Отримана газосировинна суміш нагрівається послідовно в теплообмінниках 6 і 12, потім в змійовиках трубчастої печі 2. В теплообміннику 6 гріючим середовищем є суміш газів і парів, що виходять з високотемпературного (гарячого) сепаратора 5, а в теплообміннику 12 - стабільний гідроочищений газойль (цільової продукт установки).

Процес гідрознесірчення протікає в реакторі 4 з нерухомим шаром каталізатора і нісхідним потоком реагуючої суміші. Для регулювання температури по висоті реактора в одну або більше число зон між шарами каталізатора вводиться охолоджуючий воднемісний газ (квенчінг-газ), відгалужується від основного потоку суміші газів.

Вихідна з низу реактора газопродуктова суміш розділяється в гарячому сепараторі 5. Рідина з сепаратора направляєється далі через редукційний клапан

10 у відпарну колону 11. Газопарова суміш охолоджується в теплообміннику 6 і апараті повітряного охолодження 7, вуглеводневий конденсат, що утворився при цьому, доохлоджується разом з газами у водяному холодильнику 8 і, потім, пройшовши низькотемпературний сепаратор високого тиску 9, приєднується до гідроочищених висококиплячих фракцій газойлю, що йде з сепаратора 5.

Гідрознесірчена продуктова суміш продувається у відпарній колоні водяною парою з метою видалення нізкокиплячих фракцій (відгін) до досягня нормованої температури спалаху.

Воднемісний газ про виході з холодного сепаратора 9 очищається в секції очищення від сірководню газу придатним для регенерації розчином моноетаноламіну. За допомогою компресора 1 очищений газ повертається як циркуляційний в лінію змішування з сировиною. Передбачено відбір з установки частини очищеного газу (віддуву) через клапан 18. В нагнітальню лінію компресора вводиться свіжий воднемісний газ.

Після теплообмінника 12 охолоджений гідрознесірчений газойль подається насосом 14 в теплообмінні апарати 17 (на схемі показан один) для використання надлишкового тепла і охолодження до необхідної температури. Відпарна колона 11 в цьому випадку є стабілізаційною колоною і обслуговується конденсатором-холодильником 13. Одна частина легкої фракції (відгону), яка збирається в приймачі 16, насосом 15 подається як зрошення в колону 11, а інша - виводиться з установки. З приймача 16 зверху відводяться гази стабілізації.

Матеріальні баланси для різних видів сировини наведено нижче. Матеріальний баланс гідроочистки вакуумного газойля Арланської нафти на пілотній установці при наступних умовах: температура 380 °С, тиск 5 МПа, об'ємна швидкість подачі сировини 0,7 год⁻¹, відношення циркуляційний газ : сировин 850 м³/м³:

Взято, % (мас.)	
Вакумний газойль	100,00
Водень на реакції	0,56
Водень надлишок	0,36
Всього	100,92
Отримано, % (мас.)	
Сірководень	3,23
Аміак	0,07
Вуглеводневі гази	0,76
Бензинова фракція (к.к. 200 °С)	3,47
Очищений газойль	92,64
Всього	100,17
Потери при гідроочистке	0,36
Потери при перегонке	0,39
Итого	100,92

Характеристики вихідного газойлю Арланської нафти і очищеного газойлю наведено нижче:

Показники	До очистки	Після очистки
Густина при 20 °С, кг / м ³	917	881
Вміст,% (мас.)		
сірки	3,20	0,17
азоту	0,11	0,06
Коксуємість,% (мас.)	0,22	0,08
Фракційний склад (розгонка по ГОСТ), °С		
Н.К.	203	230
10%	349	341
50%	411	386

90%	479	452
к.к.	508	488
Груповий склад,% (мас.)		
метано-нафтеніві вуглеводні	37,2	54,0
ароматичні вуглеводні	59,5	45,0
смоли	3,3	1,0

Матеріальні баланси процесів гідроочищення і легкого гідрокрекінгу вакуумних газойлів з різним вмістом сірки, але порівняно близького фракційного складу:

Показники	Гідроочистка [12], вакуумних газолей западно-сибірської нафти	Легкий гідрокрекінг, вакуумний газойль ближньо-східної нафти
Характеристика сировини		
Межі кипіння, °С	328-540	340-560
густина при 15 °С, кг / м ³	-	912
Вміст сірки,% (мас.)	1,7	2,7
Матеріальний баланс		
Взято, % (мас.)		
Сировина	100,00	100,00
Водень (100%) на реакції	0,75	1,60
Всього	100,75	101,60
Отримано, % (мас.)		
Рідкі продукти в тому числі:	97,40	95,30
Бензинові фракції	1,00 (до 160°С)	11,4 (до 180°С)
Газові фракції		
160-350 °С	12,10	-
180-340 °С	-	21,10**
Газойль	84,30 (>350°С)	62,80 (>340°С)

Вуглеводневі гази	1,77	3,50***
Сірководень і аміак	1,58*	2,80
Всього	100,75	101,60
* З них 1,55 % (масс.) H ₂ S.		
** В тому числі 1 % (масс.) фракції 180-230°C.		
*** До C ₄ включно.		

Матеріальні баланси і якість гідроочищених вакуумних газойлів з Чекмагушської нафти в залежності від об'ємної швидкості (температура процесу 370 °С, тиск 5МПа):

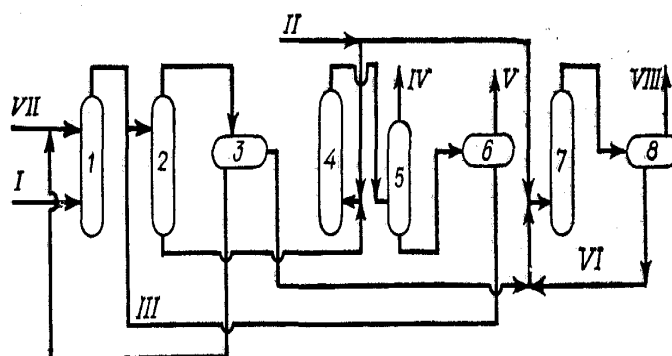
Показники	Вакумний газойль	Об'ємні швидкості подачі сировини		
		10,0	2,0	0,5
Характеристика сировини і гідроочищених газолей				
Густина при 20 °С, кг/м ³	915	901	893	88
Фракційний склад, °С				
н.к.	330	200	197	200
википає, %(об.)				
до 300°C	-	-	4,0	4
до 400°C	40,5	47	47,5	52
до 500°C	89,0	92	84,5	94
Коксуємість по Конрадсону, % (масс.)	0,33	0,19	0,11	0,1
Температура загустівання, °С	25	24	23	24
Вміст, % (масс.)				
сірки	3,02	2,16	1,54	0,64
азоту	0,4	0,35	0,12	0,64

нікелю і ванадію (г/т)	2,68	1,55	1,46	0,56
Матеріальний баланс				
Взято, % (масс.)				
Вакумний газойль	-	100,0	100,0	100,0
Водень	-	0,39	0,75	1,05
Всього	-	100,39	100,75	101,05
Отримано, % (масс.)				
Газ сухий	-	0,68	1,18	3,14
Сірководень	-	0,91	1,57	2,53
Гідрогенезат	-	98,69	97,93	95,37
Втрати	-	0,11	0,07	0,01
Всього	-	100,39	100,75	101,05

16.8 Технологічна схема каталітичної демеркаптанізації

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Технологічна схема установки Мерокс наведена на рисунку 17.6. Сировина подається до колони промивки 1. Зверху подається розчин лугу, для видалення сірководню і органічних кислот. Далі розчин подається в екстрактор 2, в якому знаходиться каталізатор. Хімічний фізичний склад каталізатора власники не розголошують. Рідка фракція очищених нафтопродуктів подається на доочистку в реактор 4. Газоподібні продукти подаються на сепаратор 5, з верхньої частини якого відбирається надлишкове повітря. Далі суміш подається у сепаратор 6, зверху якого відбирається сірководень, знизу - каталізатор, який повертається до реактора 2. Дизельна фракція з реактора 3 доочищується в реакторі 7, розділяється на каталізатор і очищений продукт в сепараторі 8. Очищений продукт подається на склад, а каталізатор повертається назад, на доочистку в реактор 7.



- колона промивання; 2 – екстрактор; 3 – рідинний сепаратор лугу;
 7 – реактори; 5 – газорідинний сепаратор повітря; 6 – рідинний сепаратор
 низькомолекулярних дисульфідів; 8 – рідинний сепаратор очищеного продукту;
 I – сировина; II – повітря; III – регенований розчин "Мерокс";
 IV – надлишкове повітря; V – дисульфіди; VI – циркулюючий розчин
 «Мерокс»; VII – свіжий луг; VIII – очищений продукт з установки

Рисунок 17.7 – Установа Мерокс

16.8 Контрольні запитання

1. Проаналізувати призначення процесів гідроочищення і гідрознесірчення
2. Проаналізувати технологічну схему гідроочистки дистилатів дизельного палива
3. Проаналізувати технологічну схему гідрокрекінгу в стаціонарному шарі каталізатора
4. Проаналізувати технологічну схему гідрокрекінгу з псевдозрідженим шаром каталізатора
5. Проаналізувати технологічну схему гідродоочистки нафтових мастил
6. Проаналізувати технологічну схему гідроочищення гасу із застосуванням високотемпературної сепарації
7. Проаналізувати призначення процесу гідроочистка важких та вакуумних газойлів

8. Проаналізувати сировину і продукти су гідроочистка важких та вакуумних газойлів
9. Проаналізувати технологічну схему гідроочистка важких та вакуумних газойлів установки гідроочищення висококиплячих газойлів.
10. Проаналізувати технологічну схему установки Мерокс.

17 ВИРОБНИЦТВО АЛКІЛЬОВАНИХ БЕНЗИНІВ

17.1 Сірчано - кисле алкілювання

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Призначення процесу – виробництво високогектанного компонентів бензину каталітичним алкелюванням ізобутана, бутиленами і пропіленами в присутності сірчаної кислоти. Це створення довгих молекул з коротких.

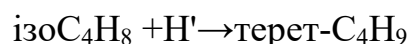
Теоретичні основи – процес протікає з виділенням теплоти до 125-135 кДж/моль олефінів, що прореагували. Фактичний тепловий ефект менше і складає 85-90 кДж/моль. Утворюється наступні продукти:

- 1) 3-метил пентани
- 2) Де-митил гексани
- 3) Легкі вуглеводні C₄, C₆
- 4) Важкі вуглеводні C₉ і вище
- 5) Розчинені в кислоті вуглеводні (полімери)

В Україні полімер-бензинів не випускають (це пояснюється застарілою технологією).

В результаті алкелювання отримується 17 ізо-парафінових вуглеводнів C₅, C₈; 18-20 ізо-парафінових вуглеводнів C₉ і вище.

Реакція утворення трет-бутил-карбокатионів:



Реакції проходять за рахунок перерозподілу водню, утворення сполук низько-молекулярних і утворення циклічних структур.

Сировина – ізобутан, бутан-бутиленова фракція, пропан-пропіленова фракція з установок каталітичного і термічного крекінгу, кислота (олефін).

Співвідношення сировини і кислоти 1,1 : 1.

Леткий алкілат – це компонент бензину з густиною 690-720 кг/м³ і кількістю смол до 2%. Важкий алкілат використовується як розчинник та компонент дизельного палива, густина 790-810 кг/м³.

Скраплені гази використовуються як сировина для нафтохімії, побутовий газ C₄, як компонент бензина.

Побутовий газ відрізняється вмістом меркаптану.

Каталізатор – це сірчана кислота з концентрацією 98,5...99,5%. Властивості каталізатора погіршуються зі збільшенням розчинених в ній води та полімерів. Оптимальний вміст 2-3% полімерів.

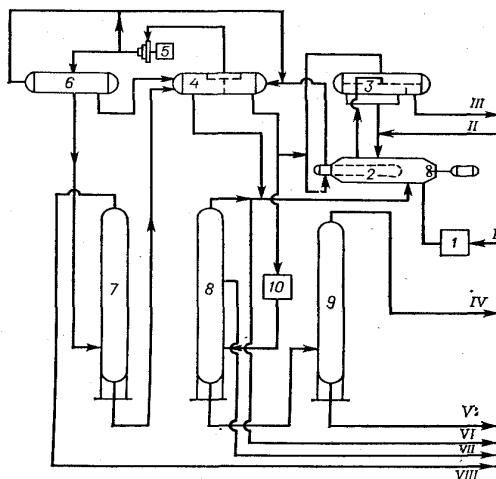
17.2 Технологічна схема – установка сірчаноокислого алкілювання

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Сировина подається в блок підготовки сировини 1 і далі подається в контактор алкілювання. З контактора алкілювання суміш подається в відстійник кислоти 3 (рисунок 17.1).

У суміші зі свіжою кислотою подається назад до контактора алкілювання 2. Далі газоподібна фракція стискується в компресорі 5 і подається в збірник 6, з якого газоконденсат подається на бутанову колону 7, з верхньої частини якої відбирається n-бутан. Кубові залишки повертаються до сепаратора 4. Рідка фракція з сепаратора 4 через вузол очистки ефтерів від сірчаної кислоти 10 подається на ректифікаційну колону 8. Газова фракція (бутан-бутиленова) повертається назад до алкілятора 2, з середини колони відбирається n-бутан.

Кубові залишки подаються на колону 9, зверху з якої відбирають легкий алкілат. Співвідношення кислота-вуглеводні (1,1...1,5) до 1. Концентрація кислоти від 88 до 99,5%. Потужність установки 200-250 тис. тонн на рік по сировині.



1 — блок підготовки сировини; 2 — контактор алкилювання; 3 — відстійник кислоти; 4 — сепаратор; 5 — компресор; 6 — ємність для газоконденсату; 7,8,9 — ректифікаційні колони; 10 — вузол очищення алкилпродуктів від ефірів сірчаної кислоти; I — сировина; II — свіжа кислота; III — відпрацьована кислота на блок регенерації; IV — легкий алкілат; V — важкий алкілат; VI — ізобутан; VII — н-бутан; VIII — пропан.

Рисунок 17.1 – Установа сіркокислотного алкилювання

Матеріальний баланс установки

Фракція	Поступило бутан- бутиленової фракції	Отримано
Пропан	4,6 %	4,1 %
Пропілен	2,1 %	0 %
Ізобутан	38,8 %	11,7 %
Бутилен	22,6 %	0 %
н-бутан	25,6 %	26,9 %
C ₅	3,6 %	Разом C ₅ і легкого
Легкий алкілат	0 %	алкілата: 53,3 %
Важки алкілат	0 %	3 %
Втрати	0 %	1 %

Витратні показники на 1 т алкіл-бензину:

Водяна пара	3..4 ГДж
Ел. енергія	17,5 кВт/год
Вода оборотна	116 м ³
H ₂ SO ₄	50...100 кг
Луг	2,5...3,1 кг

17.3 Фтороводневе алкілювання

Матеріал викладено за авторами [16...21].

На території СНГ фтороводневе алкілювання не проводилось.

Призначення процесу: отримання високооктанових парафінових вуглеводнів з сильно разголуженою будовою шляхом алкілювання ізо-бутана второводневою кислотою (олефінами).

Сировина: сировиною є ізо-бутан, який алкілюють пропіленом, бутиленом, або аміленом.

Фракції	бутан- бутиленова фракція	бутан-бутиленова фракція + пропан- пропіленова фракція
Пропілен	0,8	17,2
пропан	1,5	7,1
бутилени	47,6	21,6
ізо-бутан	36,6	48,8
n-бутан	11,2	4,8
ізо-пентан	2,2	0,5
важкі фракції	0,1	0
вихід алкілату		

у м ³ /м ³ перетвореної сировини	1	1,763
витрати ізобутана у м ³ /м ³ сировини	1,16	1,246

Властивості стабільного алкілату:

Фракційний склад, °С	10%	викіпає при температурі
	50%	85...87
	70%	при температурі 104-102
	90%	викіпає при 107-105
Октанове число за дослідницьким методом		викіпає при 113-123
		Кінець кипіння

Каталізатор: у якості каталізатора використовується кислота фтористого водню

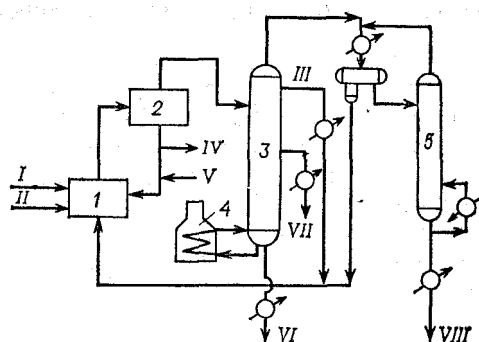
Активність каталізатора оптимальна, якщо в ньому знаходиться не більше 1,5 % води та не більше 12% органічних розчинників.

Активність каталізатора знижується при збільшенні кислоті розчинних полімерів та води.

Витрати каталізатора до 0,14 кг на 1 метр алкілату, що утворився.

Сировина у суміші з ізобутанами подається до реактора 1, сюди ж подається второ-воднева кислота. В реакторі компоненти інтенсивно перемішуються. Продукти подаються в відстійник 2, знизу якого відбирається відпрацьований каталізатор. Каталізатор частково повертається до реактора 1, а частково забирається на регенерацію. Продукція з відстійника 2 подається на ректи колону 3. З середини колони відбирається ізобутан, нижче n-бутан. Кубовими залишками є алкілат. З верхньої частини колони суміш газів подається на сепаратор, з якого частина фракцій подається на ректи колону 5. Знизу колони відбирається пропан, зверху – ізобутан, який через сепаратор подається до реактора 1. Стабільний алкілат очищається від кислоти лугами.

Потужність установки від 50 до 540 тис. тонн в рік по алкілату (Рисунок 17.2).



1 — реактор; 2 — відстійник; 3 — головна фракціонуєча колона; 4 — пекти; 5 — колона відпарки фтористого водню;

I — олефінова сировина; II — ізо-бутан; III — циркулюючий ізо-бутан; IV — у колону регенерації фтористого водню; V — свіжий фтористий водень; VI — алкілат; VII — *n*-бутан; VIII — пропан.

Рисунок 17.2 – Установка фторо-водневого алкилювання:

17.4 Виробництво полімер-бензинів.

Процеси проводять для отримання низько-молекулярних полімерів, з яких виробляються моторні бензини та нафтохімічна сировина. Процеси базуються на реакції полімеризації низькомолекулярних вуглеводнів.

Сировиною є пропан-пропіленова та бутан-бутиленова фракція.

Каталізатори

Каталізатором процесу полімеризації є кислота H_2O_5 .

Активність каталізатора визначається наявністю води в сировині. Допускається до 0,035 - 0,04 % та температурою процесу 190-230 °С. Надлишок води призводить до зменшення активності каталізатора та збільшення його

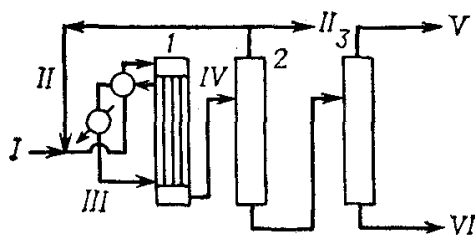
насипної густини. В зв'язку з цим ускладнюється процес фільтрації сировини через шар каталізатора та значно ускладнюється вигрузка відпрацьованого каталізатора. На сьогоднішній день в якості носія використовують кварц та силікагель. Недоліком силікагеля є його гідрофільність. При наявності води, він сорбує її і може розтріскуватись. Крім того, його необхідно від води регенерувати. При температурі 120-250 °С протягом 10-24 годин кварц немає таких негативних властивостей, проте сорбційна здатність каталізатора в нього теж набагато гірша.

Ефективність роботи каталізаторів знижується за рахунок отрути, що є в нафті: з'єднання сполуки сірки, азоту та кисню. Окрім того, отрутами є органічні сполуки бутадієну та ацителенів, які в процесі полімеризуються та осмолюються. Деякі фірми використовують фосфорну кислоту у вигляді рідини. Ця кислота у подальшому відстоюється та нейтралізується лугами.

17.5 Установка полімеризації ББФ каталітичного крекінгу на фосфорнокислотному каталізаторі

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Сировина у суміші з рециркулюючою функцією бутан-бутиленовою фракцією подається до прямоточного трубчатого реактора (апарат аналогічний кожухотрубному теплообміннику) в трубках якого знаходиться каталізатор. Продукти реакції подаються на ректифікаційну колону 2. З якої виймається зверху бутан-бутиленова фракція, що не прореагувала. Знизу суміш відводиться на ректифікаційну колону 3, з якої відбирається легкий та важкий полімер-дистилат. В установці каталізатор використовують протягом одного року. Об'ємна швидкість подачі сировини 0,5 ... 10 година⁻¹. Тиск від 0,7 до 7 МПа. Вихід сировини на ізобутилен 99%, густина продукту 754 кг/м³, температура початку кипіння 80 °С, температура википання 90% з продукту, 190 °С, октанове число: - дослідницький метод 100%, - моторний 85% (Рисунок 17.3).



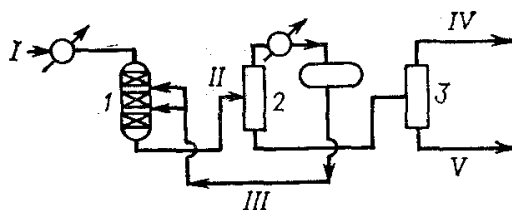
1 — реактор; 2 — колонна-дебутанізатор; 3 — колона поділу продуктів; I — ББФ (сировина); II — відпрацьована ББФ; III — конденсат; IV — продукти реакції; V — легкий полімердистиллят; VI — важкий полімердистиллят.

Рисунок 17.3 – Установа полімеризації ББФ каталітичного крекінгу на фосфорнокислотному каталізаторі

17.6 Установа Селектопол

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Установа Селектопол, розроблена французьким інститутом нафти. Сировина, після підігріву подається на реактор 1, звідки продукція на колону-дебутанізатор 2. Бутан –бутиленова фракція зверху колони подається в середину реактора 1, для регулювання температури. Продукція з реактора 1 подається на ректиф колону 2, з верхньої частини якої відбирається бутиленова фракція і після охолодження і зрідження повертається до реактора 1 (Рисунок 17.4).



1 — реактор; 2 — колона; 3 — стабілізаційна колона;
I — ББФ (сировина); II — продукт реактора; III — холодна неконвертована фракція C₄; IV — зріджений газ; V — полімербензин.

Рисунок 17.4 – Установа Селектопол

Кубовий залишок з колони 2 подається на стабілізаційну колону 3. З верхньої частини якої відбирається зріджений газ, з нижньої – стабільний полімер – бензин

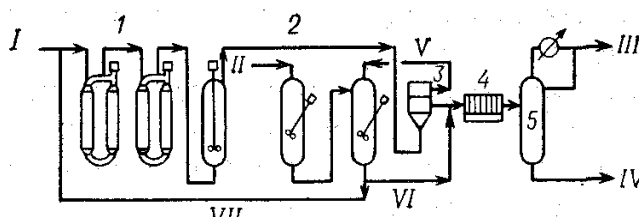
Параметри процесу:

- Вихід продукції у % на сировину – 99%;
- густина полімер-бензину – 754 кг/м³;
- температура початку кипіння – 80 °С;
- температура википання 90 % продукції – 190 °С;
- октанове число : за дослідницьким методом – 100, за моторним =85.

17.7 Схема олігомеризації ізобутиленів фірми Бауер

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Сировина (ББФ) подається до реакторного блоку 1, одночасно каталізатор подається до блоку підготовки каталізатора 2. Отримана суміш каталізатора та олігомерів (продукту) розділяється на центрифугі 3. Олігомери підігріваються у апараті 4 і подаються колона поділу продуктів 5. Каталізатор з центрифуги подається на вхід до реакторного блоку 1.



1 – реакторний блок; 2 – блок підготовки каталізатора; 3 – центрифуга; 4 – підігрівник; 5 – колона поділу продуктів;

I – ББФ (сировина), суміш продукту з катадізатором на очистку каталізатора;

III – олігомери (продукт); IV – відпрацьований каталізатор; V – рецикл каталізатора; VI – суміш на розділення; VII – каталізатор.

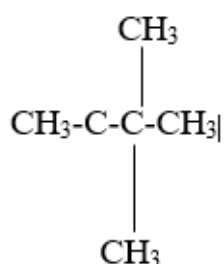
Рисунок 17.5 - Установа олігомеризації бутіленів фірми Бауер

17.8 Отримання метил – третбутилового етеру

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Метил – третбутиловий етер (МТБЕ) використовується, як високооктанова, кисневмістка добавка до бензину.

Хімічна формула ($C_5H_{12}O$):



МТБЕ має ряд переваг:

- температура кипіння, яка знаходиться в межах детонаційної стійкості бензину;
- погано розчинюється в воді;
- легко розчинний в вуглеводнях;
- низька густина.

Добавка МТБЕ забезпечує краще згорання бензину та не потребує зміну конструкції двигуна.

Його добавляють в кількості від 5 до 15 %.

Сировина для МТБЕ. Сировиною є метанол та ізобутилен. Каталізатор: іоніти на основі SO_3H .

Технологічну схему наведено на рисунку 17.6. Метанол та фракція C_4 підігрівається у теплообміннику 1 та подається до реакторного блоку 2, після чого на розділення послідовно у бутиленову 3 та метанольну 4 колони. З колон отримується: відпрацьована фракція C_4 , товарний МТБЕ, МТБЕ, отриманий при більш низькій конверсії ізобутилену; суміш МТБЕ і C_4 отримані при більш низькій конверсії ізобутилену.

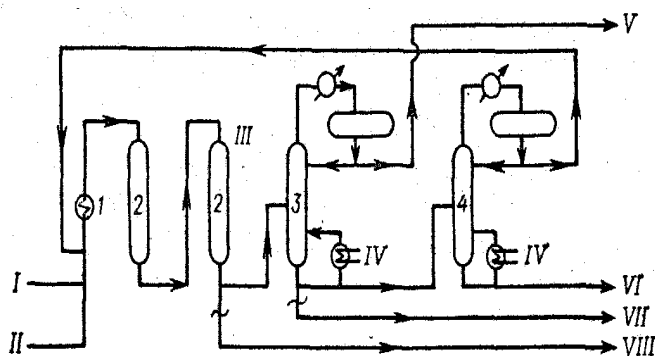


Рисунок 17.6 – Установка одержання МТБЕ

1 – теплообмінник; 2 – реакторний блок; 3 – бутиленова колона;
 4 – метанольна колона;
 I – метанол; II – фракція C_4 ; III – вода; IV – пара; V – відпрацьована фракція C_4 ;
 VI – товарний МТБЕ; VII – МТБЕ, отриманий при більш низькій конверсії
 ізобутилена; VIII — суміш МТБЕ і C_4 отримані при більш низькій конверсії
 ізобутилену.

17.9 Контрольні запитання

1. Проаналізуйте призначення процесів виробництва алкільованих бензинів
2. Проаналізуйте призначення процесу сірчаноокислого алкілування.
3. Проаналізуйте продукти, що утворюються в процесі сірчаноокислого алкілування.

4. Проаналізуйте технологічну схему установки сірчанокислового алкілування
5. Проаналізуйте матеріальний баланс установки сірчанокислового алкілування
6. Проаналізуйте призначення процесу фтороводневого алкілування.
7. Проаналізуйте продукти, що утворюються в процесі фтороводневого алкілування.
8. Проаналізуйте технологічну схему установки фтороводневого алкілування
9. Проаналізуйте матеріальний баланс установки фтороводневого алкілування
10. Проаналізуйте призначення процесу виробництва полімер-бензинів.
11. Проаналізуйте продукти, що утворюються в процесі виробництва полімер-бензинів.
12. Проаналізуйте технологічну схему установки виробництва полімер-бензинів
13. Проаналізуйте матеріальний баланс установки виробництва полімер-бензинів
14. Проаналізуйте призначення процесу виробництва метил – третбутилового етеру.
15. Проаналізуйте продукти, що утворюються в процесі виробництва метил – третбутилового етеру Проаналізуйте технологічну схему установки метил – третбутилового етеру
16. Проаналізуйте матеріальний баланс установки виробництва метил – третбутилового етеру

18. ВИРОБНИЦТВО МАСТИЛ

18.1 Загальні відомості

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Технологія виробництва мастил складається з 3-ох основних етапів:

1) Виробництво масельних фракцій на установках АВТ (атмосферно-вакуумні колони і трубчаті печії) та на установках переробки мазуту (ВТ).
Залишки виробництва мастила – гудрон.

2) Вироблення з масляних фракцій базових мастил – компонентів.

3) Змішування (компаундування).

(Компаундування – це змішування кількох компонентів, які взаємно нерозчинні). При необхідності в компоненти мастил вводять необхідні присадки (приклад присадки – графіт).

Мастила вироблять з нафти з високим вмістом парафіну, асфальтів, смол. Як правило, у цієї нафти велика к-ть сірки.

Основні процеси виробництва базових мастил:

1) Видалення небажаних груп вуглеводнів (асфальтів, смол, поліциклічних, ароматичних вуглеводнів, твердих парафінових вуглеводнів)

2) Очистка сировини:

2.1) екстракційна (за допомогою селективних розчинників);

2.2) гідрогенезаційна очистка – це гідрокрекінг та гідроізомеризація;

2.3) адсорбційна очистка ;

2.4) сірчано-кисла очистка з подальшою лужною нейтралізацією.

3) Депарафінізація очищеної сировини.

4) Доочистка депарафінізованих мастил.

Кількість мастил в нафті різних родовищ

Нафти	Кількість мастил, %
Українські нафти	18%
Волгоградські нафти	27,7%
Пермські	20,9%
Західно-сибірські	23,1%
Бакінські нафти	21,1%

На сьогоднішній день більшість заводів, що виробляють мастила працюють на Волго-Уральській нафті. Деякі невеликі підприємства Росії і України працюють на мало сірчистій та малопарафіністій нафті Краснодарського краю. Існують 4 типи базових мастил:

- 1) малов'язкі (М)
- 2) середньов'язкі (С)
- 3) високов'язкі (В)
- 4) залишки (О).

18.2 Технологічна схема виробництва базових мастил

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Схема виробництва мастила зображена на рисунку 18.1.



Рисунок 18.1 – Схема виробництва мастила

Основні властивості дистиляту

Показники	М	С	В
В'язкість кінематична при 100 ⁰ С	-	-	Від 7 до 10
В'язкість кінематична при 50 ⁰ С	Від 8 до 13	15-17	-
Межі википання, ⁰ С:			
Початок	300-310	320-350	345-370
кінець	425-450	450-460	500-510

Характеристики мастил

Мастила групуються по областях використання:

- 1) моторні (для карбюраторних, дизельних та авіаційних двигунів)
- 2) трансмісійні
- 3) турбінні
- 4) компресорні
- 5) електроізоляційні
- 6) індустриальні (для зубчатих передач, для направляючих ковзання, спеціальні мастили)
- 7) мастила для приладів

На сьогоднішній день є понад 500 марок мастил. Масло класифікується по джерелу отримання сировини:

- 1) Мастила рослинного та тваринного походження (китовий жир)
- 2) Мінеральні мастила
- 3) Синтетичні (їх отримують шляхом хімічних перетворень)

Класифікація по способу отримання:

- 1) Дистилати

- 2) Залишкові (які отримуються з гудрону)
- 3) Компаундні (отримуються змішуванням 1-ого і 2-ого виду)

Класифікація по способу очистки:

- 1) Неочищені
- 2) Кислотно-лужної очистки
- 3) Кислотно-контактної очистки
- 4) Селективної і адсорбційної очистки
- 5) Гідрокрекінг

Моторні мастила

Моторні мастила, окрім авіаційних класифікуються на базі в'язкості та експлуатаційних характеристик за ГОСТ 17479.1-85.

Класи в'язкості від 3-ого до 14-ого.

Окрім того мастила розбиваються по групах:

мастила	Група по API	Область використання
Група А	SB	Нефорсовані карбюраторні двигуни внутрішнього згорання та дизельні. До мастила немає високих вимог.
Група Б (B1))	SC/CA SC	Мало-форсовані карбюраторні двигуни, які працюють на малих, або частково підвищених навантаженнях, що сприяють утворенню високотемпературних відкладень і корозії підшипників.
Група	CA	Дизельні двигуни малої потужності.

Б2		
Група В	SD/CB SD	Середньо-форсовані карбюраторні двигуни з підвищеними вимогами до якості мастил, або ті, які працюють в несприятливих умовах, які викликають окислення мастил і утворення всіх видів відкладень.
Група В2	CB	Середньо-форсовані дизельні двигуни, які вимагають підвищеної уваги до антикорозійних властивостей, стійкості до механічного зносу та схильності до утворення високотемпературних відкладень.
Група Г	SE/CC SE	Високо-форсовані карбюраторні двигуни, що працюють в важких експлуатаційних умовах, які сприяють окисленню мастила, утворенню відкладень, корозії та іржі.
Група Г2	CC	Високо-форсовані дизельні двигуни без наддува, або з помірним наддувом, що працюють при високих навантаженнях в несприятливих умовах, які сприяють утворенню високотемпературних відкладень.
Група Д	CD	Високо-форсовані дизельні двигуни з наддувом, що працюють в важких експлуатаційних умовах.
Група Е	-	Системи змащування циліндрів дизельних

		двигунів, що працюють на паливі з високим вмістом сірки.
--	--	--

Марки базових мастил, які випускалися на території СНД

Основні характеристики мастил

Карбюраторні двигуни

Для двигунів використовуються мастила марки: А1, В1, Г1.

Мастила марки А містить незначну к-ть присадок, які покращують миючі та анти-окисні хар-ки. В низько-швидкісних двигунах (пострадянських автомобілів) використовується масло групи В1. Сучасні імпорتنі автомобілі використовують масло групи Г1. Всі моторні масла починається маркування з букви «М». Карбюраторні двигуни, як правило, використовують мастила від М-6А до М-12Г1, де М – позначення моторного мастила, а цифра – клас в'язкості мастила.

Для дизельних двигунів мастила мають характеристику від М-12Б до М-20А. Хоча, для форсованих двигунів використовується мастила марки від М-8В2, М-6Г2.

Авіаційні двигуни використовують мастила від МС-14 до МК-22, де С-селективна очистка, К-кислотна очистка.

Трасмісійні мастила позначаються ТМ

Трансмійні мастила використовуються для зниження зносу редуктора, зменшення втрат на тертя, для охолодження, зменшення вібрації і шуму, видалення продуктів зносу, інших забруднень.

TM група	Склад мастила	Рекомендації	Група по API
TM1	Мастила без присадок	Прямозубі, спірально-конічні та черв'ячні передачі, що працюють при контактних напруженнях до 1600 МПа і при 90 °С.	GL1
TM2	Мастила з зносостійкими присадками	Області використання такі ж самі. Контактні напруження до 2100 МПа, температура 130 °С.	GL2
TM3	Мастила з протизадирними присадками помірної дії	Області використання такі ж самі. Контактні напруження до 2500 МПа, температура 150 °С.	GL3
TM4	Мастила з протизадирними присадками високої ефективності	Області використання такі ж самі. Контактні напруження вище 2000 МПа, гіпоїдні передачі, що працюють при температура 150 °С.	GL4
TM5	Мастило з протизадирними присадками високої ефективності і поліфункціональної дії	Гібоїдні передачі, які працюють при високій швидкості, ударних навантаженнях і високому крутному моменту	GL5

Робочі рідини для гідравлічних систем

Такі рідини ділять на 3 групи:

1) Мастила не мають присадок, або лише присадки-згущувачі. Працюють при тиску до 15 МПа, або 70 °С. Використовуються для гідро підсилювачів (в машинах).

2) Мастила, які мають інгібітори корозії та окислення. Працюють при тиску до 25 МПа, температура 90 °С.

3) Можуть містити всі можливі присадки. Тиск більше 25 МПа. Температура більше 90 °С.

Характеристики робочих рідин для гідросистем

Назва – Р

Область використання: гідросистеми автомобілів і інших гідросистем

Назва – рідина А

Область використання: Гідротрансформатори і гідромеханічні коробки передач. Всесезонне мастило, яке забезпечує пуск до -40°С.

Назва – веретинне мастило.

Область використання: гідросистеми різних машин і механізмів при температурі від -30°С до 100°С.

Назва – МГП10

Область використання: гідравлічні амортизатори автомобілів.

Енергетичні мастила:

- Турбінні
- Компресорні
- Електроізоляційні мастила.

Турбінні мастила використовують для змащення та охолодження підшипників, турбоагрегатів різного призначення.

Компресорні використовуються для змащення деталей (циліндрів, клапанів, компресорних машин, а також для створення ущільнень та герметизації камери стискування.)

Електроізоляційні використовують в трансформаторах високої потужності для забезпечення ізоляції (для гасіння іскор при вмиканні і вимиканні) і для тепловідводу.

Циліндрові мастила

Використовують для змащування гарячих деталей парових машин (парові турбіни електростанцій і паротяги).

Вакуумні мастила

Використовують в якості робочого тіла для вакуумних насосів. Це добре очищене мінеральне мастило. Присадок не містить. Відрізняються по густині і температурі спалаху.

Мастила для прокатних станів.

Використовується мастила без присадок. Дозволяють покращити тертя в зубчатих передачах та підшипниках ковзання.

Індустріальні мастила

В залежності від використання є 2 групи:

- 1) Загального призначення
- 2) Спеціального призначення

Мастила позначаються літерою И.

Мастила загального призначення для змащування найбільш розповсюджених вузлів та механізмів. Наприклад, контрольно-вимірювані прилади, мало навантажувальні швидкісні механізми (фен, міксер), в різних технологічних процесів, при виробництві кремів, вичинці шкір.

Індустріальні мастила для високошвидкісних механізмів (метало-ріжучі текстильні станки)

Індустріальні мастила для гідравлічних систем промислового обладнання (домкрати, поршневі системи).

Індустріальні мастила для зубчастих передач і черв'ячних механізмів.

Індустріальні мастила для підшипників ковзання. Мастила працюють там, де є рівномірне ковзання з невеликою швидкістю. Супорти станків, столи.

Індустріальні мастила вузького призначення – мастила для створення туману, підшипники каландрів, приводи і цепи конвеєрів, транспортерів.

Мастила для приладів.

Використовують для змащення приладів.

Діляться на :

- Загального
- Спеціального.

18.5 Виробництво пластичних мастил

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Загальна характеристика технологічних стадій і процесів виробництва мастил

У виробництві пластичних мастил застосовують періодичні, напівбезперервні й безперервні процеси, технологічні схеми яких різноманітні. Однак розходження в багатьох випадках обумовлені лише різним апаратурним оформленням. Це дозволяє відносно невеликим числом технологічних схем (у посібнику розглянутий шість) охопити основні варіанти процесів виробництва мастил.

Процес виробництва матил на мильних загущувачах, що є на відміну від інших нафтохімічних процесів по суті безвідхідним виробництвом, складається з наступних основних стадій: дозування сировини, готування й термомеханичного диспергування загущувача, охолодження розплаву, гомогенізації, фільтрування, деаерації й розфасовки. Некондиційний продукт, що отримується, відправляють на переробку.

Дозування сировини. Вихідні компоненти дозують звичайно в рідкому виді. У періодичних і напівбезперервних процесах використовують об'ємні дозуючі пристрої, недостатня точність роботи яких усувається змішуванням компонентів у реакторі з мішалкою. Широке застосування знаходять багатокомпонентні дозуючі насоси з підсумовуючими пристроями, які автоматично підтримують необхідне співвідношення компонентів і відключають насоси після заповнення мішалок. У безперервних процесах дозуючі насоси - обов'язковий елемент виробництва. Вони придатні й для дозування суспензій сипучих реагентів у дисперсійному середовищі. Точність дозування насосами $\pm 3\%$, що забезпечує задану концентрацію загущувача з відхиленнями не більше $\pm 0,5\%$.

Підготовка та термо-механічне диспергування загусника. Процес отримання мастил починається з омилення жирів або нейтралізації жирних кислот. Після закінчення омилення з мильно-масляної суспензії повністю (для гідратованих кальцієвих і кальцієво-натрієвих мастил до певної межі) видаляють вологу. При виробництві мастил на сухих милах мильно-масляну суспензію одержують безпосереднім змішанням компонентів у заданих співвідношеннях. Потім суспензію нагрівають до одержання однорідного розплаву. Відомі

способи одержання мастил, коли мильно-масляну суспензію нагрівають при порівняно невисокій температурі - проводять лише набрякання мила в мастилі. Такий спосіб одержав назву «холодного варіння» або низькотемпературного процесу виробництва.

На стадії **охолодження розплаву** загущувача в мастилі формується структура мастилі. Змінюючи режим охолодження (швидке, повільне або ізотермічна кристалізація), можна впливати на розміри й форму дисперсних часток структурного каркасу мастила і, отже, змінювати їхні властивості. Широке поширення одержали комбіновані методи охолодження (швидкий і повільне): розплав проохолоджується при змішуванні з невикористаною частиною мастила (приблизно 1/3 розрахункової кількості), температура якого (50—70 °С) нижче температури розплаву (180—230 °С); далі охолодження ведуть за допомогою холодоагенту, що подається в сорочку реактора або скребкового апарата.

Гомогенізація підвищує рівномірність розподілу загущувача в мастилі, поліпшує зовнішній вигляд, а також колоїдну та механічну стабільність мастила. У найпростішому випадку гомогенізацію здійснюють продавлюванням мастила через сітку або систему сит, через вузькі (30-50 мкм) зазори вальцювальних машин. Широко поширені методи однократної гомогенізації на заключній стадії виробництва мастила, подальшого поширення набувають кавітаційні змішувачі. Однак у безперервних процесах успішно застосовують і багаторазову гомогенізацію на кожній технологічній стадії за рахунок циркуляції продукту через гомогенізуючі клапани при відносно низькому перепаді тиску, що виключає застосування спеціальних апаратів.

Для видалення механічних домішок мастила фільтрують, продавлюючи їх через пристрій з металевими сітками або використовуючи самоочисні фільтри.

У результаті деаерації - видалення повітря, що потрапило при виготовленні мастил - поліпшується зовнішній вигляд, підвищується хімічна стабільність і густина мастила. При одержанні мастил на сухих милах під час

дозування сухого мила в неї попадає багато повітря, що виділяється з розплаву при підвищених температурах. При одержанні мила в процесі виробництва мастил частина повітря відводиться разом з парами води, а частина, що залишилася, видаляється на заключній стадії після гомогенізації. Повітря може потрапити в мастила при гомогенізації, якщо її проводять при атмосферному тиску (наприклад, на вальцювальних машинах). Видаляють повітря з тонкого шару змащення (200- 500 мкм) у вакуумі до 95 кПа.

У безперервних процесах - при більш ретельній підготовці вихідних компонентів і проведенні процесу під тиском - необхідність у деаерації й фільтруванні звичайно відпадає.

При організації технологічного процесу, виборі оптимального апаратурного оформлення й методів контролю враховують реологічні та теплофізичні властивості напівпродуктів виробництва мастила.

Нижче наведено вплив температури на реологічних та теплофізичних властивостей мильно-мастильної дисперсії по стадіях процесу для мастил на 12-оксистеараті літію (літол-24):

Температур а, °З	В'язкість, (Па·с)		Густина, кг/м ³	Теплопровідн ість, Вт/(м(ДО)	Теплоємніст ь, кДж/(кг·Д О)
	при 10 з` 1	при 100 з` 1			
80	0,62	0,072	861	0,150	2,427
90	0,71	0,085	853	0,149	2,477
100	1,24	0,131	868	0,158	3,150
150	32,20	4,230	814	0,129	2,612
Уведення однієї третини масла					
150	2,42	0,48	821	0,133	2,701
180	7,40	1,11	790	0,122	2,800
210	5,02	0,68	762	0,111	2,980

Апаратурне оформлення процесу виробництва мастила у значній мірі визначається реологічними властивостями (насамперед їхньою в'язкістю) мастила і проміжних продуктів. Для таких мастил, як літол-24, і для мильних мастил відзначається різке (в 50-80 разів) збільшення в'язкості в процесі термо-механічного диспергування і її залежність від швидкості деформування. Тому до конструкції пристрою, що перемішує, реактора, у якому поєднуються стадії омилення, зневоднювання, одержання й витримки розплаву, а також попереднього охолодження, висувають складні вимоги. Скоробково-лопатеві мішалки зі змінним числом оборотів дозволяють на кожній стадії міняти режим перемішування. Висока ефективність цих пристроїв, що перемішують, і гнучке регулювання інтенсивності перемішування скорочують тривалість процесу, підвищують якість мастил і відтворюваність властивостей окремих партій.

На рисунку 18-2 зображено реактор зі скребково-лопатевим пристроєм, що перемішує, ємністю 10 м^3 , поверхнею теплообміну 20 м^2 .

Привод пристроїв, що перемішують, здійснюється двошвидкісним мотором-редуктором потужністю 40 кВт і спеціальною роздаковою коробкою із двома співвісними вихідними валами, що забезпечує протилежно-спрямоване обертання центральних і периферійного пристроїв, що перемішують, а також можливість роздільної роботи кожного з них.

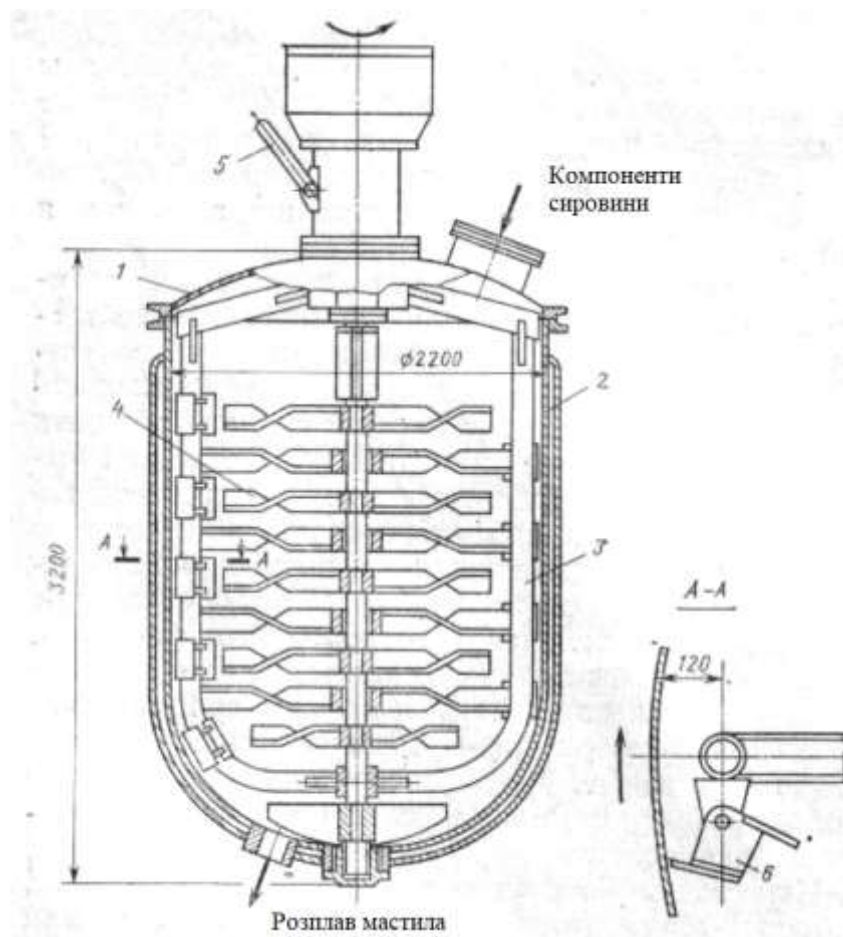


Рисунок 18-2 – Реактор зі скорбково-лопатевим пристроєм

Скоротити тривалість стадії омилення жирів можна підвищенням температури. Через наявність води процес проводять під тиском до 1 МПа в контакторах-автоклавах [2]. В'язкість системи на стадії омилення невелика, і в контакторах застосовують високошвидкісні мішалки (наприклад, контактори типу «Стратко» при виробництві мильних мастил за рубежом). Нагріта в контакторах до 150—170 °С суміш після омилення направляється в реактори, що працюють при атмосферному тиску. У результаті додаткового нагрівання в реакторах віддаляється волога й здійснюється термо-механічне диспергування мильного загущувача, що утворився.

Видалення вологи з мильно-масляної дисперсії у великому об'ємі реактора – тривала операція. У цей час розроблений випарний апарат, у якому суміш нагрівається (під тиском) до 150—160°C, і основна волога випаровується в

камері розпилу з наступним глибоким зневоджуванням у стікаючій плівці при підведенні тепла через стінку. Подібний апарат використовується при виробництві літєвих, комплексних кальцієвих, кальцієвих гідратованих і інших мильних мастил.

Властивості мильних мастил і особливо комплексних кальцієвих залежать від температурного режиму приготування (максимальна температура нагрівання, тривалість термообробки) і послідовності введення комплексообразуючих компонентів. Про вплив максимальної температури нагрівання й тривалості її впливає на властивості комплексних кальцієвих мастил, приготовлених на основі синтетичних жирних кислот і оцтової кислоти, свідчать наступні дані:

Температура нагрівання, °С	Час витримки, хв.	Межа міцності при 50°С, Па	В'язкість при 50°С 100 с ⁻¹ , Па*с	Відпресовуємість мастила, %
180	10	360	2,2	10,6
200	10	440	3,2	4,9
200	60	640	4,9	3,0
225	10	700	6,0	4,2

Нагрівання або охолодження високов'язкого мильно-мастильного концентрату ефективно лише в теплообмінних апаратах спеціальної конструкції. Наприклад, у трубчастих скребкових "теплообмінних апаратах поверхня постійно очищається, тобто усувається негативний вплив підвищеної адгезії, і, крім того, можливий додаток високих сдвигових напружень, що знижують в'язкість. На рисунку 18.2 наведено двухкорпусний скребковий апарат з поверхнею теплообміну 3,5 м².

У кожному корпусі розташований обертовий вал із чотирма «плаваючими» скребками, які під дією відцентрової сили й тиску рідини, щільно

притискаються до хромованої поверхні циліндра і діаметром 0,35 м і довжиною 1,67 м; корисний (вільний) об'єм циліндра – 0,05 м³. Привід – індивідуальний, через редуктор; частота обертання в першому по ході продукту (при охолодженні) корпусі – 240, у другому – 180 про/хв, відповідно потужність електродвигуна в першому корпусі – 17 кВт, у другому – 220 кВт. При нагріванні порядок послідовного включення корпусів зворотній. При охолодженні в оболонку апарата (у кожний корпус окремо) подається охолоджена й очищена від домішок і солей вода, а при нагріванні – мастило або інший рідкий теплоносіє. Продуктивність апарата при охолодженні мастил у діапазоні температур від 200 до 60 °С становить 2000...2500 кг/год, відповідно витрата холодної води з початковою температурою від 5 °С до 20 м/ год. При нагріванні продуктивність апарата на 20-25 % вище, ніж при охолодженні, за умови збереження різниці температур мастило – теплоносіє (хладоагент).

У промислових умовах при охолодженні літєвих мастил коефіцієнт теплопередачі становить 600—650 Вт/м²К, що приблизно в 20 разів вище, ніж у трубчастих теплообмінних апаратах. Перспективним і ефективним для нагрівання й охолодження мастил у безперервних схемах є змійвико-скребковий апарат.

Для гомогенізації мастил застосовують клапанні гомогенізатори (продуктивність 3,0-3,5 т/ч при максимальному тиску продавливання до 50 МПа) і гомогенізатори типу колоїдного млина (продуктивність 1,0-3,0 т/год залежить від зазору між ротором і статором, швидкості подачі й сполуки змащення).

18.4 Установка періодичного виробництва мильних і вуглеводневих мастил

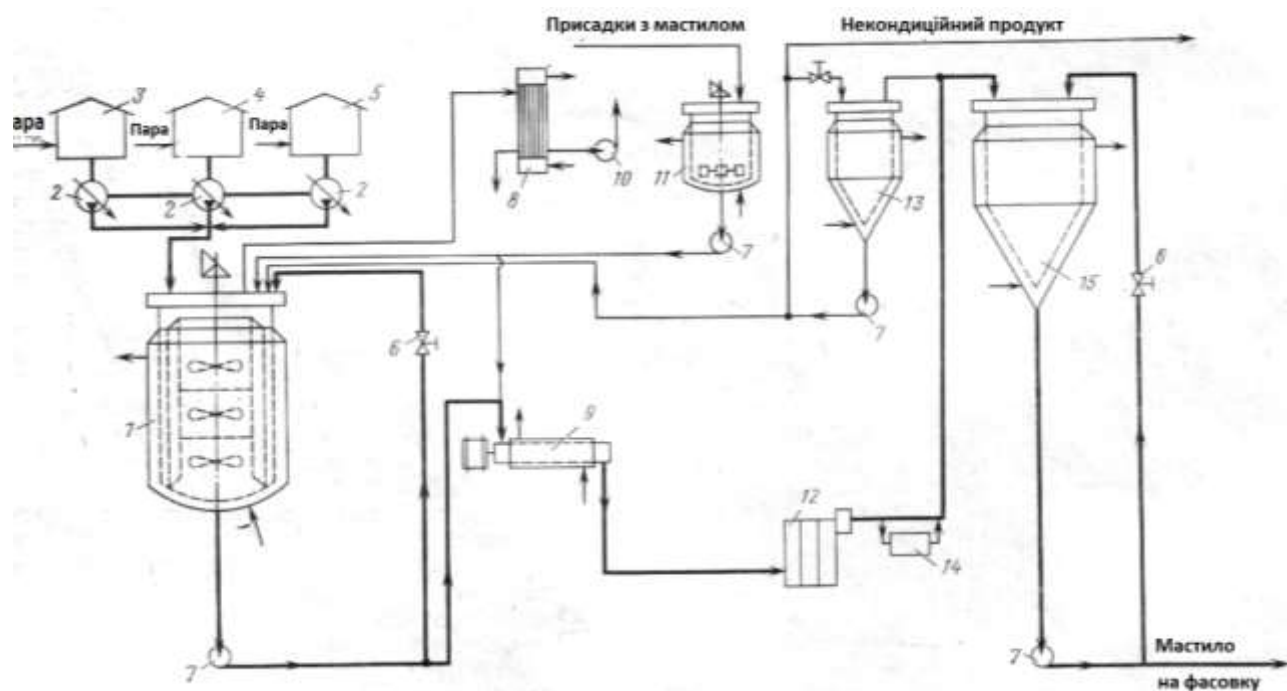
Матеріал викладено за авторами [16...21].

Установка призначена для виробництва мастил на милах різних катіонів (металів), одержуваних безпосередньо в процесі виготовлення мастил прямим

омиленням природної або синтетичної жирової сировини, а також вуглеводневих мастил шляхом загущення нафтових мастил твердими вуглеводнями.

Основні секції установки наступні: підготовки сировини та приготування розплаву мильного загущувача в дисперсійному середовищі; охолодження й кристалізація розплаву; оздоблювальних операцій (гомогенізація, фільтрування й деаерування); розфасовки мастил. Основним апаратом у періодичній технологічній схемі є реактор зі скоребково-лопатевим пристроєм, що перемішує. У ньому послідовно здійснюються операції приготування реакційної суміші, омилення, зневоднювання, термообробки й часткового охолодження. Технологічна схема установки періодичного виробництва мильних та вуглеводневих мастил наведена на рисунку 18.4.

У реактор 1 при працюючому центральному пристрої, що перемішує, завантажують приблизно $1/3 \dots 1/2$ розрахункової кількості дисперсійного середовища, омиляючі компоненти та балансова кількість водяного розчину гідроксиду металу. Суміш реагентів нагрівають при працюючих пристроях, що перемішують, і циркуляції через гомогенизуючий клапан 6 (продуктивність 2-5 т/ч залежно від сполуки сировинних компонентів). При цьому відбувається омилення жирової основи й утворення мила. Коли процес омилення закінчено (контролюється по місту вільного луку), температуру суміші підвищують до повного або часткового видалення вологи; реактор на цій стадії підключають до вакуумної системи через конденсатор 8. Кінець видалення вологи контролюють по її вмісту в реакційній суміші. Подальше проведення процесу залежить від типу мастила. Якщо змащення не піддають гомогенізації, то мильно-масляний концентрат прохолоджують, подаючи тонкий струмінь масла, що залишилося, при інтенсивному перемішуванні, після чого мастило направляють безпосередньо в тару або в накопичувачі 13, 15. Подібним чином готують гідратовані кальцієві мастила (солідоли); для доохолодження в оболонку реактора подають холодоагент.



1 –реактор, 2 –дозувальні насоси, 3, 4, 5 – приймачі сировини, 6 – гомогенізуючий колапан, 7 – насоси, 8 – кондансатор, 9 –скребковий холодильник, 10 –вакумний насос, 11 – змішувач, 12 — устаєновка гомогенізації, фільтрування та деаерації, 13, 15 – збірники, 14 – пристрій контролю реологічних властивостей

Рисунок 18.4 – Технологічна схема установки періодичного виробництва мильних та вуглеводневих мастил

Для літєвих, комплексних кальцієвих і інших мастил процес продовжують. Мильно-масляний концентрат при безперервному перемішуванні нагрівають до температури термообробки (200— 250 °С), при якій витримують його від 0,5 до 1,5 год. Потім при працюючому пристрої, що перемішує, завантажують частину, що залишилося, масла, подаючи його тонким струменем, і знижують температуру в реакторі до 175-180 °С. При цій температурі розплав витримують протягом установленого технологічною картою часу (у межах години). Додатково прохолоджують розплав до 160—165 °С, потім дозувальним насосом 2 зі змішувача 11 подають присадки, попередньо розчинені (змішані) у мастилі. Якщо присадки не термостабільні й не

витримують високих температур, то їх відводять після другої стадії охолодження при 100—110°C.

Далі знову дохолоджують мастило до 50—60 °C у скребковому холодильнику 9, у оболонкуу якого подається холодоагент - охолоджена до 3...5°C вода, що циркулює в замкнутій системі скребковий апарат – холодильна установка – скребковий апарат. Застосування розімкнутої системи охолодження можливо тільки при глибокому очищенні води, що не забруднює поверхні охолодження. Застосування в замкнутій схемі як холодоагент ропе з температурою до 10...15°C недоцільно через різке збільшення в'язкості продукту в пристінному шарі, підвищеної витрати потужності на привід і в підсумку погіршення умов охолодження **за** рахунок великого виділення тепла дисипації.

Мастило, пройшовши послідовно гомогенізатор, фільтр і деаератор 12, надходить у збірник-накопичувач 15, з якого розфасовується в тару. Некондиційний продукт через збірник-накопичувач 13 вертається для доробки або виводиться з установки.

Цикл у періодичній технологічній схемі можна скоротити за рахунок спільної подачі реагентів дозувальними насосами (при цьому перед реактором установлюють змішувач), а також зниження часу зневоднювання при підведенні додаткового тепла через теплообмінник, що включається в циркуляційну систему реактора. Періодичний процес універсальний, дозволяє робити на даній установці будь-які мильні та вуглеводневі мастила. Останні одержують при роботі тільки першої секції установки: після зневоднювання твердих вуглеводнів (парафіну, церезину, або петролатума) при 105—110°C їх розчиняють у мастилі з наступним охолодженням (як правило, безпосередньо в тарі, або зливаючи на спеціальний холодильний барабан). Зазначена технологічна схема рекомендується при відносно невеликих обсягах виробництва мастил - від 1 до 2 тон у рік.

18.5 Установка періодичного виробництва мильних мастил із застосуванням контактора

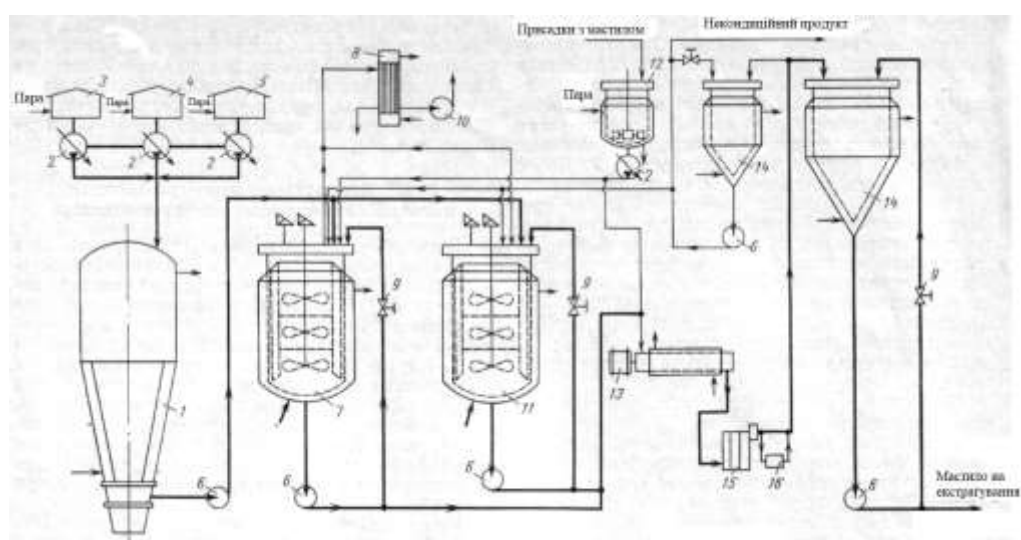
Матеріал викладено за авторами [16...21].

Схема виробництва мастил на мильних загущувачах (при використанні природних жирів - гліцеридів кислот) періодичним способом із застосуванням на стадії омилення жирів контактора. Установка призначена для виробництва мильних мастил різного типу. Поряд з одержанням мильного загущувача безпосередньо в процесі виробництва мастил (пряме омилення) можна приготувати загущувач, катіоном якого є важкі метали, наприклад свинець, по реакції подвійного обміну через натрієві мила. Іноді такий процес є періодичним і здійснюється у дві або три ступені.

Установка включає наступні основні секції: підготовки сировини й готування мильної основи; термо-механічного диспергирования загущувача в дисперсійному середовищі; охолодження розплаву; оздоблювальних операцій (гомогенізація, фільтрування й деаерування). Технологічна схема установки наведена на рисунку 18.5.

Сировинні компоненти мастил (розплавлені жири, водяний розчин – суспензія – гідроксиду металу, дисперсійне середовище) дозувальними насосами 2 у необхідних співвідношеннях подаються в контактор 1, що працює при надлишковому тиску до 1 МПа. У контакторі (іноді він називається автоклав) при підвищеній температурі (100—200 °С) залежно від типу мастила протягом 20...40 хв протікає реакція омилення жирів з утворенням мильно-мастильної основи. Контакттор обігривається гарячим теплоносієм, що циркулює через оболонку апарата. Гаряча реакційна суміш із контактора 1 надходить у паралельно (при необхідності й послідовно) працюючі реактори 7 та 11 зі скоробково-лопатевим пристроєм, що перемішує. У цих апаратах мастильна основа розбавляється при нагріванні іншою кількістю мастила (або його частиною). Реактори обладнані системою для видалення пари води.

Більшість мильних мастил після термо-механічного диспергування загущувача та випарювання води в реакторах 7 і 11 (тривалість цієї стадії 2-4 год) охолоджується в скребковому холодильнику 13. Розчини або суспензії добавок (присадки, наповнювачі) залежно від їхнього призначення, сполук та властивостей подаються дозувальним насосом 2 або при циркуляції розплаву в реактор 7 і 11, або на стадії охолодження в холодильник 13. Отримане мастило гомогенізується, фільтрується та деаэрирується на установці 15. Після контролю реологічних властивостей 16 мастило проходить всі наступні стадії.



1 – контактор, 2 – дозувальні насоси, 3 – 5 – приймачі сировини, 6 – насоси, 7, 11 – реактори, 8 – конденсатор, 9 – гомогенізуючі клапани, 10 – вакуумний насос. 12 – змішувач, 13 – скребковий теплообмінник, 14 – збірник-накопичувач, 15 – установка гомогенізації, фільтрування та деаерації, 16 – пристрій контролю реологічних властивостей

Рисунок 18.5 – Технологічна схема установки періодичного виробництва мастил

При виробництві мастил на металевих милах по реакції подвійного обміну в контакторі 1 готують, як правило, натрієве мило, з якого в реакторі 7 при його взаємодії з відповідною водорозчинною сіллю важкого металу одержують необхідне мило. У цьому випадку мило змішується з маслом у реакторі 11, куди

отриманий мильний концентрат надходить після відмивання водорозчинних солей. У реакторі 11 проводять диспергування згущувача в мастилі та випарювання води. Після охолодження розплаву мастило піддається оздоблювальним операціям і розфасовується.

18.6 Установа напівбезперервного виробництва мастил на сухих милах

Матеріал викладено за авторами [16...21].

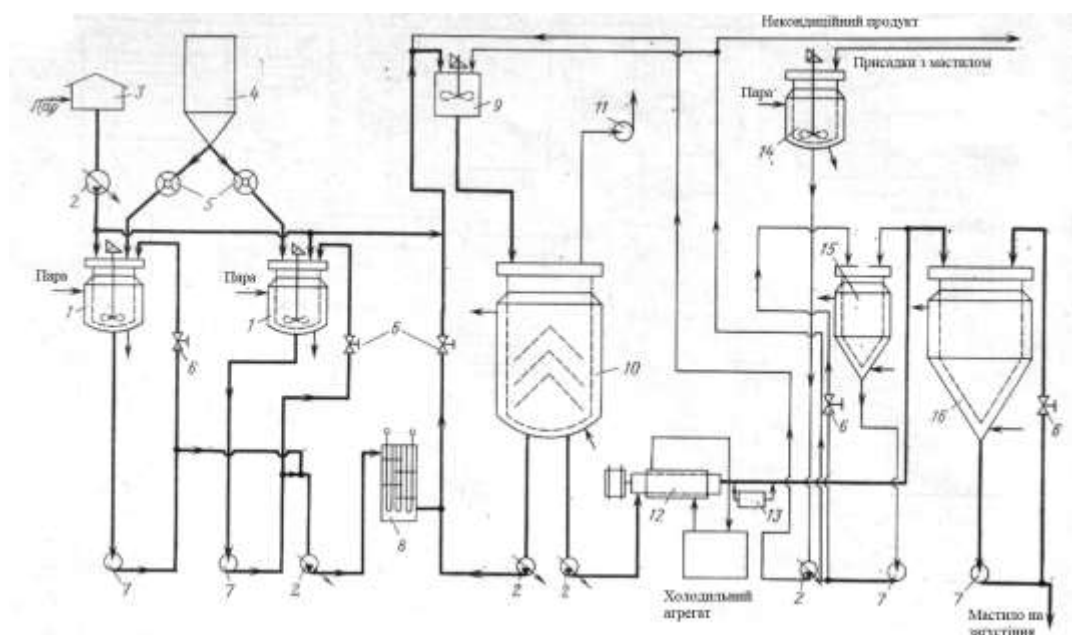
На сухих милах у промислових умовах роблять натрієві, літєві й алюмінієві мастила. Процес полягає в термо-механічному диспергуванні мильного загустителя в дисперсійному середовищі до утворення однорідного розплаву з наступним охолодженням і оздоблювальними операціями.

Установа складається з наступних основних секцій: готування повітряно-сухого мила; готування суспензії загустителя в дисперсійному середовищі, термо-механічного диспергування загустителя з утворенням однорідного розплаву і його охолодження, оздоблювальні операції. Технологічна схема напівбезперервного виробництва літєвих мастил на сухих милах у тому ж варіанті, у якому вона реалізована для виробництва мастил літол-24, показана на рисунку 18.6.

Сухе мило може бути доставлене на установку готовим або приготоване безпосередньо в процесі виробництва мастила. В останньому випадку сировина й водяний розчин луку (суспензія) у необхідних кількостях змішуються в попеременно діючих реакторах, оснащеними високооборотним пристроями, що перемішують, і оболонкою для подачі теплоносія. Після завершення реакції омилення або нейтралізації (для жирних кислот) водна пульпа мила надходить на сушіння у вакуумний барабанний апарат безперервної дії. Сухе мило ерліфтом подається в бункер, а потім уже вагами 5 дозується в один із двох

паралельно встановлених реакторів 1, куди попередньо дозувальним насосом 2 накачується приблизно 2/3 необхідної кількості нафтового мастила. Після ретельного перемішування суміш насосом 2 прокачується через електричний трубчастий нагрівач 8, де нагрівається до 200—210 °С, та, далі змішується із залишком масла й масляним розчином присадок у змішувачі 9. Потім суміш надходить у деаератор 10, у циркуляційному контурі якого встановлений гомогенізуючий клапан 6. У деаераторі з мильно-масляного розплаву відділяється повітря, після чого розплав направляється для охолодження в скребковий холодильник 12. Охолоджене мастило надходить у збірник-накопичувач 16, а некондиційний продукт через збірник-накопичувач 15 направляється на переробку або відкачується з установки.

Описана схема виробництва мастил на сухих милах виявилася в цілому неекономічною та широкого поширення для виробництва мастил масового призначення не одержала.



- 1 – реактори, 2 – дозувальні насоси, 3, 4 – приймачі сировини, 5 – ваги,
6 – гомогенізуючі клапани, 7 – насоси, 8 – трубчастий теплообмінник,
9, 14 – змішувачі, 10 – деаератор, 11 – вакуумний насос, 12 – скребковий
теплообмінник, 13 – пристрій контролю реологічних властивостей,
15, 16 – збірники-накопичувачі

Рисунок 18.6 – Схема виробництва мастил на сухих милах

18.7 Установа виробництва мастил на неорганічних загущувачах

Матеріал викладено за авторами [16...21].

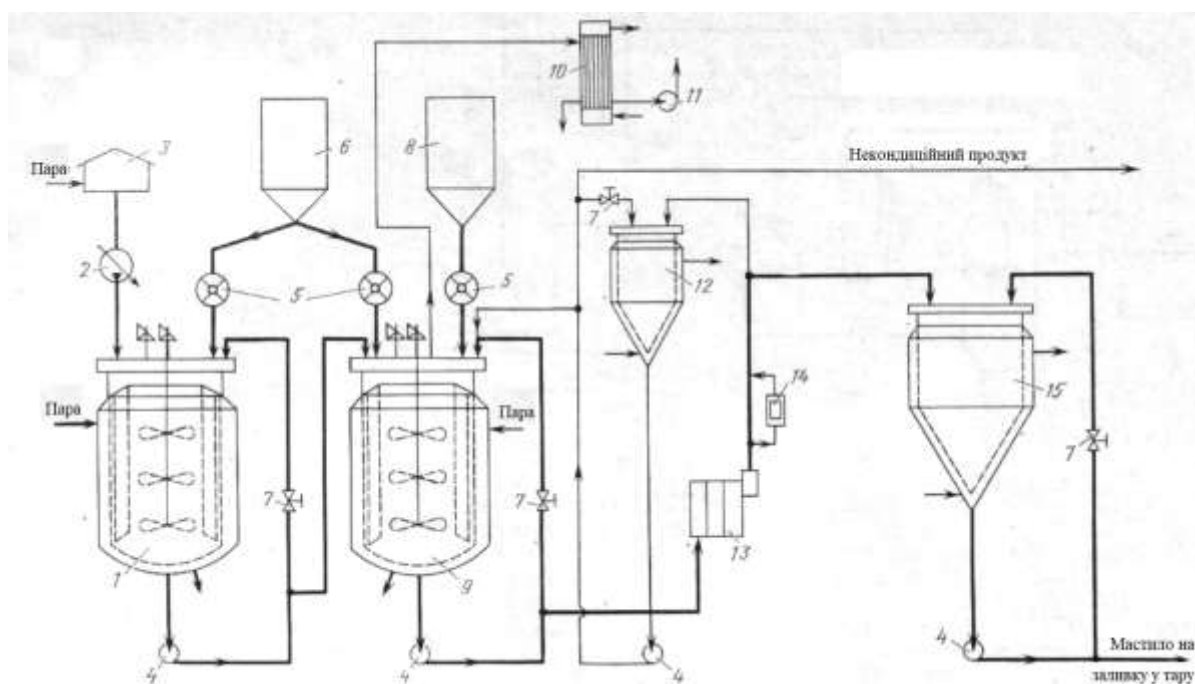
Виробництво мастил на неорганічних загущувачах (обпалених та пірогенних силікагелях, бентонітових глинах) відрізняється від виробництва мильних мастил. Мильні мастила виробляють механічним диспергуванням гідрофобізованих загущувачах у мастилі, використовуючи змішувачі та гомогенізатори. У випадку мастил на обпаленому силікагелі загущувач виготовляють безпосередньо на установці. У виробництві мастил на пірогенному силікагелі використовують готовий загущувач, модифікований різними ПАРами.

Установа включає наступні основні секції: змішування компонентів мастил з утворенням однорідної дисперсії та оздоблювальних операцій. Технологічна схема установки по виробництву силікагельних мастил ГРАФІТОЛ наведена на рисунку 18.7.

У змішувач 1 дозувальним насосом 2 накачують мастило, включають пристрій, що перемішує та обігрів апарату. Потім через дозатор 5 завантажують першу порцію (80 % мас. розрахункової кількості) модифікованого загущувача. Завантаження ведеться порціями протягом 8 год, причому маса порції поступово зменшуються від 5 до 1 кг. Суміш мастила й загущувача перемішується та циркулює в системі: змішувач 1 – насос 4 – змішувач 1.

Після закінчення загушення мастила суміш зі змішувача 1 насосом 4 перекачують у змішувач 9, у який за допомогою дозатора 5 завантажують графіт. Температуру суміші підвищують до 105 °С та видаляють вологу, що потрапила з вихідними компонентами, підключаючи змішувач 9 до вакуумного насоса 11 через конденсатор 10. Потім у змішувач 9 завантажують іншу (20 %) частина загущувача. Суміш перемішується та циркулює до одержання однорідної маси. Після цього вона піддається гомогенізації, фільтруванню й

деаерації на установці 13. Готове мастило перекачують у збірник-накопичувач 15, у циркуляційному контурі якого встановлено гомогенізуючий клапан 7. Зі збірника–накопичувача мастило, якщо воно задовольняє технічним умовам, які контролюються пристроєм 14, насосом 4 подається на заливку у тару та пакування. Некондиційний продукт надходить на переробку або виводиться з установки.



1, 9 – змішувачі, 2 – дозувальний насос. 2, 6, 8 – приймачі сировини, 4 – насос, 5 – дозатори, 7 – гомогенізуючі клапани, 10 – конденсатор, 11 – вакуумний насос, 12, 15 – збірники–накопичувачі, 13 – установка гомогенізації, фільтрації та деаерації, 14 – пристрій контролю реологічних властивостей

Рисунок 18.7 – Технологічна схема установки виробництва мастил на немильних загущувачах

18.8 Контрольні запитання

1. Проаналізуйте етапи технології виробництва мастил.
2. Проаналізуйте основні процеси виробництва базових мастил.

3. Проаналізуйте типи базових мастил та технологічну схему виробництва базових мастил.
4. Проаналізуйте класифікацію мастил
5. Проаналізуйте області використання моторних мастил.
6. Проаналізуйте області використання мастил для корбюраторних двигунів.
7. Проаналізуйте області використання трансмісійних мастил.
8. Проаналізуйте області використання робочих рідин для гідравлічних систем.
9. Проаналізуйте області використання та характеристики робочих рідин для гідросистем.
10. Проаналізуйте області використання енергетичних мастил.
11. Проаналізуйте області використання циліндрових мастил, вакуумних мастил та мастил для прокатних станів.
12. Проаналізуйте області використання індустріальних мастил та мастил для приладів.
13. Проаналізуйте загальні характеристики технологічних стадій і процесів виробництва мастил.
14. Проаналізуйте установку періодичного виробництва мильних і вуглеводневих мастил.
15. Проаналізуйте установку періодичного виробництва мильних мастил із застосуванням контактора.
16. Проаналізуйте установку напівбезперервного виробництва мастил на сухих милах.
17. Проаналізуйте установку виробництва мастил на неорганічних загущувачах.

19 ВИРОБНИЦТВО БІТУМУ

19.1 Властивості бітумів

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Бітумна установка безперервної дії колонного типу призначена для одержання окислених нафтових бітумів. Як сировина використовуються гудрони, напівгудрони, асфальти деасфальтизації нафтових залишків, залишки термічного крекінгу та їх суміші, а для важких нефт — мазути (залишки вище 350 °С).

Елементарний склад бітумів коливається в межах: вуглецю 70 - 80%, водню 10 - 15%, сірки 2 - 9%, кисню 15%, азоту 0 - 2%. Ці елементи знаходяться в бітумі у вигляді вуглеводнів та їх сполук із сіркою, киснем і азотом. Хімічний склад бітумів надзвичайно складний. Так, в них можуть знаходитися насичені вуглеводні від C_9H_{20} до $C_{30}H_{62}$. Всі сполуки, що утворюють бітум, можна звести в три групи: тверда частина, смоли та оливи.

Розрізняють бітум нафтовий в'язкий – БН, бітум нафтовий в'язкий дорожний – БНД, бітум нафтовий ізоляційний – БНІ та спеціальні бітуми з температурою розм'якшення (по «КіК») до 130 °С и глибиною проникання голки при 25 °С (100 г, 5 с) до 0. Цифри чисельника дробу у позначенні бітуму відповідають показнику температури розм'якшення по «КіК» (кільце і куля), а знаменника - вказують на середні значення меж зміни пенетрації при 25 °С

Марку бітуму визначають твердістю, температурою розм'якшення та здатністю розтягуватися.

Твердість знаходять (пенетрацію) твердих або в'язких бітумів виражається в умовних одиницях (градусах), рівних 0,1 мм проникнення голки в бітум. Чим більше в'язкість, тим менше проникнення голки в бітум.)

Температуру розм'якшення визначають на приладі "кільце і куля" (КіК), що занурюється в посудину з водою, вона відповідає тій температурі води, що

нагрівається, при якій металева кулька під дією власної маси проходить через кільце, заповнене бітумом що випробувається.

Здатність розтягуватися характеризується абсолютним подовженням (см) зразка бітуму ("вісімки") при температурі 25 ° С, що визначаються на приладі – дуктилометрі.

Дорожні вя'зкі бітуми виробляють дев'яти марок (ДЕРЖСТАНДАРТ 22245—76). Будівельні бітуми випускають трьох марок (ДЕРЖСТАНДАРТ 6617-76), покрівельні – трьох марок (ДЕРЖСТАНДАРТ 9548-74), спеціальні ізоляційні також трьох марок (ДЕРЖСТАНДАРТ 9812-74), спеціальні бітуми для лакофарбових виробництв, шинної, електротехнічної й інших галузей (ДЕРЖСТАНДАРТ 21822-76).

У будівництві доріг використовуються бітуми нафтові дорожні – БНД (ГОСТ 22245-90):

– для регіонів з температури нижче -20°С використовують БНД 200/300, БНД 130/200, БНД 90/130,

– для регіонів з температурою в інтервалі від -10 до -20 ° С використовують вищевказані БНД II і III кліматичної дорожньої зони, а також БНД 60/90,

– для регіонів з температурою в інтервалі від -5 до -10 °С - до вищевказаних додаються БНД 40/60, БН 90/130, БН 130/200, БН 200/300,

– для регіонів з температурою не нижче +5 °С – БНД 40/60, БНД 60/90, БНД 90/130, БН 60/90, БН 90/130.

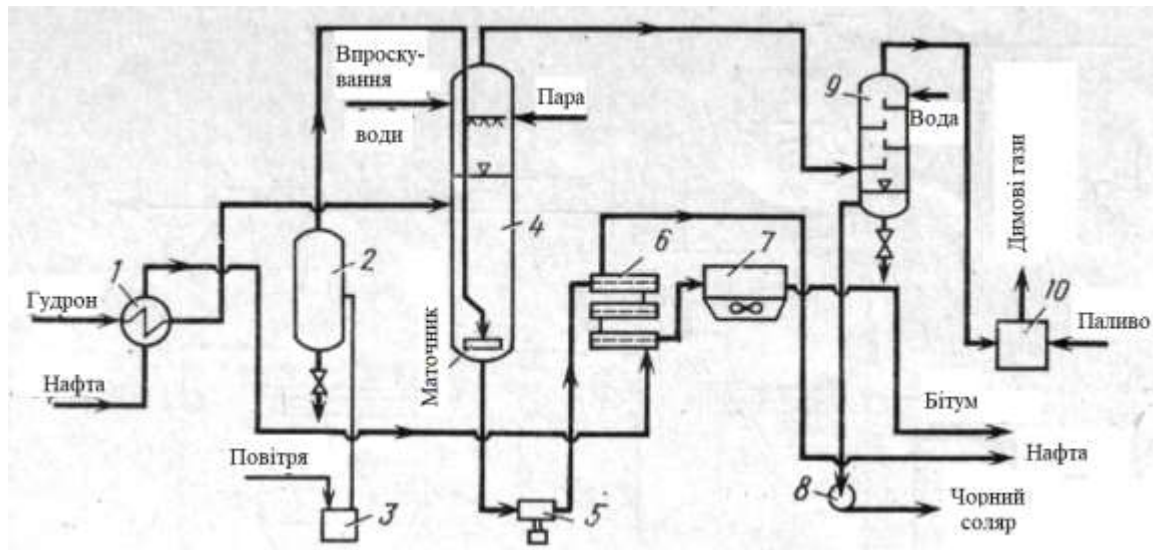
У будівництві житла використовують бітум нафтовий за ГОСТ 6671-76 – БН 70/30, БН 90/130, БН 50/50 - універсальні марки, використовувани в дорожньому і житловому будівництві та нафтові покрівельні матеріали за ГОСТ 9548-74 - БНК 90/30, БНК 40/180, БНК 45/190.

19.2 Бітумна установка безперервної дії колонного типу

Матеріал викладено за авторами [16...21].

Вихід дорожніх вя'зких окислених бітумів на сировину (гудрон) близько 98 % (мас.), будівельних 94-96 % (мас.).

Установка включає наступні основні секції: підготовки сировини до необхідної температури (при переробці гудрону, що надходить безпосередньо з вакуумної установки, необхідно його охолодження до необхідної температури з використанням тепла на нагрівання нафти в теплообмінниках), окислення в колонах (реактори колонного типу безперервної дії), конденсації парів нафтопродуктів, води, низькомолекулярних альдегідів, кетонів, спиртів і кислот, а також їхнє охолодження. спалювання газоподібних продуктів окислювання. Технологічна схема установки наведена на рисунку 19.1.



1, 6 – теплообмінник, 2 – повітряний ресивер, 3 – компресор, 4 – реактор колонного типу. 5, 8 – насоси, 7 – апарат повітряного охолодження, 9 – конденсатор змішування, 10 – топка

Рисунок 19.1 – Технологічна схема виробництва бітуму установки колонного типу безперервної дії

Сировина – гудрон з низу вакуумної колони подається в теплообмінники 1 і далі надходить у верхню частину окисної колони 4 (на 1 м нижче рівня продукту). У низ окисної колони компресором 3 через повітряний ресивер 2 подається стиснене повітря (через маточник). Гудрон рухається донизу, а повітря протитком – наверх, при їх контакті протікає процес окислювання сировини. У результаті окислювання мастила переходять у смоли, а зі смол – в асфальтени. Кисень повітря, взаємодіючи з воднем, що подається в сировину, генерує водяні пари. Зростаюча втрата водню супроводжується полімеризацією сировини і його до загущенням. Основна кількість кисню відводиться з газами, що йдуть, у вигляді парів води та, у меншій кількості – у виді двоокису й окису вуглецю або інших сполук.

Хімічно зв'язаний кисень в окисленому бітумі розподіляється в такому співвідношенні: від 40 до 60 % (мас.) у виді складних етерних груп, інша кількість приблизно порівно: між гідроксильними, карбоксильними і карбонільними групами.

Передається можливість подачі води на всю верхню парову частину колони для знімання тепла реакції додатково до зниження температури сировини на вході в колону та використання тепла реакції на нагрівання сировини. На верх колони можна також подавати водяну пару для зниження концентрації кисню в газоподібних продуктах. Відпрацьоване повітря та газоподібні продукти окислювання залишають колону зверху та надходять у нижню частину конденсатора змішування 9. Суміш рухається знизу вгору назустріч воді, яка конденсує також пари нафтопродуктів, пару води та пару киснемісних сполук. Конденсат з низу конденсатора 9 відводяться, а нафтопродукти у вигляді так названого «чорного соляру» вловлюються у пастці або безпосередньо з апарата насосом 8 відкачуються в збірник палива. Чорний соляр використовується як компонент топкового мазуту. Несконденсована частина оксиду і діоксид вуглецю та сліди кисню надходять у топку 10 на

спалювання. Димові гази, що утворюються, через димосос викидаються в атмосферу.

Готовий бітум насосом 5 забирається знизу окисної колони 4 через теплообмінники 6, у яких теплоносіями є бітум та нафта у апарат повітряного охолодження 7. і, далі, у роздатчики бітуму. Для підвищення адгезійних властивостей дорожніх бітумів можна вводити до 5 % (мас.) поверхнево-активних речовин шляхом дозування в потоці, де проходить його змішування на перемішуючому пристрої (на схемі не показана).

На установці є пристрої для автоматичного регулювання витрат сировини, тиску й витрат стисненого повітря, температури та рівня рідкої фази в окисній колоні, а також прилади та засоби для контролю і реєстрації температури продуктів у трьох місцях окисної колони, витрат сировини, що надходить в окисну колону, і витрат товарного бітуму після апарата повітряного охолодження.

Передбачено варіант роботи установки із прийомом сировини до переробки з резервуара. У цьому випадку сировина підігривається до необхідної температури у змійовику печі.

Якщо необхідно одночасне виробництво бітумів різних марок, на установці монтують до п'яти окисних колон, що працюють самостійно. На кожній колоні одержують товарний бітум відповідної марки. Інші секції установки – підготовка сировини, конденсація парів і спалювання газоподібних продуктів окислювання – можуть бути загальними.

Для захисту навколишнього середовища передбачено печі для допалювання незконденсованих газоподібних продуктів окислення та встановлюють апарати повітряного охолодження. Для безпеки експлуатації установки передбачають пристрої автоматичного блокування, за допомогою яких процес окислювання припиняється (припиняється подача стисненого повітря) у наступних випадках: перевищення понад допустиму температуру (270°C) рідкої фази в окисній колоні, зниження менше 15°C різниці температури між рідкою й паровою фазами, перевищення над нормою (4—5 %

мас.) вмісту кисню в газоподібних продуктах окислення та збільшення тиску в окисній колоні понад допустимий. Передбачається також монтаж на окисній колоні вибухового та запобіжного клапанів і подача при необхідності водяної пари в колону.

Технологічний режим установки:

Температура в колоні, °С	
– сировини (на вході)	140-200
– рідкої фази (у нижній частині)	240-270
– те ж, у середній частині	240-270
– у верхній частині (газовий простір)	180-210
Температура товарних бітумів на виході з холодильника, °С	180-220
Тиск надлишкове в колоні, МПа	0, 005-0,30
Питома витрата стисненого повітря на окислювання, м ³ /т сировини	
для одержання дорожнього бітуму марки БНД 60/90	35-60
для одержання дорожнього бітуму марки БНД 40/60	60-80
для одержання будівельного бітуму марки БН 70/30	80-120
для одержання будівельного бітуму марки БН 90/10	120-200
Витрата сировини, т/год	20-60
Тривалість перебування сировини в зоні реакції (тривалість окислювання), год	
для дорожнього бітуму марки БНД 60/90	1, 0-2,0
для дорожнього бітуму марки БНД 40/60	1, 5-2,5
для будівельного бітуму марки БН 70/30	2, 5-3,0
для будівельного бітуму марки БН 90/10	3-4
Припустима швидкість руху пар у вільному перетині колони, м/с	Не більше 0,2
Вміст кисню в газообразних продуктах окислювання, % (мас.)	0, 2-4,0

19.3 Бітумна установка з реактором змієвикового типу

Матеріал викладено за авторами [16...21].

На бітумній установці з реактором змієвикового типу одержують окислені нафтові бітуми. Сировиною служать гудрони, напівгудрони, а для важких нефть залишки вище 350 °С, тобто мазути. Продуктами є дорожні, будівельні, покрівельні й спеціальні в'язкі бітуми з температурою розм'якшення (по «КіК») до 100 °С, глибиною проникання голки при 25 °С (100 г, 5 с) до 5-0,1 мм. Вихід дорожніх окислених в'язких бітумів на сировину становить близько 98 % (мас.), будівельних 94-96 % (мас.).

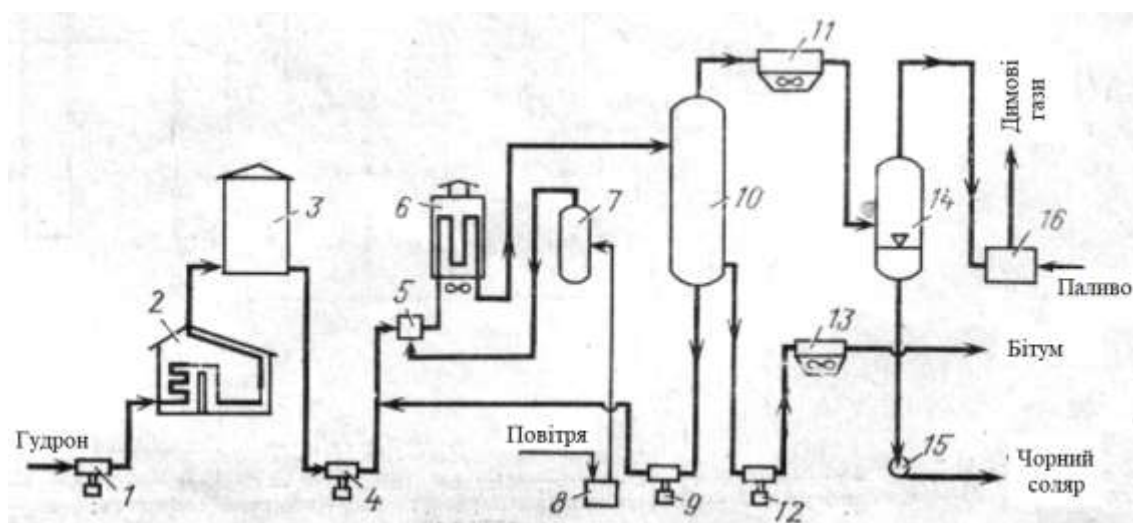
Основні секції установки наступні: нагрівання сировини в змієвикову печі; реакторний блок (реактор змієвикового типу), блок розділення газової та рідкої фаз, конденсації та охолодження парів нафтопродуктів та води, сепарації, спалювання газоподібних продуктів окислювання. Технологічна схема установки наведена на рисунку 19.2.

Сировина – гудрон з резервуара забирається поршнеvim насосом 1 і подається в змієвик трубочастої печі 2 для нагрівання до температури 260 – 270°С. Потім сировина надходить у збірник 3 (можливий варіант схеми без збірника). Далі сировина забирається поршнеvim насосом 4 і подається в змішувач 5. Туди ж поршнеvim насосом 9 подають рециркулюючий окислений продукт і стиснуте до 0,7- 0,8 МПа повітря з компресора 8.

Отримана суміш подається зі змішувача 5 у реактор 6. Реактор – це змієвик з вертикальних труб довжиною 150-400 м. Процес окислювання сировини киснем повітря починається в змішувачі 5 (у пінній системі) і триває в змієвикову реактора 6. Для відбору тепла екзотермічної реакції окислювання в міжтрубний простір реактора 6 вентилятором подається повітря. Суміш продуктів реакції з реактора 6 надходить у випарник 10, у якому гази відділяються від рідини. Відпрацьоване повітря, газоподібні продукти окислювання, пари нафтопродуктів і води направляються через апарат повітряного охолодження II

у сепаратор 14. Зверху сепаратора відпрацьоване повітря, газоподібні продукти окислювання й незконденсована частина парів води та нафтопродуктів подається в топку 16 для допалювання газів окислювання перед їх викиданням в атмосферу.

Сконденсована основна частина парів нафтопродуктів (відгін, або так званий «чорний соляр») збирається в нижній частині сепаратора 14, звідки відцентровим (або поршневим) насосом подається через холодильник у збірник палива. Чорний соляр використовується як компонент топкового мазуту. У випарнику 10 накопичується окислений бітум. Знизу випарника 10 бітум забирається поршневим насосом 9 і подається в якості рециркулянта в змішувач 5. Коефіцієнт рециркуляції залежить від марки одержуваного товарного бітуму. Надлишок окисленого бітуму забирається поршневим насосом 12 і подається через апарат повітряного охолодження 13 у приймачі бітуму.



1, 4, 9, 12, 15 – насоси, 2 – піч, 3 – збірник. 5 – змішувач, 6 – реактор, 7 – повітряний ресивер, 8 – компресор, 10 – випарник. 11, 13 – апарати повітряного охолодження, 14 – сепаратор, 16 – топка

Рисунок 19.2 – Технологічна схема бітумної установки з реактором змієвикового типу

Для підвищення адгезійних властивостей дорожніх бітумів передбачається введення до 5 % (мас.) поверхнево-активних речовин у потік готового продукту

після холодильника (на схемі не показаний). Для захисту навколишнього середовища передбачена печі для допалювання незконденсованих газоподібних продуктів окислювання та застосовуються апарати повітряного охолодження.

Технологічний режим установки:

Температура, °С	
сировини на виході зі зміювика печі	260-270
продуктів реакції на виході з реактора	270-275
бітуму після холодильника	170-200
Коефіцієнт рециркуляції (по масі)	(3...8):1
Тиск надлишковий, МПа	
стисненого повітря	0,7-0,8
на вході в реактор	0,6-0,7
у випарнику	0,15-0,20
Тривалість перебування суміші в реакційній зоні, хв	15-30
Лінійна швидкість руху суміші в зміювику реактора, м/с	6-8
Припустима швидкість руху парів, м/с, не більше	
у вільному перетині випарника	0,12
у сепараторі	0.3
Об'єм реакційної зони для 1 т/ч гудрону(залежно від природи сировини й марки бітуму, глибини окислювання), м ³ / т-ч	0,3-1,1
Вміст кисню в газоподібних продуктах окислювання, % (мас.)	0,2-4,0

19.4 Контрольні запитання

1. Проаналізуйте технологічну схему бітумної установки безперервної дії колонного типу
2. Проаналізуйте елементарний склад бітумів та їх властивості.

3. Проаналізуйте технологічну схему бітумної установки з реактором змієвикового типу

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. Теплообмен и гидро-динамика в парожидкостных дисперсных средах.–Киев: Наукова думка, 2008. –381 с.
2. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. Теоретическое обоснование принципа дискретно-импульсного ввода энергии. I. Модель динамики одиночного парового пузырька //Промышленная теплотехника. 1995. Т.17, №5. –С.3–28.
3. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. Теоретическое обоснование принципа дискретно-импульсного ввода энергии. II. Исследование поведения ансамбля паровых пузырьков //Пром теплотехника.– 199.–Т.18, №1.–С.3–20.
4. Вітенько Т.М. Гідродинамічна кавітація у масообмінних, хімічних і біологічних процесах /.-Тернопіль: ТДТУ ім. І. Пулюя, 2009.–220 с.
5. Перник А.А. Проблемы кавитации –Л.: Судостроение, 1968. –439 с.+
6. Промтов М.А. Перспективы применения кавитационных технологий для интенсификации химико-технологических процессов // Вестник ТГТУ. 2008. Том 14. №4. С. 861-868.
7. Кардашев, Г.А. Физические методы интенсификации процессов химической технологии. – М. : Химия, 1990. – 208 с.
8. Иваницкий Г.К. Наномасштабные эффекты в процессах кавитации. II. Критерий разрушения кавитационных пузырьков.// Пром. теплотехника. –2003. –Т.25, №5.–С.5–11.
- 9 . Артеменко С., Кригсман П., Мазур В. Термодинамическое поведение экологически опасных веществ в сверхкритических природных флюидах //Вост.-европ. журнал передовых технологий. –2009.–Т.42, №6/5.–С. 34–40.
10. Балабышко А.М., Зимин А.И., Ружицкий В.П. Гидромеханическое диспергирование .– М. : Наука, 1998. – 330 с.
11. Червяков В.М. Гидродинамические и кавитационные явления в роторных аппаратах. М.: Машиностроение-1, –2007.

12. Золотухин, В.А. Новая технология для переработки тяжелой нефти и осадков нефтеперерабатывающих производств // Хим. и нефтегазовое машиностроение. – 2004, № 10. – С. 8–11.

13. Хмелев В.Н. и др. Ультразвуковые многофункц. и специализированные аппараты для интенсификации технологических процессов в промышленности и сельском хозяйстве.–Бийск : Изд-во Алт. гос. техн.ун-та. – 2007. – 400 с.

14. Лосев Н.В. и др. Влияние гидроакустического воздействия на свойства растворов и гидрогелей природных полисахаридов // Изв. вузов. Химия и хим. технология. – 2007. – Т. 50, вып. 3. – С. 44–48.

15. Лосев Н.В. и др. Использование гидроакустического воздействия для диспергирования крахмальных гидрогелей // Изв. вузов. Химия и хим. технология. – 2007. – Т. 50, вып. 9. – С. 68–73.

16. Справочник нефтепереработчика: Справочник / Под ред. Г.А.Ластовкина, Е.Д. Радченко и М.Г. Рудина. – Л.: Химия, 1986, 486 с., ил.

17. Справочник нефтехимика. В двух томах. Т.1/ под ред. К.С. Огородникова. – Л. : Химия, 1978. – 592 с., ил.

18. Справочник нефтехимика. В двух томах. Т.2/ под ред. К.С. Огородникова. – Л. : Химия, 1978. – 612 с., ил.

19. Технологические расчеты установок для вузов / Танатаров М.А., Ахметшина М.И., Фасхутдинов Р.А. а др. М.: Химия. 1987. 352 .

20. Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А. Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии: Учебник для вузов. –3-е изд. Перераб. И доп. – М.: ООО «Недра-Бизнес», 2000 – 677 с: ил.

21. Смидович Е. В. Технология переработки нефти и газа. Ч. 2. — М.: Химия, 1980.